



**HAL**  
open science

# Procédé alternatif pour l'épuration des fumées de hauts fourneaux

Guillemette Thieffry

► **To cite this version:**

Guillemette Thieffry. Procédé alternatif pour l'épuration des fumées de hauts fourneaux. Génie des procédés. Université de Lorraine, 2018. Français. NNT : 2018LORR0288 . tel-02109705

**HAL Id: tel-02109705**

**<https://hal.univ-lorraine.fr/tel-02109705>**

Submitted on 25 Apr 2019

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

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



## AVERTISSEMENT

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

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

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

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

## LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4

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

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

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



UNIVERSITÉ  
DE LORRAINE

SIMPPÉ



# Thèse

Présentée pour l'obtention du grade de

**Docteur de l'Université de Lorraine**

Spécialité **Génie des Procédés, des Produits et des Molécules**

Par

**Guillemette Thieffry**

---

## Procédé alternatif pour l'épuration des fumées de hauts fourneaux

---

Soutenue publiquement le 19 décembre 2018 devant le jury composé de :

<i>Rapporteurs :</i>	<b>Yves GONTHIER</b>	Professeur à l'Université Savoie Mont-Blanc
	<b>Denis BEMER</b>	Responsable d'études à l'INRS
<i>Examineurs :</i>	<b>Evelyne GONZE</b>	Professeur à l'Université Savoie Mont-Blanc (Présidente)
	<b>Nathalie BARDIN-MONNIER</b>	Maitre de conférences à l'Université de Lorraine
	<b>Augustin CHARVET</b>	Maitre de conférences à l'Université de Lorraine (Co-directeur de thèse)
	<b>Dominique THOMAS</b>	Professeur à l'Université de Lorraine (Directeur de thèse)
<i>Invités :</i>	<b>Véronique FALK</b>	Professeur à l'Université de Lorraine
	<b>Souhila PONCIN</b>	Maitre de conférences à l'Université de Lorraine
	<b>Salvatore BERTUCCI</b>	Directeur Qualité chez ArcelorMittal Tailored Blanks





# Remerciements

Dans les moments où nous arrivons au bout d'un chemin, avant d'en emprunter un autre nous avons l'habitude de regarder en arrière et de se remémorer les personnes qui ont partagé ce bout de chemin avec nous. Cette thèse arrivant à son terme je tiens à remercier plusieurs personnes.

En premier lieu je souhaite remercier Laurent Falk, directeur du LRGP, qui m'a accueillie au sein de son laboratoire, ainsi que mes directeurs de thèse, Dominique Thomas et Augustin Charvet, qui m'ont suivie tout au long de ce travail. Ma reconnaissance va aussi à Nathalie Bardin-Monnier pour sa présence.

On ne peut rechercher sans but, c'est pourquoi je remercie ArcelorMittal, coordinateur du projet VALORCO dans lequel s'est inscrit cette thèse, en particulier Éric De Coninck et Salvatore Bertucci pour leur intérêt. Merci également à l'Agence De l'Environnement et de la Maitrise de l'Energie qui a financé le projet.

Grand merci à l'école doctorale, spécialement à Christine Fivet pour son accompagnement et sa disponibilité. Mes remerciements vont aussi aux membres de mon jury de thèse pour leur contribution et leurs conseils, et ce plus particulièrement à Yves Gonthier et Denis Bémer, qui ont accepté d'être rapporteurs, ainsi qu'Evelyne Gonze qui a présidé ma soutenance.

Rien n'aurait pu être possible sans la présence de l'atelier du LRGP qui a grandement participé à la mise en place et au bon fonctionnement de mon pilote expérimental. Merci infiniment à Charly Koenig, Christian Blanchard, Alain Chérèque, Yann Niedergang et Laurent Rogy.

A l'équipe SAFE dans laquelle j'ai gravité, Olivier Dufaud, Laurent Perrin, Cécile Vallières, Jean-Christophe Appert-Colin, Stéphanie Pacault : un grand merci ! Merci aussi à Jean-François Remy pour ses analyses, à Ninon Ponçot pour ses manipulations et à Souhila Poncin pour le partage de ses connaissances. Un grand merci à Véronique Stolf pour sa présence accueillante et sa bonne humeur communicative.

Tous les remerciements vont à mes collègues doctorants qui ont partagé ma vie au labo. Merci à Miriam, David, Selven (le meilleur bureau), Quentin, Carlos, Ryad, Jérémy, Étienne, Charlotte, Nicolas, Karine, François, et Loïc pour ces bons moments passés ensemble !

Il est temps aussi de remercier mes amis pour leur présence à mes côtés, leur soutien en tout genre ainsi que leurs prières ! Je pense à ceux de Nancy, de Brie et d'ailleurs : Antoine, Constance, Jean-Gabriel, Marie-Christine, Yvette, Louise-Marie, Marie, Valentin, Margaux, Benjamin, Louise, Olivier, Bruno, don Emmanuel, Anne-Marie, Françoise, Juliette, Élise, Laïla et les sœurs du Rosier de l'Annonciation. Un grand merci à vous et à tous ceux que je n'ai pas nommés : je vous porte dans mon cœur et dans ma prière !

Avant d'achever ces remerciements, je voudrais remercier chaleureusement ma famille qui m'a soutenue tout au long de ces années et me soutient encore, en particulier mes parents et mes frères et sœurs : Étienne, Timothée, Grégoire, Corentin, Jeanne-Lucie et Élise. Merci de m'avoir donné la vie, de croire en moi et de me faire confiance : je vous aime !

Souvent nous gardons le plus important pour la fin, je termine donc en rendant grâce à Celui que j'aime : j'espère ne jamais me détourner de Toi !

*La vérité vous rendra libres.*

*Jean 8, 32*





# Table des matières

<b>Remerciements</b> .....	<b>i</b>
<b>Table des matières</b> .....	<b>v</b>
<b>Nomenclature</b> .....	<b>ix</b>
<b>Table des figures</b> .....	<b>xii</b>
<b>Table des tableaux</b> .....	<b>xvii</b>
<b>Introduction générale</b> .....	<b>1</b>
Références de l'introduction générale .....	6
<b>Chapitre 1 : Caractérisation des gaz de hauts fourneaux</b> .....	<b>7</b>
I. Contexte .....	9
1- Situation générale .....	9
2- Les hauts fourneaux .....	10
II. Caractéristiques des gaz d'aciéries et des poussières de hauts fourneaux.....	12
1- Caractéristiques des gaz d'aciéries .....	12
2- Caractéristiques des poussières de hauts fourneaux .....	14
2.1 <i>Composition des poussières</i> .....	15
2.2 <i>Masse volumique des poussières (résultats d'analyses)</i> .....	16
2.3 <i>Granulométrie des poussières (résultats d'analyses)</i> .....	17
3- Caractéristiques des effluents à traiter .....	18
III. Conclusion partielle.....	20
Références du chapitre 1 .....	21
<b>Chapitre 2 : Choix du procédé de dépolluissage</b> .....	<b>23</b>
I. Les techniques de dépolluissage .....	25
1- Techniques usuelles de dépolluissage .....	25
1.1 <i>Les dépolluiseurs mécaniques</i> .....	25
1.2 <i>Les dépolluiseurs humides</i> .....	27
1.3 <i>Les dépolluiseurs électrostatiques</i> .....	30
1.4 <i>Les dépolluiseurs à couches filtrantes</i> .....	32
2- Comparaison des techniques.....	34
II. Filtration à travers un lit granulaire sec .....	37
1- Les lits granulaires.....	37
2- Perte de charge initiale .....	42

---

3-	Efficacité de collecte.....	43
3.1.	<i>Capture par impaction inertielle</i> .....	43
3.2.	<i>Capture par diffusion Brownienne</i> .....	47
3.3.	<i>Capture par sédimentation</i> .....	49
3.4.	<i>Capture par interception</i> .....	50
3.5.	<i>Autres mécanismes mis en jeu</i> .....	51
3.6.	<i>Efficacité globale et efficacité minimale</i> .....	52
4-	Influence de la structure du lit et des paramètres opératoires.....	53
III.	Hydrodynamique des colonnes à garnissage .....	57
1-	Les colonnes d'absorption.....	57
2-	Hydrodynamique des colonnes.....	59
2.1	<i>Ecoulement dans une colonne</i> .....	59
2.2	<i>Engorgement</i> .....	61
2.3	<i>Perte de charge</i> .....	62
2.4	<i>Saturation et rétention</i> .....	62
2.5	<i>Efficacité de mouillage</i> .....	63
IV.	Conclusion partielle.....	65
	Références du chapitre 2.....	66
	<b>Chapitre 3 : Conception du pilote expérimental</b> .....	<b>73</b>
I.	Prédimensionnement du pilote expérimental .....	75
1-	Principe du programme Matlab® .....	75
2-	Paramètres et consignes .....	76
2.1	<i>Paramètres d'entrée</i> .....	76
2.2	<i>Exigences en matière d'efficacité et de perte de charge</i> .....	77
3-	Résultats et choix des paramètres .....	78
4-	Hydrodynamique.....	82
II.	Pilote expérimental .....	87
1-	Vue d'ensemble .....	87
2-	La colonne .....	88
3-	Le circuit gaz.....	90
4-	Le circuit eau.....	92
5-	Mesure des performances du lit.....	93
	Références du chapitre 3 .....	95

---

<b>Chapitre 4 : Etude de l'hydrodynamique et des performances initiales du lit granulaire arrosé .....</b>	<b>97</b>
I. Evolution de la saturation / rétention.....	101
1- Saturation de la colonne vide.....	101
2- Saturation statique .....	104
3- Saturation totale du lit .....	105
II. Perte de charge du lit.....	108
1- Perte de charge de la colonne vide.....	108
2- Perte de charge du lit granulaire sec.....	108
3- Perte de charge du lit granulaire arrosé.....	111
3.1. Influence de la taille des collecteurs et du débit d'eau .....	111
3.2. Influence de la hauteur de lit.....	113
III. Efficacité initiale du lit.....	117
1- Protocole expérimental .....	117
2- Efficacité initiale de la colonne vide .....	117
3- Efficacité initiale du lit granulaire sec .....	118
4- Efficacité initiale du lit granulaire arrosé (influence des collecteurs et du débit d'eau)	119
IV. Conclusion partielle.....	122
Références du chapitre 4 .....	124
<b>Chapitre 5 : Performances du lit granulaire arrosé.....</b>	<b>125</b>
I. Configuration optimale.....	127
II. Évolution temporelle des performances .....	129
1- Protocole expérimental .....	129
2- Évolution de la perte de charge.....	129
3- Évolution de l'efficacité.....	131
4- Colmatage longue durée d'un lit granulaire arrosé .....	132
4.1. Évolution de la perte de charge.....	132
4.2. Distributions granulométriques.....	133
4.3. Évolution de l'efficacité .....	136
4.4. Concentration en particules dans l'eau .....	138
III. Conclusion partielle.....	141
<b>Chapitre 6 : Modélisation du lit granulaire arrosé et pré-dimensionnement industriel</b>	<b>143</b>

---

I.	Modélisation de la perte de charge.....	145
1-	Modèle basé sur la perte de charge d'un lit granulaire sec.....	145
1.1	Principe du modèle.....	145
1.2	Modélisation du taux de rétention .....	146
1.3	Validation du modèle .....	150
2-	Modèle basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption .....	152
2.1	Le modèle de perte de charge.....	152
2.2	Ajustement du modèle aux mesures expérimentales .....	152
2.3	Validation du modèle .....	155
II.	Modélisation de l'efficacité.....	157
1-	Modèle basé sur la porosité modifiée .....	157
1.1	Modèle d'efficacité.....	157
1.2	Validation du modèle .....	158
2-	Modèle introduisant un coefficient dépendant du débit de liquide .....	160
2.1	Modèle d'efficacité.....	160
2.2	Validation du modèle .....	160
III.	Pré-dimensionnement d'un pilote industriel .....	162
IV.	Conclusion partielle.....	165
	Références du chapitre 6 .....	166
	<b>Conclusion générale .....</b>	<b>167</b>
	<b>Annexes.....</b>	<b>173</b>
	Annexe A : Mesures de saturation et de rétention liquide.....	175
	Annexe B : Mesures de perte de charge.....	182
	Annexe C : Efficacités en cours de colmatages.....	186
	Annexe D : Modélisation de la perte de charge et de l'efficacité initiale.....	187
	<b>Abstract.....</b>	<b>191</b>
	<b>Résumé.....</b>	<b>192</b>

# Nomenclature

## Lettres majuscules

$A_s$	Fonction de la porosité	(-)
$C_{am}$	Concentration de particules en amont du filtre	(g.L <sup>-1</sup> )
$C_{av}$	Concentration de particules en aval du filtre	(g.L <sup>-1</sup> )
CE	Coefficient d'épuration	(-)
Cc	Coefficient de Cunningham	(-)
$D_{diff}$	Coefficient de diffusion	(-)
E	Efficacité globale du lit granulaire	(-)
Eö	Nombre d'Eötvös $Eö = \rho_L g \frac{d_g^2}{\gamma_s}$	(-)
F	Facteur de garnissage	(m <sup>-1</sup> )
G	Débit massique spécifique du gaz	(kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )
$Ga_L$	Nombre de Galilée $Ga_L = \frac{g d_g^3 \rho_L^2}{\mu_L^2}$	(-)
$G_r$	Nombre de gravité	(-)
$K_b$	Constante de Boltzmann, égale à 1,38065.10 <sup>-23</sup>	(m <sup>2</sup> .kg.s <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> )
$K_n$	Nombre de Knudsen	(-)
L	Débit massique spécifique du liquide	(kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> )
P	Pression	(Pa)
$P_{erm}$	Perméance	(-)
$\Delta P$	Perte de charge	(Pa)
Pe	Nombre de Peclet	(-)
R	Rapport diamètre des particules / diamètre des collecteurs	(-)
$R_e$	Nombre de Reynolds	(-)
$Re_L$	Nombre de Reynolds pour le liquide $Re_L = \frac{d_g L}{\mu_L}$	(-)
St	Nombre de Stokes	(-)
$St_{eff}$	Nombre de Stokes effectif	(-)
T	Température	(K)
TR	Taux de rétention liquide	(-)
TS	Taux de saturation liquide	(-)

## Nomenclature

---

$U_{Geng}$	Vitesse du gaz à l'engorgement	(m.s <sup>-1</sup> )
$We_L$	Nombre de Weber $We_L = \frac{d_g L^2}{\rho_L \gamma_s}$	(-)
X	Facteur d'écoulement	(-)
$Y_{eng}$	Ordonnée de Lobo	(-)
Z	Hauteur du lit	(m)

### **Lettres minuscules**

a	Surface volumique du garnissage en vrac	(m <sup>2</sup> .m <sup>-3</sup> )
$a_g$	Surface volumique d'un élément du garnissage	(m <sup>2</sup> .m <sup>-3</sup> )
$d_g$	Diamètre des collecteurs	(m)
$d_{gm}$	Diamètre des collecteurs mouillés	(m)
$d_p$	Diamètre des particules	(m)
f	Efficacité de mouillage	(-)
g	Accélération de la pesanteur, égale à 9,81	(m.s <sup>-2</sup> )
$g(\varepsilon)$	Fonction de la porosité	(-)
$k_1$	Constante de Carman-Kozeny	(-)
$k_2$	Constante de Burke et Plummer	(-)
l	Libre parcours moyen	(m)
n	Exposant	(-)
$q_c$	Charge électrique du collecteur	(C)
$q_p$	Charge électrique de la particule	(C)
$u_s$	Vitesse en fût vide du fluide	(m.s <sup>-1</sup> )

### **Lettres grecques**

$\alpha$	Paramètre	(-)
$\beta$	Paramètre	(-)
$\varepsilon$	Porosité du lit	(-)
$\varepsilon_m$	Porosité du lit mouillé	(-)
$\varepsilon_c$	Constante diélectrique du collecteur	(-)
$\varepsilon_f$	Constante diélectrique du fluide	(-)
$\varepsilon_p$	Constante diélectrique de la particule	(-)
$\gamma$	Paramètre	(-)

---

## Nomenclature

---

$\gamma_s$	Tension superficielle du liquide	(N.m <sup>-1</sup> )
$\eta_d$	Efficacité de diffusion	(-)
$\eta_i$	Efficacité d'impaction	(-)
$\eta_r$	Efficacité d'interception	(-)
$\eta_s$	Efficacité de sédimentation	(-)
$\eta_t$	Efficacité totale	(-)
$\rho_p$	Masse volumique des particules	(kg.m <sup>-3</sup> )
$\rho_x$	Masse volumique du fluide x	(kg.m <sup>-3</sup> )
$\mu_x$	Viscosité dynamique du fluide x	(Pa.s)

---

## Table des figures

Figure I.1 : Le projet VALORCO (Ademe, 2014).....	4
Figure 1.1 : Schéma d'un haut fourneau (Köning, 2005).....	10
Figure 1.2 : Composition des gaz d'aciéries en % volumique (ArcelorMittal, 2014).....	13
Figure 1.3 : Circuit d'épuration des poussières (hauts fourneaux de Gand, ArcelorMittal) et emplacement des prises d'échantillons de poussières (hauts fourneaux de Dunkerque, ArcelorMittal)(ArcelorMittal, 2014).....	14
Figure 1.4 : Analyse EDX de poussières de hauts fourneaux (site de Dunkerque, ArcelorMittal).....	16
Figure 1.5 : Images au MEB de poussières retenues par le cyclone du circuit poussières (hauts fourneaux, site de Dunkerque, ArcelorMittal).....	17
Figure 1.6 : Courbe granulométrique des poussières de hauts fourneaux retenues par le cyclone (site de Dunkerque, ArcelorMittal).....	18
Figure 2.1 : Dépoussiéreur mécanique : cyclone ("Cyclone (séparation)," 2015, "Épuration Dépoussiéreurs Cyclone avec tamisage," 2015).....	26
Figure 2.2 : Dépoussiéreur humide : laveur ("Dépoussiéreur à voie humide," 2015; Dhelft, 1994).....	28
Figure 2.3 : Dépoussiéreur électrostatique ("Electrofiltre," 2013, "Équipements de dépoussiérage électrostatique des fumées," 2015).....	30
Figure 2.4 : Dépoussiéreurs à couche filtrante : filtres à manches ("Filtres à manche," 2015, "Flux d'air : processus d'épuration," 2014).....	33
Figure 2.5 : Lit granulaire (Xiao et al., 2013).....	37
Figure 2.6 : Dispositifs brevetés pour la régénération des lits granulaires (Blais et al., 2004; Denis, 1981; Gimag, 1981).....	39
Figure 2.7 : Collecte par impaction inertielle.....	44
Figure 2.8 : Modèles d'efficacité de capture par impaction en fonction de $d_p$ .....	46
Figure 2.9 : Collecte par diffusion Brownienne.....	48
Figure 2.10 : Modèles d'efficacité de capture par diffusion en fonction de $d_p$ .....	49
Figure 2.11 : Collecte par sédimentation.....	50
Figure 2.12 : Collecte par interception.....	51
Figure 2.13 : Efficacité unitaire de collecte en fonction de $d_p$ .....	53
Figure 2.14 : Influence du diamètre des collecteurs, de la hauteur du lit et de la vitesse de l'effluent sur l'efficacité (à gauche) et la perte de charge (à droite) d'un lit granulaire.....	55
Figure 2.15 : Colonne à garnissage fonctionnant à contre-courant (gauche) et co-courant (droite) (INERIS, 2004).....	57
Figure 2.16 : Régimes d'écoulement dans une colonne à garnissage d'après Charpentier (1976) dans le cas où le liquide est l'eau.....	60
Figure 2.17 : Diagramme de Lobo (garnissage en vrac) (Copigneaux, 1993).....	61
Figure 3.1 : Influences respectives du diamètre des collecteurs et de la hauteur de lit pour une vitesse de $0,15 \text{ m.s}^{-1}$ et différents diamètres de particules (conditions limites : $\Delta P < 50 \text{ mbar}$ et $\eta > 0,7$ ).....	79



---

Figure 3.2 : Influences respectives du diamètre des collecteurs et de la hauteur de lit pour une vitesse de 0,50 m.s <sup>-1</sup> et différents diamètres de particules (conditions limites : $\Delta P < 50$ mbar et $\eta > 0,7$ ).....	80
Figure 3.3 : Influences du diamètre de particules (a) et de la vitesse du gaz (b) sur l'efficacité de collecte d'un lit granulaire sec de 50 cm de hauteur rempli de collecteurs de 2 mm de diamètre.....	81
Figure 3.4 : Photographie d'ensemble du pilote.....	87
Figure 3.5 : Schéma d'ensemble du pilote (configuration co-courant).....	88
Figure 3.6 : Colonne de filtration.....	89
Figure 3.7 : Ouverture du pilote expérimental.....	90
Figure 3.8 : Générateur d'aérosols (Palas, 2016).....	91
Figure 3.9 : Distribution granulométrique en nombre du Corindon blanc SRA (d <sub>50</sub> = 1.8 $\mu$ m).....	92
Figure 3.10 : Circuit de liquide.....	93
Figure 4.1 : Engorgement de la colonne en configuration contre-courant (de gauche à droite : 50 cm de billes de 5 mm, 20 cm de billes de 10 mm et 20 cm d'anneaux Raschig).....	100
Figure 4.2 : Représentation schématique de la mesure de la saturation / rétention dynamique.....	102
Figure 4.3 : Distributeur d'eau à déversoir (vue du dessus à gauche et de côté à droite).....	102
Figure 4.4 : Volume d'eau présent dans la colonne exempte de collecteurs en présence d'un écoulement d'eau.....	103
Figure 4.5 : Représentation schématique de la mesure de la saturation / rétention statique.....	104
Figure 4.6 : Saturation liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre et un lit de 50 cm de hauteur.....	106
Figure 4.7 : Rétention liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre et un lit de 50 cm de hauteur.....	106
Figure 4.8 : Rétention liquide moyenne en fonction de la hauteur du lit et du débit d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre.....	107
Figure 4.9 : Perte de charge de la colonne vide pour différents débits d'air et d'eau.....	108
Figure 4.10 : Perte de charge du lit sec en fonction du débit d'air pour différents éléments de garnissage et hauteurs de lit.....	109
Figure 4.11 : $\Delta P/Z$ du lit sec en fonction du débit d'air pour différents types de garnissage et hauteurs de lit.....	110
Figure 4.12 : Perte de charge d'un lit de 50 cm en fonction du débit d'air pour différents débits d'eau et différents diamètres de collecteurs.....	112
Figure 4.13 : Répétabilité des mesures (lit de 50 cm de billes de 5 mm de diamètre).....	113
Figure 4.14 : Perte de charge en fonction du débit d'eau et des collecteurs pour un lit de 50 cm et un débit d'air de 20 m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .....	113
Figure 4.15 : Perte de charge du lit granulaire arrosé en fonction de la hauteur du lit et du diamètre des collecteurs pour différents débits d'eau et pour un débit d'air de 20 m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .....	114
Figure 4.16 : $\Delta P/Z$ du lit granulaire arrosé en fonction de la hauteur du lit et du débit d'eau pour des billes de 5 mm de diamètre et un débit d'air de 20 m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .....	116
Figure 4.17 : Efficacité initiale de la colonne exempte de collecteurs pour différents débits d'eau.....	118

---

---

Figure 4.18 : Efficacité initiale du lit sec en fonction du diamètre des particules pour différents collecteurs.....	119
Figure 4.19 : Efficacité de collecte initiale en fonction du diamètre des particules pour différents débits d'eau et différents types de collecteurs.....	120
Figure 5.1 : Efficacité initiale numérique globale de collecte en fonction de la perte de charge pour un lit de 50 cm de hauteur et un débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ .....	128
Figure 5.2 : Perte de charge sur 6 h de colmatage pour un lit granulaire sec et un lit granulaire arrosé, pour un débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ et une concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ .....	130
Figure 5.3 : Efficacité globale massique d'un lit granulaire arrosé sur 6 h de colmatage (collecteurs de 5 mm de diamètre et débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ ) pour un débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ et une concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ .....	131
Figure 5.4 : Perte de charge au cours de l'essai de colmatage sur 6 et 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ , débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ , concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ ).....	133
Figure 5.5 : Distributions granulométriques en nombre au cours de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ , débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ , concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ ).....	134
Figure 5.6 : Distribution granulométriques sur l'ensemble de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ , débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ , concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ ).....	135
Figure 5.7 : Minimum d'efficacité en nombre au cours de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ , débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ , concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ , $d_p$ de $1 \mu\text{m}$ ).....	136
Figure 5.8 : Efficacité fractionnelle en nombre au cours de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ , débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ , concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ ).....	137
Figure 5.9 : Efficacité globale massique au cours de l'essai de colmatage sur 6 et 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ , débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ , concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ ).....	138
Figure 5.10 : Concentration en particules dans l'eau en sortie du bac au cours de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ , débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ , concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ ).....	139
Figure 5.11 : Répartition des particules générées lors de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de $12 \text{ L.min}^{-1}$ , débit d'air de $20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ , concentration en particules de $4,5 \text{ g.m}^{-3}$ ).....	140
Figure 6.1 : Modification du lit granulaire en présence d'eau.....	146
Figure 6.2 : Comparaison des taux de rétention expérimentaux et théoriques pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm (modèle basé sur la perte de charge d'un lit granulaire sec).....	149
Figure 6.3 : Diagramme de parité des pertes de charge expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm (modèle basé sur la perte de charge d'un lit granulaire sec).....	151

---

---

Figure 6.4 : Diagramme de parité des pertes de charge expérimentales et ajustées pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm (modèle basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption).....	153
Figure 6.5 : Diagramme de parité des pertes de charge expérimentales et ajustées pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm sur la plage 0-5 mbar (modèle basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption).....	154
Figure 6.6 : Diagramme de parité des pertes de charge expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm (modèle basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption).....	156
Figure 6.7 : Comparaison des efficacités expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées (modèle basé sur la modification de la porosité et du diamètre des collecteurs).....	159
Figure 6.8 : Comparaison des efficacités expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées (modèle introduisant un coefficient dépendant du débit de liquide).....	161
Figure 6.9 : Schéma d'un bloc unitaire filtrant.....	163
Figure 6.10 : Schéma du dépoussiéreur composé de 3 colonnes de 5 blocs unitaires filtrants.....	163
Figure A.1 : Saturation liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre.....	175
Figure A.2 : Saturation liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 10 mm de diamètre.....	176
Figure A.3 : Saturation liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 2 mm de diamètre.....	177
Figure A.4 : Rétention liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre.....	178
Figure A.5 : Rétention liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 10 mm de diamètre.....	179
Figure A.6 : Rétention liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 2 mm de diamètre.....	180
Figure A.7 : Saturation liquide en fonction de la hauteur du lit de collecteurs et du débit d'eau.....	181
Figure A.8 : Rétention liquide en fonction de la hauteur du lit de collecteurs et du débit d'eau.....	181
Figure B.1 : Perte de charge en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre.....	182
Figure B.2 : Perte de charge en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 10 mm de diamètre.....	183
Figure B.3 : Perte de charge en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 2 mm de diamètre.....	184
Figure B.4 : $\Delta P/Z$ du lit granulaire arrosé en fonction de la hauteur du lit et du débit d'eau pour des billes de 10 mm de diamètre et un débit d'air de $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ .....	185
Figure B.5 : $\Delta P/Z$ du lit granulaire arrosé en fonction de la hauteur du lit et du débit d'eau pour des billes de 2 mm de diamètre et un débit d'air de $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ .....	185

---

Figure C.1 : Efficacité massique d'un lit granulaire arrosé sur 6 h de colmatage pour différents collecteurs et débits d'eau pour un débit d'air de $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ et une concentration en particules de $4,5 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ .....	186
Figure D.1 : Diagramme de parité du paramètre $\beta$ du modèle de perte de charge basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption pour les trois tailles de collecteurs.....	188
Figure D.2 : Diagramme de parité des efficacités expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées (modèle basé sur la modification de la porosité et du diamètre des collecteurs).....	189
Figure D.3 : Diagramme de parité des efficacités expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées (modèle introduisant un coefficient dépendant du débit de liquide.....	190

## Table des tableaux

Tableau 1.1 : Caractéristiques des gaz d'aciéries (ArcelorMittal, 2014).....	12
Tableau 1.2 : Composition des gaz d'aciéries.....	13
Tableau 1.3 : Impuretés dans les gaz de haut fourneau (en sortie de cheminée) (ArcelorMittal, 2014).....	13
Tableau 1.4 : Composition et granulométrie de poussières de hauts fourneaux (Raguin, 1992).....	15
Tableau 1.5 : Composition des poussières de hauts fourneaux (ArcelorMittal, 2014).....	15
Tableau 1.6 : Masse volumique des poussières de hauts fourneaux retenues par le cyclone (site de dunkerque, ArcelorMittal).....	17
Tableau 1.7 : Caractéristiques du gaz de hauts fourneaux empoussiéré.....	19
Tableau 2.1 : Comparaison des techniques de dépoussiérage.....	36
Tableau 2.2 : Paramètres opératoires des différentes études citées.....	41
Tableau 2.3 : Valeurs des constantes A, B et C du facteur de Cunningham.....	45
Tableau 2.4 : Modèle d'efficacité de capture par impaction.....	47
Tableau 2.5 : Facteur $g(\epsilon)$ des modèles d'efficacité de capture par diffusion.....	49
Tableau 2.6 : Modèles d'efficacité de capture par les forces électrostatiques (Nielsen and Hill, 1976).....	52
Tableau 2.7 : Influence des paramètres sur l'efficacité et la perte de charge d'un lit granulaire.....	54
Tableau 2.8 : Caractéristiques des garnissages en vrac (Copigneaux, 1993).....	59
Tableau 3.1 : Paramètres du programme Matlab®.....	77
Tableau 3.2 : Facteur de garnissage et surface volumique du garnissage en vrac en fonction du diamètre des collecteurs.....	82
Tableau 3.3 : Pourcentage à l'engorgement en fonction de la vitesse du gaz, du débit d'eau et du diamètre des collecteurs pour une colonne de 0,2 m de diamètre et un lit de porosité 0,4.....	83
Tableau 3.4 : Débit de liquide minimum et maximum pour respecter l'inégalité de Copigneaux.....	84
Tableau 3.5 : Efficacité de mouillage en régime ruisselant en fonction de la vitesse du gaz, du débit d'eau et du diamètre des collecteurs pour une colonne de 0,2 m de diamètre et un lit de porosité 0,4.....	85
Tableau 3.6 : Composition chimique moyenne du Corindon blanc SRA.....	92
Tableau 4.1 : Calcul du volume d'eau présent dans la colonne exempte de collecteurs en présence d'un écoulement d'eau.....	103
Tableau 4.2 : Modèles théoriques du volume d'eau (cL) présent dans la colonne vide ( $Z=0$ ).....	104
Tableau 4.3 : Saturation liquide statique en fonction des collecteurs utilisés.....	105
Tableau 4.4 : Saturation et rétention liquide totale moyenne pour un lit de 50 cm de hauteur.....	107

Tableau 5.1 : Efficacité massique moyenne d'un lit granulaire arrosé en colmatage sur 6 h.....	132
Tableau 6.1 : Corrélations du taux de rétention liquide.....	147
Tableau 6.2 : Rappel des modèles d'efficacité des différents mécanismes de collecte.....	157
Tableau D.1 : Valeurs ajustées du terme $e\alpha$ pour les essais réalisés avec des billes de 5 mm de diamètre (modèle de perte de charge basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption).....	187
Tableau D.2 : Valeurs ajustées du terme $e\alpha$ pour les essais réalisés avec des billes de 10 mm de diamètre (modèle de perte de charge basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption).....	187
Tableau D.3 : Valeurs ajustées du terme $e\alpha$ pour les essais réalisés avec des billes de 2 mm de diamètre (modèle de perte de charge basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption).....	187

# **Introduction générale**





De nos jours, les industries sont confrontées au défi majeur de limiter les émissions de gaz à effet de serre afin de lutter contre le réchauffement climatique et la pollution atmosphérique. La concentration en CO<sub>2</sub> dans l'atmosphère a augmenté de plus de 6 % au cours de ces 10 dernières années (Lorck, 2017), ce qui a conduit à la prise de mesures pour limiter l'impact des activités humaines sur l'évolution du climat.

L'industrie sidérurgique est responsable d'une forte émission de dioxyde de carbone car la production d'acier se fait majoritairement par séparation du fer et de l'oxygène contenus dans le minerai, grâce à un agent réducteur qui contient du carbone. Les progrès réalisés durant les dernières années en matière de réduction des émissions de CO<sub>2</sub> connaissent actuellement un ralentissement (Ademe, 2014) : c'est pourquoi on cherche aujourd'hui à réduire ces émissions soit en abaissant la consommation de carbone, soit en évitant le rejet à l'atmosphère du CO<sub>2</sub> produit.

Le projet VALORCO (VALOrisation et Réduction des émissions de CO<sub>2</sub> en industrie) s'inscrit dans cet objectif et propose aussi bien de réduire à la source les quantités de CO<sub>2</sub> que de valoriser celles qui sont émises. Ce projet est piloté par ArcelorMittal, financé par l'Agence De l'Environnement et de la Maitrise de l'Energie (ADEME) et regroupe de nombreux partenaires industriels, institutionnels et universitaires autour de différentes tâches. Il explore différentes voies qui concourent à l'objectif de diminution des émissions de CO<sub>2</sub>.

Au sein du projet, le lot 1 a pour objectif de limiter le rejet de CO<sub>2</sub> en envisageant sa valorisation par transformation chimique ou biologique afin de produire des éléments à valeur ajoutée. Le dépoussiérage des fumées, la préparation du CO<sub>2</sub> par filtration, séparation et enrichissement des fumées sont les tâches préliminaires de ce lot dans la perspective de favoriser le développement des procédés de valorisation du CO<sub>2</sub> pour une compatibilité du gaz avec ces procédés. Par la suite les voies possibles de valorisation développées à l'échelle laboratoire se déclinent en différentes tâches qui portent sur l'étude de la carbonatation minérale, la fermentation, le captage par intensification de méthanisation, et la valorisation par la thermochimie et par l'électrochimie. Dans le lot 2, la stratégie du projet VALORCO est de développer une alternative à l'utilisation du carbone. Les voies envisagées sont l'utilisation d'un gaz à base de méthane pour la réduction du minerai de fer avec une réduction des émissions de CO<sub>2</sub> à la source et l'électrolyse d'hématite pour la production de fer. Pour finir le lot 3 aborde l'intégration industrielle du procédé car le projet doit inclure dans son ensemble l'évaluation des conditions économiques et techniques en amont d'une phase industrielle afin d'estimer la faisabilité du procédé.

Après une étude à l'échelle du laboratoire, la technologie la plus prometteuse d'un point de vue technico-économique pourrait aboutir à la construction d'un pilote industriel, puis à la conception d'un démonstrateur commercial (voir Figure I.1).

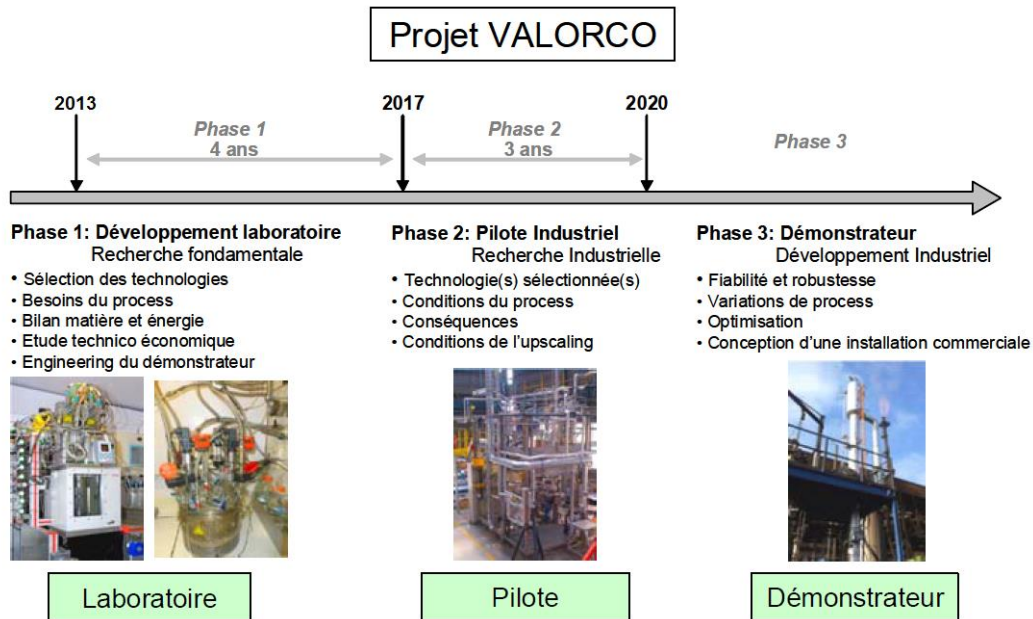


Figure I.1 : Le projet VALORCO (Ademe, 2014)

La valorisation des gaz de hauts fourneaux implique une phase préliminaire de dépoussiérage des fumées. Leur épuration comporte deux étapes : une épuration sèche et une épuration humide (Lamesch et al., 2006). Lors de l'étape d'épuration sèche, les gaz transitent dans un dépoussiéreur (appelé sac à poussières) dans lequel les particules d'un diamètre supérieur à 200-300  $\mu\text{m}$  sédimentent puis dans un cyclone qui collecte une partie des particules résiduelles sous l'effet de la force centrifuge (Raguin, 1992). L'épuration humide est réalisée dans un laveur-venturi, dans lequel les poussières sont piégées par des gouttelettes d'eau pulvérisées à l'intérieur du laveur (Bicocchi et al., 2009). Actuellement, les installations mises en place dans les circuits d'épuration des gaz permettent de respecter les normes de rejet en poussières, soit 10  $\text{mg.Nm}^{-3}$  (arrêté du 26 août 2013). Cette valeur peut néanmoins rester trop élevée pour la mise en place d'une filière de valorisation du dioxyde de carbone. Une épuration particulière plus poussée peut donc s'avérer nécessaire.

Ce travail de thèse s'inscrit dans le lot 1 du projet VALORCO et a pour objectif de proposer un procédé de dépoussiérage permettant d'obtenir un gaz dont on pourra capter et valoriser le dioxyde de carbone. Il existe plusieurs techniques permettant d'extraire les particules solides d'un effluent gazeux : les cyclones, les dépoussiéreurs humides, les électrofiltres, et les dépoussiéreurs à couches filtrantes. Dans la chaîne de traitement des gaz de hauts fourneaux, notre procédé doit être suivi d'un procédé de séparation membranaire. La concentration particulaire maximale requise en entrée de ce procédé étant, à ce jour, inconnue, il a été décidé de choisir un procédé permettant d'avoir une efficacité la plus élevée possible, ce qui nous oriente vers les électrofiltres ou les médias filtrants. Les électrofiltres présentent un risque d'explosion (INERIS, 2003) compte tenu de la composition des gaz (notamment par la présence de monoxyde de carbone). Quant aux dépoussiéreurs à couches filtrantes, leur inconvénient majeur est le phénomène de colmatage, qui entraîne une augmentation de la perte de charge au cours du temps et donc

un coût de fonctionnement élevé de l'opération de filtration (nécessité de régénérer périodiquement le média).

L'absence de solution technologique actuelle satisfaisante nous a donc incités à développer un autre procédé permettant de conserver une bonne efficacité tout en maintenant une perte de charge constante et limitée. La technologie du lit granulaire a été retenue en raison de la simplicité de sa mise en œuvre et de son efficacité élevée. Son originalité réside dans le fait de ré-entraîner en continu les particules collectées à l'aide d'un écoulement de liquide (formant un film à la surface des grains) et ainsi de pallier le problème de colmatage en maintenant une perte de charge constante. La difficulté majeure consiste à choisir les paramètres opératoires et les caractéristiques du séparateur permettant d'obtenir une bonne efficacité (proche de celles des médias filtrants) tout en maintenant une perte de charge constante et limitée. La finalité de ce travail vise le prédimensionnement d'un séparateur industriel capable de traiter les fumées des hauts fourneaux.

Ce mémoire se divise en plusieurs parties. Après avoir présenté le contexte des hauts fourneaux, le Chapitre 1 détaille la caractérisation des gaz d'aciéries et des poussières des hauts fourneaux réalisée à partir de données issues de la littérature, de mesures industrielles communiquées par ArcelorMittal et d'analyses réalisées dans notre laboratoire. Ensuite, une synthèse des différents procédés de dépoussiérage existants a été faite et a abouti au choix d'étudier le fonctionnement d'un lit granulaire arrosé (Chapitre 2). Cette technique résultant d'une combinaison entre un lit granulaire traditionnel et une colonne d'absorption, ce second chapitre s'est plus particulièrement intéressé à ces deux technologies. Il décrit notamment les mécanismes de capture des particules dans un lit granulaire, les paramètres entrant en jeu dans ces mécanismes, leur ordre de grandeur ainsi que leur influence sur l'efficacité et l'évolution de la perte de charge des séparateurs. Il se penche également sur les aspects hydrodynamiques advenant dans les colonnes d'absorption, notamment en termes de mouillage et d'engorgement. Ce travail préparatoire a permis d'aboutir à la création d'un pilote à échelle laboratoire dont les aspects de dimensionnement, de conception et de montage sont détaillés dans le Chapitre 3. Ce chapitre explique en outre le choix des paramètres qui ont été étudiés et les plages de valeurs sur lesquelles ils varient. Le Chapitre 4 présente l'étude expérimentale qui a permis de caractériser les lits granulaires sec et arrosé en termes d'hydrodynamique et d'efficacité initiale, ainsi qu'une étude paramétrique (hauteur du lit, taille des collecteurs, débits d'eau et d'air). L'étape suivante, qui fait l'objet du Chapitre 5, a été de déterminer les performances à l'état initial et temporelles du lit granulaire arrosé, notamment en mettant en place des essais de colmatage. Enfin, avant de terminer par la conclusion générale et les perspectives de cette thèse, le Chapitre 6 décrit le travail de modélisation qui a été réalisé à partir des données expérimentales. Un modèle permettant de calculer la perte de charge et l'efficacité initiale d'un lit granulaire arrosé a été mis en place, et un exemple de prédimensionnement à échelle industrielle d'une unité de filtration par lits granulaires arrosés est proposé.

## **Références de l'introduction générale**

Ademe, 2014. VALORCO [WWW Document]. URL <http://www.ademe.fr/sites/default/files/assets/documents/valorco-20140911.pdf> (accessed 11.27.14).

Bicocchi, S., Boulinguez, M., Diard, K., 2009. Les polluants et les techniques d'épuration des fumées, Tec & Doc. ed. Lavoisier, Paris, France.

INERIS, 2003. Systèmes communs de traitement des eaux et gaz résiduaux. Document interne.

Lamesch, M., Ivanova, A., Wercollier, L., 2006. Concept de conservation des hauts fourneaux de belval. Le Fonds Belval, Luxembourg.

Lorck, J., 2017. Vers 410 ppm de CO<sub>2</sub> en 2017 [WWW Document]. global-climat. URL <https://global-climat.com/2017/04/08/vers-410-ppm-de-co2-en-2017/> (accessed 10.5.18).

Raguin, J., 1992. Protection de l'environnement : technologie. Techniques de l'Ingénieur, Paris, France.

**Chapitre 1 :**  
**Caractérisation des gaz de hauts**  
**fourneaux**



# I. Contexte

## 1- Situation générale

Les particules en suspension dans l'atmosphère constituent un ensemble vaste et hétérogène sur le plan chimique et physique (Sammut, 2007). Ces particules ont des diamètres allant de 0,005  $\mu\text{m}$  à 100  $\mu\text{m}$  et leur origine peut être naturelle (volcans, érosion, embruns...) ou liée à l'activité humaine (anthropique).

On appelle « poussières » des particules solides, le plus souvent de taille supérieure à 1  $\mu\text{m}$ , mises en suspension par des procédés mécaniques (effritement de matières, broyage, concassage, érosion des sols, ...) ou produites par des procédés industriels (combustion, processus haute-température, ...) (Lamaison, 2006).

Dans la littérature, on emploie bien souvent indistinctement les termes « particules » et « aérosols ». Cependant, ces deux termes sont sensiblement différents. Un aérosol est un ensemble de particules, solides et/ou liquides, en suspension dans un milieu gazeux et présentant une vitesse de chute négligeable (Renoux and Boulaud, 1998). La notion d'aérosol inclut à la fois les particules et le gaz dans lequel elles se trouvent en suspension.

Qu'ils soient d'origine naturelle ou anthropique, les aérosols participent de manière significative à la pollution atmosphérique. Les particules en suspension ou les matières particulaires sont des polluants atmosphériques importants dont les principales sources anthropiques sont l'utilisation de gazole (diesel) et d'essence des véhicules et les activités industrielles (construction, secteur minier, combustion, métallurgie, chimique...). Lors de leur émission dans l'atmosphère, les particules peuvent véhiculer de nombreuses substances toxiques telles que des métaux lourds, des métalloïdes ou des composés organiques (CITEPA, 2013; Sammut, 2007).

La nécessité d'un air exempt de particules demeure une condition *sine qua non* pour un très grand nombre de procédés industriels. Pour certains, une qualité d'air extrêmement élevée est même requise (par exemple dans la fabrication de plaquettes de silicium). Les enjeux environnementaux et sociétaux sont également au cœur de cette problématique et actuellement, certains acteurs majeurs de la recherche scientifique s'en préoccupent fortement. Dans le cas de cette étude (conception d'un nouveau procédé permettant de filtrer les gaz de hauts fourneaux), les effluents gazeux ne seront pas directement rejetés à l'atmosphère après traitement par un système d'épuration, mais seront récupérés en vue d'une valorisation du dioxyde de carbone.

## 2- Les hauts fourneaux

L'industrie sidérurgique est la principale source de CO<sub>2</sub> parmi les différents secteurs industriels (IEA, 2007), étant responsable de près de 30 % des émissions industrielles avec 6,5 gigatonnes de CO<sub>2</sub> en 2011 (IEA, 2013).

Un haut fourneau (voir Figure 1.1) est un four à combustion interne utilisé pour produire de la fonte, alliage de fer et de carbone, première étape dans la production d'acier (American Iron and Steel Institute, 2014). Les premiers hauts-fourneaux, apparus au XIV<sup>ème</sup> siècle, produisaient une tonne de fonte par jour. Fabriqués en pierre et revêtus de briques réfractaires, ils étaient généralement hauts de 5 à 7 m et utilisaient non pas du coke mais du charbon de bois (Eurotherm, 2014; Köning, 2005). Depuis, les équipements des hauts fourneaux ont évolué : ces derniers peuvent atteindre 80 m de haut et produisent jusqu'à 13 000 tonnes de fonte par jour. Le principe de fabrication de la fonte et de l'acier a très peu évolué, mais les hauts fourneaux modernes sont plus imposants, présentent des équipements améliorés comme de nombreux contrôles automatiques afin d'augmenter le rendement de production. Une fois opérationnel, un haut fourneau fonctionne en continu pendant toute sa durée de vie, soit une dizaine d'années.

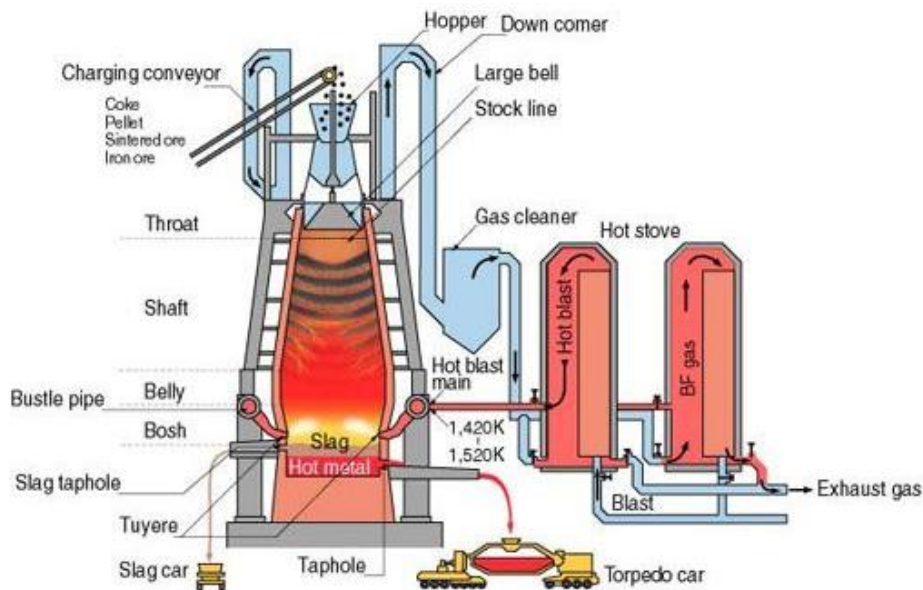


Figure 1.1 : Schéma d'un haut fourneau (Köning, 2005)

Les matières premières (minerai de fer, coke et calcaire) sont déversées par le haut du haut fourneau. Les oxydes de fer utilisés pour la fabrication de la fonte proviennent (American Iron and Steel Institute, 2014) :

- de minerai brut (de l'hématite (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) ou de la magnétite (Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>)) contenant 50 à 70 % de fer, pouvant être chargé directement dans le haut fourneau sans traitement supplémentaire. Le minerai ayant une plus faible teneur en fer peut être concassé et broyé en une poudre de telle sorte que l'on puisse éliminer le matériau appelé « gangue ». La poudre restante, riche



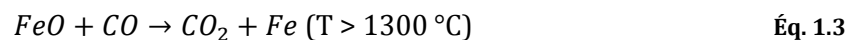
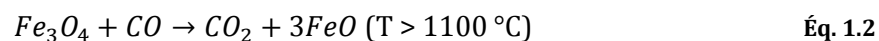
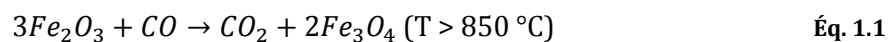
en fer, est roulée en boules et cuite dans un four pour produire des « pellets » contenant 60 à 65 % de fer.

- des agglomérés, produits à partir de fin minerai brut, de fines de coke, de calcaire et de nombreux autres déchets d'acier contenant du fer. Ces matériaux fins sont mélangés puis fondus.

Le coke (charbon cuit) est produit à partir d'un mélange de charbons qui est broyé en une poudre puis chargé dans un four pour y être cuit. La majeure partie de la matière volatile (telle que l'huile et le goudron) est alors éliminée. Le coke est retiré du four après 18 à 24 h avant d'être refroidi et tamisé. Il contient majoritairement du carbone (90 à 93 %) ainsi que de la cendre et du soufre.

Le calcaire descend dans le haut-fourneau et se transforme en calcite. Cette dernière est utilisée pour éliminer le soufre du fer, ce qui est nécessaire avant que le métal chaud ne devienne de l'acier.

L'air chaud est insufflé à la base du haut fourneau. La combustion du coke va former un oxyde de carbone, nécessaire à la réduction des oxydes de fer. La chaleur dégagée par la combustion va entraîner la fonte du fer et de la gangue. Les réactions de réduction sont les suivantes :



On obtient alors de la fonte liquide sur laquelle flotte du laitier (gangue liquide où se retrouvent les impuretés, de densité plus faible que la fonte). Fonte et laitier vont s'accumuler dans le creuset, où ils seront séparés par différence de masse et régulièrement prélevés (Köning, 2005). La fonte est principalement composée de fer (93,5-95 %), mais également de carbone (4,1-4,4 %) et de traces de manganèse (0,55-0,75 %), de silicium (0,3-0,9 %), de phosphore (0,03-0,09 %), de titane (0,02-0,06 %) et de soufre (0,025-0,05 %). Elle est acheminée vers une aciérie pour être utilisée dans la production d'acier. Une fois solidifié, le laitier peut être utilisé comme substituant au ciment, comme engrais ou dans la production du verre.

Ce procédé de fabrication génère, en plus du fer fondu et du laitier, une grande quantité de gaz chauds qui sortent de la partie supérieure du haut fourneau. Ils passent alors dans un système d'épuration pour être dépoussiérés. Ils peuvent ensuite être utilisés pour préchauffer l'air entrant dans le haut fourneau, chauffer le four et la cokerie, réchauffer les fours de l'aciérie, ou encore être directement envoyés vers des centrales thermiques ("Les hauts fourneaux," 2014).

## II. Caractéristiques des gaz d'aciéries et des poussières de hauts fourneaux

Chaque étape de la production de l'acier génère des gaz de composition différente. Les cokeries permettent de produire, à partir de charbon, le coke nécessaire à la fabrication de la fonte, réalisée dans les hauts fourneaux. Les convertisseurs produisent ensuite de l'acier à partir de fonte et d'oxygène. On distingue donc les gaz de cokeries, les gaz de hauts fourneaux et les gaz de convertisseurs.

Pour dimensionner le pilote à échelle laboratoire envisagé pour améliorer l'épuration particulaire de ces gaz (en particulier des gaz de hauts fourneaux), un maximum d'informations sur ces derniers a été recensé afin de caractériser au mieux les effluents entrant dans le procédé. En l'absence de caractéristiques précises, les données issues de la littérature ont été explorées. Quelques données ont également été transmises par ArcelorMittal sur la composition des gaz issus de hauts fourneaux d'une usine située à Gand (Belgique) et des échantillons prélevés par leur soin sur la ligne de traitement des fumées de hauts fourneaux de l'usine de Dunkerque (France) ont été analysés au laboratoire.

### 1- Caractéristiques des gaz d'aciéries

Que ce soient les gaz issus des cokeries, des hauts fourneaux ou des convertisseurs, on trouve des composés similaires dans les trois types de gaz, mais en proportions variables.

Le Tableau 1.1 donne les caractéristiques des gaz de cokerie, de haut fourneau et de convertisseur de l'usine d'ArcelorMittal située à Gand.

Tableau 1.1 : Caractéristiques des gaz d'aciéries (ArcelorMittal, 2014)

Gaz	Gaz de cokerie	Gaz de haut fourneau	Gaz de convertisseur
<b>Débit de gaz</b>	40 000 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	730 000 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	35 000 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>
<b>Pression</b>	30 mbar	50 mbar	20 mbar
<b>Température</b>	30 °C	30 °C	30 °C
<b>Humidité</b>	100 %	100 %	100 %

La composition de ces gaz est donnée en Figure 1.2. Les gaz de cokeries sont composés en majorité de dihydrogène (63,0 % vol.) et de méthane (22,5 % vol.). Les gaz de convertisseurs sont principalement composés de monoxyde de carbone (56,3 % vol.), de dioxyde de carbone (20,9 % vol.) et de diazote (18,8 % vol.). Les gaz de hauts fourneaux, quant à eux, sont composés principalement de diazote (48,5 % vol.), mais également d'une quantité importante de dioxyde de carbone (22,5 % vol.) et de monoxyde de carbone (24,4 % vol.).

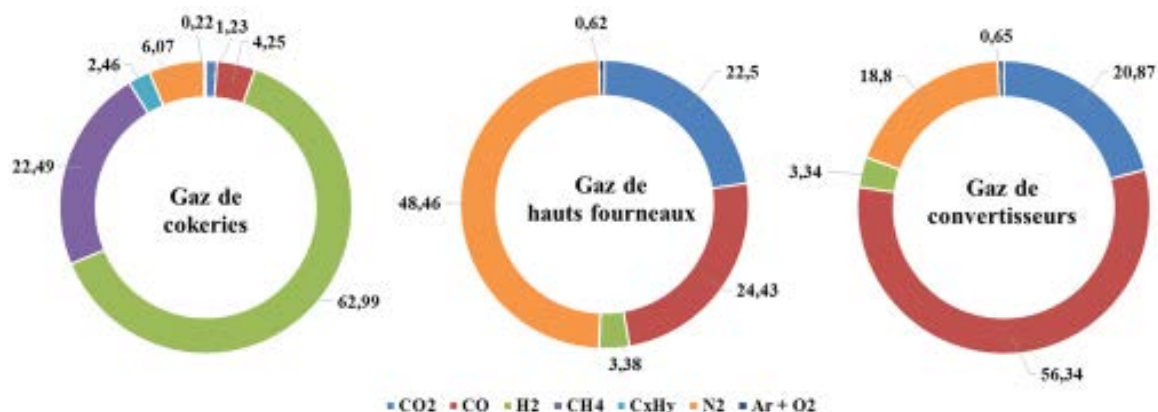


Figure 1.2 : Composition des gaz d'aciéries en % volumique (ArcelorMittal, 2014)

Le Tableau 1.2 met en évidence des compositions de gaz de hauts fourneaux relevées dans la littérature du même ordre de grandeur que celles du site de Gand.

Tableau 1.2 : Composition des gaz d'aciéries

Source	(“Société chimique de France,” 2015)	(Lajtonyi, 2006)	(“Gaz d’aciérie et de cogénération,” 2014)
Composition du gaz (% vol)	Gaz de hauts fourneaux	Gaz de hauts fourneaux	Gaz de cokeries / Gaz de hauts fourneaux / Gaz de convertisseurs
CO <sub>2</sub>	11	20-25	- / - / -
CO	27	20-25	- / 20 / >60
H <sub>2</sub>	2	1-5	50-70 / 5 / -
N <sub>2</sub>	50	50-58	- / - / -
CH <sub>4</sub>	-	-	25-30 / - / -

On retrouve également plusieurs types d'impuretés dans ces gaz. Le Tableau 1.3 donne les impuretés présentes dans les gaz de hauts fourneaux de la même usine d'ArcelorMittal à Gand en Belgique.

Tableau 1.3 : Impuretés dans les gaz de haut fourneau (en sortie de cheminée) (ArcelorMittal, 2014)

Impuretés dans les gaz de hauts fourneaux (mg.Nm <sup>-3</sup> )	
Poussières	15
NH <sub>3</sub>	< 0,05
HCN	5,4
S total	74
Fe(CO) <sub>5</sub>	< 5

A noter que pour les poussières, la quantité rejetée en sortie de cheminée ( $15 \text{ mg.Nm}^{-3}$ ) ne respecte pas les normes de rejet en poussières ( $10 \text{ mg.Nm}^{-3}$  d'après l'arrêté du 26 août 2013). Cela montre qu'une épuration des fumées, et plus particulièrement leur dépoussiérage est indispensable sur les sites de hauts fourneaux.

## 2- Caractéristiques des poussières de hauts fourneaux

Parmi les impuretés présentes dans les fumées de hauts fourneaux, on retrouve des poussières. Certaines de leurs caractéristiques ont pu être déterminées à partir de données issues de la littérature et d'analyses qui ont été réalisées sur les échantillons issus de l'usine de Dunkerque.

Avant de détailler cela il faut noter que le système d'épuration des gaz des hauts fourneaux peut légèrement varier d'un site à l'autre, ce qui peut avoir une influence sur les caractéristiques (composition, granulométrie...) des effluents en sortie du système d'épuration. A titre d'exemple, dans l'aciérie d'ArcelorMittal à Gand, les fumées passent successivement dans un pot à poussières, un cyclone et un laveur (voir Figure 1.3). Dans l'usine d'ArcelorMittal à Dunkerque, le système d'épuration est quant à lui composé d'un cyclone et d'un laveur.

Ces échantillons de poussières ont été prélevés à deux endroits du circuit d'évacuation des poussières du site : dans le pot de collecte sous le cyclone (échantillon sous forme de poudre prélevé en avril 2014) et en sortie du laveur (échantillon prélevé sur filtre en juillet 2014). Les emplacements de ces points d'échantillonnage sont localisés sur la Figure 1.3.

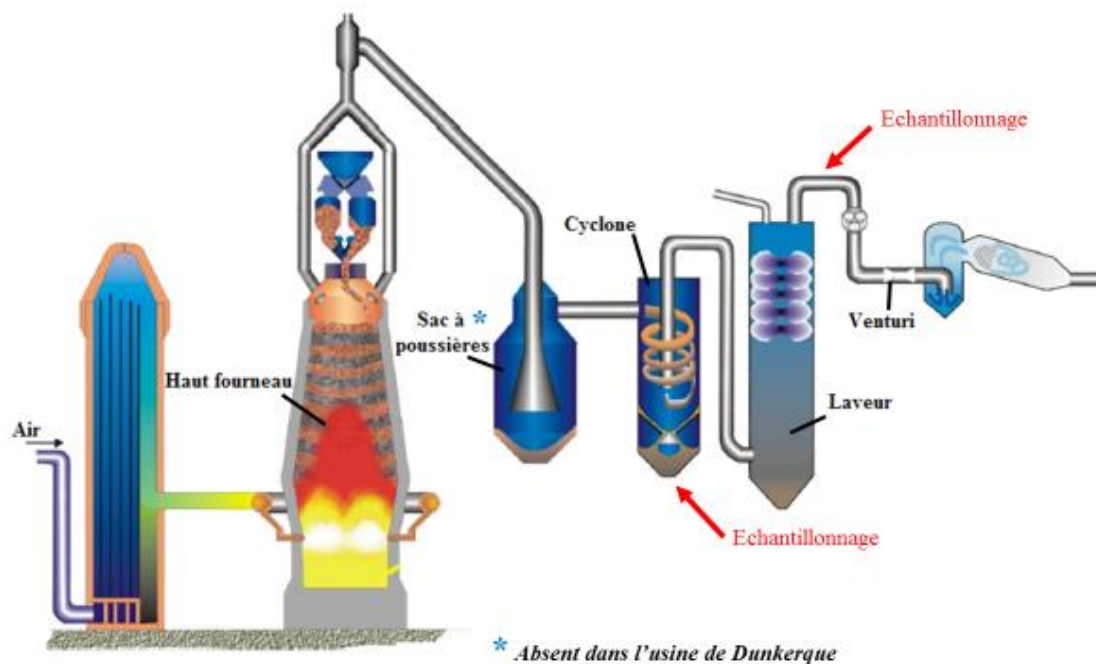


Figure 1.3 : Circuit d'épuration des poussières (hauts fourneaux de Gand, ArcelorMittal) et emplacement des prises d'échantillons de poussières (hauts fourneaux de Dunkerque, ArcelorMittal)(ArcelorMittal, 2014)

### 2.1 Composition des poussières

La composition du gaz peut varier en fonction du minerai utilisé. Le Tableau 1.4, issu de la littérature, donne un exemple de composition et de distribution granulométrique de poussières de hauts fourneaux.

Le Tableau 1.5 donne la composition des poussières prélevées sous un cyclone dans l'usine d'ArcelorMittal à Gand. Nous retrouvons ici des valeurs du même ordre de grandeur que celles issues de la littérature.

**Tableau 1.4 : Composition et granulométrie de poussières de hauts fourneaux (Raguin, 1992)**

Élément	Fe_tot	CaO	SiO <sub>2</sub>	C	Zn <sup>a</sup>	Pb <sup>a</sup>
<b>Composition (% massique)</b>	20-35	4-6	5-10	30-45	0,1-0,2	0,05
<b>Taille<sup>b</sup> (µm)</b>	34	44	62	125	250	500
<b>Distribution (%)</b>	-	13	32	35	18	2

<sup>a</sup> : sous forme de composés / <sup>b</sup> : granulométrie déterminée par tamisage

**Tableau 1.5 : Composition des poussières de hauts fourneaux (ArcelorMittal, 2014)**

Élément	H <sub>2</sub> O	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	C	Cl_tot	CaO	Fe	K <sub>2</sub> O
<b>Quantité (%conc)</b>	12,76	1,28	47,03	1,30	1,86	28,27	0,83
Élément	MnO	Na <sub>2</sub> O	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	S	SiO <sub>2</sub>	TiO <sub>2</sub>	Zn
<b>Quantité (%conc)</b>	0,13	0,31	0,06	0,34	3,71	0,23	0,54

Une microanalyse par Energie Dispersive de rayons X (ou EDX) a été réalisée afin de déterminer la composition des poussières (voir Figure 1.4). Les éléments prépondérants dans les poussières collectées par le cyclone sont le carbone, l'oxygène, le fer, la silice et le calcium tandis que pour les poussières en sortie du laveur on trouve le silicium, l'oxygène et le carbone.

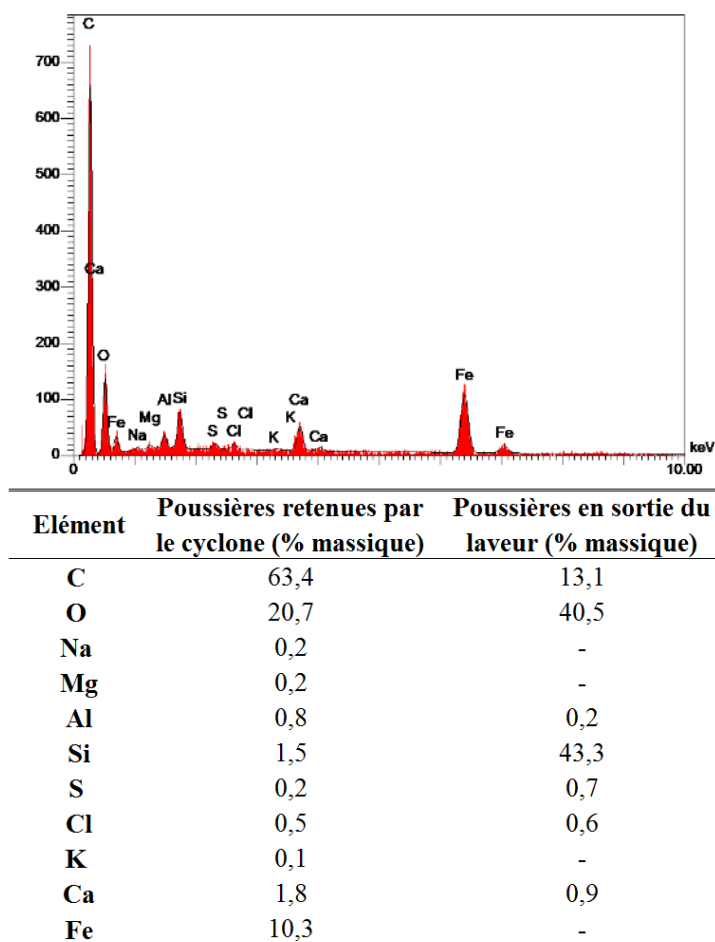


Figure 1.4 : Analyse EDX de poussières de hauts fourneaux (site de Dunkerque, ArcelorMittal)

### 2.2 Masse volumique des poussières (résultats d'analyses)

Les analyses EDX réalisées précédemment permettent de calculer une masse volumique à partir de la composition des poussières. Les calculs réalisés donnent une masse volumique moyenne de  $2,630 \text{ g.cm}^{-3}$  pour les poussières retenues par le cyclone et une masse volumique moyenne de  $1,924 \pm 0,002 \text{ g.cm}^{-3}$  pour les poussières en sortie du laveur. Cette valeur légèrement inférieure à celle trouvée pour les poussières retenues par le cyclone est liée à la composition différente des deux prélèvements : en effet, les poussières retenues par le cyclone sont principalement composées de carbone et d'oxygène tandis qu'en sortie du laveur elles contiennent essentiellement de la silice et de l'oxygène. De plus, il n'y a plus de fer en sortie du laveur.

La masse volumique des poussières issues du cyclone a pu être comparée à celle déterminée expérimentalement à l'aide d'un pycnomètre à hélium (Micromeritics AccuPyc 1330). Trois échantillons ont été analysés. Le Tableau 1.6 donne la masse volumique moyenne sur 15 mesures effectuées sur chacun des 3 échantillons. L'échantillon de poussières prélevé a ainsi une masse volumique moyenne de  $2,551 \pm 0,002 \text{ g.cm}^{-3}$  (ce qui est cohérent avec la valeur calculée précédemment).

**Tableau 1.6 : Masse volumique des poussières de hauts fourneaux retenues par le cyclone (site de dunkerque, ArcelorMittal)**

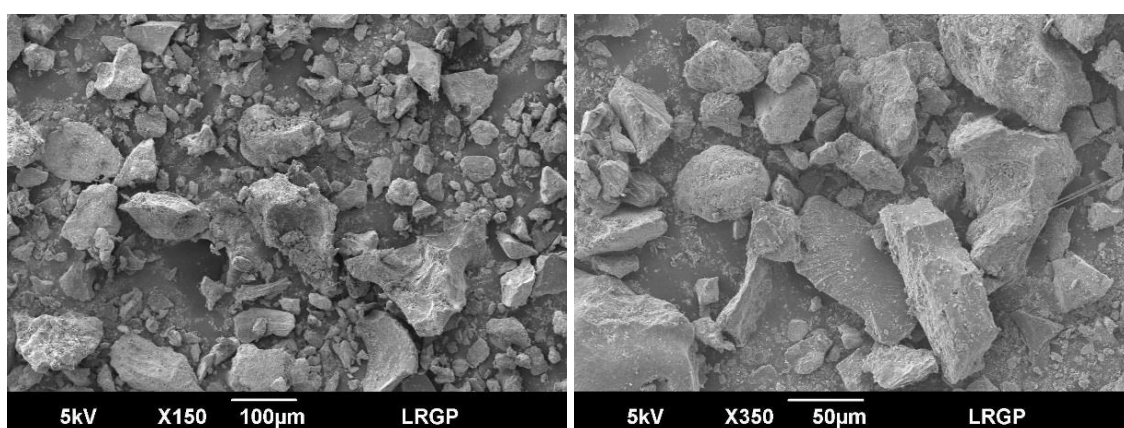
Mesure	1	2	3
<b>Masse volumique (g.cm<sup>-3</sup>)</b>	2,554 ± 0,002	2,525 ± 0,002	2,574 ± 0,002

A noter que cette analyse n'a pu être réalisée sur les échantillons prélevés en sortie du laveur en raison de la quantité trop faible de poussières présentes sur les filtres d'échantillonnage.

### 2.3 Granulométrie des poussières (résultats d'analyses)

Une analyse au microscope électronique à balayage (MEB) a été réalisée sur les poussières de l'usine de Dunkerque pour caractériser la morphologie des poussières (l'appareil utilisé est un JSM 6490LV, de JEOL).

La Figure 1.5 représente les clichés obtenus à partir de l'échantillon de poussières prélevé sous le cyclone. On observe quelques agglomérats ainsi que des particules ayant une taille variant de quelques micromètres à quelques centaines de micromètres. Concernant les poussières en sortie du laveur, les images ont montré des particules ayant une taille de l'ordre de quelques micromètres.



**Figure 1.5 : Images au MEB de poussières retenues par le cyclone du circuit poussières (hauts fourneaux, site de Dunkerque, ArcelorMittal)**

La granulométrie des poussières retenues par le cyclone a été mesurée à l'aide d'un granulomètre en phase liquide (Mastersizer 2000). Les poussières ont été mises en suspension dans de l'eau déminéralisée. Une courbe moyenne de l'ensemble des mesures est présentée Figure 1.6. Les résultats donnent un  $D_{90}$  à 352 μm (90 % en volume des particules ont un diamètre inférieur à 352 μm), un  $D_{50}$  à 130 μm et un  $D_{10}$  à 40 μm. Une mesure de la suspension soniquée, afin de disperser les agrégats de poussières, a également été réalisée et a donné des résultats similaires (un  $D_{90}$  à 284 μm, un  $D_{50}$  à 103 μm et un  $D_{10}$  à 22 μm). Ces données confirment d'ailleurs les observations issues des analyses au

microscope électronique. Malheureusement, cette analyse n'a pas pu être réalisée sur les échantillons prélevés en sortie du laveur pour la même raison que précédemment. Au vu de l'efficacité du cyclone et considérant que le laveur supprime une partie des particules restantes il a été supposé qu'en sortie du laveur les particules avaient un diamètre inférieur à 20  $\mu\text{m}$ , sans avoir néanmoins une idée précise quant à leur distribution granulométrique.

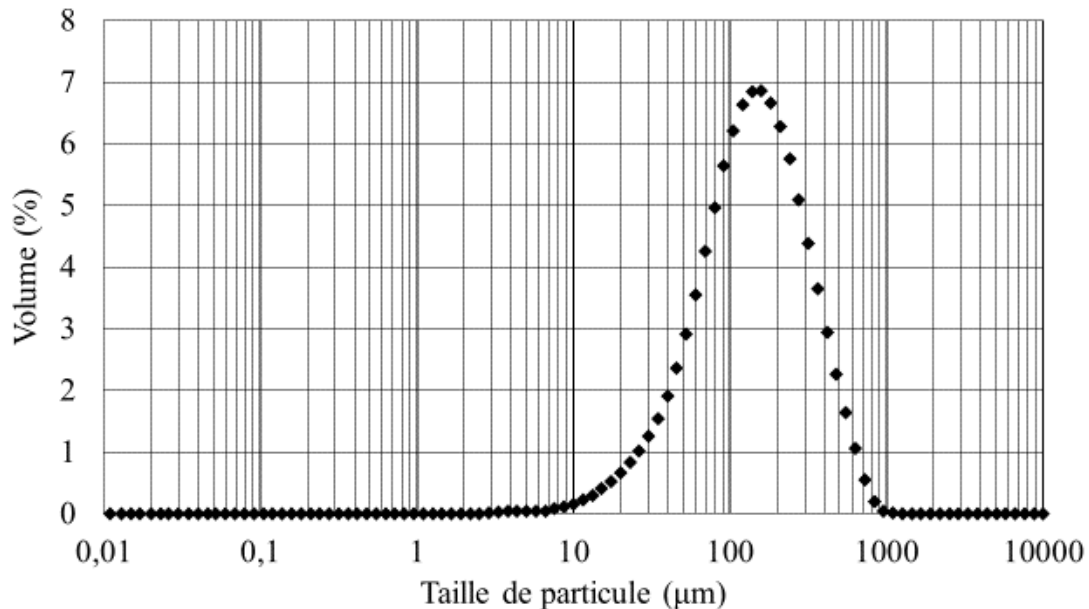


Figure 1.6 : Courbe granulométrique des poussières de hauts fourneaux retenues par le cyclone (site de Dunkerque, ArcelorMittal)

### 3- Caractéristiques des effluents à traiter

Pour faciliter le dimensionnement du pilote de laboratoire, la première étape a été de caractériser les gaz et poussières de hauts fourneaux à partir de données issues de la littérature, de mesures industrielles communiquées par ArcelorMittal et d'analyses réalisées au laboratoire.

En fonction du minerai utilisé, la composition des gaz peut changer d'un site à l'autre. De même, les procédés d'épuration sont variables selon les usines. Ceci entraîne des caractéristiques différentes des gaz et des poussières en sortie de la filière d'épuration. A titre d'illustration, la masse volumique des poussières est de 3,71  $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$  à l'usine de Gand (valeur calculée à partir de la composition donnée par ArcelorMittal) tandis que celle des poussières de l'usine de Dunkerque est de 2,55  $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$ . Il faut donc garder à l'esprit que les résultats d'analyses présentés ici sont des exemples mais ne sont pas forcément à généraliser pour l'ensemble des usines existantes.



Ainsi, en l'absence d'une caractérisation précise et générale des particules présentes dans les fumées de hauts fourneaux (notamment une distribution granulométrique en sortie de la filière actuelle d'épuration) le dimensionnement du pilote s'est basé sur la synthèse (voir Tableau 1.7) des analyses réalisées et des données fournies par ArcelorMittal et issues de la littérature.

Tableau 1.7 : Caractéristiques du gaz de hauts fourneaux empoussiéré

Gaz de hauts fourneaux			Poussières (après dépoussiérage)		
Flux		730000 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>	Concentration		5 mg.Nm <sup>-3</sup>
Perte de charge admissible		50 mbar	Taille de particules		0,1-20 µm
Température		30 °C	Masse volumique		1,9-3,7
Humidité		100 %		C	13,1
Composition du gaz (%)	CO <sub>2</sub>	22,5	Composition (% massique)	O	40,5
	CO	24,43		Al	0,2
	H <sub>2</sub>	3,38		Si	43,3
	C <sub>x</sub> H <sub>y</sub>	-		S	0,7
	N <sub>2</sub>	48,46		Cl	0,6
	Ar + O <sub>2</sub>	0,62		Ca	0,9

### III. Conclusion partielle

La mise en place d'une filière de valorisation du CO<sub>2</sub> peut nécessiter un gaz exempt de particules ou du moins présentant une teneur en poussière très basse. Ce chapitre présente la problématique générale du traitement de l'air et des fumées de hauts fourneaux. Dans cette étude, il faut traiter un gaz ayant déjà été épuré et devant ensuite être utilisé dans un autre procédé. Il est donc nécessaire de se baser sur les caractéristiques du gaz en sortie des filières d'épuration des hauts fourneaux et de prendre en compte les exigences d'entrée (en termes de pureté) des procédés devant être placés dans la suite de la chaîne (pour une récupération et valorisation du dioxyde de carbone). Pour ce qui est des données d'entrée de notre procédé, un maximum d'informations a été recensé à partir de données issues de la littérature, de données fournies par ArcelorMittal et d'analyses réalisées au laboratoire sur des échantillons de poussières de hauts fourneaux prélevés sur site par ArcelorMittal. Pour ce qui est des exigences en sortie, elles dépendent du procédé qui sera placé en aval, à savoir un pilote de filtration membranaire. Celui-ci a été étudié en parallèle de cette étude dans le cadre d'une autre thèse. Le niveau de dépoussiérage des fumées influera directement sur le bon fonctionnement des membranes et sur leur durée de vie qui variera entre autre en fonction de la quantité de particules résiduelles présentes dans le gaz.

Devant la diversité des compositions de gaz de hauts fourneaux selon les sites, ainsi que de l'absence d'une caractéristique précise des poussières présentes dans les fumées (notamment une distribution granulométrique en sortie des filières actuelles d'épuration), cette première étape a abouti à une synthèse des données collectées faisant office de caractéristique « type » des gaz supposés entrer dans le système présent.

Le chapitre suivant présente une synthèse de l'étude bibliographique qui a été réalisée sur les technologies existantes afin de faire le choix du procédé à l'étude dans cette thèse.

## Références du chapitre 1

- American Iron and Steel Institute, 2014. How A Blast Furnace Works [WWW Document]. Steel Works. URL <http://www.steel.org/en/Making%20Steel/How%20Its%20Made/Processes/How%20A%20Blast%20Furnace%20Works%20larry%20says%20to%20delete.aspx> (accessed 5.14.14).
- ArcelorMittal, 2014. Metallurgical gas compositions.
- CITEPA, 2013. Poussières en suspension [WWW Document]. URL <http://www.citepa.org/fr/pollution-et-climat/polluants/poussieres-en-suspension>
- Eurotherm, 2014. Hauts fourneaux [WWW Document]. URL <http://www.eurotherm.tm.fr/industries/heat-treatment/metals-applications/blast-furnace-and-stoves/>
- Gaz d'aciérie et de cogénération [WWW Document], 2014. . Clarke Energy. URL <http://www.clarke-energy.com/fr/gas-type/steel-production-gas/> (accessed 5.16.14).
- IEA, 2013. CO2 emissions from fuel combustion-highlights. OECD/IEA, Paris, France.
- IEA, 2007. Tracking Industrial Energy Efficiency and CO2 Emissions. OECD/IEA, Paris, France.
- Köning, C., 2005. La fabrication dans le haut fourneau [WWW Document]. Futura Sciences. URL <http://www.futura-sciences.com/magazines/matiere/infos/dossiers/d/chimie-fer-tombe-masque-565/page/5/> (accessed 2.18.14).
- Lajtonyi, A., 2006. Blast furnace gas cleaning systems [WWW Document]. Millennium steel. URL <http://millennium-steel.com/wp-content/uploads/articles/pdf/2006/pp57-65%20MS06.pdf>
- Lamaison, L., 2006. Caractérisation des particules atmosphériques et identification de leurs sources dans une atmosphère urbaine sous influence industrielle (thesis). Université de Sciences et Technologies de Lille.
- Les hauts fourneaux [WWW Document], 2014. . Exxplore. URL <http://www.exxplore.fr/charbon/Hauts-Fourneaux.php>
- Raguin, J., 1992. Protection de l'environnement : technologie. Techniques de l'Ingénieur, Paris, France.
- Renoux, A., Boulaud, D., 1998. Les aérosols : physique et métrologie. Tec & Doc Lavoisier.
- Sammut, M., 2007. Spéciation du cadmium, du plomb et du zinc dans les poussières d'émissions atmosphériques d'origine sidérurgique (thesis). Université Paul Cézanne Aix-Marseille III.

Société chimique de France [WWW Document], 2015. URL [http://www.societechimiquedefrance.fr/extras/Donnees/orga/gaznat/texgnat.htm#Gaz\\_de\\_haut\\_fourneaux](http://www.societechimiquedefrance.fr/extras/Donnees/orga/gaznat/texgnat.htm#Gaz_de_haut_fourneaux) (accessed 1.13.15).

**Chapitre 2 :**  
**Choix du procédé de dépoussiérage**



L'étude bibliographique présentée ici a pour objectif de synthétiser les connaissances sur les technologies de dépoussiérage existantes afin de faciliter le choix du séparateur. Par la suite une étude plus précise du procédé choisi a été réalisée, en particulier en considérant les mécanismes de capture des particules, les paramètres entrant en jeu dans ces mécanismes, leur ordre de grandeur ainsi que leur influence sur l'efficacité et l'évolution de la perte de charge du séparateur.

## I. Les techniques de dépoussiérage

### 1- Techniques usuelles de dépoussiérage

Il existe deux manières de réduire les émissions de particules. La première consiste à réduire les émissions à la source (par exemple à améliorer la combustion) ; la seconde à traiter les particules présentes dans les effluents gazeux (CITEPA, 2013). On distingue plusieurs grandes familles de dépoussiéreurs :

- les dépoussiéreurs mécaniques (cyclones et multi-cyclones) ;
- les dépoussiéreurs humides (laveurs) ;
- les dépoussiéreurs électrostatiques (électrofiltres) ;
- les dépoussiéreurs à couches filtrantes (filtres plissés ou à manches).

Le choix d'un dépoussiérateur dépend de plusieurs paramètres comme les performances attendues, les contraintes de coût ou encore les conditions opératoires, en particulier les caractéristiques des particules à filtrer (notamment leur taille). Différents types de dépoussiéreurs peuvent être utilisés en série pour optimiser le traitement. Par exemple, utiliser un multi-cyclone en amont comme première épuration permet de limiter la vitesse d'encrassement d'un électrofiltre ou d'un filtre à manches placé en aval.

#### 1.1 Les dépoussiéreurs mécaniques

Dans un cyclone, les gaz empoussiérés à traiter sont mis en rotation à une vitesse aussi rapide que le permettent les limites admissibles de perte de charge et d'abrasion (CITEPA, 2013). La force centrifuge résultante projette les particules vers les parois, où elles vont ensuite s'agglomérer et sédimenter. L'air épuré remonte au centre du tourbillon par la cheminée centrale du cyclone (voir Figure 2.1).

On peut distinguer plusieurs types de cyclones en fonction de leur géométrie d'entrée : les cyclones à entrée axiale, les cyclones à entrée en spirale ou les cyclones à entrée tangentielle, qui sont les plus classiques car ils permettent de générer un écoulement hélicoïdal avec une perte de charge relativement faible.

De manière générale, la séparation sera d'autant meilleure :

- que le rayon du cyclone est petit, du fait d'une accélération centrifuge plus grande,

- que la concentration en poussière est élevée, car elle favorise l'agglomération entre les particules,
- que la masse volumique des poussières est importante, car la vitesse de déplacement vers la paroi sera plus élevée,
- que la température de l'effluent est basse, car une température élevée augmente la viscosité du gaz et réduit l'effet cyclonique.

Le débit de gaz en entrée du cyclone a aussi une influence : un fort débit facilitera la collecte des particules plus fines (Zhu and Lee, 1999). De plus, l'association de plusieurs cyclones de faible diamètre (quelques dizaines de centimètres) placés en parallèle (multi-cyclone) est généralement privilégiée car un faible rayon favorise la séparation des particules.

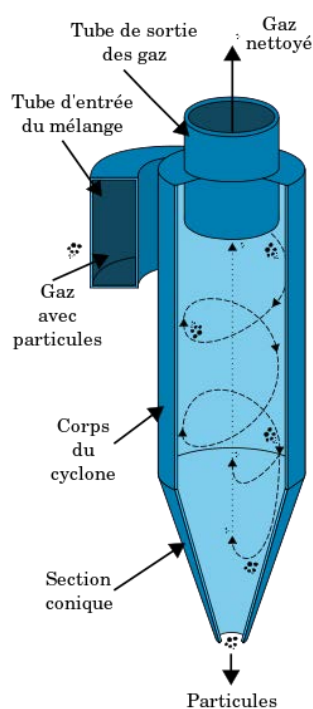


Figure 2.1 : Dépoussiéreur mécanique : cyclone ("Cyclone (séparation)," 2015, "Épuration Dépoussiéreurs Cyclone avec tamisage," 2015)

Les cyclones sont très utilisés dans les procédés d'épuration particulaire en raison de leur simplicité et de leurs faibles coûts de construction, d'exploitation, de maintenance et de consommation d'énergie (Wan et al., 2008). Ils ne suffisent généralement pas pour satisfaire aux réglementations en matière de pollution atmosphérique et servent dans la plupart des cas de dépoussiéreurs primaires (INERIS, 2003). En effet, ils collectent efficacement les particules de plus de 10  $\mu\text{m}$  (l'utilisation de multi-cyclones peut permettre d'atteindre une efficacité de 95 % pour les particules de 20-30  $\mu\text{m}$ ). Plus rarement, certains procédés à haute efficacité sont conçus pour être efficaces jusqu'à des  $\text{PM}_{2.5}$  (Antonini, 2005; CITEPA, 2013; INERIS, 2003; Siret, 2001; Winfield et al., 2013). Leur efficacité pouvant être améliorée si l'on associe plusieurs cyclones en parallèle, Liu et al. (2014) ont comparé les



performances d'un cyclone « seul » avec celles de quatre cyclones (ayant chacun la même structure et la même taille que le cyclone seul) en parallèle pour des particules ayant un diamètre moyen de 14  $\mu\text{m}$  et un débit variant entre 2785 et 4900  $\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ . Ils ont montré que de par leur géométrie l'efficacité globale des cyclones en parallèle est plus élevée car le courant tourbillonnaire est plus fort et plus stable dans chaque cyclone (particulièrement dans leur partie inférieure) et que le réentraînement des particules est réduit. Face à cette hausse de l'efficacité, la perte de charge des cyclones en parallèles est également plus élevée de 16,8 % par rapport à celle d'un cyclone seul (pour une vitesse d'entrée identique) car dans le cas du multi-cyclone le gaz doit passer par un virage à 90 ° avant d'entrer dans l'entrée de chaque cyclone, ce qui induit une augmentation de la vitesse tangentielle. Pour un cyclone seul, les performances de séparation peuvent aussi être améliorées en jouant sur la géométrie. Par exemple, De Souza et al. (2015) ont montré que la conception de la canalisation de sortie avait une influence sur les performances du cyclone. En effet, en séparant des particules d'un diamètre compris entre 0,5 et 6,0  $\mu\text{m}$  ils ont montré que plus le rayon de courbure de la canalisation est faible et plus sa position est éloignée du cyclone, plus la perte de charge est faible et moins les particules de faible diamètre sont collectées. D'autres ont optimisé l'espace de séparation à l'intérieur du cyclone, le composant d'un cylindre extérieur et d'un limiteur de vortex au lieu d'une partie conique en étudiant des particules ayant un diamètre moyen de 14  $\mu\text{m}$  (Karagoz et al., 2013). Ce dispositif permet d'augmenter l'efficacité de collecte sans observer une augmentation significative de perte de charge; une efficacité optimale pouvant être obtenue en ajustant le limiteur de vortex en fonction du débit ou de la vitesse d'entrée. De leur côté, Alves et al. (2015) ont cherché à optimiser la géométrie d'un cyclone en prenant en compte l'agglomération des particules (ayant un diamètre moyen compris entre 1,1 et 5  $\mu\text{m}$ ) car ce phénomène améliore l'efficacité du cyclone.

Enfin, des problèmes d'abrasion peuvent survenir dans les cyclones. Une solution peut consister à installer un pot à poussières (enceinte cylindrique dans laquelle la poussière se sépare par gravité), même sous-dimensionné, avant le cyclone. Dans ce cas, seules les particules plus fines et peu abrasives arrivent dans le cyclone (Dhelft, 1994).

### 1.2 Les dépoussiéreurs humides

Dans un dépoussiéreur humide (laveurs, venturi,...), le gaz est mis en contact avec un liquide de lavage. La condensation de la vapeur autour de la particule ou l'ajout d'agents tensioactifs au fluide de lavage permet l'adhésion des poussières à la surface de la goutte de liquide. Le gaz est ensuite séparé du liquide contenant des poussières, des gaz dissous ou des produits de réaction, par centrifugation ou par inertie. Plus on augmente la surface de contact entre le liquide et les particules solides (en optimisant le mélange ou en obtenant les gouttelettes les plus fines possibles), plus le procédé sera efficace (CITEPA, 2013).

Dans un laveur, le gaz circule généralement de bas en haut à contre-courant d'un flux de gouttelettes d'eau. Les gouttes ne doivent pas être trop fines afin d'être séparées du gaz. Pour ce faire, plusieurs systèmes de pulvérisation peuvent être mis en œuvre (voir Figure 2.2), à savoir de petits pulvérisateurs placés en périphérie de l'enceinte ou de plus gros

pulvérisateurs installés au centre du laveur. Une pulvérisation moins fine va permettre de limiter le bouchage des buses de pulvérisation et est moins cher à installer (Dhelft, 1994).

Le principe d'un venturi consiste à augmenter fortement la vitesse d'un gaz à l'aide d'un convergent avant de le mettre en contact avec de l'eau qui va être pulvérisée à l'intérieur du col du venturi. L'aérosol est ensuite ralenti dans un divergent et l'eau chargée en poussières est séparée du gaz épuré par changement de direction et centrifugation (Dhelft, 1994).

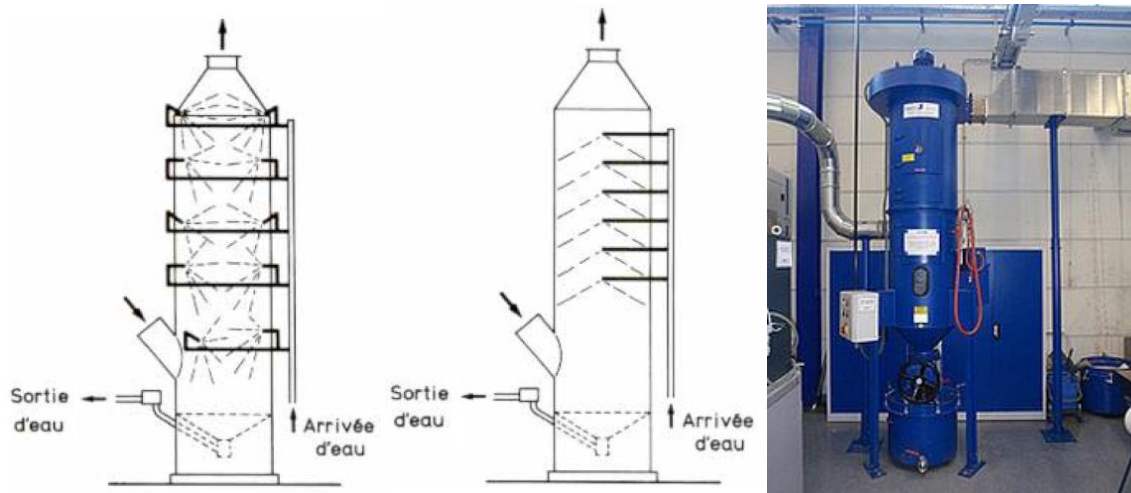


Figure 2.2 : Dépoussiéreur humide : laveur ("Dépoussiéreur à voie humide," 2015; Dhelft, 1994)

Les laveurs et venturi sont efficaces sur des particules de tailles supérieures à  $0,5 \mu\text{m}$  (CITEPA, 2013; INERIS, 2003). Ils s'avèrent donc plus efficaces que les multi-cyclones, en particulier pour les particules inférieures à  $1 \mu\text{m}$ . Cependant, la perte de charge croît avec leur efficacité de captation et par conséquent, ils ne permettent de capter les particules submicroniques qu'au détriment d'une perte de charge élevée. L'efficacité de collecte s'améliore de manière significative lorsque le diamètre des particules augmente et ce jusqu'à environ  $1 \mu\text{m}$ . Lorsque le rapport gaz liquide est plus important, cette taille critique peut légèrement diminuer (Zhou et al., 2015). Raj Mohan et al. (2008) ont montré que l'efficacité de collecte de particules microniques augmente avec la concentration en particules. De plus, augmenter les débits de gaz et de liquide permet également d'améliorer l'efficacité car cela augmente la probabilité de contact entre les particules et les gouttes. Outre l'influence des débits, Pulley and Walters (1992) ont pour leur part étudié la collecte de particules entre 0 et  $200 \mu\text{m}$  en faisant tomber des gouttelettes de liquide d'environ  $3 \text{ mm}$  de diamètre pour montrer que l'efficacité de collecte peut augmenter avec l'ajout d'un tensioactif et avec la hauteur de chute des gouttelettes. Ils expliquent ce phénomène par la déformation des gouttes durant leur chute qui accroît la surface de contact. Des efficacités plus élevées peuvent aussi être atteintes en associant un multi cyclone et un laveur, mais les coûts d'investissement restreignent le champ d'application de ce dispositif d'épuration à des puissances élevées. Ali et al. (2013) ont montré que l'efficacité de séparation d'un laveur-venturi augmentait avec le débit de liquide et la vitesse du gaz dans la gorge du venturi. D'après Keshavarz et al. (2008), bien que l'emplacement des buses et la formation

d'un film liquide peuvent affecter les performances du laveur, le principal facteur influençant la collecte des particules est la vitesse du jet pulvérisé. Un autre inconvénient des laveurs est le fait qu'ils entraînent un transfert de pollution d'une phase gazeuse à une phase liquide qui doit ensuite être traitée. Ce traitement peut engendrer des coûts opératoires non négligeables, avec d'importantes consommations d'eau et d'énergie. De plus, le fait que le gaz en sortie possède un taux d'humidité élevé peut être préjudiciable dans le cas d'une compression de ce gaz.

Pour le dépoussiérage, les laveurs s'avèrent parfois indispensables lorsque les gaz à traiter sont proches de leur saturation en eau, ou lorsque des problèmes de sécurité rendent très difficile leur épuration par voie sèche. Ces dispositifs permettent notamment de traiter les gaz acides et les métaux sous forme gazeuse. Ils sont particulièrement adaptés aux poussières explosives et aux gaz inflammables.

Les colonnes à bulles sont un autre exemple de dépoussiéreurs humides. Dans ces dispositifs, le gaz est dispersé dans un liquide afin de créer de fines bulles distribuées uniformément sur la section de la colonne. Ils présentent l'avantage d'une facilité d'entretien due à une construction simple ainsi que de faibles coûts d'installation. Des études ont été réalisées sur ce procédé et ont montré que l'efficacité de collecte augmente exponentiellement en fonction de la hauteur du liquide de collecte (et donc avec le temps de séjour). Cependant, elle reste faible comparée à d'autres procédés comme les électrofiltres ou les filtres à manche (Yuu et al., 1977). Elle peut toutefois être améliorée en utilisant des colonnes à bulles multiétages. Meikap and Biswas (2004) ont également mis en évidence que la diminution du débit d'air favorise la formation de petites bulles et entraîne une augmentation de l'efficacité de collecte. Ceci avait déjà été observé par Kaldor and Phillips (1976) pour des particules entre 0,02 et 10  $\mu\text{m}$ , qui ont aussi montré que la collecte des particules de diamètre inférieur à 1  $\mu\text{m}$  diminue lorsque la concentration en particules augmente. Concernant la taille des particules, Lee et al. (2013) ont collecté des particules entre 0,7 et 20  $\mu\text{m}$  dans une colonne à bulles et ont conclu que l'efficacité de collecte augmente exponentiellement avec leur taille pour des particules de diamètre supérieur à 1,5  $\mu\text{m}$ , puis se stabilise pour les plus grosses particules. D'autres auteurs se sont penchés sur les particules nanométriques et ont montré que l'efficacité augmente en réduisant la taille des bulles en utilisant des tensioactifs. En outre, la diffusion est le principal mécanisme de collecte pour ces tailles de particules par une colonne à bulles (Hermeling and Weber, 2010). Charvet et al. (2011) ont pour leur part testé des particules de graphite entre 5 et 150 nm et ont déterminé l'influence des paramètres tels que la hauteur du liquide de collecte et la taille des orifices du distributeur de gaz. Ils ont confirmé le fait que l'efficacité de collecte augmente avec la hauteur du liquide et ont montré que diminuer la taille des orifices permettait de générer des bulles plus fines et donc d'augmenter la probabilité de contact entre les particules et l'interface gaz / liquide. Enfin, Cadavid-Rodriguez et al. (2014) ont utilisé des particules nanométriques et ont étudié l'influence du temps de séjour d'un aérosol dans une colonne à bulles, le régime de bullage et la taille des bulles sur l'efficacité de la collecte. Comme pour les auteurs précédents ils ont pu observer que l'efficacité globale de collecte de la colonne est élevée pour de grandes hauteurs du liquide et des orifices de bullage de petit diamètre. De plus, la vitesse du gaz n'influence pas beaucoup l'efficacité, mais l'ajout d'un garnissage composé de billes permet

d'améliorer le temps de séjour des bulles dans la colonne et donc les performances du procédé.

### 1.3 Les dépoussiéreurs électrostatiques

Un électrofiltre (voir Figure 2.3) est un dispositif constitué d'électrodes réceptrices et d'électrodes émissives alimentées électriquement (CITEPA, 2013). Ces électrodes se présentent généralement sous formes de plaques ou de fils. Une tension négative appliquée aux électrodes émissives, engendre la formation d'électrons au voisinage de celles-ci, qui vont ioniser les molécules de gaz (effet couronne). Ces ions sont attirés par les plaques collectrices et chargent les poussières sur leurs parcours. Ces particules sont alors attirées par les plaques collectrices et y adhèrent. Des systèmes de décolmatage, par exemple des marteaux frappant régulièrement les plaques, permettent de décrocher les particules captées. Les poussières sont ainsi collectées dans une trémie pour être évacuées.

Les électrofiltres disposent d'un ou plusieurs champs de captation (placés en série) pour mieux maîtriser le champ électrique tout au long de l'électrofiltre et au fur et à mesure de l'avancement du dépoussiérage (généralement au minimum deux et jusqu'à cinq ou six pour obtenir des niveaux de concentrations inférieurs à  $10 \text{ mg.Nm}^{-3}$ ).

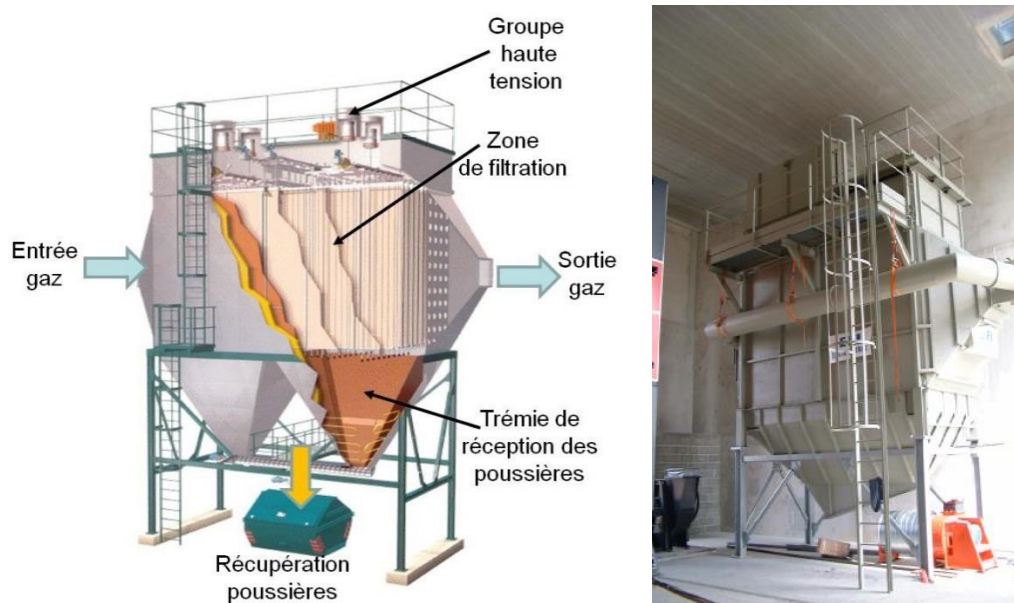


Figure 2.3 : Dépoussiéreur électrostatique ("Electrofiltre," 2013, "Equipements de dépoussiérage électrostatique des fumées," 2015)

Les principaux paramètres influençant le fonctionnement de l'électrofiltre sont la résistivité des poussières (dans la pratique comprise entre  $10^6$  et  $10^{14} \Omega.cm$ ) et la vitesse de passage des gaz (CITEPA, 2013). En effet, si la résistivité des poussières est trop faible, les particules atteignant l'électrode collectrice perdent facilement leur charge et les poussières peuvent être ré-entraînées. Si elle est trop élevée, une couche isolante est formée sur l'électrode et entrave la décharge normale de la couronne, ce qui amène à une réduction de l'efficacité de

collecte. Pour optimiser les performances du dépoussiéreur, le débit de gaz dans les unités est rendu uniforme pour empêcher que le gaz ne contourne le champ électrique (INERIS, 2006). Les performances d'un électrofiltre pouvant également être améliorée en associant plusieurs électrofiltres en série, Huang and Chen (2002) ont montré que d'un point de vue économique (par rapport à la consommation d'énergie) pour obtenir la même efficacité de captage il est plus intéressant d'utiliser des électrofiltres « seuls » pour collecter des particules de moins de 16 nm. Pour des particules de plus grand diamètre il devient plus intéressant d'utiliser des électrofiltres à deux étages. Ils notent également la présence d'un minimum d'efficacité lorsque le diamètre de la particule est de plusieurs dizaines de nanomètres, en raison d'une charge partielle des particules. La physico-chimie des poussières a aussi une influence non négligeable sur les performances des électrofiltres. Par exemple, une teneur en soufre modérée diminue la résistivité des particules et permet une meilleure élimination des particules (INERIS, 2006). Le choix des électrodes est fonction des propriétés des poussières. Par exemple, pour des cendres volantes (c'est-à-dire la partie de matériau non combustible qui sort avec les fumées) très résistives et contenant beaucoup de fines particules, une électrode barbelée sera plus efficace qu'une électrode spiralée (Jędrusik and Świerczok, 2009). Gouri et al. (2013) ont étudié l'influence de la géométrie des électrodes sur l'efficacité d'un électrofiltre. Ils ont montré que l'on pouvait obtenir de meilleures performances avec des électrodes collectrices plus grandes et des tubes de sections plus petites. Enfin, la composition du gaz joue aussi un rôle primordial dans le fonctionnement des électrofiltres. Suriyawong et al. (2008) ont montré que l'efficacité de collecte de particules submicroniques d'un électrofiltre avec une tension positive appliquée est plus faible dans un environnement  $O_2/CO_2$  que dans un environnement  $O_2/N_2$ . Si la tension utilisée est négative, les effets du changement d'environnement sur les performances des électrofiltres sont minimisés. Kim et al. (2014) ont aussi observé que l'efficacité de l'électrofiltre diminuait lorsque la concentration en  $CO_2$  dans le gaz était élevée.

Les électrofiltres ont l'avantage de présenter une faible perte de charge dans les conditions normales de fonctionnement et peuvent atteindre des rendements d'épuration de plus de 99 % en masse pour des particules de taille inférieure à 1  $\mu m$  (avec la mise en œuvre de 3 à 5 champs de captation). Cependant, ils ont pour inconvénient d'être relativement chers en termes d'installation et de consommation énergétique. Ils présentent aussi un risque d'explosion, notamment en présence de monoxyde de carbone, ce qui dans certains cas précis peut condamner le système. Pour éviter ces risques il existe des électrofiltres dit « humides ». Dans cette technologie, les électrodes collectrices sont humidifiées à l'aide d'un arrosage goutte à goutte pour éviter le passage du courant. Le lavage des électrodes (décolmatage) est réalisé, dans ce cas, par injection d'eau à fort débit pendant un temps où la tension est coupée (Dhelft, 1994). Cette technique permet d'éviter le frappage permettant de décolmater les électrodes, qui peut induire une remise en suspension des poussières (INERIS, 2003). Cependant, elle nécessite le traitement du liquide en aval. L'eau utilisée pour le mouillage peut entraîner des bouchages des distributeurs d'eau et donc une baisse de l'efficacité (car les électrodes ne sont plus mouillées complètement). L'humidité des gaz en sortie peut aussi être un inconvénient en cas de compression. Enfin, la pulvérisation d'une solution spécifique permet en plus de capter certains composés tels que : HCl, HF,  $SO_2$ ,  $SO_3$ ,  $H_2S$ ,  $NH_3$ , etc. La présence de liquide limite néanmoins la température de

fonctionnement des électrofiltres humides à 100 °C au lieu de 350 °C pour des électrofiltres secs, ce qui peut être contraignant lorsque l'on doit fonctionner à haute température.

Il existe un grand nombre de configurations qui permettent d'atteindre des efficacités de plus de 99 % pour les particules de taille inférieure à 1 µm (avec notamment la mise en œuvre de 3 à 5 champs). Une bonne configuration peut permettre d'atteindre des performances proches de ce qui peut être obtenu à la sortie de filtres à manches. Cependant, les électrofiltres présentent un encombrement relativement important et un coût d'investissement élevé (plus de trois fois supérieur à celui d'un filtre à manches). Leur difficulté d'exploitation nécessite un personnel très qualifié (INERIS, 2003).

#### *1.4 Les dépoussiéreurs à couches filtrantes*

Parmi les dépoussiéreurs à couches filtrantes, les filtres à manches sont les plus utilisés. Ils sont constitués d'un caisson fermé par une trémie à sa base, dans lequel sont suspendues des manches filtrantes ouvertes à une extrémité (voir Figure 2.4). Les gaz chargés de poussières pénètrent dans la partie basse du caisson et rencontrent dans un premier temps un déflecteur qui permet de séparer les grosses particules par inertie. Les aérosols vont ensuite traverser une couche filtrante dans et sur laquelle les particules vont se déposer (Siret, 2001). A la différence des cyclones ou des laveurs, les particules ne sont pas éliminées en continu mais s'accumulent en une couche appelée gâteau de filtration. Ce gâteau de filtration permet de former un filtre supplémentaire (qui améliore l'efficacité de collecte) mais entraîne également un accroissement de la perte de charge. Il est donc nécessaire de décolmater les manches périodiquement. Les dispositions des appareils sont très nombreuses, ainsi que les techniques de décolmatage. Au cours de la filtration, différents mécanismes de capture des particules entrent en jeu (impaction inertielle, diffusion Brownienne, interception, sédimentation,...). Leur importance respective varie en fonction de paramètres relatifs aux particules, au gaz vecteur et aux caractéristiques du médium filtrant. L'efficacité de filtration du dépoussiéreur présente un minimum pour des diamètres de particules généralement compris entre 0,1 et 0,5 µm. Elle peut atteindre 95 % pour des particules de 0,1 µm et des valeurs supérieures à 99 % pour des particules supérieures à 0,5 µm. Cependant, cela se fait au détriment d'une perte de charge élevée et la valeur admissible de ce paramètre va limiter l'efficacité dans la réalité. Les filtres à manches nécessitent une faible vitesse de filtration en raison des problèmes de régénération des filtres avec des particules fortement attachées. Selon les caractéristiques des gaz et des particules à traiter et le type de filtre les vitesses de filtration sont comprises entre 0,6 et 6 cm.s<sup>-1</sup> (CITEPA, 2013).

Les filtres sont de différents types et natures : tissus, feutres aiguilletés, composites, membranes. Les médias filtrants sont principalement fabriqués à partir de fibres polymères synthétiques (PET, nylon). On retrouve aussi des fibres naturelles (cellulose) ou encore minérales (fibres de verre) (Gervais, 2013). Cette diversité a largement contribué au développement des dépoussiéreurs à média filtrants (Simon, 2005). Les fibres peuvent être traitées pour améliorer leur résistance chimique, leur adhésivité ou encore leur non mouillabilité. Leur choix prend en compte la composition des gaz, la nature et la taille des

poussières, la méthode de décolmatage à utiliser, l'efficacité requise et les aspects économiques.

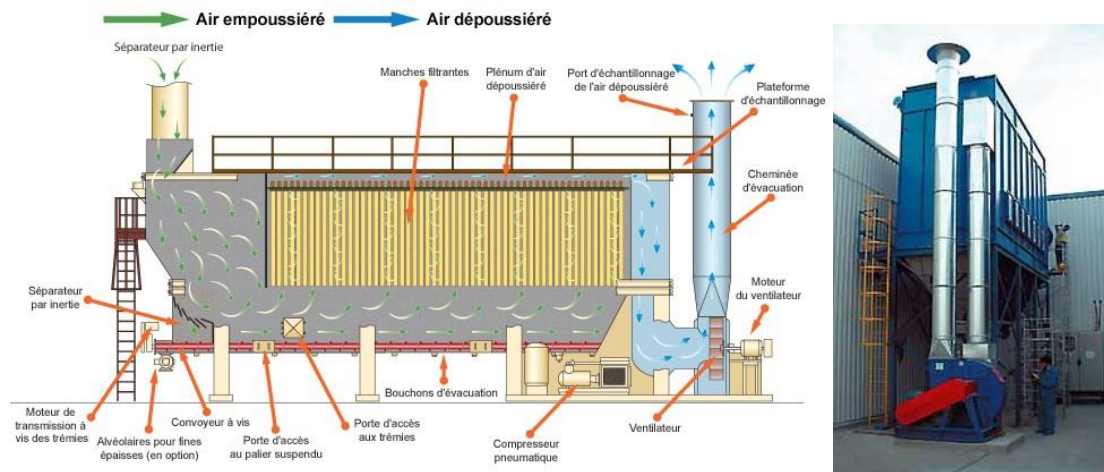


Figure 2.4 : Dépoussiéreur à couche filtrante : filtres à manches ("Filtres à manche," 2015, "Flux d'air : processus d'épuration," 2014)

En général, le système de filtration fonctionne de manière séquentielle : une partie des filtres est nettoyée pendant que les autres fonctionnent à des degrés divers de colmatage. Parmi les techniques de décolmatage on distingue (INERIS, 2003; Simon, 2005) :

- *Le secouage mécanique* : un système mécanique provoque une onde de déformation sur la toile des manches, ce qui entraîne une fissuration du gâteau de poussières déposées et provoque sa chute. Cette technique est généralement très efficace mais présente l'inconvénient d'engendrer des contraintes mécaniques et donc une usure des dispositifs de filtration.

- *Le décolmatage à contre-courant (inversion d'écoulement)* : dans ce cas, le nettoyage s'effectue en inversant le débit d'air. Généralement, les poussières sont filtrées de l'extérieur vers l'intérieur des manches. Lors du décolmatage, l'air va passer de l'intérieur vers l'extérieur des manches. Ce système est particulièrement simple et ne requiert pas de système mécanique complexe. Il est applicable à des systèmes de plus ou moins grande taille et peut s'effectuer automatiquement lorsqu'une perte de charge critique est atteinte ou à partir d'une durée de fonctionnement prédéfinie.

- *Le décolmatage pneumatique (onde de pression)* : ici, les manches sont usuellement supportées intérieurement par une armature métallique et les poussières sont déposées à l'extérieur. Le nettoyage s'effectue par injection sous pression d'air à l'intérieur de la manche qui stoppe momentanément la filtration et provoque l'expansion de la manche, permettant l'élimination de la poussière. C'est la technique la plus fréquemment utilisée. Cependant, les poussières sont susceptibles de se redéposer sur la manche ou sur les manches voisines. Ce phénomène de réentraînement limite alors les performances du filtre.

La formation du gâteau à l'origine du colmatage des manches entraîne une augmentation de la perte de charge, qui nécessite l'opération de décolmatage, mais également une élévation

de l'efficacité de collecte car le gâteau de particules agit comme un second filtre. Ainsi, le décolmatage doit être suffisamment efficace pour diminuer la perte de charge mais pas total afin de préserver les bénéfices apportés par la présence de cette couche de particules.

Ces séparateurs sont considérés comme les plus efficaces en termes d'épuration particulaire (Bémer et al., 2006; Dhelft, 1994). Néanmoins, la mise en place et l'entretien de ce dispositif sont très coûteux car les manches doivent être remplacées régulièrement et les fortes pertes de charge mises en œuvre engendrent des consommations énergétiques pouvant être importantes. De plus, dans certaines applications, il peut exister un risque d'incendie lié à la présence dans les fumées de particules incandescentes qui peuvent enflammer les manches. Il est donc nécessaire de disposer d'un équipement de détection et d'extinction. On place donc en général ce filtre après un laveur. Enfin, comme la vitesse de filtration est faible, leur encombrement est très important (Dhelft, 1994).

Les filtres céramiques constituent un cas particulier car dans ce cas le média filtrant est rigide. Les matériaux utilisés sont habituellement utilisés dans le cas de milieux agressifs, à haute température (jusque 900 °C contre 260 °C pour des médias filtrants en fibre de verre) et sous pression ("SB Thermique-Filtre à manche céramique," 2014). Ces filtres présentent une haute efficacité et peuvent retenir des particules submicroniques. Le choix de la nature du filtre dépend des caractéristiques de gaz à traiter. Ce dispositif a des performances très élevées et permet d'obtenir une efficacité de plus de 99 %. Les inconvénients de ces filtres résident dans leur tenue mécanique au cours du temps et dans leur coût relativement élevé.

## 2- Comparaison des techniques

Les critères de choix d'un dépoussiéreur sont multiples. Sont bien sûr pris en compte l'efficacité du procédé mais aussi des critères comme la température, la perte de charge, la concentration en poussières. Des contraintes de sécurité, de coût (investissement initial, coûts de fonctionnement) et de surface au sol disponible peuvent aussi avoir une importance et influencer sur le choix du procédé à mettre en place. Le Tableau 2.1 résume les avantages et inconvénients de chacun des procédés présentés dans les paragraphes précédents.

Dans notre cas, le principal critère en plus de l'élimination de particules de diamètre compris entre 0,1 et 20  $\mu\text{m}$  est le maintien d'une perte de charge faible et constante. De plus, il est important de connaître les performances attendues, en particulier en termes d'efficacité. Dans notre cas, nous devons proposer un procédé qui se situera à la suite des chaînes actuelles de traitement de gaz de hauts fourneaux (comprenant déjà un cyclone et un laveur), et qui sera suivi d'un autre procédé de filtration membranaire. Les exigences d'entrée de cet autre procédé sont importantes, notamment en ce qui concerne la concentration particulaire admise. Cette dernière n'étant pas connue, il a été décidé de choisir un procédé permettant d'avoir une efficacité la meilleure possible, ce qui nous oriente vers les électrofiltres ou les médias filtrants. La présence de monoxyde de carbone dans les gaz de hauts fourneaux engendre un risque d'explosion dans les électrofiltres en présence d'oxygène et de décharges électrostatiques. Le choix d'un électrofiltre entraînerait



la mise en place d'une surveillance de la concentration de monoxyde de carbone dans le gaz. En outre, leur technologie est relativement onéreuse et, bien que pouvant atteindre de très bonnes efficacités, cela se fait au détriment d'une importante surface au sol. Quant aux médias filtrants, bien qu'ils puissent atteindre de très bonnes efficacités, leur perte de charge est plus élevée que dans un électrofiltre et ils ont l'inconvénient majeur de se colmater rapidement et d'autant plus vite que l'effluent est composé de fines particules. La régénération périodique du média n'est pas sans présenter d'autres inconvénients (usure du média, décolmatage partiellement efficace,...).

L'absence de solution technologique adéquate nous a incité à développer un nouveau procédé de dépoussiérage qui ne nécessite pas de nettoyage des collecteurs ni de maintenance importante, permettant de conserver une bonne efficacité tout en maintenant une perte de charge constante et limitée. La technologie des dépoussiéreurs à couches filtrantes a été retenue, et en particulier du lit granulaire, en raison de la simplicité de leur mise en œuvre et de leur efficacité élevée. Ce procédé est composé d'un lit fixe de collecteurs traversé par un courant liquide et gazeux. L'originalité de ce projet réside dans la manière de conserver une perte de charge constante en ré-entraînant en continu les particules collectées grâce à un faible débit de liquide et ainsi de pallier le problème du colmatage sans arrêter la filtration. La principale difficulté dans la conception de ce procédé est le choix des paramètres de fonctionnement (débits d'air et de liquide) et des caractéristiques du lit (diamètre des collecteurs) permettant d'obtenir une bonne efficacité (aussi proche que possible de l'efficacité d'un filtre à fibres) tout en maintenant une perte de charge constante et limitée.

Le lit granulaire sec est une technologie connue mais il n'existe aucune corrélation pour un lit arrosé. En effet, cette dernière technologie résulte d'une combinaison entre un lit granulaire traditionnel et une colonne d'absorption. La suite de ce chapitre s'intéresse donc successivement à ces deux procédés pour recenser les éléments pertinents pour le dimensionnement d'un lit granulaire arrosé, l'étude des lits granulaires nous apportant des informations sur les aspects d'efficacité et de perte de charge tandis que l'étude des colonnes d'absorption nous renseigne sur l'aspect hydrodynamique et les écoulements diphasiques gaz/liquide.

Tableau 2.1 : Comparaison des techniques de dépeussierage

Procédé	Cyclone	Dépeussierage humide	Electrofiltre	Dépeussierage à couche filtrante
	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Simplicité et coûts limités (mise en place et fonctionnement)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Efficacité élevée pour des particules de diamètre supérieur à 0,5 µm</li> <li>- Limitation des risques liés aux poussières explosives et aux gaz inflammables</li> <li>- Possibilité de fonctionnement avec des gaz acides et des métaux gazeux</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Faible perte de charge</li> <li>- Fonctionnement à des températures élevées</li> <li>- Elimination efficace des particules de diamètre supérieur au domaine submicronique</li> <li>- Limitation des risques liés aux poussières explosives et aux gaz inflammables (électrofiltre humide)</li> <li>- Possibilité d'éliminer des gaz acides et des métaux lourds gazeux (électrofiltre humide)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Efficacité</li> <li>- Utilisation possible à températures élevées (filtre céramique)</li> </ul>
<b>Avantages</b>				
	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Efficacité réduite pour des particules de diamètre inférieur à 5 µm</li> <li>- Risque de corrosion ou d'abrasion selon les poussières filtrées</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Perte de charge élevée pour une efficacité élevée</li> <li>- Consommation d'eau et d'énergie importante</li> <li>- Traitement du liquide nécessaire</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Coût important</li> <li>- Encombrement</li> <li>- Nécessité d'une main d'œuvre qualifiée</li> <li>- Risque d'inflammation et d'explosion si les poussières sont combustibles (électrofiltre sec)</li> <li>- Nécessité de traiter l'eau en aval (électrofiltre humide)</li> <li>- Performances limitées pour les poussières très fines</li> <li>- Sensibilité à la composition du gaz en entrée</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Altération du filtre possible liée au décolmatage</li> <li>- Coût de fonctionnement élevé (remplacement des manches...)</li> <li>- Perte de charge plus élevée qu'un électrofiltre</li> <li>- Risque d'inflammation et d'explosion dans le cas de poussières combustibles</li> <li>- Fragilité des manches</li> <li>- Risque d'inflammation aux températures élevées (sauf médias céramiques)</li> </ul>
<b>Inconvénients</b>				

## II. Filtration à travers un lit granulaire sec

### 1- Les lits granulaires

Les lits granulaires sont constitués d'un empilement de grains (appelés collecteurs) de forme et de taille variables. Ils sont présents dans de nombreuses applications comme l'épuration des gaz de chaudières, les fours à ciment, les fours à chaux, les aciéries, etc... Le flux de gaz empoussiéré (ascendant ou descendant) traverse ce lit afin de permettre la collecte des particules sur les grains (voir Figure 2.5). Au fur et à mesure que les particules sont retenues par les grains, un dépôt se forme dans la profondeur puis à la surface du lit (colmatage). La collecte devient alors plus efficace mais en contrepartie la perte de charge à travers le média augmente (Xiao et al., 2013).

Les lits granulaires présentent l'avantage de nécessiter une surface au sol plus faible que les filtres à manches ou électrostatiques (Schmidt et al., 1978). Par ailleurs, ils ont une porosité quasi constante (de l'ordre de 0,4), en particulier lorsque la taille des collecteurs est monodisperse, à la différence des filtres à fibres, qui ont une large gamme de porosités, ou des filtres à membrane qui ont une faible porosité (Kuo et al., 2010). Même s'ils nécessitent un décolmatage régulier, ils permettent une régénération plus aisée que les médias filtrants au cours du colmatage (El-Hedok et al., 2011). En termes de performances de filtration, en raison des faibles diamètres de fibres, les filtres à fibres peuvent atteindre une haute efficacité. Les lits granulaires ont néanmoins l'avantage d'être peu onéreux, permettent de travailler dans des conditions extrêmes (haute température, gaz corrosifs) (Tien and Ramarao, 2011) ou à de plus forts débits en comparaison avec les filtres à manches, tout en maintenant des pertes de charge et des efficacités comparables (Stanghelle et al., 2007). Cependant, le colmatage reste un problème car aussi bien les filtres à manches que les lits granulaires ont besoin d'être décolmatés.

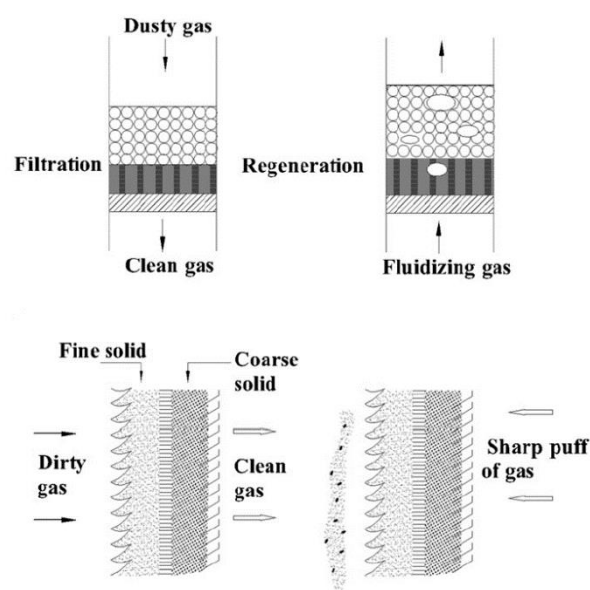


Figure 2.5 : Lit granulaire (Xiao et al., 2013)

Pour éviter un colmatage trop important, plusieurs solutions sont possibles. Pour des filtres de petite taille avec de faibles charges en poussières et qui doivent rarement être nettoyés, un remplacement total du garnissage ou un nettoyage manuel par lavage ou secouage peut être suffisant (Matteson and Orr, 1998). Les filtres industriels de plus grande dimension ont souvent besoin de systèmes automatiques de nettoyage en raison de la taille des installations et du coût de remplacement ou du nettoyage manuel. Un secouage mécanique du filtre pour détacher le dépôt de particules peut s'avérer suffisant. Les particules sont ensuite recueillies au fond du filtre et évacuées. Une autre méthode consiste à envoyer un flux constant d'air ou de gaz dans le sens inverse de l'écoulement en filtration, mais elle nécessite un arrêt momentané du fonctionnement du filtre. Ces deux techniques peuvent être combinées pour obtenir de meilleures performances. On peut aussi envoyer une impulsion forcée de gaz comprimé à travers le filtre, ce qui permet de réduire le temps hors fonctionnement (Matteson and Orr, 1998).

Des brevets ont été déposés concernant des dispositifs utilisés pour la régénération des lits granulaires. A titre d'exemple, un dispositif consiste en un système d'aspiration des collecteurs à l'extérieur du lit (voir Figure 2.6 b). L'ensemble peut se commander à distance et permet de travailler sur le lit sans l'altérer (Blais et al., 2004). D'autres sont des procédés discontinus, comme en Figure 2.6 a, où le lit granulaire est placé entre deux parois concentriques, l'une d'entre elles étant reliée à un générateur de courant continu haute tension et l'autre au sol. La présence du courant permet de favoriser le dépôt des particules. Le dispositif fait partie d'une installation se composant de plusieurs unités dans laquelle au moins une unité est régénérée (le générateur de courant continu est déconnecté et les collecteurs sont remplacés) tandis que le reste des lits filtrants se situant dans les unités en service se trouve au repos (Gimag, 1981). Un autre procédé comprend un lit composé de panneaux de filtrage, pouvant être montés en parallèle, qui sont desservis par un dispositif de dépoussiérage constitué de plusieurs surfaces inclinées de sorte que le matériau de filtrage tombe en cascade d'une surface à l'autre, tandis que la poussière tombe entre les surfaces (voir Figure 2.6 c) (Denis, 1981). Ce procédé a lui aussi l'inconvénient de demander l'arrêt momentané du flux gazeux afin de permettre le dépoussiérage.

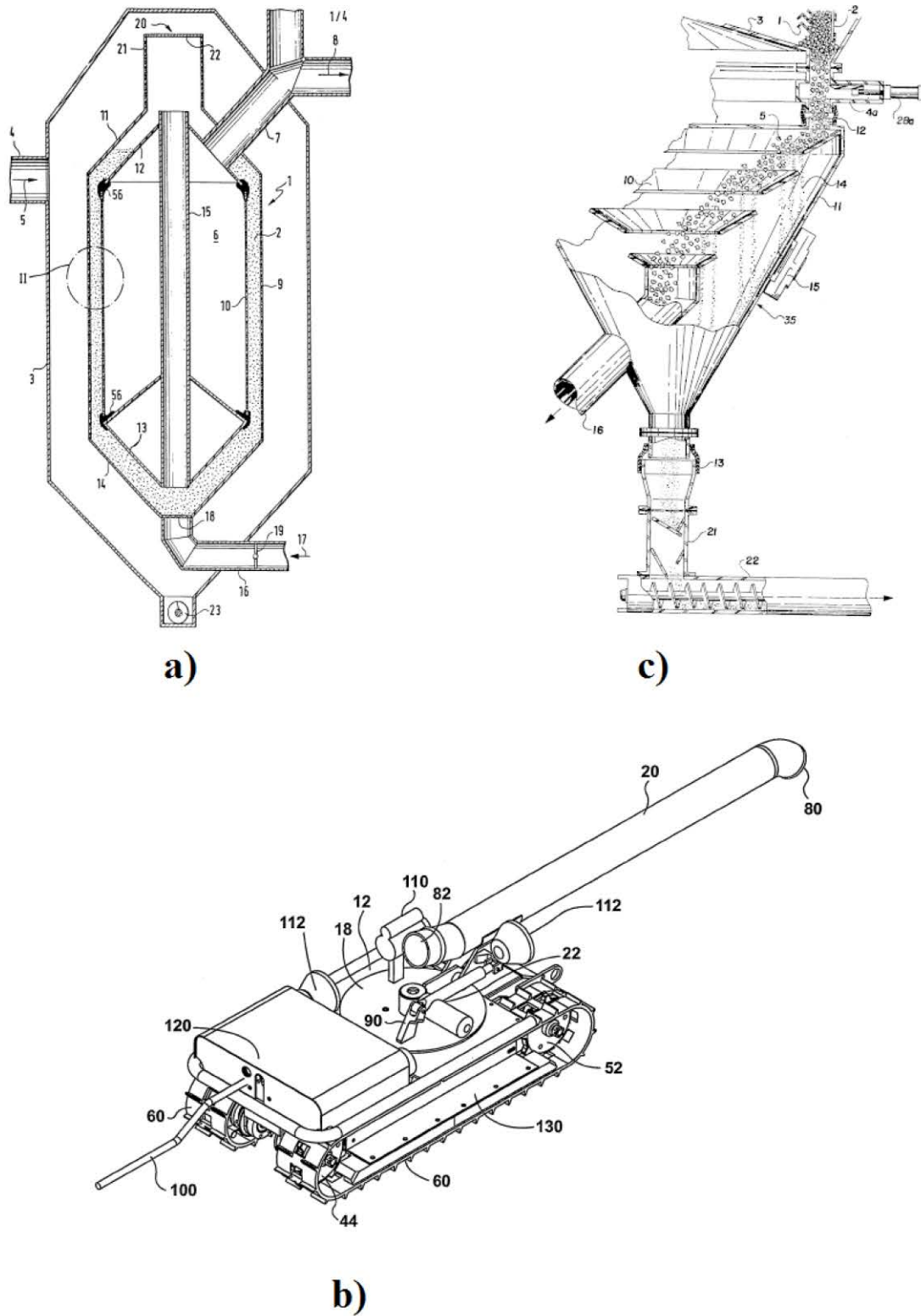


Figure 2.6 : Dispositifs brevetés pour la régénération des lits granulaires (Blais et al., 2004; Denis, 1981; Gimag, 1981)

Une autre manière de régénérer les lits granulaires est l'utilisation de lits fluidisés ou de lits mouvants. Les lits fluidisés permettent des opérations continues avec une évolution temporelle négligeable de la perte de charge, mais ils sont moins efficaces que les lits fixes pour retenir les petites particules (Xiao et al., 2013). Dans les lits mouvants, les collecteurs se déplacent continuellement à basse vitesse, permettant leur régénération pendant la filtration. Ces procédés ont fait l'objet de plusieurs études, qui ont montré qu'ils peuvent atteindre une grande efficacité massique lorsque la vitesse superficielle de filtration et le flux massique du collecteur sont choisis dans une certaine gamme de valeurs (Chen et al., 2009; El-Hedok et al., 2011). Par exemple, il est préférable de fonctionner à température ambiante et les opérateurs doivent garder à l'esprit qu'une diminution de l'efficacité se produit lorsque le lit mouvant passe d'un mode "lit fixe" à un mode "lit mouvant" (Chen et al., 2015) en raison de la hausse de porosité engendrée. De plus, la présence d'un débit de gaz accélère le flux des collecteurs et influence leur répartition dans le lit (Chen et al., 2012). L'ajout d'un déflecteur permet alors d'avoir un flux de gaz plus uniforme (Chen et al., 2017) et un décalage vertical des persiennes sur la paroi d'entrée ou de sortie du filtre pourrait être une solution pour diminuer les zones stagnantes (Chen et al., 2016, 2012). Les lits mouvants sont prometteurs dans l'épuration des gaz chauds car ils fonctionnent continuellement avec une efficacité élevée et une faible perte de charge. De plus, pour la même épaisseur de lit et le même garnissage, ils sont plus efficaces que les lits fluidisés. Cependant, ils nécessitent toujours une grande surface au sol, le flux de collecteurs est important et complexe (Xiao et al., 2013) et même si la perte de charge est limitée, les collecteurs doivent être régénérés. Le Tableau 2.2 détaille les conditions opératoires des différentes études citées précédemment.

Il n'a pas été référencé d'article présentant un lit granulaire arrosé conçu de la manière dont nous l'avons envisagé, à savoir un lit de collecteurs fixes non immergé traversé par un aérosol et un débit de liquide. C'est la raison pour laquelle nous nous sommes intéressés ici plus particulièrement aux lits granulaires traditionnels et aux colonnes d'absorption, car le lit granulaire arrosé se situe à la frontière entre ces deux technologies.

Tableau 2.2 : Paramètres opératoires des différentes études citées

Référence	Lit	Collecteurs	Particules	Gaz	Efficacité
(Schmidt et al., 1978)	Hauteur 15,24 cm Porosité 0,4/0,42	Sphériques 3,30/5,0 mm	-	Vitesse 15,24/45,75/ 101 cm.s <sup>-1</sup>	0-1
(Kuo et al., 2010)	Hauteur 4,55 cm Diamètre 7,11 cm Porosité 0,38	Sphériques 0,3/0,8/2/ 4 mm Masse volumique 6,07 g.cm <sup>-3</sup>	Diamètre 0,15-10 µm	Vitesse 0,58- 14,6 cm.s <sup>-1</sup>	0-1
(El-Hedok et al., 2011)	-	Rectangulaires 3,2* 1,6 mm Débit 3,3-9,3 kg.h <sup>-1</sup>	Diamètre 1-100 µm	Débit 620 sL.min <sup>-1</sup>	0,9-1
(Ozis et al., 2004)	Hauteur 9/18/ 27 cm Diamètre 7 cm Porosité 0,47	Sphériques 0,3/ 0,15 mm	Diamètre 0,05-2,5 µm Masse volumique 1,05/ 1,77 g.cm <sup>-3</sup>	Débit 1,2/2,4/ 3,6 L.min <sup>-1</sup>	0,4-1
(Stanghelle et al., 2007)	-	Sphériques 0,622 mm Masse volumique 2,02 g.cm <sup>-3</sup>	Concentration 2,8 g.cm <sup>-3</sup>	Débit 8,3/16,7/ 33,3 L.min <sup>-1</sup> Température 550 °C	-
(Chen et al., 2009)	Hauteur 107 cm	Débit 18/36 kg.h <sup>-1</sup>	Diamètre 0,24- 363,08 µm Concentration 7500 ppmw Composition : 6,04 % Si, 22,67 % C, 18,45 % O, 2,85 % Al, 1,87 % Ca, 48,13 % Fe	Vitesse 20-35 cm.s <sup>-1</sup>	0,95-1
(Chen et al., 2012)	Hauteur 107 cm	Sphériques 2-4 mm Débit 22/28/ 34 kg.h <sup>-1</sup>	Diamètre 0,24- 363,08 µm Concentration 7500 ppm	Vitesse 25/30/ 35 cm.s <sup>-1</sup>	0,97-1
(Chen et al., 2015)	Hauteur 107 cm	Sphériques 2-4 mm Débit 36 kg.h <sup>-1</sup>	Diamètre 0,230- 120,67 mm Concentration 7500 ppm	Vitesse 20-35 cm.s <sup>-1</sup> Température 20-400 °C	0,56-1

Les performances d'un lit granulaire s'évaluent en termes d'efficacité et de perte de charge, qui vont dépendre de paramètres comme la distribution du gaz, le choix du garnissage et les dimensions de la colonne. Les paragraphes qui suivent détaillent les modèles de perte de charge et d'efficacité d'un lit granulaire sec. De manière générale, on notera que les modèles présentés ci-dessous ne prennent pas en compte l'évolution temporelle liée au colmatage du lit granulaire mais en décrivent l'état initial.

## 2- Perte de charge initiale

La perte de charge se définit comme la différence de pression statique entre l'amont et l'aval du médium filtrant et traduit la résistance de l'élément filtrant à l'écoulement du gaz. Lors de la filtration, le colmatage progressif du filtre provoque une augmentation de la perte de charge, ce qui entraîne une augmentation des coûts opératoires. Les modèles habituellement utilisés (et présentés ci-après) décrivent uniquement l'état initial du lit granulaire. Ils ne permettent pas de prédire l'évolution temporelle de la perte de charge. Cependant récemment des chercheurs ont développé un modèle permettant de prédire les modifications de l'efficacité de collecte et de la perte de charge pendant le colmatage d'un lit granulaire par des nanoparticules (Wingert et al., 2017).

Pour un flux de fluide incompressible à travers un lit granulaire composé de sphères de taille uniforme, la perte de charge peut être estimée en régime laminaire par l'équation de Kozeny-Carman (Tien and Ramarao, 2011) :

$$\frac{(\Delta P)}{Z} = k_1 \frac{(1 - \varepsilon)^2 \mu u_s}{\varepsilon^3 d_g^2} \quad \text{Éq. 2.1}$$

Avec : Z la hauteur du lit (m),  $\varepsilon$  la porosité du lit (-),  $\mu$  la viscosité dynamique du fluide (Pa.s),  $u_s$  la vitesse en fût vide du fluide (m.s<sup>-1</sup>),  $d_g$  le diamètre des grains (m) et  $k_1$  une constante ici égale à 180.

Et par l'équation d'Ergun en régime turbulent :

$$\frac{(\Delta P)}{Z} = k_1 \frac{(1 - \varepsilon)^2 \mu u_s}{\varepsilon^3 d_g^2} + k_2 \frac{(1 - \varepsilon) \rho u_s^2}{\varepsilon^3 d_g} \quad \text{Éq. 2.2}$$

Ergun préconise des valeurs de 150 et 1,75 respectivement pour les constantes  $k_1$  et  $k_2$  (ces valeurs ont été déterminées empiriquement dans le cas d'un lit de sphères parfaites dont la distribution de taille est monodisperse).



### 3- Efficacité de collecte

Un lit granulaire est caractérisé par son rendement global d'épuration qui indique sa capacité à retenir les particules lors du passage d'un flux. En filtration des gaz, on distingue :

- la perméance du lit  $P_{erm}$  (exprimée en %), exprimant le rapport entre la concentration de particules en aval du filtre ( $C_{av}$ ) sur la concentration de particules en amont du filtre ( $C_{am}$ ) :

$$P_{erm} = \frac{C_{av}}{C_{am}} \quad \text{Éq. 2.3}$$

- l'efficacité globale du lit  $E$  (exprimée en %) :

$$E = \frac{C_{am} - C_{av}}{C_{am}} = 1 - P_{erm} \quad \text{Éq. 2.4}$$

- le coefficient d'épuration  $CE$ , appelé aussi facteur de décontamination :

$$CE = \frac{C_{am}}{C_{av}} = \frac{1}{P_{erm}} \quad \text{Éq. 2.5}$$

A l'approche d'un collecteur, une particule peut être retenue par plusieurs mécanismes de collecte (diffusion brownienne, interception directe, impaction inertielle, sédimentation, effets électrostatiques,...) qui interviennent de manière plus ou moins significative selon la taille des particules et/ou les conditions opératoires. En supposant que ces mécanismes sont indépendants les uns des autres, on considère que l'efficacité unitaire de collecte d'un grain est la somme des efficacités correspondantes à chaque mécanisme.

#### 3.1. *Capture par impaction inertielle*

De par leur taille et sous l'effet de leur inertie, les particules de taille importante (supérieure à 1  $\mu\text{m}$ ) vont avoir tendance à quitter les lignes de courant du gaz porteur et à suivre des trajectoires rectilignes à l'approche d'un collecteur pour s'impacter sur ce dernier (voir Figure 2.7) : c'est le phénomène d'impaction.

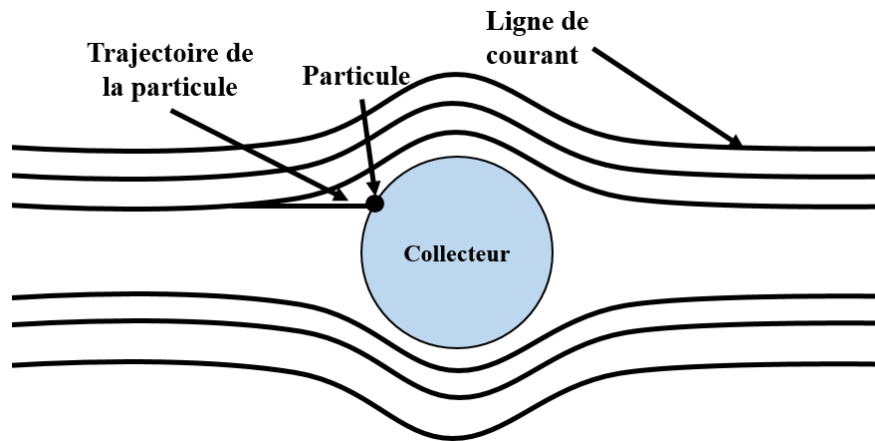


Figure 2.7 : Collecte par impaction inertielle

Le nombre adimensionnel représentatif de ce mécanisme est le nombre de Stokes ( $St$ ). Il exprime le rapport entre l'énergie cinétique de la particule et l'énergie dissipée par frottements avec le fluide et est défini par :

$$St = \frac{Cc u_s \rho_p d_p^2}{9 \mu d_g} \quad \text{Éq. 2.6}$$

Avec :  $Cc$  le coefficient de Cunningham,  $\rho_p$  la masse volumique des particules ( $\text{kg.m}^{-3}$ ), et  $d_p$  le diamètre des particules (m).

Lorsque la taille des particules est du même ordre de grandeur que le libre parcours moyen des molécules de gaz porteur, le milieu ne peut plus être considéré comme continu et dans ce cas, la loi de Stokes surévalue la force de traînée sur la particule. On introduit alors un facteur correcteur appelé coefficient de Cunningham et défini par :

$$Cc = 1 + A K_n + B K_n e^{-\frac{C}{K_n}} \quad \text{Éq. 2.7}$$

Où  $K_n$  est le nombre de Knudsen, défini comme le rapport entre le libre parcours moyen (noté  $l$ ) et le rayon de la particule :

$$K_n = \frac{2 l}{d_p} \quad \text{Éq. 2.8}$$

Le nombre de Knudsen caractérise la continuité du milieu par rapport à la particule : pour  $K_n \ll 1$  on est dans le domaine continu et pour  $K_n \gg 1$  on est dans le domaine moléculaire.

Le libre parcours moyen d'une molécule est la longueur moyenne de sa trajectoire entre deux collisions successives. On le définit par :

$$l = l_r \left( \frac{T}{296,15} \right) \left( \frac{101300}{P} \right) \left( \frac{1 + \frac{S}{296,15}}{1 + \frac{S}{T}} \right) \quad \text{Éq. 2.9}$$

Avec  $S=110,4$  K et  $l_r = 67,3$  nm pour l'air (Mouret, 2008).

Les constantes A, B et C du coefficient de Cunningham sont issues de données expérimentales obtenues par différents auteurs (voir Tableau 2.3).

**Tableau 2.3 : Valeurs des constantes A, B et C du facteur de Cunningham**

Auteur	A	B	C
(Allen and Raabe, 1982)	1,155	0,471	0,596
(Allen and Raabe, 1985)	1,142	0,558	0,999
(Buckley and Loyalka, 1989)	1,099	0,518	0,425
(Rader, 1990)	1,207	0,440	0,780
(Hutchins et al., 1995)	1,231	0,470	1,178
(Renoux and Boulaud, 1998)	1,250	0,420	0,870
(Kim et al., 2005)	1,165	0,483	0,997
(Tien and Ramarao, 2011)	1,230	0,410	0,880

Quelles que soient les constantes prises, les valeurs obtenues pour Cc sont très proches les unes des autres. Les constantes considérées par la suite seront celles issues des travaux de Tien (Tien and Ramarao, 2011).

L'écoulement dans un lit granulaire dépend de la porosité du lit  $\varepsilon$  et du nombre de Reynolds  $Re$  : l'efficacité de collection doit donc dépendre de ces grandeurs en plus du nombre de Stokes. D'Ottavio et Goren ont présenté une théorie suggérant que ces trois nombres pouvaient être regroupés en un nombre de Stokes effectif (noté  $St_{eff}$ ) dont dépendrait uniquement l'efficacité (en supposant que  $St Re^{0,5}$  est très petit devant 1).

Le nombre de Reynolds est défini par :

$$Re = \frac{d_g u_s \rho}{\mu} \quad \text{Éq. 2.10}$$

Lorsque le fluide considéré est un gaz parfait, sa masse volumique et sa viscosité dynamique peuvent être déterminées en fonction de sa pression et de sa température :

$$\rho_G = \frac{M P}{R T} \quad \text{Éq. 2.11}$$

Avec  $\rho_G$  la masse volumique de l'air ( $\text{kg.m}^{-3}$ ),  $M$  sa masse molaire (en  $\text{kg.mol}^{-1}$ ),  $P$  sa pression (Pa),  $R$  la constante des gaz parfaits ( $R = 8,314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$ ), et  $T$  sa température (K).

Et :

$$\mu_G = 1,85 \cdot 10^{-5} \left( \frac{T}{296,15} \right)^{3/2} \left( \frac{296,15 + S}{T + S} \right) \quad \text{Éq. 2.12}$$

Avec  $\mu_G$  la viscosité dynamique de l'air (Pa.s) (Mouret, 2008) et  $S$  la constante de Sutherland (pour l'air,  $S=110,4 \text{ K}$ ).

Différents modèles proposés dans la littérature pour calculer l'efficacité de capture par impaction sont répertoriés dans le Tableau 2.4. La Figure 2.8 les représente en fonction du diamètre des particules. A noter que ces modèles sont ici tracés sur une plage de diamètres de particules plus large que celles correspondant aux conditions opératoires mentionnées dans le Tableau 2.4.

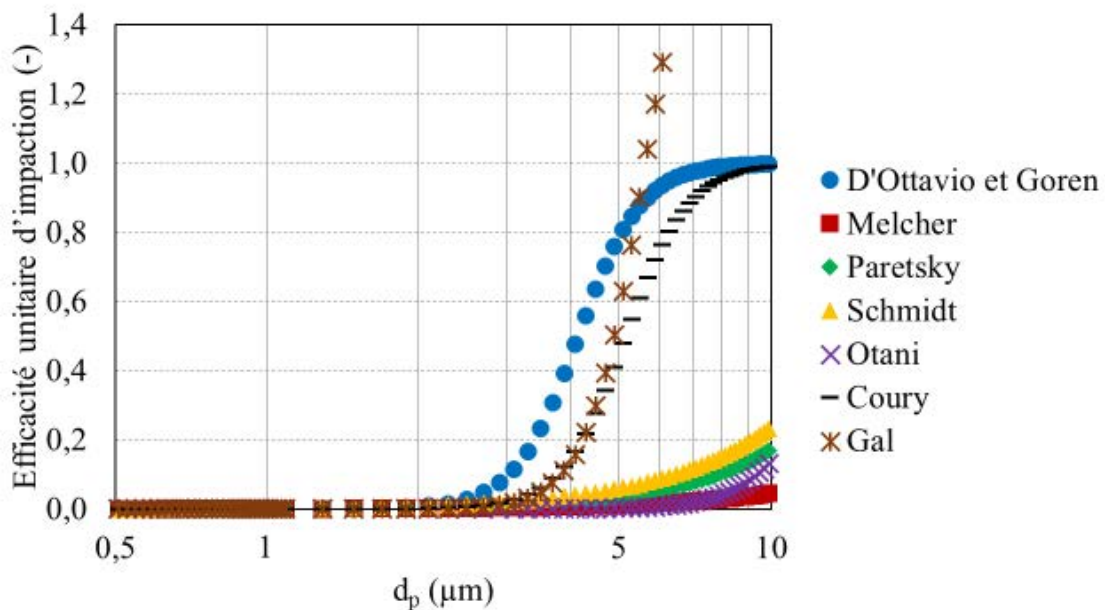


Figure 2.8 : Modèles d'efficacité de capture par impaction en fonction de  $d_p$   
 ( $\epsilon=0,4$ ,  $d_g=2 \text{ mm}$ ,  $u_s=0,15 \text{ m.s}^{-1}$ )

Tableau 2.4 : Modèle d'efficacité de capture par impaction

Auteur	Modèle d'efficacité	Conditions opératoires
<b>D'Ottavio et Goren</b> (D'Ottavio and Goren, 1982)	$\frac{St_{eff}^{3,55}}{1,67 + St_{eff}^{3,55}}$ (Éq. 2.13) avec $St_{eff} = \left( \frac{6 - 6(1-\varepsilon)^{\frac{5}{3}}}{6 - 9(1-\varepsilon)^{\frac{1}{3}} + 9(1-\varepsilon)^{\frac{5}{3}} - 6(1-\varepsilon)^2} + 1,14 R_e^{\frac{1}{2}} \varepsilon^{-\frac{3}{2}} \right) St$ (Éq. 2.14)	$d_p = 0,6 - 4,5 \mu m$ $d_g = 2 - 4 mm$ $u_s = 0,1 - 6 m.s^{-1}$
<b>Otani</b> (Otani et al., 1989)	$\frac{St_{eff}^3}{0,014 + St_{eff}^3}$ (Éq. 2.15) avec $St_{eff} = \left( 1 + \frac{1,75 R_e \varepsilon}{150(1-\varepsilon)} \right) St$ (Éq. 2.16)	$d_p = 0,02 - 2 \mu m$ $d_g = 0,5 - 2 mm$ $u_s = 0,004 - 1,2 m.s^{-1}$
<b>Coury</b> (Coury et al., 1987)	$\frac{St_{eff}^{3,55}}{0,00011 + St_{eff}^{3,55}}$ (Éq. 2.17) avec $St_{eff} = \frac{St}{\varepsilon}$ (Éq. 2.18)	$d_p = 1 \mu m$ $d_g = 0,165 - 2 mm$ $u_s = 0,003 - 12,05 m.s^{-1}$
<b>Gal</b> (Gal et al., 1985)	$\frac{2 St_{eff}^{3,9}}{0,0000043 + St_{eff}^{3,9}}$ (Éq. 2.19) avec $St_{eff} = \left( 1 + \frac{1,75 R_e \varepsilon}{150(1-\varepsilon)} \right) St$ (Éq. 2.20)	$d_p = 1,1 - 2,35 \mu m$ $d_g = 0,125 - 0,476 mm$ $u_s = 0,4 - 1 m.s^{-1}$
<b>Schmidt</b> (Schmidt et al., 1978)	$2,09 St$ (Éq. 2.21)	$d_p = 1,1 - 2,36 \mu m$ $d_g = 1 - 3,3 mm$ $u_s = 0,15 - 1 m.s^{-1}$
<b>Paretsky</b> (Schmidt et al., 1978)	$2 St^{1,13}$ (Éq. 2.22)	-
<b>Melcher</b> (Pendse and Tien, 1982)	$\varepsilon St$ (Éq. 2.23)	-

Les modèles peuvent être regroupés en deux catégories : d'une part les modèles de Melcher, Paretsky, Schmidt et Otani, et ceux de Coury, Gal et D'Ottavio et Goren d'autre part. La différence entre ces modèles est due entre autres à la différence de puissance du nombre de Stokes dans les expressions. Ils ont aussi été déterminés pour un domaine opératoire bien précis et ne sont donc pas forcément extrapolables à d'autres conditions. La dispersion de ces modèles peut changer sensiblement l'efficacité globale calculée pour un cas précis : par exemple pour un diamètre de particules de 10  $\mu m$  la valeur de l'efficacité unitaire peut varier entre des valeurs inférieures à 0,2 en suivant les modèles de Melcher, Paretsky, Schmidt et Otani tandis qu'elle atteint un valeur supérieure à 1 si les autres expressions sont utilisées. Etant donné que cette étude ne se rapproche pas en particulier du travail de l'un de ces auteurs il faudra choisir par la suite le modèle qui sera le plus proche des expériences.

### 3.2. Capture par diffusion Brownienne

Ce mécanisme est prédominant pour les particules submicroniques. En effet, dans l'écoulement, ces particules sont soumises à des collisions avec les molécules du gaz porteur

et suivent par conséquent des trajectoires aléatoires, indépendantes des lignes de courant (voir Figure 2.9). Le nombre caractéristique de ce mécanisme est le nombre de Peclet (Pe). Il traduit l'importance du mouvement convectif du gaz porteur par rapport au mouvement diffusif. Il est défini par :

$$Pe = \frac{u_s d_g}{D_{diff}} \quad \text{Éq. 2.24}$$

Avec  $u_s$  la vitesse du fluide ( $\text{m.s}^{-1}$ ),  $d_g$  le diamètre des grains (m) et  $D_{diff}$  le coefficient de diffusion, qui est déterminé par la relation (Coury et al., 1987; Mouret, 2008) :

$$D_{diff} = \frac{C_c K_b T}{3 \pi \mu d_p} \quad \text{Éq. 2.25}$$

avec  $K_b$  la constante de Boltzmann.

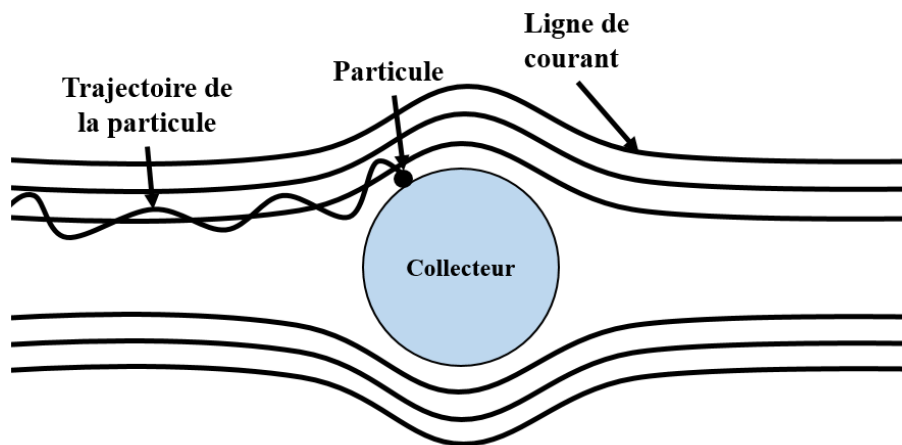


Figure 2.9 : Collecte par diffusion Brownienne

Les auteurs s'accordent pour présenter l'efficacité unitaire de diffusion sous la forme (Thivel, 1998) :

$$\eta_d = 4 g(\varepsilon) Pe^{-2/3} \quad \text{Éq. 2.26}$$

Avec  $g(\varepsilon)$  une fonction de la porosité qui s'exprime généralement sous la forme d'une constante divisée par la porosité. Certaines expressions sont proposées dans le Tableau 2.5 et l'efficacité de capture par diffusion est représentée sur la Figure 2.10 en fonction de ces expressions. Cette efficacité unitaire varie très peu lorsque les différentes expressions de  $g(\varepsilon)$  sont utilisées (l'écart entre deux modèles est inférieur à 1 %), c'est pourquoi il n'y a pas d'intérêt particulier à en privilégier une plus qu'une autre. Le modèle de Wilson sera utilisé par la suite.

Tableau 2.5 : Facteur  $g(\varepsilon)$  des modèles d'efficacité de capture par diffusion

Auteur	Facteur $g(\varepsilon)$	Conditions opératoires
<b>Tardos</b> (Tardos et al., 1976)	$1,07 + 3,43 (1 - \varepsilon)$ (Éq. 2.27)	$Pe = 10^4 - 10^7$ $\varepsilon = 0,4 - 0,999$
<b>Neale et Nader</b> (Tardos et al., 1978)	$\frac{1,31}{\varepsilon}$ (Éq. 2.28)	$Re \leq 10$ $Pe \geq 10^3$
<b>Wilson</b> (Wilson and Geankoplis, 1966)	$\frac{1,09}{\varepsilon}$ (Éq. 2.29)	$Re < 10$ $0,35 < \varepsilon < 0,7$
<b>Tan</b> (Tardos et al., 1978)	$\frac{1,1}{\varepsilon}$ (Éq. 2.30)	$Re < 1$ $0,35 < \varepsilon < 0,7$

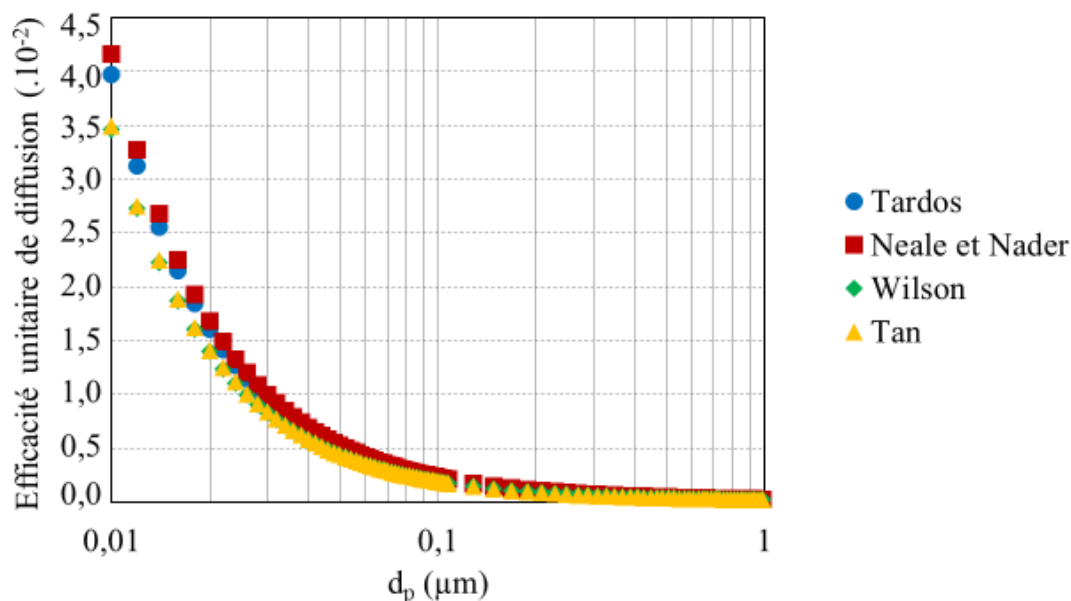


Figure 2.10 : Modèles d'efficacité de capture par diffusion en fonction de  $d_p$   
( $\varepsilon=0,4$ ,  $d_g=2$  mm,  $u_s=0,15$  m.s<sup>-1</sup>)

### 3.3. Capture par sédimentation

Ce mécanisme intervient lorsque l'effet gravitationnel est dominant, c'est-à-dire dans le cas de faibles vitesses du gaz et de particules présentant une masse élevée (Otani et al., 1989; Tien and Ramarao, 2011). Le nombre caractéristique de ce mécanisme est le nombre de gravité  $G_r$  défini par :

$$G_r = \frac{C_c (\rho_p - \rho) g d_p^2}{18 \mu u_s} \quad \text{Éq. 2.31}$$

Avec  $g$  l'accélération de la pesanteur.

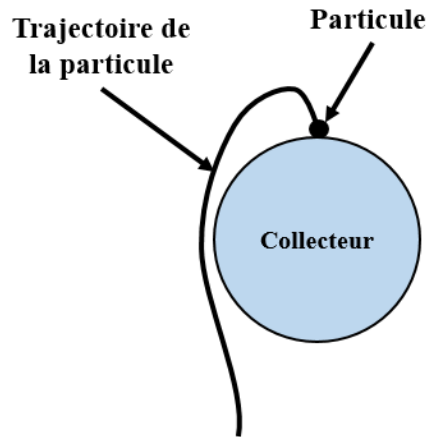


Figure 2.11 : Collecte par sédimentation

Deux expressions de l'efficacité de capture par sédimentation sont proposées, dépendant du sens de l'écoulement :

$$\eta_s = 0,0375 G_r^{0,5} \text{ pour un flux ascendant} \quad \text{Éq. 2.32}$$

$$\eta_s = 0,0375 G_r^{0,5} + 0,21 G_r^{0,78} \text{ pour un flux descendant} \quad \text{Éq. 2.33}$$

### 3.4. Capture par interception

Elle concerne les particules se trouvant sur une trajectoire proche du collecteur (Tien and Ramarao, 2011). Les particules qui suivent les lignes de courant du gaz porteur peuvent être interceptées par un grain si la distance qui les sépare devient inférieure à leur rayon. Ce mécanisme est indépendant de la vitesse et dépend uniquement de la géométrie des particules (Clift et al., 1981). Son nombre adimensionnel caractéristique est le rapport entre le diamètre des particules et celui des grains (noté R). On a :

$$\eta_r = 1,5 A_s R^2 \quad \text{Éq. 2.34}$$

Avec  $A_s$  une fonction de la porosité telle que :

$$A_s = \frac{2 (1 - (1 - \varepsilon)^{\frac{5}{3}})}{2 - 3 (1 - \varepsilon)^{\frac{1}{3}} + 3 (1 - \varepsilon)^{\frac{5}{3}} - 2 (1 - \varepsilon)^{\frac{6}{3}}} \quad \text{Éq. 2.35}$$



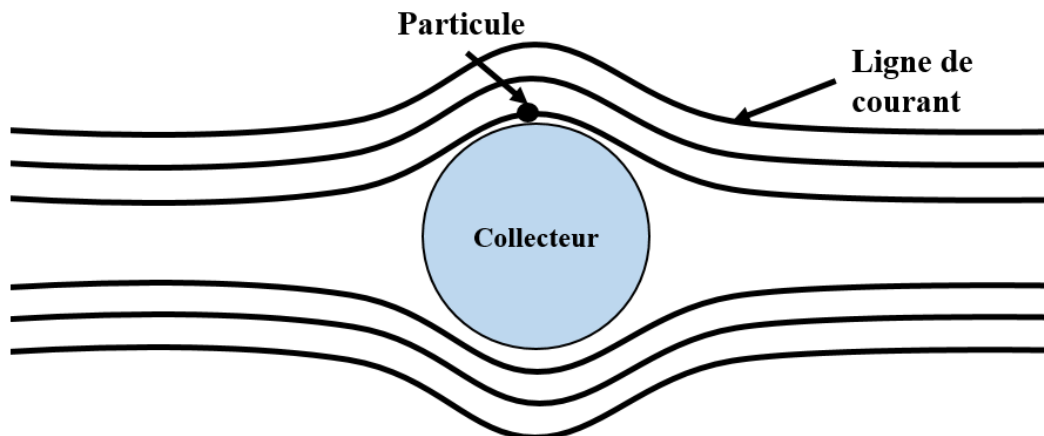


Figure 2.12 : Collecte par interception

### 3.5. *Autres mécanismes mis en jeu*

L'effet tamis, correspondant au blocage d'une particule entre des grains (Thivel, 1998), n'intervient presque pas en filtration des aérosols compte tenu de la porosité élevée du lit de collecteurs et de la faible taille des particules à collecter.

Des forces électrostatiques peuvent également influencer sur l'efficacité de collecte si les collecteurs et / ou les particules sont porteurs de charges. En effet, des particules chargées peuvent venir se fixer sur un collecteur sous l'effet de forces électrostatiques, leur trajectoire pouvant être déviée au voisinage du collecteur (Bémer et al., 2006). On distingue la force image, une force d'attraction entre une particule ou un collecteur chargé(e) et son image électrique induite sur le grain collecteur ou particule non chargé(e) et la force coulombienne, une force d'attraction ou de répulsion dans le cas où les particules et les collecteurs sont chargés (Thivel, 1998). Ces forces électrostatiques sont caractérisées par un nombre adimensionnel décrivant le rapport entre la force électrostatique considérée et la force de traînée de la particule (force qui s'oppose au mouvement de la particule). Le Tableau 2.6 présente les expressions données par Nielsen et Hill pour le calcul des efficacités de collecte par les forces électrostatiques.

Enfin, l'efficacité est conditionnée par l'adhésion des particules sur les grains collecteurs et par les phénomènes de réentraînement des particules déposées. L'adhésion de particules sur la surface des grains est principalement due aux forces de Van der Waals qui s'exercent sur de courts rayons d'action et ne sont significatives que pour des particules de faibles diamètres. Par ailleurs, des forces capillaires peuvent être responsables de l'adhésion des particules si l'humidité de l'air est supérieure à 70 %. La capillarité est responsable de l'adhésion des particules entre elles ou avec la surface des collecteurs lorsque l'eau à la surface des particules est en quantité suffisante pour former des ponts liquides. Pour des collecteurs de diamètre proche de 1 mm, une porosité de 0,4 et une vitesse de 0,5 m.s<sup>-1</sup> le réentraînement devient significatif pour des particules de diamètre supérieur à 1 µm (Thivel, 1998). Notons également que le rebond des particules inhérent à une vitesse d'approche importante peut limiter les performances du lit granulaire.

Tableau 2.6 : Modèles d'efficacité de capture par les forces électrostatiques (Nielsen and Hill, 1976)

Force	Nombre adimensionnel	Modèle d'efficacité
Force image d'une particule chargée	$K_{ip} = \left( \frac{\varepsilon_c - \varepsilon_f}{\varepsilon_c + 2 \varepsilon_f} \right) \left( \frac{C_c q_p^2}{3 \pi^2 \mu_g \varepsilon_f d_p d_g^2 u_s} \right)$ (Éq. 2.36)	$\eta_{él} = 1,584 K_{ip}^{0,5}$ en régime laminaire (Éq. 2.37)
		$\eta_{él} = 2,89 K_{ip}^{0,353}$ en régime turbulent (Éq. 2.38)
Force image d'un collecteur chargé	$K_{ic} = \left( \frac{\varepsilon_p - \varepsilon_f}{\varepsilon_p + 2 \varepsilon_f} \right) \left( \frac{2 C_c d_p^2 q_c^2}{3 \pi^2 \mu_g \varepsilon_f d_p d_g^2 u_s} \right)$ (Éq. 2.39)	$\eta_{él} = \left( \frac{3 \pi K_{ic}}{4} \right)^{0,22}$ (Éq. 2.40)
Forces coulombiennes	$K_c = \left( \frac{C_c q_p q_g}{3 \pi^2 \mu_g \varepsilon_f d_p d_g^2 u_s} \right)$ (Éq. 2.41)	$\eta_{él} = -4 K_c$ (Éq. 2.42)

### 3.6. Efficacité globale et efficacité minimale

L'efficacité globale du lit granulaire (E) définie comme le rapport entre le flux de poussières collectées par le grain et le flux de poussières approchant le grain (Tardos et al., 1978) est donnée par :

$$E = 1 - e^{-1,5 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \frac{Z}{d_g} \eta_t} \quad \text{Éq. 2.43}$$

Avec  $\eta_t$  la somme des efficacités correspondantes aux différents mécanismes de dépôt,  $\varepsilon$  la porosité du lit granulaire, Z la hauteur du lit (m) et  $d_g$  le diamètre des grains collecteurs (m).

La Figure 2.13 représente l'apport des différents mécanismes sur l'efficacité unitaire d'un lit granulaire. Pour l'exemple, le modèle d'efficacité d'impaction inertielle utilisé est celui de Paretzky et celui de sédimentation est celui pour un flux descendant. Il faut remarquer qu'un minimum d'efficacité est atteint pour des particules dont le diamètre est compris entre 0,2 et 0,4  $\mu\text{m}$  (Gutfinger and Tardos, 1979). En effet, dans cette zone, les particules sont trop grosses pour que l'effet de la diffusion brownienne soit efficace mais trop petites pour que les mécanismes d'interception et d'impaction soient significatifs. Ce domaine est appelé « taille de la particule la plus pénétrante » (ou en anglais MPPS pour « Most Penetrating Particle Size ») (Clift et al., 1981). Les particules de cette taille sont donc les particules les plus difficiles à capter.

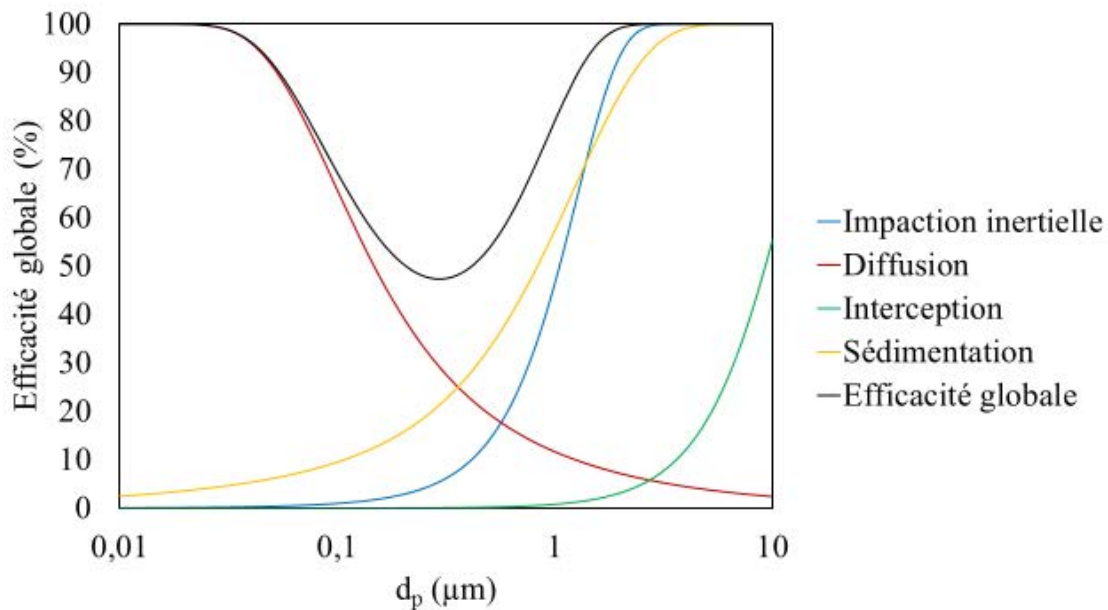


Figure 2.13 : Efficacité unitaire de collecte en fonction de  $d_p$   
 ( $\epsilon=0,4$ ,  $d_g=2$  mm,  $Z=0,5$  m,  $u_s=0,15$  m.s<sup>-1</sup>)

#### 4- Influence de la structure du lit et des paramètres opératoires

Efficacité et perte de charge sont les indicateurs de performances du filtre qui seront utilisés dans les tests en laboratoire. Ils dépendent de différents paramètres liés au média filtrant et au gaz chargé en particules. Parmi ces paramètres, on peut citer le diamètre des collecteurs, la hauteur et la porosité du lit, le diamètre et la densité des particules, la vitesse de l'effluent ou encore la température du gaz (Chang et al., 2010).

L'influence de différents paramètres sur l'efficacité et la perte de charge a été le sujet de nombreuses études. Blasewitz and Judson (1955) ont montré qu'une augmentation de la vitesse de filtration entraînait une diminution de l'efficacité de collecte. Peukert and Löffler (1991) ont aussi observé une meilleure efficacité de collecte et une plus faible perte de charge pour une plus faible vitesse. D'autres ont montré qu'une vitesse de filtration élevée entraînait une augmentation de l'efficacité (Chen et al., 2009; Tsubaki and Tien, 1988). Ces résultats contradictoires doivent être relativisés avec la taille des particules filtrées. En effet, Blasewitz et Judson travaillent dans un domaine où le phénomène de diffusion est favorisé (en filtrant des particules de diamètre compris entre 0,2 et 0,7  $\mu\text{m}$ ) tandis que Chen et al. travaillent dans un domaine où le phénomène d'interception est favorisé (avec des particules de diamètre allant jusque 363  $\mu\text{m}$ ). Kuo et al. (2010) qui ont travaillé avec des collecteurs entre 0,3 et 4 mm et des particules entre 0,15 et 10  $\mu\text{m}$  ont mis en évidence que l'utilisation de petits collecteurs permet d'obtenir une meilleure efficacité de collecte car la surface disponible est alors plus grande. Cependant, cela ne compense pas l'augmentation de la résistance à l'écoulement. Avec une vitesse plus élevée et des collecteurs de faible taille, les particules micrométriques sont mieux collectées à cause du phénomène

d'interception qui devient plus significatif mais au détriment d'une perte de charge plus élevée. Peukert and Löffler (1991) ont étudié la filtration de particules de diamètre allant de 10 nm à 8 µm pour des vitesses entre 0,05 et 1,5 m.s<sup>-1</sup> et des collecteurs entre 0,29 et 0,66 mm. Ils ont observé qu'une diminution de la taille des grains collecteurs induit une augmentation de l'efficacité. Saxena et al. (1985) ont rapporté qu'une efficacité plus élevée pouvait être obtenue en augmentant la hauteur du lit granulaire ou en diminuant la taille des grains. Quant à Chang et al. (2010), ils ont travaillé avec des particules de diamètre compris entre 0,3 et 6 µm et de masse volumique entre 1 et 2 g.cm<sup>-3</sup> et ont utilisé des collecteurs de diamètre allant de 0,1 à 0,5 mm. Ils ont observé que pour des particules de diamètre supérieur à 0,5 µm l'efficacité de collecte augmentait avec la taille des particules. En outre, ils ont montré que l'on pouvait augmenter l'efficacité en diminuant la taille des collecteurs, ou encore que des particules d'une plus grande masse volumique étaient collectées avec une efficacité plus importante.

Le Tableau 2.7 et la Figure 2.14 montrent visuellement l'influence du diamètre des collecteurs, de la hauteur du lit et de la vitesse de filtration sur l'évolution de l'efficacité et de la perte de charge. Ils montrent que l'on peut ajuster ces paramètres pour optimiser le fonctionnement du filtre. Pour les calculs, le modèle d'efficacité d'impaction inertielle de Paretzky et celui de sédimentation pour un flux descendant ont été utilisés.

**Tableau 2.7 : Influence des paramètres sur l'efficacité et la perte de charge d'un lit granulaire**

	Diamètre des collecteurs	Hauteur du lit	Porosité du lit	Diamètre des particules	Densité des particules	Vitesse de l'effluent	Température du gaz
	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
<b>Efficacité</b>	↓	↑	↓	↓ puis ↑	↑	↓ puis ↑	↓
<b>Perte de charge</b>	↓	↑	↓	-	-	↑	↑

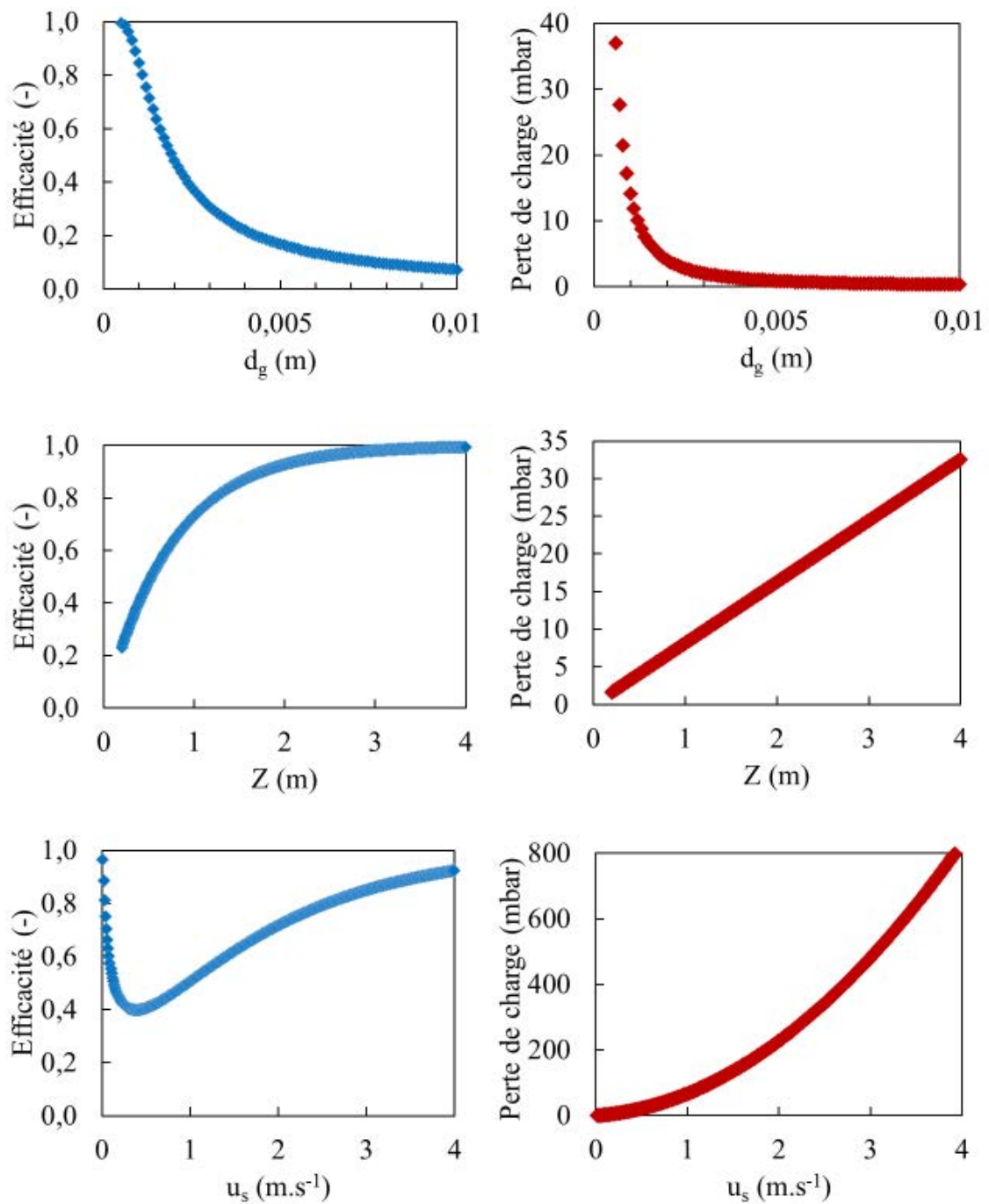


Figure 2.14 : Influence du diamètre des collecteurs, de la hauteur du lit et de la vitesse de l'effluent sur l'efficacité (à gauche) et la perte de charge (à droite) d'un lit granulaire

( $\epsilon=0,4$ ,  $d_g=2$  mm,  $Z=0,5$  m,  $d_p=0,3$   $\mu\text{m}$ ,  $u_s=0,15$  m.s<sup>-1</sup>)

L'étude bibliographique sur les lits granulaires secs a permis de recenser un certain nombre de corrélations pour l'estimation de l'efficacité initiale de collecte. Cependant, une étape expérimentale demeure indispensable pour valider ces estimations car les conditions expérimentales de cette étude pourront être très différentes de celles dont sont issues les corrélations. Par ailleurs aucune étude n'a été recensée sur les lits granulaires arrosés. L'absence d'éléments de dimensionnement d'un lit granulaire arrosé nous a incité à nous orienter vers les colonnes à garnissage utilisées pour des transferts gaz/ liquide. En effet, bien que la finalité de cette étude ne concerne pas l'absorption, le fonctionnement et l'hydrodynamique de ces colonnes peuvent fournir des éléments de dimensionnement.

### III. Hydrodynamique des colonnes à garnissage

#### 1- Les colonnes d'absorption

L'absorption est une opération unitaire de génie des procédés caractérisée par un transfert de matière d'une phase gazeuse vers une phase liquide. Cette opération est principalement utilisée pour purifier un flux gazeux ou pour récupérer un constituant présent dans un mélange gazeux (INERIS, 2004).

Une colonne à garnissage est une colonne remplie d'éléments (le garnissage) permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. On peut distinguer trois types de colonne en fonction du mode d'alimentation : les colonnes à co-courant, à contre-courant ou à courant croisés (voir Figure 2.15). Les colonnes à garnissage sont sensibles aux variations des débits de gaz et de liquide. En contre-courant, lorsque ces débits sont trop élevés, il peut arriver que le mouvement ascendant du gaz bloque l'écoulement gravitaire du liquide ; ce phénomène appelé engorgement de la colonne va se traduire par une augmentation de la perte de charge (Copigneaux, 1993). Cependant, bien qu'à l'inverse des procédés à co-courant les problèmes d'engorgement limitent le débit, le fonctionnement à contre-courant est plus souvent utilisé car il permet une meilleure efficacité de transfert (Haroun, 2008). Dans le cas d'une utilisation à contre-courant nous devons donc veiller à ce phénomène. On retrouve les colonnes à garnissage dans des opérations de distillation, de lavage des gaz ou d'absorption avec ou sans réaction chimique.

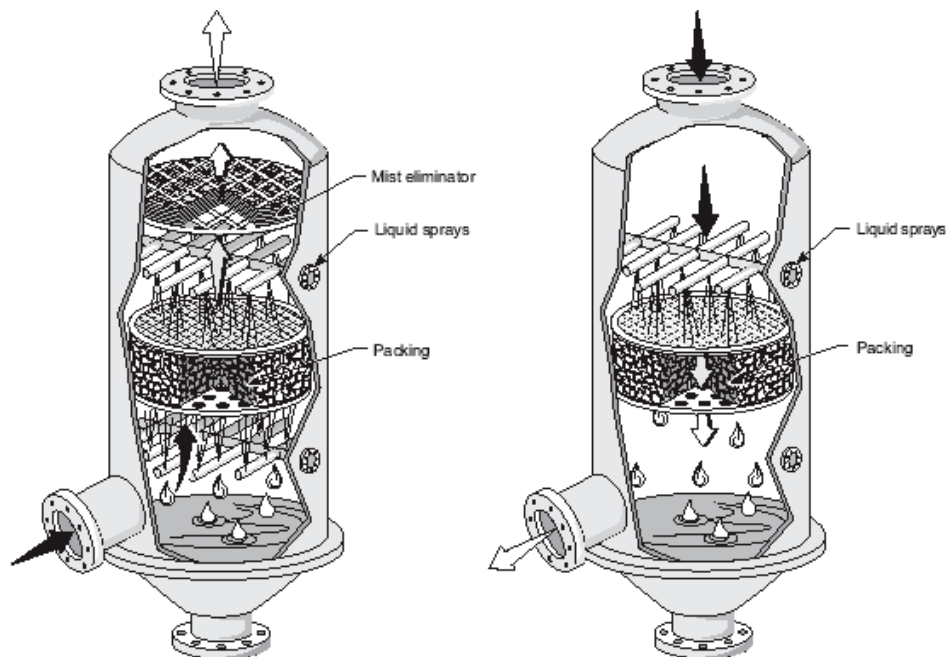


Figure 2.15 : Colonne à garnissage fonctionnant à contre-courant (gauche) et co-courant (droite) (INERIS, 2004)

L'efficacité d'une colonne à garnissage dépend de la surface et du temps de contact entre les deux phases. Ce contact doit être réalisé de la façon la plus homogène et sur toute la hauteur de la colonne. Le garnissage en vrac est capable de redistribuer le liquide qui est pulvérisé dans la partie supérieure de la colonne, mais parfois il n'est pas complètement mouillé. Pour augmenter ce taux de mouillage, le liquide est, en général, réparti dans toute la section transversale de l'entrée de la colonne à l'aide d'un distributeur (INERIS, 2004).

Au fil des années, de nombreux garnissages différents ont été élaborés. On distingue les garnissages en vrac (anneaux Raschig, anneaux Pall, selles de Berl...) des garnissages structurés (Mellapak de Sulzer, Montz-Pa...) (Copigneaux, 1993). Les garnissages en vrac sont des éléments plus ou moins tortueux, de taille allant de 6 à 100 mm. La colonne est remplie avec les garnissages en vrac déposés de manière aléatoire ou en les empilant de façon ordonnée pour créer une structure enchevêtrée. Le Tableau 2.8 donne les caractéristiques des garnissages en vrac classiquement utilisés en absorption. Les garnissages structurés sont plus récents et se présentent sous la forme de plaques métalliques perforées ou gaufrées empilées les unes sur les autres (Haroun, 2008). Malheureusement, ces garnissages ne peuvent pas être utilisés en filtration car leur efficacité est presque nulle. Pour la présente étude, notre choix s'est porté sur des billes, qui constituent un garnissage bon marché et simple à caractériser. En outre, à la différence des garnissages couramment utilisés, mis au point afin d'avoir une surface de contact la plus grande possible, un empilement de billes a une porosité beaucoup plus faible et donc présentera une plus grande efficacité de collecte. A noter que pour la suite les corrélations utilisées pour des colonnes à garnissage sont souvent partiellement empiriques et ne sont donc valides que pour un certain domaine de fonctionnement. Néanmoins, ces corrélations pourront être utilisées dans un premier temps pour aider au dimensionnement de l'installation en donnant des ordres de grandeur.

Parmi les paramètres présentés dans le tableau, le facteur de garnissage  $F$  dépend de la surface volumique et de la porosité du garnissage utilisé. Sherwood a proposé de le calculer de la manière suivante :

$$F = \frac{a}{\varepsilon^3} \quad \text{Éq. 2.44}$$

Avec  $a$  la surface volumique du garnissage en vrac (en  $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ ) définie par la relation suivante (Copigneaux, 1993) :

$$a = a_g (1 - \varepsilon) \quad \text{Éq. 2.45}$$

Avec  $a_g$  la surface volumique d'un élément de garnissage (bille) et  $\varepsilon$  la porosité du lit.

On notera que la compilation des résultats d'exploitation a montré qu'il est préférable de considérer le facteur de garnissage comme une donnée expérimentale (Copigneaux, 1993).



Tableau 2.8 : Caractéristiques des garnissages en vrac (Copigneaux, 1993)

<i>d</i> ..... (m)		0,006 35	0,012 7	0,015 9	0,019 1	0,025 4	0,038 1	0,050 8	0,076 2	0,088 9	0,101 6
<i>d</i> ..... (in)		1/4	1/2	5/8	3/4	1	1 1/2	2	3	3 1/2	4
<b>Anneaux Raschig</b>											
<b>Céramiques</b>	<i>e</i> ..... (m)	0,001 6	0,002 4	.....	0,002 4	0,003 2	0,004 8	0,006 4	0,009 5	.....	0,009 5
	<i>a</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	710	370	.....	240	190	120	92	62	.....	46
	<i>F</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	5 250	2 000	.....	840	510	310	215	120	.....	.....
	<i>ε</i> .....	0,62	0,64	.....	0,72	0,74	0,68	0,74	0,75	.....	0,80
	<i>N</i> ..... (m <sup>-3</sup> )	3,02 × 10 <sup>6</sup>	378 000	.....	109 000	47 700	13 500	5 800	1 700	.....	700
	<i>ρ</i> ..... (kg · m <sup>-3</sup> )	960	880	.....	800	670	740	660	590	.....	580
<b>Acier</b>	<i>e</i> ..... (m)	.....	.....	.....	0,001 6	0,001 6	0,001 6	0,001 6	0,001 6	.....	.....
	<i>a</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	.....	.....	.....	245	185	130	95	66	.....	.....
	<i>F</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	.....	.....	.....	730	450	270	187	105	.....	.....
	<i>ε</i> .....	.....	.....	.....	0,80	0,86	0,90	0,92	0,95	.....	.....
	<i>N</i> ..... (m <sup>-3</sup> )	.....	.....	.....	111 000	46 300	14 100	5 900	1 800	.....	.....
	<i>ρ</i> ..... (kg · m <sup>-3</sup> )	.....	.....	.....	1 500	1 140	785	590	400	.....	.....
<b>Anneaux Pall</b>											
<b>Céramiques</b>	<i>e</i> ..... (m)	.....	.....	.....	.....	0,003 1	0,004 6	0,005 1	.....	0,007 6	.....
	<i>a</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	.....	.....	.....	.....	220	154	125	.....	75	.....
	<i>F</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	.....	.....	.....	.....	278	158	112	.....	58	.....
	<i>ε</i> .....	.....	.....	.....	.....	0,73	0,76	0,78	.....	0,80	.....
	<i>N</i> ..... (m <sup>-3</sup> )	.....	.....	.....	.....	47 700	13 500	5 800	.....	1 500	.....
	<i>ρ</i> ..... (kg · m <sup>-3</sup> )	.....	.....	.....	.....	640	575	545	.....	480	.....
<b>Acier</b>	<i>a</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	.....	.....	341	.....	205	130	115	.....	92	.....
	<i>F</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	.....	.....	230	.....	157	92	66	.....	53	.....
	<i>ε</i> .....	.....	.....	0,92	.....	0,94	0,95	0,96	.....	0,97	.....
	<i>N</i> ..... (m <sup>-3</sup> )	.....	.....	210 000	.....	49 600	13 000	6 040	.....	1 170	.....
	<i>ρ</i> ..... (kg · m <sup>-3</sup> )	.....	.....	592	.....	480	415	385	.....	270	.....
	<b>Plastiques</b>	<i>a</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	.....	.....	340	.....	205	130	100	.....	85
<i>F</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )		.....	.....	310	.....	170	105	82	.....	52	.....
<i>ε</i> .....		.....	.....	0,87	.....	0,90	0,91	0,92	.....	0,92	.....
<i>N</i> ..... (m <sup>-3</sup> )		.....	.....	214 000	.....	50 100	13 600	6 360	.....	1 170	.....
<i>ρ</i> ..... (kg · m <sup>-3</sup> )		.....	.....	116	.....	88	76	72	.....	68	.....
<b>Selles de Berl</b>											
<b>Céramiques</b>	<i>a</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	900	465	.....	285	250	150	105	.....	.....	.....
	<i>F</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	2 950	790	.....	555	360	215	150	.....	.....	.....
	<i>ε</i> .....	0,60	0,62	.....	0,66	0,68	0,71	0,72	.....	.....	.....
	<i>N</i> ..... (m <sup>-3</sup> )	3 780 000	590 000	.....	176 500	77 000	22 800	8 800	.....	.....	.....
	<i>ρ</i> ..... (kg · m <sup>-3</sup> )	900	865	.....	785	720	640	625	.....	.....	.....
	<b>Selles Intalox</b>										
<b>Céramiques</b>	<i>a</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	984	625	.....	335	255	195	118	92	.....	.....
	<i>F</i> ..... (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	2 380	660	.....	475	320	170	130	70	.....	.....
	<i>ε</i> .....	0,75	0,78	.....	0,73	0,77	0,80	0,79	0,80	.....	.....
	<i>N</i> ..... (m <sup>-3</sup> )	4 150 000	730 000	.....	199 000	84 000	25 000	9 400	1 870	.....	.....
	<i>ρ</i> ..... (kg · m <sup>-3</sup> )	865	720	.....	705	675	670	760	590	.....	.....
	<i>a</i>	surface volumique d'un garnissage en vrac.					<i>N</i>	nombre d'éléments par unité de volume.			
<i>e</i>	épaisseur de paroi des anneaux.					<i>ε</i>	fraction de vide volumique.				
<i>F</i>	facteur de garnissage.					<i>ρ</i>	masse volumique apparente du garnissage.				

## 2- Hydrodynamique des colonnes

La phase liquide doit traverser la colonne à travers le garnissage sous la forme d'un filet d'eau qui doit ruisseler sur les grains. La quantité de liquide qui excède la quantité maximale acceptable par le film est chassée par le gaz vers les parois de la colonne (Copigneaux, 1993). Au voisinage des parois, le liquide trouve une zone de moindre turbulence dans laquelle il poursuit sa chute en cascade alors qu'il peut exister au centre de la colonne des régions où le garnissage n'est pas assez mouillé pour offrir un film continu. Ces deux phénomènes diminuent de manière significative les performances de la colonne.

### 2.1 Écoulement dans une colonne

Dans la colonne, l'interaction entre les phases se traduit par l'existence de différents régimes d'écoulement qui dépendent de la vitesse et des propriétés physico-chimiques des

fluides, ainsi que des propriétés géométriques et physico-chimiques des particules (Attou and Boyer, 1999; Baussaron, 2005). On distingue 4 régimes (voir la Figure 2.16) :

- *Le régime ruisselant* : également appelé régime de faible interaction car le gaz et le liquide s'écoulent séparément sans influence de l'un sur l'autre. Suivant son débit, le liquide s'écoule sur le solide sous forme de film, de filets ou de gouttelettes.
- *Le régime pulsé* : atteint en augmentant les débits de gaz et/ou de liquide à partir du régime ruisselant. Il est caractérisé par le passage successif de poches riches en gaz (des films de liquide recouvrant néanmoins la surface du solide) et de bouchons riches en liquide qui contiennent des petites bulles de gaz. Ce régime étant relativement instable, il est peu utilisé industriellement.
- *Le régime brouillard* : apparaît pour les faibles débits de liquide et les très forts débits de gaz. Il est appelé ainsi car de petites gouttes de liquide sont entraînées par le gaz et forment un brouillard.
- *Le régime à bulles* : qui se manifeste pour de fortes vitesses de liquide et de faibles vitesses de gaz. Des bulles de gaz légèrement allongées sont dispersées dans la phase liquide qui devient alors la phase continue.

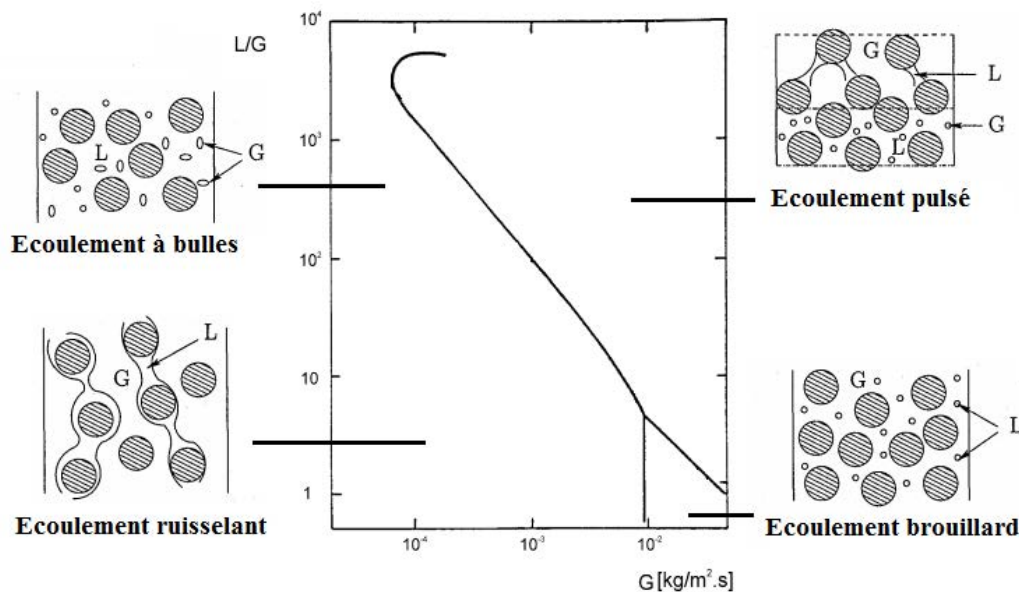


Figure 2.16 : Régimes d'écoulement dans une colonne à garnissage d'après Charpentier (1976) dans le cas où le liquide est l'eau

Dans notre cas, la phase liquide n'a pas vocation à devenir la phase continue, ni à interagir avec la phase gazeuse (tout du moins pas dans un premier temps). Le régime le plus adapté semble donc le régime ruisselant.

2.2 Engorgement

Comme il est expliqué plus haut, l'engorgement de la colonne se produit lorsque l'écoulement de gaz bloque celui du liquide. Ce phénomène a fait l'objet de nombreuses études. Le diagramme de Sherwood revu par Lobo est très utilisé pour déterminer la vitesse massique du gaz à l'engorgement pour les garnissages en vrac à l'aide d'une corrélation graphique. On pose X le facteur d'écoulement et  $Y_{eng}$  l'ordonnée de Lobo ou facteur de capacité tels que :

$$X = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \tag{Éq. 2.46}$$

$$Y_{eng} = \frac{F}{g} \left( \frac{\rho_{eau} \mu_L}{\rho_L \mu_{eau}} \right)^{0.2} \frac{\rho_G}{\rho_L} U_{G eng}^2 \tag{Éq. 2.47}$$

Avec : L et G vitesses massiques du liquide et du gaz ( $\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ ),  $\rho_L$  et  $\rho_G$  masses volumiques du liquide et du gaz ( $\text{kg.m}^{-3}$ ),  $\mu_L$  et  $\mu_G$  viscosités dynamiques du liquide et du gaz (Pa.s), F le facteur de garnissage ( $\text{m}^{-1}$ ),  $U_{Geng}$  la vitesse du gaz à l'engorgement ( $\text{m.s}^{-1}$ ).

Après avoir calculé X (L et G fixés), le diagramme de Lobo (voir Figure 2.17) permet de trouver la vitesse massique du gaz à l'engorgement. On calcule ensuite la vitesse de travail pour le gaz puis la section et le diamètre de la colonne qui doit être au moins 10 à 12 fois plus grand que la taille des éléments de garnissage pour éviter les chemins préférentiels.

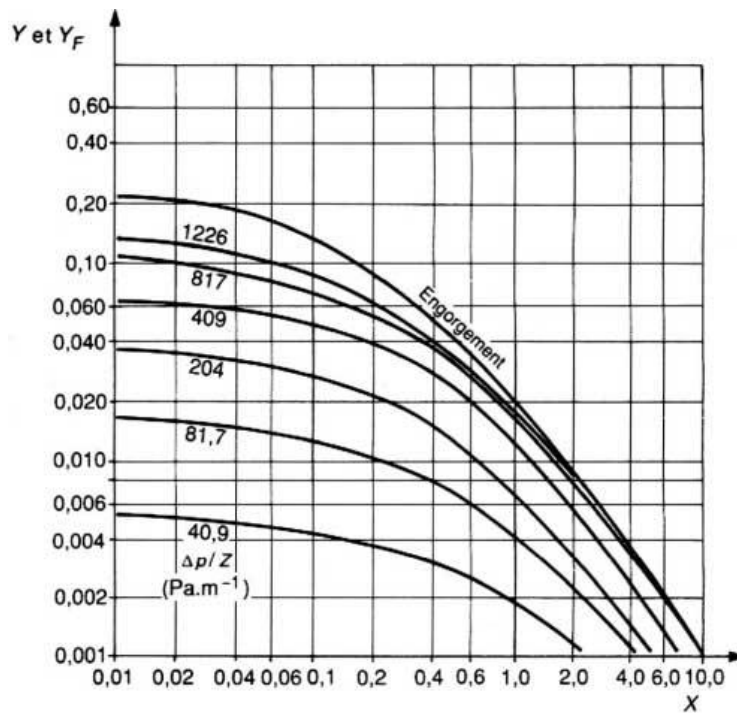


Figure 2.17 : Diagramme de Lobo (garnissage en vrac) (Copigneaux, 1993)

Ainsi, pour dimensionner une colonne et pour éviter son engorgement, il est nécessaire de connaître les flux maximaux de gaz et de liquide pouvant être introduits dans la colonne, en prenant une marge de sécurité. Généralement, on dimensionne la colonne d'absorption à 65-85 % de l'engorgement. Dans notre cas, nous n'avons pas pour objectif de faire de l'absorption : le liquide ne sert qu'à entraîner les particules collectées hors de la colonne. C'est pourquoi, afin de ne pas avoir une perte de charge trop élevée, nous ne travaillerons pas dans des conditions proches de l'engorgement. Néanmoins, le débit de liquide doit être suffisant afin de mouiller la totalité de la surface du garnissage et permettre le réentraînement des particules collectées.

### 2.3 Perte de charge

Lorsque le garnissage est arrosé, la perte de charge peut être exprimée à partir de la perte de charge d'un lit granulaire sec et de la vitesse massique du liquide L par la relation empirique suivante (Copigneaux, 1993) :

$$\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{G,L} = \left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{G,0}^n e^{\alpha + \beta L} \quad \text{Éq. 2.48}$$

Avec  $\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{G,L}$  la perte de charge en présence de gaz et de liquide,  $\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{G,0}$  la perte de charge en présence de gaz uniquement, L la vitesse massique du liquide ( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ ), n un exposant dépendant de nombreux paramètres et  $\alpha$  et  $\beta$  des paramètres fonction des caractéristiques du liquide et du garnissage. A noter que l'étude bibliographique n'a pas abouti à l'obtention d'expressions théoriques permettant de calculer n,  $\alpha$  et  $\beta$ .

### 2.4 Saturation et rétention

On nomme saturation le rapport entre le volume d'eau présent dans le lit et le volume de vide de ce lit. Parallèlement on appelle rétention le rapport entre le volume d'eau présent dans le lit et le volume total du lit. Il y a donc un facteur correspondant à la porosité du lit entre ces deux grandeurs (Ellman et al., 1990; Larachi et al., 1991) :

$$TS = \frac{V_{\text{eau dans le lit}}}{V_{\text{vide du lit}}} = \frac{V_{\text{eau dans le lit}}}{\varepsilon V_{\text{lit}}} = \frac{TR}{\varepsilon} \quad \text{Éq. 2.49}$$

Avec TS (-) le taux de saturation et TR (-) le taux de rétention.

Il faut ensuite distinguer les saturations (ou rétentions) dynamique et statique, la saturation totale étant la somme de ces deux termes. La saturation dynamique correspond au volume d'eau présent dans le lit en présence d'un écoulement de gaz (soit l'eau étant en circulation

dans le lit) tandis que la saturation statique correspond au volume d'eau présent dans le lit en absence d'un écoulement de liquide (soit l'eau stagnant dans le lit) (Bensetiti et al., 1997).

Différents paramètres influent sur la saturation liquide. Pour en citer certains, la saturation liquide augmente avec le débit de liquide (Al-Dahhan & Duduković, 1995; Charpentier & Favier, 1975; Ion Iliuta, Ortiz-Arroyo, Larachi, Grandjean, & Wild, 1999; Sai & Varma, 1988). L'influence du débit de gaz va dépendre du régime d'écoulement : par exemple en régime ruisselant on ne notera pas d'influence de ce paramètre sur la saturation (Charpentier and Favier, 1975). La taille des particules, la géométrie de la colonne, les collecteurs et la porosité du lit affectent aussi la saturation liquide, cependant leur influence ne peut être déterminée précisément car les avis issus de la littérature sont contradictoires (Bensetiti et al., 1997).

### 2.5 Efficacité de mouillage

Pour assurer un mouillage optimal du garnissage, le débit de liquide doit être suffisant pour assurer le ruissellement d'un film sur le maximum de la surface du garnissage. Il ne doit pas non plus être trop élevé pour ne pas risquer de noyer les surfaces offertes au ruissellement (Copigneaux, 1993). Ainsi, pour assurer un film qui ruisselle sur le maximum de la surface du garnissage, il est recommandé de vérifier cette inégalité :

$$2,5 \cdot 10^{-5} < \frac{L}{a \rho_L} < 20 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1} \quad \text{Éq. 2.50}$$

Burghardt et al. (1990) ont étudié une colonne remplie de catalyseurs traversée par un débit descendant co-courant de gaz et de liquide. Ils nomment « efficacité de mouillage  $f$  » la fraction du catalyseur mouillé efficacement par la phase liquide, c'est-à-dire la fraction de la surface externe des grains de catalyseur mouillée efficacement par le liquide s'écoulant dans le lit (sans prendre en compte la surface interne car les pores sont supposés être systématiquement remplis par capillarité). Il faut noter que cette surface n'est pas égale à la surface physiquement mouillée car on retrouve aux points de contact entre les grains des ménisques de liquide. En outre il faut tenir compte du fait que certains phénomènes macroscopiques peuvent se manifester comme l'apparition de zones mortes ou de passages préférentiels. Burghardt et al. précisent que l'efficacité de mouillage n'est pas identique à la rétention liquide, même si ces deux grandeurs ont une dépendance similaire par rapport aux débits de liquide et de gaz.

Pour déterminer expérimentalement l'efficacité de mouillage les auteurs ont utilisé la méthode de distribution du temps de séjour en utilisant deux traceurs différents et en combinant les résultats pour en déduire l'efficacité de mouillage. Sur la base d'observations visuelles pour trois garnissages différents, ils ont estimé qu'un débit spécifique de gaz de  $0,24 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  marquait la limite entre le régime ruisselant et le régime pulsé. Ils en ont déduit une expression empirique du facteur de mouillage  $f$  à partir des résultats expérimentaux, en fonction du régime d'écoulement :

- dans le cas d'un régime ruisselant (diamètre de grains entre 0,88 et 3,4 mm) :

$$f = 0,0381 L^{0,222} G^{-0,083} d_g^{-0,373} \quad \text{Éq. 2.51}$$

- dans le cas d'un régime pulsé (diamètre de grains de 3,4 mm) :

$$f = 0,462 L^{0,227} G^{0,153} \quad \text{Éq. 2.52}$$

Les valeurs de  $f$  obtenues ont été comprises entre 0,4 et 0,85. Lorsque  $f$  est égal à 1 la colonne est complètement remplie de liquide.

Pour le régime ruisselant, il a été constaté que l'efficacité de mouillage augmente avec le débit de liquide, mais diminue avec le débit de gaz et le diamètre des grains. En régime pulsé,  $f$  augmente avec le débit des deux phases et atteint des valeurs supérieures à celles obtenues en régime ruisselant.

Plusieurs études ont été réalisées pour chercher à optimiser le facteur de mouillage d'un lit granulaire et pour déterminer l'influence de différents paramètres sur ce mouillage. Certains auteurs (Bemer and Zuiderweg, 1978; Onda et al., 1973) ont montré que la répartition du liquide et la mal-distribution dépendait surtout de la taille des grains et ont déterminé une relation entre un facteur de distribution et le diamètre des grains. D'après Iliuta and Larachi (1999), une augmentation de la perte de charge due à une augmentation de la vitesse du gaz ou de la densité du gaz entraîne une amélioration du mouillage.

## IV. Conclusion partielle

Ce chapitre présente l'étude bibliographique qui a été réalisée afin de faire une synthèse des technologies existantes et permettre le choix du procédé étudié ici.

Des systèmes classiques pour affiner l'épuration particulaire des gaz existent déjà. Cependant, soit ils sont inadaptés pour des raisons de sécurité, par exemple les électrofiltres en raison de la présence de CO dans les gaz de hauts fourneaux qui peut générer une explosion en présence d'oxygène et des décharges électrostatiques, soit ils induisent une élévation de la perte de charge au cours du colmatage, ce qui nécessite leur décolmatage (filtres à manches ou céramiques, lits granulaires).

Le choix s'est donc porté sur l'étude d'un lit granulaire arrosé. L'originalité de ce procédé réside dans le réentrainement en continu des particules collectées à l'aide d'un écoulement de liquide (formant un film à la surface des collecteurs) pour ainsi pallier le problème de colmatage. Cette technologie est à la frontière entre un lit granulaire traditionnel et une colonne d'absorption. Ce chapitre s'est intéressé successivement à ces deux procédés pour recenser les éléments pertinents pour le dimensionnement d'un lit granulaire arrosé. La difficulté majeure consiste à choisir les paramètres opératoires et les caractéristiques du séparateur permettant d'obtenir une bonne efficacité (proche de celles des médias filtrants) tout en maintenant une perte de charge constante et limitée. Contrairement aux lits granulaires secs il n'existe pas de corrélations permettant de déterminer la perte de charge et l'efficacité d'un lit granulaire arrosé. Nous nous appuierons au départ plus particulièrement sur celles existantes pour les lits secs. Pour cela, les mécanismes de capture des particules dans un lit granulaire, les paramètres entrant en jeu dans ces mécanismes, leur ordre de grandeur et leur influence sur l'efficacité et l'évolution de la perte de charge ont été détaillés ici.

Le chapitre suivant détaille l'étape de dimensionnement, de conception et de montage du pilote qui a été utilisé pour les tests en laboratoire.

## Références du chapitre 2

- Ali, M., Yan, C., Sun, Z., Gu, H., Mehboob, K., 2013. Dust particle removal efficiency of a venturi scrubber. *Annals of Nuclear Energy* 54, 178–183. <https://doi.org/10.1016/j.anucene.2012.11.005>
- Allen, M.D., Raabe, O.G., 1985. Slip correction measurements for aerosol particles of doublet and triangular triplet aggregates of spheres. *Journal of Aerosol Science* 16, 57–67. [https://doi.org/10.1016/0021-8502\(85\)90020-5](https://doi.org/10.1016/0021-8502(85)90020-5)
- Allen, M.D., Raabe, O.G., 1982. Re-evaluation of millikan's oil drop data for the motion of small particles in air. *Journal of Aerosol Science* 13, 537–547. [https://doi.org/10.1016/0021-8502\(82\)90019-2](https://doi.org/10.1016/0021-8502(82)90019-2)
- Alves, A., Paiva, J., Salcedo, R., 2015. Cyclone optimization including particle clustering. *Powder Technology* 272, 14–22. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2014.11.016>
- Antonini, G., 2005. Techniques de l'ingénieur-Traitements thermiques des déchets-Procédés et technologies associées.
- Attou, A., Boyer, C., 1999. Revue des aspects hydrodynamiques des réacteurs catalytiques gaz-liquide-solide à lit fixe arrosé. *Oil & Gas Science and Technology* 54, 29–66. <https://doi.org/10.2516/ogst:1999003>
- Baussaron, L., 2005. Etude du mouillage partiel et du transfert de matière liquide-solide en réacteur à lit fixe arrosé (thesis). Toulouse.
- Bémer, D., Callé, S., Thomas, D., Simon, X., Appert-Collin, J., 2006. Filtration des aérosols-performances des médias filtrants. *Hygiène et sécurité du travail-Cahiers de notes documentaires* 7–21.
- Bemer, G.G., Zuiderweg, F.J., 1978. Radial liquid spread and maldistribution in packed columns under different wetting conditions. *Chemical Engineering Science* 33, 1637–1643. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(78\)85140-9](https://doi.org/10.1016/0009-2509(78)85140-9)
- Bensetiti, Z., Larachi, F., Grandjean, B.P.A., Wild, G., 1997. Liquid saturation in cocurrent upflow fixed-bed reactors: a state-of-the-art correlation. *Chemical Engineering Science* 52, 4239–4247. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(97\)00267-4](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(97)00267-4)
- Blais, D., Girard, M., Hildebrandt, H.J., Laurin, C., Mckinty, S.D.A., Smith, N.W.G., 2004. Construction implement for granular bed regeneration. WO2004101134 A1.
- Blasewitz, A.G., Judson, B.F., 1955. Filtration of Radioactive Aerosols By Glass Fibers. *Air Repair* 4, 223–229. <https://doi.org/10.1080/00966665.1955.10467674>
- Buckley, R.L., Loyalka, S.K., 1989. Cunningham correction factor and accommodation coefficient: Interpretation of Millikan's data. *Journal of Aerosol Science* 20, 347–349. [https://doi.org/10.1016/0021-8502\(89\)90009-8](https://doi.org/10.1016/0021-8502(89)90009-8)
- Burghardt, A., Kołodziej, A.S., Jaroszyński, M., 1990. Experimental studies of liquid—solid wetting efficiency in trickle-bed cocurrent reactors. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 28, 35–49. [https://doi.org/10.1016/0255-2701\(90\)85024-X](https://doi.org/10.1016/0255-2701(90)85024-X)
- Cadavid-Rodriguez, M.-C., Charvet, A., Bemer, D., Thomas, D., 2014. Optimization of bubble column performance for nanoparticle collection. *Journal of Hazardous Materials* 271, 24–32. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2014.01.040>



- Chang, Y.-I., Cheng, W.-Y., Wang, I.-C., 2010. New correlation equations for predicting the initial collection efficiency of aerosols in granular media. *Separation and Purification Technology* 72, 366–379. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2010.03.006>
- Charpentier, J.C., 1976. Recent progress in two phase gas—liquid mass transfer in packed beds. *The Chemical Engineering Journal* 11, 161–181. [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(76\)80038-X](https://doi.org/10.1016/0300-9467(76)80038-X)
- Charpentier, J.-C., Favier, M., 1975. Some liquid holdup experimental data in trickle-bed reactors for foaming and nonfoaming hydrocarbons. *AIChE J.* 21, 1213–1218. <https://doi.org/10.1002/aic.690210626>
- Charvet, A., Bardin-Monnier, N., Thomas, D., 2011. Can bubble columns be an alternative to fibrous filters for nanoparticles collection? *Journal of Hazardous Materials* 195, 432–439. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2011.08.064>
- Chen, Y.-S., Chyou, Y.-P., Li, S.-C., 2015. Hot gas clean-up technology of dust particulates with a moving granular bed filter. *Applied Thermal Engineering*, 6th International Conference on Clean Coal Technologies CCT2013 74, 146–155. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.03.015>
- Chen, Y.-S., Hsiao, S.-S., Lai, S.-C., Chyou, Y.-P., Li, H.-Y., Hsu, C.-J., 2009. Filtration of dust particulates with a moving granular bed filter. *Journal of Hazardous Materials* 171, 987–994. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.06.103>
- Chen, Y.-S., Hsiao, S.-S., Lee, H.-Y., Chyou, Y.-P., 2012. Filtration of dust particulates using a new filter system with louvers and sublouvers. *Fuel* 99, 118–128. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.04.021>
- Chen, Y.-S., Hsiao, S.-S., Smid, J., Wu, J.-F., Ma, S.-M., 2016. Removal of dust particles from fuel gas using a moving granular bed filter. *Fuel* 182, 174–187. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.05.106>
- Chen, Y.-S., Hsu, C.-J., Hsiao, S.-S., Ma, S.-M., 2017. Clean coal technology for removal dust using moving granular bed filter. *Energy* 120, 441–449. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.11.093>
- CITEPA, 2013. Mesures primaires et secondaires de réduction des particules [WWW Document]. URL <http://www.citepa.org/fr/pollution-et-climat/techniques-de-reduction/mesures-primaires-et-secondaires-de-reduction-des-particules>
- Clift, R., Ghadiri, M., Thambimuthu, K.V., 1981. *Progress in filtration and separation 2*. Elsevier.
- Copigneaux, P., 1993. *Distillation. Absorption - Colonnes garnies*. Techniques de l'Ingénieur, Paris, France.
- Coury, J.R., Thambimuthu, K.V., Clift, R., 1987. Capture and rebound of dust in granular bed gas filters. *Powder Technology* 50, 253–265. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(87\)80071-2](https://doi.org/10.1016/0032-5910(87)80071-2)
- Cyclone (séparation) [WWW Document], 2015. URL [http://fr.wikipedia.org/w/index.php?title=Cyclone\\_\(s%C3%A9paration\)&oldid=108364421](http://fr.wikipedia.org/w/index.php?title=Cyclone_(s%C3%A9paration)&oldid=108364421) (accessed 1.16.15).
- De Souza, F.J., Salvo, R. de V., Martins, D. de M., 2015. Effects of the gas outlet duct length and shape on the performance of cyclone separators. *Separation and Purification Technology* 142, 90–100. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.12.008>
-

- Denis, G.L., 1981. Moving Bed Gas Filter. FR2477428 (A1).
- Dépoussiéreur à voie humide [WWW Document], 2015. . Direct Industry. URL <http://www.directindustry.fr/fabricant-industriel/depoussiereur-voie-humide-83066.html> (accessed 1.19.15).
- Dhelt, P., 1994. Epuration du gaz de haut fourneau. Techniques de l'Ingénieur, Paris, France.
- D'Ottavio, T., Goren, S.L., 1982. Aerosol Capture in Granular Beds in the Impaction Dominated Regime. *Aerosol Science and Technology* 2, 91–108. <https://doi.org/10.1080/02786828308958616>
- Electrofiltre [WWW Document], 2013. . BETH. URL <http://www.beth-filter.com/index.php/en-GB/dry-electric-filter> (accessed 1.20.15).
- El-Hedok, I.A., Whitmer, L., Brown, R.C., 2011. The influence of granular flow rate on the performance of a moving bed granular filter. *Powder Technology* 214, 69–76. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2011.07.037>
- Ellman, M.J., Midoux, N., Wild, G., Laurent, A., Charpentier, J.C., 1990. A new, improved liquid hold-up correlation for trickle-bed reactors. *Chemical Engineering Science* 45, 1677–1684. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(90\)87046-U](https://doi.org/10.1016/0009-2509(90)87046-U)
- Epuration Dépoussiéreurs Cyclone avec tamisage [WWW Document], 2015. . Industrie Systèmes. URL <http://www.industrie-systemes.fr/epuration-depoussiereurs-cyclone-avec-tamisage-2,698.htm> (accessed 1.16.15).
- Equipements de dépoussiérage électrostatique des fumées [WWW Document], 2015. . Biomasse normandie. URL [http://www.biomasse-normandie.org/traitement-fumees-electrofiltres\\_469\\_fr.html](http://www.biomasse-normandie.org/traitement-fumees-electrofiltres_469_fr.html) (accessed 1.20.15).
- Filtres à manche [WWW Document], 2015. . France Environnement. URL <http://www.franceenvironnement.com/sous-rubrique/filtre-a-manche> (accessed 1.20.15).
- Flux d'air : processus d'épuration [WWW Document], 2014. . Astec. URL [http://fr.astecinc.com/index.php?option=com\\_content&view=article&id=361&Itemid=359](http://fr.astecinc.com/index.php?option=com_content&view=article&id=361&Itemid=359) (accessed 1.20.15).
- Gal, E., Tardos, G., Pfeffer, R., 1985. A study of inertial effects in granular bed filtration. *AIChE journal* 31, 1093–1104.
- Gervais, P.-C., 2013. Etude expérimentale et numérique du colmatage de filtres plissés (thesis). Université de Lorraine.
- Gimag, A., 1981. Apparatus for the discontinuous cleaning of dust-charged raw gas. EP0035973 A1.
- Gouri, R., Zouzou, N., Tilmatine, A., Dascalescu, L., 2013. Enhancement of submicron particle electrostatic precipitation using dielectric barrier discharge in wire-to-square tube configuration. *Journal of Electrostatics, Journal of ELECTROSTATICS, Electrostatics 2013 12th International Conference on Electrostatics* 71, 240–245. <https://doi.org/10.1016/j.elstat.2012.11.037>
- Gutfinger, C., Tardos, G.I., 1979. Theoretical and experimental investigation on granular bed dust filters. *Atmospheric Environment* (1967) 13, 853–867. [https://doi.org/10.1016/0004-6981\(79\)90276-2](https://doi.org/10.1016/0004-6981(79)90276-2)
- Haroun, Y., 2008. Etude du transfert de masse réactif Gaz-Liquide le long de plans corrugués par simulation numérique avec suivi d'interface (thesis). Toulouse.

- Hermeling, M., Weber, A.P., 2010. Nanoparticle separation from rising bubbles in aqueous solutions. Presented at the World Congress on Particle Technology, Nuremberg, Germany.
- Huang, S.-H., Chen, C.-C., 2002. Ultrafine aerosol penetration through electrostatic precipitators. *Environmental Science and Technology* 36, 4625–4632. <https://doi.org/10.1021/es011157+>
- Hutchins, D.K., Harper, M.H., Felder, R.L., 1995. Slip correction measurements for solid spherical particles by modulated dynamic light scattering. *Aerosol Science and Technology* 22, 202–218.
- Iliuta, I., Larachi, F., 1999. The generalized slit model: Pressure gradient, liquid holdup & wetting efficiency in gas–liquid trickle flow. *Chemical Engineering Science* 54, 5039–5045. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(99\)00228-6](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(99)00228-6)
- INERIS, 2006. Grandes installations de combustion. Document interne.
- INERIS, 2004. Colonne d'abattage à garnissage. Document interne.
- INERIS, 2003. Systèmes communs de traitement des eaux et gaz résiduels. Document interne.
- Jędrusik, M., Świerczok, A., 2009. The influence of fly ash physical and chemical properties on electrostatic precipitation process. *Journal of Electrostatics*, 11th International Conference on Electrostatics 11th International Conference on Electrostatics 67, 105–109. <https://doi.org/10.1016/j.elstat.2008.12.014>
- Kaldor, T.G., Phillips, C.R., 1976. Aerosol scrubbing by foam. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* 15(1), 199–206.
- Karagoz, I., Avci, A., Surmen, A., Sendogan, O., 2013. Design and performance evaluation of a new cyclone separator. *Journal of Aerosol Science* 59, 57–64. <https://doi.org/10.1016/j.jaerosci.2013.01.010>
- Keshavarz, P., Bozorgi, Y., Fathikalajahi, J., Taheri, M., 2008. Prediction of the spray scrubbers' performance in the gaseous and particulate scrubbing processes. *Chemical Engineering Journal* 140, 22–31. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.08.034>
- Kim, H.J., Han, B., Woo, C.G., Kim, Y.J., Ono, R., Oda, T., 2014. Performance evaluation of dry and wet electrostatic precipitators used in an oxygen-pulverized coal combustion and a CO<sub>2</sub> capture and storage pilot plant. *Journal of Aerosol Science* 77, 116–126. <https://doi.org/10.1016/j.jaerosci.2014.07.003>
- Kim, J.H., Mulholland, G.W., Kukuck, S.R., Pui, D.Y.H., 2005. Slip correction measurements of certified PSL nanoparticles using a nanometer differential mobility analyzer (Nano-DMA) for knudsen number from 0.5 to 83. *Journal of Research of the National Institute of Standards and Technology* 110, 31–54.
- Kuo, Y.-M., Huang, S.-H., Lin, W.-Y., Hsiao, M.-F., Chen, C.-C., 2010. Filtration and loading characteristics of granular bed filters. *Journal of Aerosol Science* 41, 223–229. <https://doi.org/10.1016/j.jaerosci.2009.09.011>
- Larachi, F., Laurent, A., Midoux, N., Wild, G., 1991. Experimental study of a trickle-bed reactor operating at high pressure: two-phase pressure drop and liquid saturation. *Chemical Engineering Science* 46, 1233–1246. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(91\)85051-X](https://doi.org/10.1016/0009-2509(91)85051-X)

- Lee, B.-K., Mohan, B.R., Byeon, S.-H., Lim, K.-S., Hong, E.-P., 2013. Evaluating the performance of a turbulent wet scrubber for scrubbing particulate matter. *Journal of the Air & Waste Management Association* 63, 499–506. <https://doi.org/10.1080/10962247.2012.738626>
- Liu, F., Chen, J., Zhang, A., Wang, X., Dong, T., 2014. Performance and flow behavior of four identical parallel cyclones. *Separation and Purification Technology* 134, 147–157. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.07.030>
- Matteson, M.J., Orr, C., 1998. *Filtration: Principles and practices*. 2. edition.
- Meikap, B.C., Biswas, M.N., 2004. Fly-ash removal efficiency in a modified multi-stage bubble column scrubber. *Separation and Purification Technology* 36, 177–190. [https://doi.org/10.1016/S1383-5866\(03\)00213-2](https://doi.org/10.1016/S1383-5866(03)00213-2)
- Mouret, G., 2008. *Étude de la filtration des aérosols nanométriques* (thesis). Vandoeuvre-les-Nancy, INPL.
- Nielsen, K.A., Hill, J.C., 1976. Collection of inertialess particles on spheres with electrical forces. *Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals* 15, 149–157.
- Onda, K., Takeuchi, H., Maeda, Y., Takeuchi, N., 1973. Liquid distribution in a packed column. *Chemical Engineering Science* 28, 1677–1683. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(73\)80021-1](https://doi.org/10.1016/0009-2509(73)80021-1)
- Otani, Y., Kanaoka, C., Emi, H., 1989. Experimental Study of Aerosol Filtration by the Granular Bed Over a Wide Range of Reynolds Numbers. *Aerosol Science and Technology* 10, 463–474. <https://doi.org/10.1080/02786828908959286>
- Ozis, F., Singh, M., Devanny, J., Sioutas, C., 2004. Removal of ultrafine and fine particulate matter from air by a granular bed filter. *Journal of the Air and Waste Management Association* 54, 935–940.
- Pendse, H., Tien, C., 1982. General correlation of the initial collection efficiency of granular filter beds. *AIChE Journal* 28. <https://doi.org/10.1002/aic.690280421>
- Peukert, W., Löffler, F., 1991. Influence of temperature on particle separation in granular bed filters. *Powder Technology* 68, 263–270. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(91\)80051-J](https://doi.org/10.1016/0032-5910(91)80051-J)
- Pulley, R.A., Walters, J.K., 1992. Collection of dust particles by falling water droplets. *Chemical Engineering Research and Design* 70, 354–360.
- Rader, D.J., 1990. Momentum slip correction factor for small particles in nine common gases. *Journal of Aerosol Science* 21, 161–168. [https://doi.org/10.1016/0021-8502\(90\)90001-E](https://doi.org/10.1016/0021-8502(90)90001-E)
- Raj Mohan, B., Biswas, S., Meikap, B.C., 2008. Performance characteristics of the particulates scrubbing in a counter-current spray-column. *Separation and Purification Technology* 61, 96–102. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2007.09.018>
- Renoux, A., Boulaud, D., 1998. *Les aérosols : physique et métrologie*. Tec & Doc Lavoisier.
- Saxena, S.C., Henry, R.F., Podolski, W.F., 1985. Particulate removal from high-temperature, high-pressure combustion gases. *Progress in Energy and Combustion Science* 11, 193–251. [https://doi.org/10.1016/0360-1285\(85\)90009-7](https://doi.org/10.1016/0360-1285(85)90009-7)
- SB Thermique-Filtre à manche céramique [WWW Document], 2014. URL [http://www.sbthermique.fr/fr-fr/filtre\\_a\\_manches\\_ceramiques.aspx](http://www.sbthermique.fr/fr-fr/filtre_a_manches_ceramiques.aspx) (accessed 6.23.14).
-

- Schmidt, E.W., Gieseke, J.A., Gelfand, P., Lugar, T.W., Furlong, D.A., 1978. Filtration Theory for Granular Beds. *Journal of the Air Pollution Control Association* 28, 143–146. <https://doi.org/10.1080/00022470.1978.10470582>
- Simon, X., 2005. Etude du décolmatage pneumatique des dépoussiéreurs à manches (thesis). Université de Lorraine.
- Siret, B., 2001. Dépoussiérage et dévésiculage. *Techniques de l'Ingénieur*, Paris, France.
- Stanghelle, D., Slungaard, T., Sønju, O.K., 2007. Granular bed filtration of high temperature biomass gasification gas. *Journal of Hazardous Materials*, " Selected papers of the proceedings of the 5th European Meeting on Chemical Industry and Environment, EMChIE 2006 " held in Vienna, Austria, 3-5 May 2006 144, 668–672. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2007.01.092>
- Suriyawong, A., Hogan Jr., C.J., Jiang, J., Biswas, P., 2008. Charged fraction and electrostatic collection of ultrafine and submicrometer particles formed during O<sub>2</sub>-CO<sub>2</sub> coal combustion. *Fuel* 87, 673–682. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2007.07.024>
- Tardos, G., Abuaf, N., Gutfinger, C., 1976. Diffusional filtration of dust in a fluidized bed. *Atmospheric Environment* (1967) 10, 389–394. [https://doi.org/10.1016/0004-6981\(76\)90008-1](https://doi.org/10.1016/0004-6981(76)90008-1)
- Tardos, G.I., Abuaf, N., Gutfinger, C., 1978. Dust Deposition in Granular Bed Filters: Theories and Experiments. *Journal of the Air Pollution Control Association* 28, 354–363. <https://doi.org/10.1080/00022470.1978.10470610>
- Thivel, P.-X., 1998. Contribution à l'étude des lits fluidisés stabilisés magnétiquement; application à la filtration des gaz (thesis). Université de Savoie.
- Tien, C., Ramarao, B.V., 2011. *Granular Filtration of Aerosols and Hydrosols*. Elsevier.
- Tsubaki, J., Tien, C., 1988. Gas filtration in granular moving beds — an experimental study. *Can. J. Chem. Eng.* 66, 271–275. <https://doi.org/10.1002/cjce.5450660212>
- Wan, G., Sun, G., Xue, X., Shi, M., 2008. Solids concentration simulation of different size particles in a cyclone separator. *Powder Technology*, Selected papers from the UK-China Particle Technology Forum; Leeds UK, 1-3 April 2007 183, 94–104. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2007.11.019>
- Wilson, E.J., Geankoplis, C.J., 1966. Liquid Mass Transfer at Very Low Reynolds Numbers in Packed Beds. *Ind. Eng. Chem. Fund.* 5, 9–14. <https://doi.org/10.1021/i160017a002>
- Winfield, D., Paddison, D., Cross, M., Croft, N., Craig, I., 2013. Performance comparison of a blast furnace gravity dust-catcher vs. tangential triple inlet gas separation cyclone using computational fluid dynamics. *Separation and Purification Technology* 115, 205–215. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2013.04.035>
- Wingert, L., Bardin-Monnier, N., Charvet, A., Bemer, D., Thomas, D., 2017. Modeling of the deep granular bed clogging by nanoparticles. *Separation and Purification Technology* 176, 384–394. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2016.12.013>
- Xiao, G., Wang, X., Zhang, J., Ni, M., Gao, X., Luo, Z., Cen, K., 2013. Granular bed filter: A promising technology for hot gas clean-up. *Powder Technology* 244, 93–99. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2013.04.003>
- Yuu, S., Jotaki, T., Abe, K., 1977. Investigation of the collection mechanism in absorption of aerosols by bubbling through water. *Powder Technology* 17, 115–122. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(77\)85050-X](https://doi.org/10.1016/0032-5910(77)85050-X)

- Zhou, Y., Sun, Z., Gu, H., Miao, Z., 2015. Structure design on improving injection performance for venturi scrubber working in self-priming mode. *Progress in Nuclear Energy* 80, 7–16. <https://doi.org/10.1016/j.pnucene.2014.11.019>
- Zhu, Y., Lee, K.W., 1999. Experimental study on small cyclones operating at high flowrates. *Journal of Aerosol Science* 30, 1303–1315. [https://doi.org/10.1016/S0021-8502\(99\)00024-5](https://doi.org/10.1016/S0021-8502(99)00024-5)

**Chapitre 3 :**  
**Conception du pilote expérimental**





Ce chapitre traite du dimensionnement, de la conception et du montage à l'échelle laboratoire du lit granulaire arrosé qui a été utilisé dans le cadre de cette étude.

Les performances de filtration de ce procédé vont dépendre des dimensions du lit (hauteur, taille des collecteurs...) ainsi que des paramètres de fonctionnement (débits de gaz et de liquide...). Un programme sous le logiciel Matlab® a été développé dans le cadre de ce travail pour calculer la perte de charge et l'efficacité d'un lit granulaire sec à partir de ces paramètres. La finalité de cette étude étant le prédimensionnement d'un séparateur industriel capable de traiter les fumées des hauts fourneaux, le dimensionnement du pilote et le choix des plages de variation des paramètres étudiés dans la partie expérimentale ont été réalisés à partir de ce programme (détaillé ci-après) ainsi que des données récoltées dans l'étude bibliographique. Un compromis entre différents paramètres a parfois été nécessaire afin de remplir les conditions de fonctionnement souhaitées.

## I. Prédimensionnement du pilote expérimental

Devant l'absence d'éléments de dimensionnement d'un lit granulaire arrosé, nous nous sommes orientés dans un premier temps sur le dimensionnement d'un lit granulaire classique pour fixer la taille des collecteurs, la hauteur du lit et la vitesse du gaz. En effet, de nombreuses corrélations existent dans la littérature, tant en termes de perte de charge que d'efficacité. Cette première approche a ensuite été complétée avec des éléments liés à l'écoulement de liquide.

### 1- Principe du programme Matlab®

Les performances d'un lit granulaire s'évaluent en termes d'efficacité et de perte de charge, qui dépendent de paramètres comme le débit de gaz, la nature des particules présentes dans ce gaz (composition, taille), les caractéristiques du garnissage (diamètre, forme,...) et les dimensions de la colonne. Le code de calcul réalisé sous le logiciel Matlab® a été utilisé pour choisir les plages de variation des valeurs de la taille de collecteurs, de la hauteur du lit et la vitesse du gaz. Il s'est basé sur les modèles d'efficacité et de perte de charge d'un lit granulaire sec et ne prend pas en compte le débit de liquide ni l'évolution temporelle des performances du lit granulaire.

Plus précisément, sont pris en compte :

- la distribution granulométrique et la masse volumique des particules à séparer,
- les conditions de température et de pression, la vitesse de l'effluent gazeux,
- la taille des grains collecteurs ainsi que la hauteur et la porosité du lit granulaire.

Concrètement, ce programme calcule l'efficacité et la perte de charge dans un lit granulaire en fonction des paramètres choisis par l'opérateur. Sa finalité n'est pas tant de déterminer l'influence des paramètres mais de voir s'ils permettront d'atteindre les performances attendues. Les modèles d'efficacité et de perte de charge sont les modèles issus de la littérature et définis dans l'étude bibliographique. L'opérateur spécifie une perte de charge maximale et une efficacité minimale à atteindre. Il faut garder à l'esprit qu'en présence de liquide la perte de charge sera plus élevée. Le programme compare ensuite les valeurs obtenues pour la perte de charge et l'efficacité en fonction des différents paramètres définis et représente graphiquement les plages où ces conditions sont validées.

## 2- Paramètres et consignes

### 2.1 Paramètres d'entrée

La perte de charge et l'efficacité globale ont été calculées à partir des équations 2.2 pour la perte de charge (relation d'Ergun) et 2.43 pour l'efficacité. Plus particulièrement, les équations 2.13, 2.25, 2.33 et 2.34 ont été utilisées respectivement pour les modèles d'efficacité par impaction, de diffusion Brownienne, de sédimentation et d'interception.

Concernant les paramètres entrant en jeu dans les calculs, certains n'ont pas vocation à changer de valeur. Ainsi, il a été précisé par ArcelorMittal que les gaz supposés entrer dans le lit granulaire sont à pression atmosphérique et à une température de 30 °C. En accord avec les tests menés sur les échantillons de poussières de hauts fourneaux, la masse volumique des particules a été fixée à 2,550 g.cm<sup>-3</sup> et il a été considéré que leur diamètre variait entre 0,1 et 20 µm. Enfin, la porosité initiale du lit de billes a été fixée à 0,4 (tout en sachant qu'en présence d'eau elle diminuera) ce qui correspond à l'ordre de grandeur habituellement retrouvé pour un lit granulaire.

En plus de ces paramètres fixes, le programme fait intervenir des paramètres dont la valeur peut être choisie et changée par l'opérateur, afin de pouvoir visualiser leur influence sur l'évolution de l'efficacité et de la perte de charge. Ainsi, les paramètres variables sont ceux liés aux caractéristiques de la colonne en elle-même et aux effluents filtrés. Des contraintes techniques lors de la mise en place d'un pilote laboratoire limitant le champ des possibles, la hauteur du lit va donc varier dans ce programme entre 0 et 2 m. Le diamètre des collecteurs va quant à lui varier entre 1 et 10 mm, compte tenu que des collecteurs plus grands ne permettraient pas d'atteindre une efficacité élevée. Finalement, il est prévu de faire varier la vitesse du gaz entre 0,01 et 1m.s<sup>-1</sup>, ce qui correspond à la fourchette étudiée par l'ensemble des articles recensés dans la partie bibliographique (voir Tableau 2.2). Le Tableau 3.1 résume les paramètres fixes et variables entrant en jeu dans le calcul de l'efficacité et de la perte de charge à travers le lit granulaire.

**Tableau 3.1 : Paramètres du programme Matlab®**

	<b>Paramètre</b>	<b>Fixé</b>	<b>Variable</b>
<b>Gaz</b>	Température (°C)	30 °C	
	Pression (bar)	1,013	
	Vitesse de l'effluent gazeux (m.s <sup>-1</sup> )		0,01-1
<b>Lit</b>	Hauteur (m)		0-2
	Porosité (-)	0,4	
<b>Collecteurs</b>	Diamètre (mm)		1-10
<b>Particules</b>	Masse volumique (g.cm <sup>-3</sup> )	2,550	
	Diamètre (µm)	0,1-20	

### 2.2 Exigences en matière d'efficacité et de perte de charge

Au moment de lancer le programme, en plus de la vitesse du gaz voulue l'opérateur doit spécifier la perte de charge maximale et l'efficacité minimale qu'il souhaiterait voir atteindre. Le programme calcule ensuite la perte de charge et l'efficacité du lit granulaire pour l'ensemble des valeurs des paramètres spécifiés dans le paragraphe précédent, puis compare les résultats avec les valeurs de perte de charge maximale et d'efficacité minimale indiquées. Les résultats sont affichés sous forme graphique avec un code couleur indiquant si les conditions de perte de charge et/ou d'efficacité sont validées :

- une zone blanche indique qu'aucune des conditions n'est validée,
- une zone bleue indique que seule la condition de perte de charge est validée (et donc que l'efficacité est plus faible que la valeur minimale souhaitée),
- une zone jaune indique que seule la condition d'efficacité est validée (et donc que la perte de charge atteinte est plus élevée que la valeur maximale souhaitée),
- enfin une zone verte indique que les deux conditions sont validées.

Dans cette étude, ArcelorMittal a particulièrement insisté sur le fait d'avoir une perte de charge limitée et a indiqué vouloir qu'elle soit inférieure à 50 mbar. Il n'a pas précisé l'efficacité minimale qu'il souhaitait atteindre. Nous l'avons fixée à 0,7.

Une fois les calculs réalisés, une série de 5 graphiques s'affiche, les résultats étant représentés par les zones de couleurs en fonction de la hauteur du lit et du diamètre des grains collecteurs. Chacun des 5 graphiques correspond à une taille de particule différente, à savoir 0,1 ; 0,3 ; 1 ; 5 et 8 µm. Cette répartition permet de parcourir la plage de valeurs spécifiée avant (notamment d'observer ce qu'il se passe pour la MPPS). A noter qu'ici ne sont pas présentés les résultats des calculs pour des particules entre 8 et 20 µm car dans cette fourchette la condition d'efficacité a toujours été validée.

### 3- Résultats et choix des paramètres

Les calculs de perte de charge et d'efficacité ont donc été réalisés pour les paramètres variant sur l'ensemble des plages fixées. La Figure 3.1 montre un exemple de résultats concernant l'influence des diamètres des collecteurs et de la hauteur du lit pour une vitesse de  $0,15 \text{ m.s}^{-1}$  et différents diamètres de particules (les conditions étant une perte de charge inférieure à 50 mbar et une efficacité supérieure à 0,7). Il suffit de se référer au code couleur pour savoir si pour une valeur particulière des paramètres les conditions de perte de charge et d'efficacité indiquées sont validées. Ainsi, pour des collecteurs de 5 mm de diamètre (en abscisse) et une hauteur de lit de 1 m (en ordonnée), la condition de perte de charge est validée (zone bleue) mais celle d'efficacité ne l'est ici que pour des particules ayant un diamètre de 5 et 8  $\mu\text{m}$  (zone verte).

Dans cet exemple, la condition de perte de charge est toujours validée, excepté pour un lit de 2 m de haut et des collecteurs de 1 mm de diamètre. Cela illustre bien que la perte de charge augmente avec la hauteur du lit. Cela est également vrai pour l'efficacité : on peut remarquer que pour des grains de 2 mm de diamètre et des particules de 1  $\mu\text{m}$  la condition d'efficacité est validée pour une hauteur de lit de 1,5 m mais que ce n'est plus le cas pour un lit de 0,5 m. Inversement, pour des particules de 1  $\mu\text{m}$  de diamètre et un lit de 1 m de haut l'efficacité va être au-dessus de 0,7 pour des collecteurs de 2 mm de diamètre mais va passer en dessous de 0,7 pour des collecteurs de 4 mm de diamètre : l'efficacité va donc diminuer lorsque le diamètre des collecteurs augmente. Enfin, il est aussi possible d'observer la présence d'un minimum d'efficacité (MPPS). En effet, pour un lit de 1 m de haut et des collecteurs de 3 mm de diamètre la condition d'efficacité est validée pour des particules de 0,1 ; 5 et 8  $\mu\text{m}$  mais pas pour les particules de 0,3 et 1  $\mu\text{m}$ .

Paramètres :  $\epsilon=0.40$  et  $\rho_p=2.550 \text{ g.cm}^{-3}$  Conditions choisies :  $\Delta P \leq 50 \text{ mbar}$  et  $E \geq 0.7$

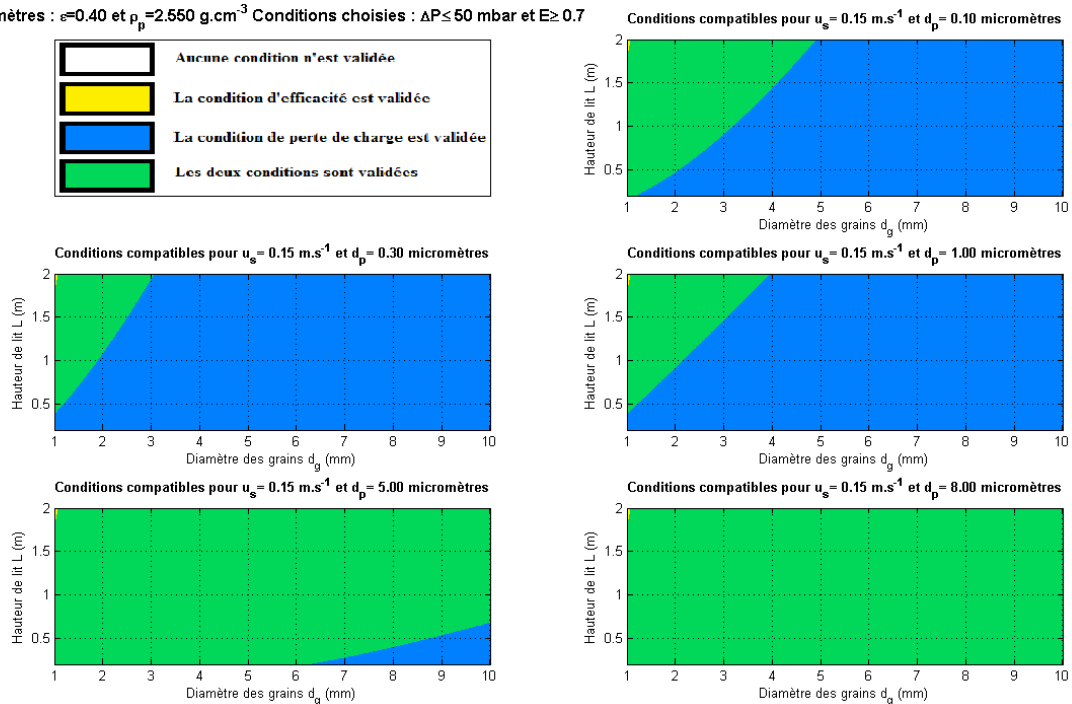


Figure 3.1 : Influences respectives du diamètre des collecteurs et de la hauteur de lit pour une vitesse de  $0,15 \text{ m.s}^{-1}$  et différents diamètres de particules (conditions limites :  $\Delta P < 50 \text{ mbar}$  et  $\eta > 0,7$ ).

Un autre résultat est donné sur la Figure 3.2 pour une vitesse de  $0,50 \text{ m.s}^{-1}$  et différents diamètres de particules (conditions limites :  $\Delta P < 50 \text{ mbar}$  et  $\eta > 0,7$ ). Dans cet exemple apparaissent des zones où aucune des conditions requises n'est validée : par exemple pour des particules de  $0,3 \mu\text{m}$ , un lit de  $1,5 \text{ m}$  et des collecteurs de  $2 \text{ mm}$  de diamètre la perte de charge est au-dessus de  $50 \text{ mbar}$  et l'efficacité en dessous de  $0,7$ .

De la même manière qu'avec la figure précédente on peut noter d'une part que l'efficacité et la perte de charge augmentent avec la hauteur du lit et d'autre part la présence de la MPPS. Diminuer le diamètre des collecteurs permet d'augmenter l'efficacité, mais aussi la perte de charge. Ceci peut être observé pour des particules de  $1 \mu\text{m}$  et un lit de  $1 \text{ m}$  : la condition de perte de charge est validée pour des collecteurs de  $3 \text{ mm}$  mais pas pour des collecteurs de  $1 \text{ mm}$ .

L'exemple présent montre aussi que la perte de charge augmente avec la vitesse du gaz : en effet, pour une hauteur de lit supérieure à  $1 \text{ m}$  et des collecteurs inférieurs à  $2 \text{ mm}$  de diamètre, la perte de charge est bien inférieure à  $50 \text{ mbar}$  pour une vitesse de  $0,15 \text{ m.s}^{-1}$  (Figure 3.1) mais ce n'est plus le cas lorsque la vitesse est de  $0,50 \text{ m.s}^{-1}$  (Figure 3.2).

Paramètres :  $\epsilon=0.40$  et  $\rho_p=2.550 \text{ g.cm}^{-3}$  Conditions choisies :  $\Delta P \leq 50 \text{ mbar}$  et  $E \geq 0.7$

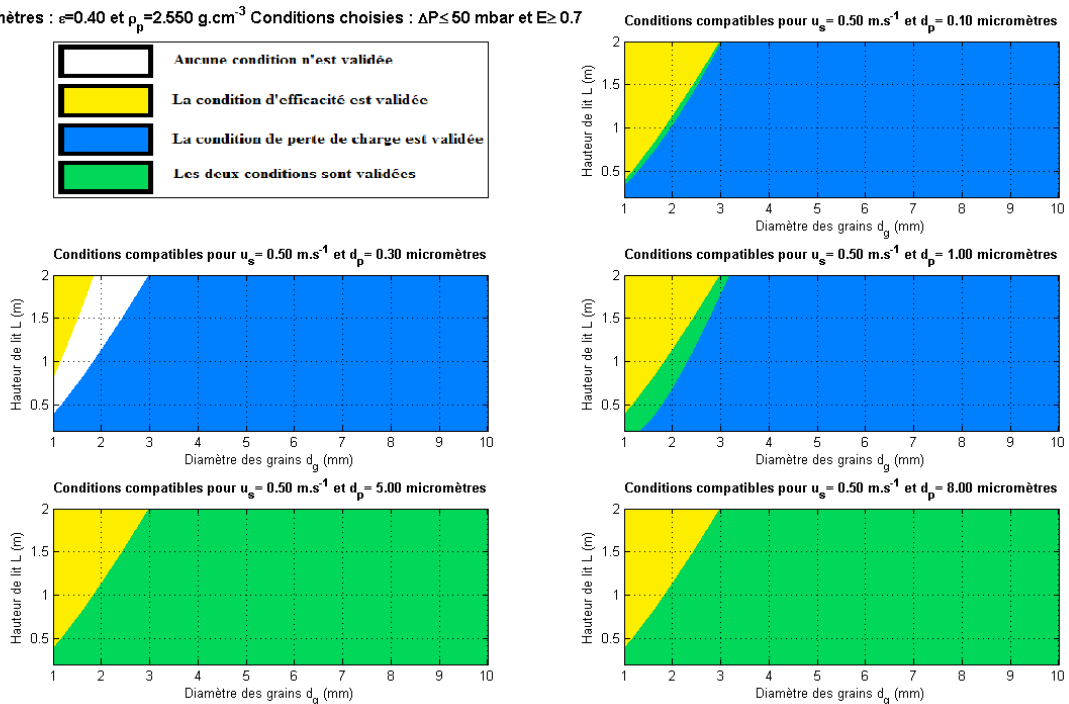


Figure 3.2 : Influences respectives du diamètre des collecteurs et de la hauteur de lit pour une vitesse de  $0,50 \text{ m.s}^{-1}$  et différents diamètres de particules (conditions limites :  $\Delta P < 50 \text{ mbar}$  et  $\eta > 0,7$ ).

Concernant l'influence de la vitesse du gaz sur l'efficacité, la Figure 3.3 montre l'évolution de l'efficacité globale en fonction de la vitesse du gaz pour les différentes tailles de particules étudiées par le programme Matlab® d'une part (a) et d'autre part en fonction de la taille des particules pour différentes valeurs de vitesse du gaz d'autre part (b). Cet exemple a été réalisé pour le cas où le lit est composé de 50 cm de collecteurs de 2 mm de diamètre.

Globalement l'efficacité ne varie pas de façon linéaire avec la vitesse du gaz (Figure 3.3 a) : pour des faibles vitesses elle diminue et passe par un minimum avant d'augmenter lorsque la vitesse augmente. La Figure 3.3 b) permet de voir que dans le cas présenté la condition d'efficacité est validée quelle que soit la vitesse du gaz pour des particules supérieures à  $0,7 \mu\text{m}$ . C'est donc surtout les petites particules qui vont influencer sur le choix de la vitesse. Dans notre cas, n'ayant pas de distribution granulométrique des poussières de hauts fourneaux en sortie de la filière d'épuration il n'est pas possible de savoir quelle proportion représente ces tailles de particules. La Figure 3.3 a) permet de préciser que pour les particules de  $0,1 \mu\text{m}$  l'efficacité passe en dessous de la limite acceptée à partir d'une vitesse de  $0,15 \text{ m.s}^{-1}$  (à partir de  $0,05 \text{ m.s}^{-1}$  pour des particules de  $0,3 \mu\text{m}$ ). Ceci démontre qu'en plus de générer une forte perte de charge, utiliser des vitesses élevées risque d'engendrer une efficacité trop faible pour des petites particules. A noter que dans le cas de cette étude les particules sont de taille micrométrique. Dans un autre contexte, par exemple pour filtrer des particules nanométriques le choix de la vitesse et ainsi le dimensionnement global du lit granulaire se fera donc différemment.

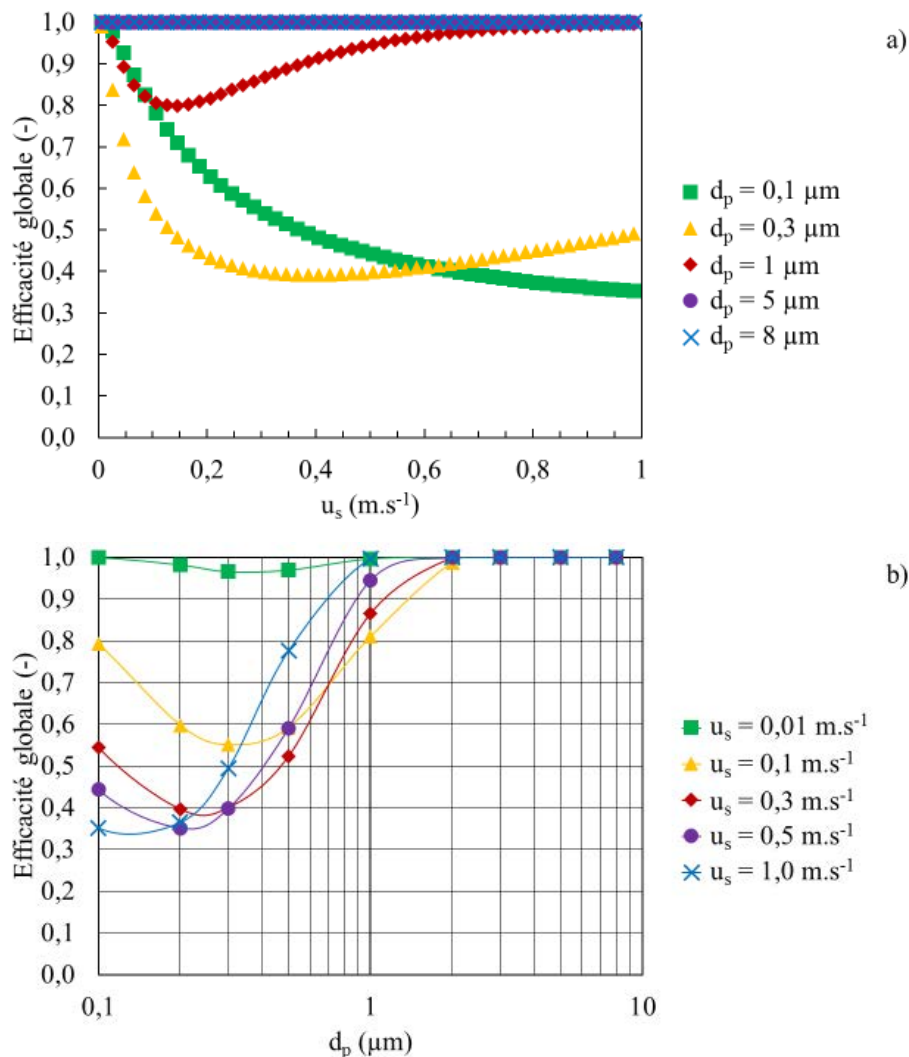


Figure 3.3 : Influences du diamètre de particules (a) et de la vitesse du gaz (b) sur l'efficacité de collecte d'un lit granulaire sec de 50 cm de hauteur rempli de collecteurs de 2 mm de diamètre

En conclusion de ces observations, le choix s'est porté sur une hauteur de lit maximale de 1 m pour réaliser les expériences sur le pilote en laboratoire. En effet, au-dessus de cette hauteur la perte de charge peut dépasser la limite autorisée (d'autant plus qu'en présence d'eau elle est supposée être plus élevée qu'en lit sec) et la hauteur du plafond du laboratoire impose une contrainte supplémentaire. Concernant les collecteurs, une faible taille risque d'entraîner une forte perte de charge tandis que des collecteurs trop grands risqueraient de ne pas permettre d'atteindre une haute efficacité. ArcelorMittal insistant sur l'importance d'une faible perte de charge, une taille des collecteurs avec un diamètre de 2 mm au minimum ont été choisis. Pour tester l'influence de ce paramètre sur les performances d'un lit granulaire arrosé, deux autres tailles ont été choisies, d'une part un diamètre de 10 mm pour évaluer plus particulièrement les valeurs de l'efficacité et une taille intermédiaire, à savoir un diamètre de 5 mm. Enfin concernant la vitesse du gaz, les observations précédentes ont permis de montrer qu'utiliser une forte vitesse entraînait l'apparition d'une faible efficacité pour les petites particules et d'une forte perte de charge. Par exemple pour une vitesse de 0,50 m.s<sup>-1</sup> la perte de charge est parfois supérieure à 50 mbar sans

prendre en compte la présence de l'eau (qui induira une augmentation de cette perte de charge). Inversement, utiliser une faible vitesse impliquera soit d'avoir un faible débit de gaz soit une grande surface de filtration. Dans le premier cas cela peut poser des problèmes de rentabilité dans un cadre industriel, car les débits à traiter sont souvent importants et cela nécessiterait de multiplier le nombre de colonnes de filtration. Dans le second cas, cela pourrait générer des problèmes lors de la mise en place du procédé (la surface au sol disponible étant limitée), ainsi que des difficultés de fonctionnement pour obtenir un mouillage homogène. Il en résulte par conséquent, un compromis sur la plage de la vitesse du gaz fixée entre 0,1 et 0,25 m.s<sup>-1</sup>.

Il reste maintenant à choisir la plage de variation des valeurs étudiées du débit de liquide circulant dans le lit granulaire arrosé.

## 4- Hydrodynamique

Un lit granulaire traditionnel fonctionnant en air sec et sans présence de liquide, le choix du débit de liquide s'est basé sur les paramètres et facteurs caractérisant l'écoulement dans une colonne d'absorption (voir Chapitre 2). Dans un premier temps, il est nécessaire de calculer la surface volumique des collecteurs ainsi que le facteur de garnissage (voir Éq. 2.44 et Éq. 2.45). Le Tableau 3.2 en donne les valeurs en fonction des différents collecteurs que nous avons sélectionnés (la porosité est supposée égale à 0,4). A noter que les valeurs des facteurs de garnissage sont globalement plus élevées que celles que l'on peut retrouver dans la littérature pour des garnissages en vrac (voir Tableau 2.8). Cela s'explique par le fait que la porosité est ici beaucoup plus faible.

**Tableau 3.2 : Facteur de garnissage et surface volumique du garnissage en vrac en fonction du diamètre des collecteurs**

dg (mm)	2	5	10
a (m <sup>2</sup> .m <sup>-3</sup> )	1800	720,0	360,0
F (m <sup>2</sup> .m <sup>-3</sup> )	28125	11250	5625,0

A partir de ces facteurs il est possible de calculer le pourcentage à l'engorgement, c'est-à-dire le rapport entre la vitesse du gaz circulant dans la colonne (dans une configuration contre-courant) avec la vitesse du gaz à l'engorgement. La vitesse du gaz à l'engorgement est déterminée à partir de l'ordonnée de Lobo à l'engorgement (voir Éq. 2.47) qui s'obtient soit par lecture du diagramme de Lobo (voir le Chapitre 2) soit à partir de la relation suivante proposée par Copigneaux (1993) où X est calculé par l'Éq. 2.46 :

$$Y_{eng} = 0,684 e^{-3,61 X^{0,286}} \quad \text{Éq. 3.1}$$



Le Tableau 3.3 présente les résultats des calculs pour différents débits d'eau en fonction des tailles de collecteurs et de la vitesse du gaz. A noter que pour l'exemple les calculs ont été réalisés pour une colonne de 20 cm de diamètre. Cela signifie que quel que soit le diamètre des billes, le ratio entre le diamètre de la colonne et celui des billes est suffisant pour éviter la présence de passages préférentiels.

**Tableau 3.3 : Pourcentage à l'engorgement en fonction de la vitesse du gaz, du débit d'eau et du diamètre des collecteurs pour une colonne de 0,2 m de diamètre et un lit de porosité 0,4**

	$L$ (L.min <sup>-1</sup> ) $u_s$ (m.s <sup>-1</sup> )	4	15	50
	<b>Billes 2 mm</b>	0,10	<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>
0,18		<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>
0,25		<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>
	$L$ (L.min <sup>-1</sup> ) $u_s$ (m.s <sup>-1</sup> )	4	15	50
	<b>Billes 5 mm</b>	0,10	68	<i>Engorgement</i>
0,18		96	<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>
0,25		<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>
	$L$ (L.min <sup>-1</sup> ) $u_s$ (m.s <sup>-1</sup> )	4	15	50
	<b>Billes 10 mm</b>	0,10	48	99
0,18		68	<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>
0,25		83	<i>Engorgement</i>	<i>Engorgement</i>

En absorption, les colonnes sont généralement dimensionnées pour que le débit spécifique soit compris entre 65 et 85 % de celui d'engorgement. Dans le cas d'un lit granulaire arrosé, le liquide a simplement pour fonction de réentraîner les particules collectées dans le lit. Il n'est donc pas nécessaire de travailler dans des conditions proches de l'engorgement, ce qui évite en outre d'avoir une perte de charge inutilement élevée.

Or le Tableau 3.3 montre qu'à l'exception des billes de 10 mm de diamètre pour des petits débits d'air et d'eau la colonne sera toujours à l'engorgement ou très proche de celui-ci. La différence avec une colonne d'absorption vient du fait qu'ici la porosité est beaucoup plus

faible. Utiliser des collecteurs engendrant une porosité plus élevée permettrait d'être plus loin de l'engorgement pour les mêmes débits, cependant l'efficacité risque alors d'être trop faible. De même, augmenter la surface du lit permet de diminuer le débit d'engorgement, mais pas suffisamment en restant à des valeurs raisonnables.

Tout cela signifie donc qu'il ne sera pas possible a priori de travailler à contre-courant dans nos conditions, à moins d'avoir un débit de liquide très faible. Il faut néanmoins garder à l'esprit que le débit d'eau doit être suffisant pour mouiller en totalité la surface du garnissage. C'est pourquoi le facteur de mouillage a ensuite été calculé afin de voir dans quelles conditions le lit sera correctement arrosé.

Il a été relevé dans le Chapitre 2 que Copigneaux proposait une inégalité (voir Éq. 2.52) permettant de déduire les gammes de débits de liquide en fonction du garnissage utilisé dans lesquelles l'eau ruissellera sur le maximum de la surface du garnissage (Copigneaux, 1993). Le Tableau 3.4 montre donc les valeurs minimales et maximales du débit de liquide permettant un mouillage optimal. Il apparaît en premier lieu que le débit minimum à mettre en œuvre est relativement élevé. Cela montre donc que dans le cas d'un fonctionnement à contre-courant il n'est pas possible d'avoir un lit suffisamment mouillé sans être à l'engorgement. De plus, que l'écoulement se fasse à co ou contre-courant, mettre un œuvre un débit aussi élevé risque d'être incompatible avec les contraintes de perte de charge.

**Tableau 3.4 : Débit de liquide minimum et maximum pour respecter l'inégalité de Copigneaux**

$d_g$ (mm)	L mini (L.min <sup>-1</sup> )	L maxi (L.min <sup>-1</sup> )
2	85	679
5	34	271
10	17	136

En parallèle, Burghardt et al. (1990) ont déterminé une expression permettant de calculer une efficacité de mouillage  $f$  (voir Éq. 2.53 dans le cas d'un régime ruisselant). Leur équation a été obtenue à partir d'expériences effectuées en configuration co-courant. Le Tableau 3.5 donne les résultats pour les trois tailles de collecteurs choisies en fonction de la vitesse du gaz et du débit d'eau.

Ce tableau rejoint les observations faites par Burghardt et al., à savoir qu'en régime ruisselant l'efficacité de mouillage augmente avec le débit de liquide, mais diminue avec le débit de gaz et le diamètre des collecteurs. En comparaison avec les deux autres paramètres la vitesse du gaz n'a pas beaucoup d'influence sur la valeur de  $f$  : par exemple, pour des billes de 5 mm et un débit d'eau de 4 L.min<sup>-1</sup>  $f$  ne varie que de 0,39 à 0,36 lorsque la vitesse du gaz passe de 0,1 à 0,25 m.s<sup>-1</sup>.

A l'exception du cas où le débit d'eau est de 50 L.min<sup>-1</sup> avec des billes de 2 mm de diamètre et où  $f$  est proche de 1, ces résultats laissent à penser que le lit ne sera pas entièrement

rempli de liquide. Cependant, ils montrent aussi qu'avec un débit d'eau trop faible le lit risque de ne pas être efficacement mouillé et donc que des passages préférentiels peuvent apparaître.

Burghardt et al. ont précisé que n'ayant pas étudié une large gamme de paramètres leurs résultats étaient difficilement extrapolables à d'autres conditions que celles qu'ils ont étudiées. Néanmoins, ces calculs peuvent nous permettre d'avoir un ordre de grandeur de l'efficacité de mouillage du lit.

**Tableau 3.5 : Efficacité de mouillage en régime ruisselant en fonction de la vitesse du gaz, du débit d'eau et du diamètre des collecteurs pour une colonne de 0,2 m de diamètre et un lit de porosité 0,4**

<b>Billes 2 mm</b>	<b>L (L.min<sup>-1</sup>)</b> <b>u<sub>s</sub> (m.s<sup>-1</sup>)</b>	<b>4</b>	<b>15</b>	<b>50</b>
	<b>0,10</b>	0,55	0,73	0,96
	<b>0,18</b>	0,52	0,70	0,91
	<b>0,25</b>	0,51	0,68	0,89
<b>Billes 5 mm</b>	<b>L (L.min<sup>-1</sup>)</b> <b>u<sub>s</sub> (m.s<sup>-1</sup>)</b>	<b>4</b>	<b>15</b>	<b>50</b>
	<b>0,10</b>	0,39	0,52	0,68
	<b>0,18</b>	0,37	0,50	0,65
	<b>0,25</b>	0,36	0,48	0,63
<b>Billes 10 mm</b>	<b>L (L.min<sup>-1</sup>)</b> <b>u<sub>s</sub> (m.s<sup>-1</sup>)</b>	<b>4</b>	<b>15</b>	<b>50</b>
	<b>0,10</b>	0,30	0,40	0,52
	<b>0,18</b>	0,29	0,38	0,50
	<b>0,25</b>	0,28	0,37	0,49

En conclusion, à moins d'utiliser un débit d'eau très faible le lit est supposé être à l'engorgement dans la configuration choisie dans cette étude. Le fonctionnement du lit à contre-courant semble donc exclu, la porosité du lit étant beaucoup plus faible que dans le cas d'une colonne d'absorption. Cependant les corrélations utilisées ici sont pour certaines empiriques et définies pour des colonnes d'absorption.

Lorsque le débit de liquide augmente la perte de charge et l'efficacité de mouillage vont également augmenter : un compromis est donc à trouver pour tenter de satisfaire les contraintes de perte de charge tout en conservant une bonne efficacité de mouillage. Il faut également garder à l'esprit qu'en plus de cela l'eau doit être traitée après avoir traversé la colonne. Enfin, il a été précisé dans le Chapitre 2 que le régime ruisselant est le régime d'écoulement le plus adapté : le débit d'eau ne doit donc pas être trop élevé, au risque de passer dans le régime pulsé qui est relativement instable.

Au regard de tout cela le choix s'est porté sur un débit de liquide minimum de  $4 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  pour éviter d'avoir une efficacité de mouillage trop petite. Ensuite, la plage d'étude s'étalera jusqu'à  $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  : à ce débit l'efficacité de mouillage sera encore loin de l'unité, cependant l'augmenter (en restant dans une gamme pouvant être mise en œuvre en laboratoire) ne permettrait pas d'en obtenir une amélioration significative. De plus, cela nous assurera de fonctionner dans un régime d'écoulement ruisselant et de ne pas avoir une quantité trop importante d'eau à traiter en sortie de colonne.

A partir de cette étude de paramètres le pilote expérimental a pu être dimensionné et mis en place : la partie suivante présente les détails le composant.

## II. Pilote expérimental

### 1- Vue d'ensemble

Le pilote (Figure 3.4) est composé d'une colonne partiellement remplie sur une certaine hauteur de billes et dans laquelle circulent de l'air empoussiéré et de l'eau sous forme de filets ou de gouttelettes.

La Figure 3.5 présente le schéma du pilote. Dans la partie gaz (en rouge), de l'air est prélevé dans la pièce avant d'être filtré et chargé en particules puis envoyé dans la colonne pour y être filtré par le lit de billes. Un débitmètre permet de contrôler le débit traité et les concentrations particulaires en entrée et sortie de colonne sont mesurées par un granulomètre ou par des prélèvements sur filtres. Dans la partie liquide (en bleu), de l'eau est soutirée d'un bac et envoyée vers la colonne via une pompe. Elle ruisselle alors à travers un lit de billes avant de retourner dans le bac où les particules entraînées décantent. Enfin, un capteur de pression mesure la perte de charge dans la colonne. Ce pilote est conçu pour fonctionner à co ou contre-courant de gaz et de liquide.



Figure 3.4 : Photographie d'ensemble du pilote

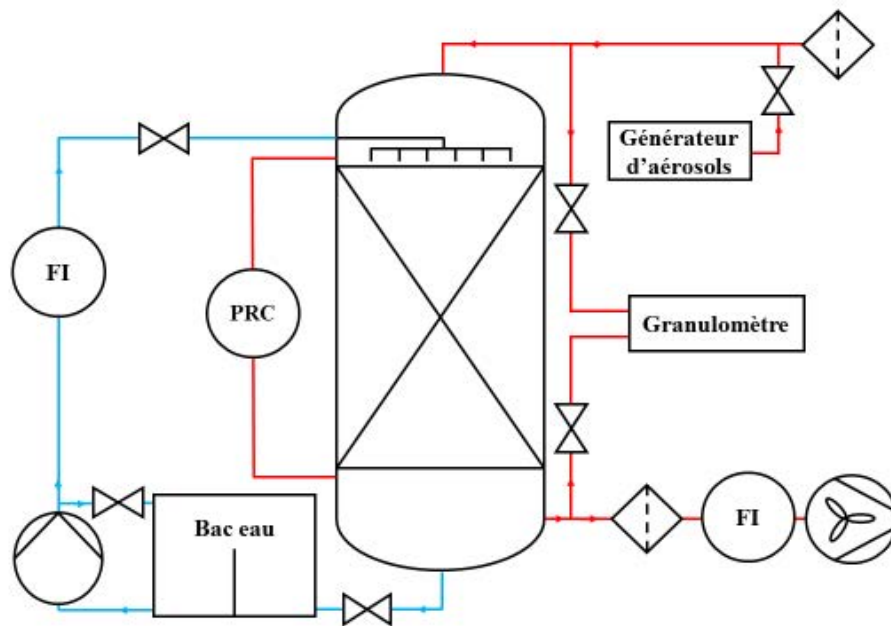


Figure 3.5 : Schéma d'ensemble du pilote (configuration co-courant)

## 2- La colonne

La colonne de filtration (Figure 3.6) est une colonne en verre (borosilicate 3.3) réalisée par l'entreprise De Dietrich, qui l'a divisée en 5 tronçons pour faciliter le montage. De plus, pour accéder plus facilement au garnissage un des tronçons est maintenu par une charnière permettant de le faire pivoter (Figure 3.7). La hauteur totale de l'ensemble est de 2,5 m.

Pour réduire l'influence de la paroi de la colonne et éviter ainsi les passages préférentiels, un rapport minimum de 12 est habituellement conservé entre le diamètre de la colonne et celui du garnissage. Compte tenu de ce critère ainsi que du diamètre des collecteurs et de la vitesse de filtration définis précédemment, un diamètre de 0,2 m a été choisi pour cette colonne. Dans ces conditions, le rapport sera alors de 20 (respectivement 40 et 100) lorsque les billes de 10 mm (respectivement 5 et 2 mm) seront utilisées.

L'écoulement pouvant se faire à co ou contre-courant, deux passages situés en haut et en bas de la colonne (1 et 2 sur la Figure 3.6) sont prévus pour les entrées ou sorties de gaz. Le distributeur de liquide (3) est situé en haut de colonne. Il s'agit d'un distributeur à déversoir permettant une bonne distribution du liquide sur toute la section de la colonne, le liquide s'écoulant sous forme de filets ou de gouttelettes. L'eau ressort en bas de la colonne (4) après avoir traversé le lit granulaire.

Les collecteurs choisis pour garnir la colonne (8) sont des billes de verre de trois diamètres différents (à savoir des billes de 2, 5 ou 10 mm de diamètre). Ils sont retenus en bas de la colonne par une grille support (6). Pour éviter un réentraînement des collecteurs dans le cas d'un éventuel décolmatage par fluidisation, il est également possible d'ajouter une autre grille de retenue en haut de la colonne (7).

La hauteur du lit pourra atteindre 1 m et la porosité des lits de billes a été calculée à partir de la masse de billes introduites dans la colonne sur une hauteur donnée. D'après les résultats, la porosité est de  $0,37 \pm 0,01$ .

Enfin de part et d'autre du lit granulaire sont disposées des prises de pressions (5) afin de mesurer la perte de charge à travers le lit via un capteur de pression différentielle.

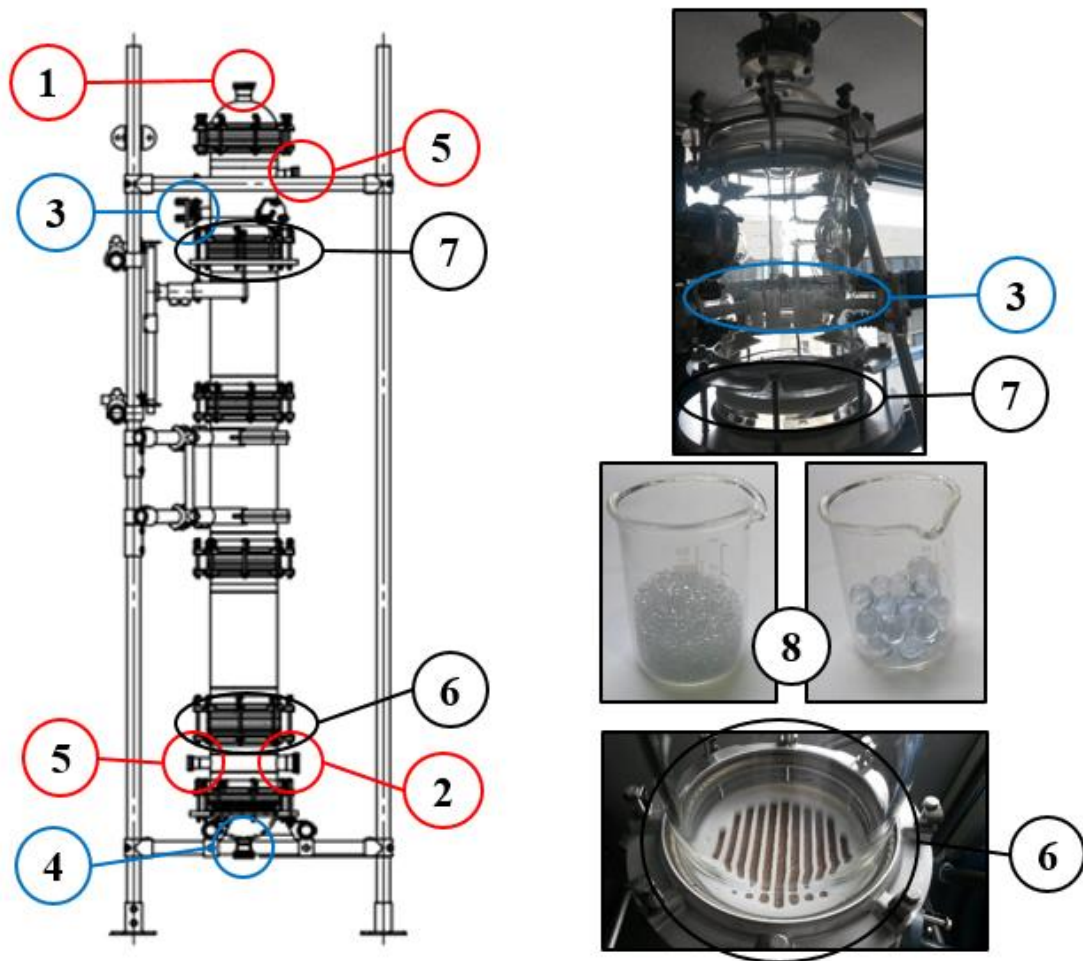


Figure 3.6 : Colonne de filtration



Figure 3.7 : Ouverture du pilote expérimental

### 3- Le circuit gaz

Le gaz filtré à travers le lit granulaire est composé d'air chargé en particules. L'air est prélevé dans la pièce à l'aide d'un ventilateur (Gardner Denver), puis filtré avant d'être chargé en particules via un générateur d'aérosols. L'air chargé est ensuite dirigé soit vers le haut de la colonne (dans le cas d'un écoulement à co-courant) soit vers la base de la colonne (dans le cas d'un fonctionnement à contre-courant) pour y être filtré. L'air épuré ressort et est rejeté dans la pièce après filtration par un filtre plissé THE (Camfil). Deux filtres plissés sont utilisés, l'un placé après le ventilateur afin d'épurer l'air présent dans la pièce envoyé dans la colonne, l'autre placé en sortie de colonne afin de ne pas rejeter des particules dans le laboratoire. L'air circule à pression et température ambiante.

Les canalisations, d'un diamètre de 0,04 m, sont en partie en inox et en partie en tuyaux souples PVC armé (Tricoclair), notamment au niveau des connexions avec la colonne, pour éviter des tensions trop importantes sur les parties en verre. Deux cannes de prélèvement placées proches des entrées et sorties de colonne permettent de prélever un échantillon de l'aérosol et ainsi déterminer les concentrations en particules pour en déduire l'efficacité (fractionnelle ou massique) de la colonne. Nous avons veillé à ce que les conditions d'isocinétisme soient respectées, afin que les échantillons prélevés soient représentatifs de l'aérosol circulant dans les canalisations.



Le débit d'air entrant dans la colonne est contrôlé par un débitmètre à diaphragme (Eletta). Ce dernier a été étalonné et permet la mesure de débits entre 10 et 30 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.

Enfin le générateur utilisé est un Palas BEG 1000 (voir Figure 3.8). La poudre à disperser est versée dans un réservoir où un agitateur assure un chargement uniforme sur un tapis roulant. La vitesse du tapis est contrôlée et permet de faire varier le flux massique. Des buses d'éjection permettent la dispersion de la poudre dans un flux d'air comprimé envoyé dans le circuit d'air.

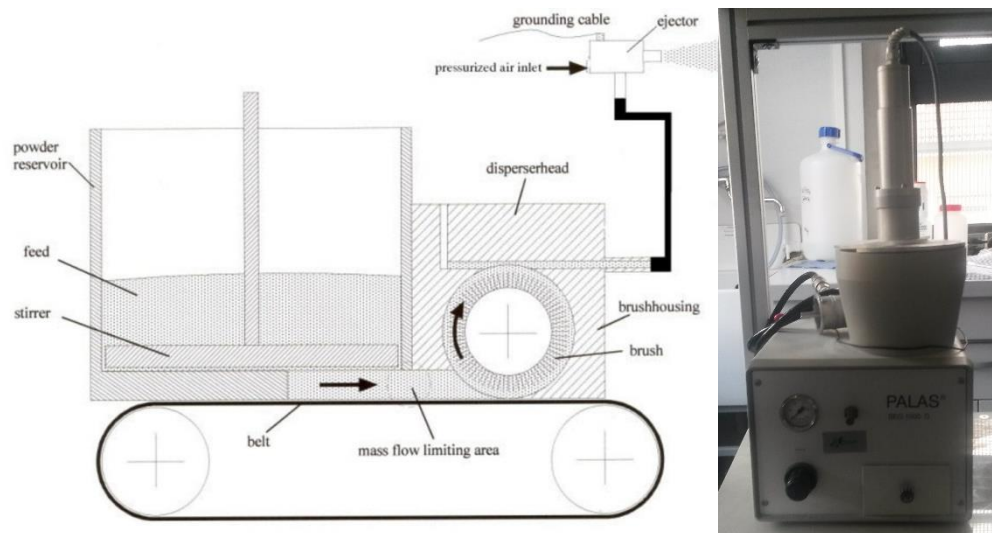


Figure 3.8 : Générateur d'aérosols (Palas, 2016)

La poudre utilisée est une poudre d'alumine micronique (Corindon blanc SR.A de chez Abralis). Elle est relativement abrasive d'où l'intérêt d'utiliser des canalisations en inox plutôt qu'en PVC. Sa distribution granulométrique en nombre (mesurée en air avec un APS TSI) est donnée dans la Figure 3.9 et sa composition chimique moyenne dans le Tableau 3.6. Sa masse volumique mesurée par un pycnomètre à hélium est égale à 3,84 g.cm<sup>-3</sup>. Le diamètre moyen de cet aérosol est beaucoup plus petit que le diamètre des particules présentes dans les gaz de hauts fourneaux à la sortie de l'actuelle filière d'épuration (quelques dizaines de micromètres) (Lanzerstorfer and Kröppl, 2014). Etant donné que les particules de diamètre supérieur à 10 µm sont supposées être collectées par le lit granulaire arrosé avec une efficacité proche de 100 %, les performances du lit granulaire arrosé ont été évaluées dans les conditions les plus défavorables, c'est-à-dire avec des particules plus fines.

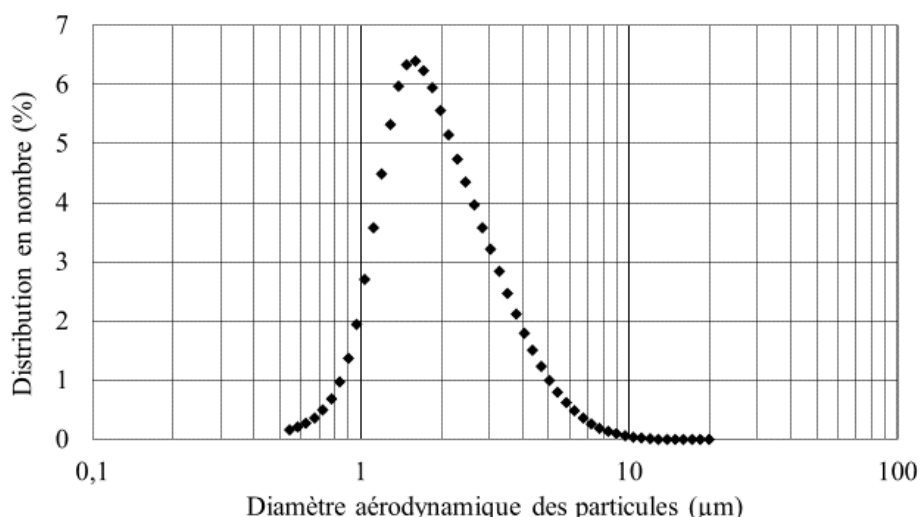


Figure 3.9 : Distribution granulométrique en nombre du Corindon blanc SR.A ( $d_{50} = 1.8 \mu\text{m}$ )

Tableau 3.6 : Composition chimique moyenne du Corindon blanc SR.A

$\text{Al}_2\text{O}_3$	$\text{Na}_2\text{O}$	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	$\text{SiO}_2$ (amorphe)	CaO	$\text{TiO}_2$
99,69 %	0,20 %	0,02 %	0,03 %	0,05 %	0,01 %

#### 4- Le circuit eau

L'eau est prélevée dans un bac de  $0,46 \times 0,61 \times 0,46$  m (1 sur la Figure 3.10) puis acheminée dans un distributeur à déversoir (2) grâce à un circulateur (ALPHA2 L de Grundfos) (3). Un débitmètre (Cole-Parmer) permet d'en contrôler le débit (4). Le liquide ruisselle à travers le garnissage du lit granulaire jusqu'à la base de la colonne avant d'être redirigé vers le bac.

Le bac a été dimensionné afin de contenir au minimum le volume de la colonne. La hauteur d'eau dans le bac ne pourra excéder 50 cm afin d'éviter un refoulement de l'eau dans les canalisations d'arrivée de l'air. Une chicane a été placée en milieu de bac pour permettre aux particules de décanter dans la première partie (connectée à la sortie de colonne) et une surverse permet l'écoulement de l'eau épurée vers la seconde partie du bac connectée au circulateur.

Le distributeur d'eau a été fourni avec la colonne par la société De Dietrich. La plage de débits disponibles dépend du diamètre de la colonne. Dans notre cas il permet un débit d'arrosage de 0 à  $1,4 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , ce qui correspond à la gamme d'étude choisie.

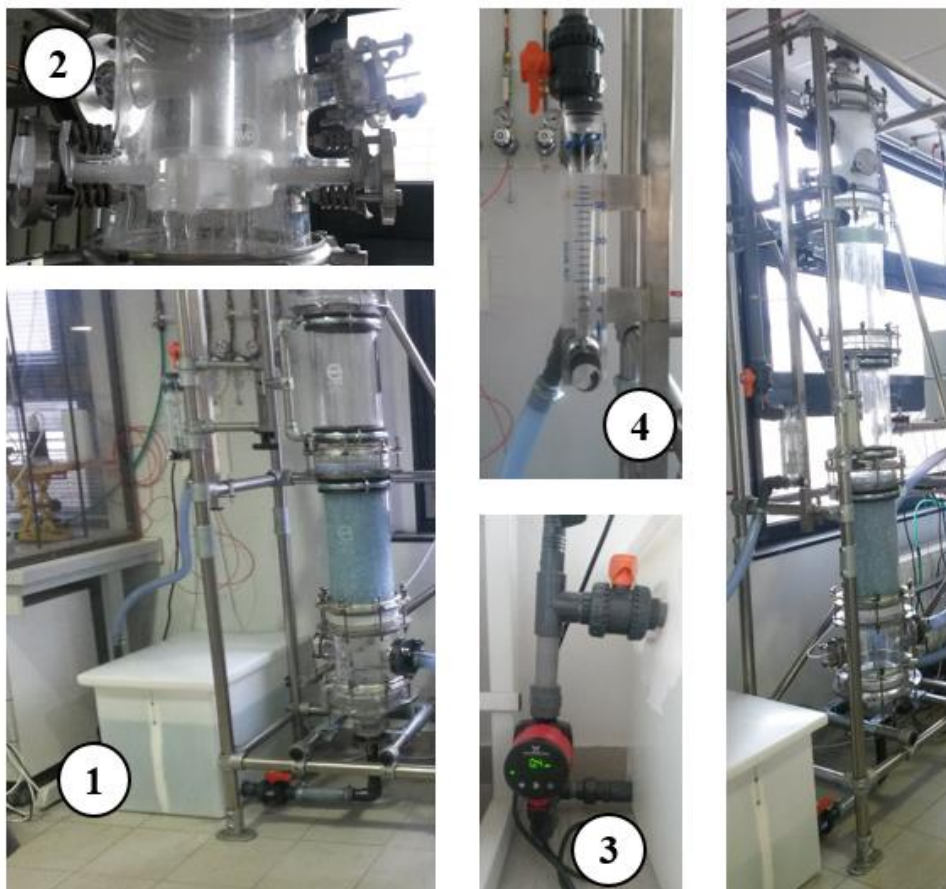


Figure 3.10 : Circuit de liquide

## 5- Mesure des performances du lit

La perte de charge à travers la colonne est mesurée par un capteur de pression différentielle (Keller). Le capteur est relié à l'entrée et à la sortie de la colonne afin de mesurer la différence de pression entre les deux. Il combine une cellule de mesure capacitive en céramique pour une gamme basse pression avec une électronique numérique à microprocesseur. Les valeurs de pression sont évaluées à partir des signaux émis par les capteurs de température et de pression. Une interface permet également d'exploiter les mesures au moyen d'un ordinateur, de les mémoriser et de réaliser la programmation du transmetteur.

La concentration en particules est mesurée avec un granulomètre (APS TSI) en amont et en aval de la colonne, en fonction du diamètre aérodynamique des particules (correspondant au diamètre d'une sphère ayant une densité de  $1,00 \text{ g.cm}^{-3}$  et la même vitesse de sédimentation que la particule). Cela nous permet par la suite de calculer l'efficacité fractionnelle et totale de la colonne. L'APS permet de mesurer des particules dont la taille est comprise entre  $0,5$  et  $20 \text{ }\mu\text{m}$ . Le débit de l'échantillon d'aérosol est accéléré à travers un

orifice. La vitesse des particules va dépendre de leur taille, les particules les plus grandes accélérant plus lentement, en raison de leur plus forte inertie. Les particules vont ensuite traverser deux faisceaux laser. Un miroir centre la lumière dispersée sur un photodétecteur, qui va convertir les impulsions lumineuses en impulsions électriques. Le temps de vol d'une particule entre les deux faisceaux est mesuré et le diamètre aérodynamique de la particule en est déduit. Si le signal correspondant au passage de la particule devant les deux faisceaux ne présente qu'une seule crête (particules fantômes) ou plus de deux crêtes (erreur de coïncidence), les particules ne sont pas comptabilisées dans les calculs de distribution de taille. Le résultat est une distribution de comptage extrêmement précise. Les données peuvent être visualisées sur l'appareil ou être exportées et enregistrées sur ordinateur via un logiciel. Par ailleurs, un système de dilution peut éventuellement être ajouté pour réduire la trop forte concentration en particules de certains aérosols et ainsi rester dans la gamme de mesure de l'APS.

Des mesures d'efficacités massiques vont aussi être réalisées par prélèvement sur filtres d'échantillons d'air en entrée et en sortie de colonne. Un échantillon de l'aérosol est prélevé à l'aide d'une pompe et d'un compteur volumique. Les particules sont collectées sur un filtre qui est pesé avant et après la prise d'échantillon (après passage à l'étuve afin de supprimer toute humidité). A partir de ces mesures, des concentrations massiques en entrée et en sortie de colonne sont calculées et une efficacité massique globale en est déduite.

Ainsi, ce chapitre détaille les étapes de dimensionnement, de conception et de montage du pilote qui ont été suivies pour les tests en laboratoire.

Nous décrivons par la suite les essais qui ont été réalisés à l'aide de ce pilote. Une première série a été réalisée afin de caractériser la colonne. Des essais ont été faits en lit sec (la colonne étant utilisée comme un lit traditionnel), puis les performances initiales du lit granulaire arrosé ont été déterminées. Dans un second temps des essais de colmatage durant plusieurs heures ont été effectués pour étudier les performances temporelles du lit granulaire arrosé.

## Références du chapitre 3

- Burghardt, A., Kołodziej, A.S., Jaroszyński, M., 1990. Experimental studies of liquid—solid wetting efficiency in trickle-bed cocurrent reactors. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 28, 35–49. [https://doi.org/10.1016/0255-2701\(90\)85024-X](https://doi.org/10.1016/0255-2701(90)85024-X)
- Copigneaux, P., 1993. *Distillation. Absorption - Colonnes garnies*. Techniques de l'Ingénieur, Paris, France.
- Lanzerstorfer, C., Kröppl, M., 2014. Air classification of blast furnace dust collected in a fabric filter for recycling to the sinter process. *Resources, Conservation and Recycling* 86, 132–137. <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2014.02.010>
- Palas, 2016. PALAS [WWW Document]. URL <http://www.palas.de/en> (accessed 3.21.16).



**Chapitre 4 :**

**Étude de l'hydrodynamique et des  
performances initiales du lit granulaire  
arrosé**





Ce chapitre détaille l'étude de l'hydrodynamique et des performances initiales qui a été réalisée sur un lit granulaire traditionnel et sur un lit granulaire arrosé. Une série de mesures de perte de charge, de saturation / rétention liquide et d'efficacité initiale a été entreprise en faisant varier plusieurs paramètres.

Les tests d'hydrodynamique ont été réalisés avec de l'air filtré (*i.e.* exempt de particules) dans les conditions ambiantes (environ 20 °C et 1 bar). Différentes configurations ont été étudiées : absence / présence de collecteurs, avec / sans aspersion d'eau, différentes hauteurs de lit (entre 3 et 50 cm) et différents débits d'air (entre 0 et 25 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>) et d'eau (entre 0 et 20 L.min<sup>-1</sup>). Le débit d'eau est choisi volontairement faible car à la différence des colonnes d'absorption il est inutile de travailler proche du point d'engorgement. L'objectif visé est de mouiller les collecteurs pour entraîner les particules collectées. La contribution de la colonne seule (en absence de collecteurs), en termes de saturation et de perte de charge, a également été déterminée.

Il a été précisé dans la partie bibliographique que les colonnes pouvaient fonctionner à co ou contre-courant. La configuration à contre-courant, dans laquelle l'eau circule du haut vers le bas de la colonne tandis que l'air circule du bas vers le haut, semble la plus avantageuse. En effet, dans ce cas les particules sont collectées dans la partie basse du lit granulaire et n'ont donc pas à migrer dans tout le lit avant d'être évacuées de la colonne par l'eau. Même si le chapitre précédent a montré que dans les conditions choisies le lit devrait être à l'engorgement dans cette configuration, des essais avec aspersion d'eau ont été opérés dans un premier temps à contre-courant afin de vérifier si le lit engorgeait.

Un premier test à contre-courant a été réalisé sur un lit de 50 cm de billes de 5 mm de diamètre. L'eau s'est alors accumulée dans le lit puis au-dessus du lit sans en sortir, car la pression de l'air entrant l'empêchait de s'écouler (voir Figure 4.1) : il s'agit du phénomène d'engorgement, qui a été observé même pour le plus petit débit d'eau utilisable.

Pour réduire la perte de charge, la moitié de la hauteur de billes a été retirée. Cependant ce phénomène d'engorgement a encore été observé. De façon similaire, utiliser des collecteurs de plus grande taille (billes de 10 mm de diamètre) a aussi abouti à l'engorgement du lit. Ainsi, comme cela était pressenti au chapitre précédent, la faible porosité du lit semble bien induire ce phénomène. Pour confirmer cette hypothèse, un test a été réalisé en utilisant un autre garnissage ayant une porosité plus élevée, à savoir des anneaux Raschig en verre. La porosité du lit est alors de l'ordre de 0,7 contre 0,37 lorsque les billes de verre sont utilisées. Malheureusement, avec une hauteur de 20 cm d'anneaux Raschig le lit engorgeait toujours et ce même avec de très faibles débits d'eau et d'air.



**Figure 4.1 : Engorgement de la colonne en configuration contre-courant (de gauche à droite : 50 cm de billes de 5 mm, 20 cm de billes de 10 mm et 20 cm d'anneaux Raschig)**

Ainsi, dans ces conditions de débits d'air et d'eau, quel que soit le garnissage utilisé le pilote expérimental ne peut fonctionner à contre-courant sous peine d'un engorgement systématique du lit. En plus de la faible porosité due au garnissage utilisé, l'une des raisons de cet engorgement est probablement liée à la grille support du garnissage qui n'est pas optimisée. En effet, elle est composée d'un support en plastique épais dans lequel sont placés une à deux toiles filtrantes, assez épaisses elles aussi. Cela diminue fortement la surface disponible pour le passage de l'air et de l'eau à ce niveau de la colonne. Même s'il est possible d'enlever une des deux toiles filtrantes lorsque des collecteurs suffisamment grands pour ne pas passer à travers sont utilisés, il n'est pas possible de réduire le support en plastique et l'engorgement reste inévitable.

En conséquence, l'étude portera seulement sur la configuration co-courant.

## I. Evolution de la saturation / rétention

Dans un lit granulaire arrosé, l'eau présente dans le lit au contact du garnissage et de l'air filtré influe sur les performances du lit, notamment en diminuant sa porosité. Il est donc important de déterminer la rétention du liquide au sein du lit afin d'en déduire la porosité du lit mouillé.

Pour rappel, on nomme saturation le rapport entre le volume d'eau présent dans le lit et le volume de vide de ce lit, tandis que la rétention correspond au rapport entre le volume d'eau et le volume total du lit. Il peut être distingué la saturation (ou rétention) dynamique et statique, la saturation (ou rétention) totale étant la somme de ces deux termes. La saturation dynamique correspond au volume d'eau présent dans le lit en présence d'un écoulement (c'est-à-dire l'eau étant en circulation dans le lit) tandis que la saturation statique correspond au volume d'eau présent dans le lit en absence d'un écoulement de liquide (*i.e.* l'eau stagnant dans le lit).

### 1- Saturation de la colonne vide

Dans le but de considérer uniquement la contribution du lit garni, il a été nécessaire de faire des mesures de saturation dans la colonne seule, *i.e.* exempte de collecteurs, afin de retrancher cette contribution aux valeurs mesurées dans la colonne en présence d'un lit de collecteurs.

Expérimentalement, les mesures de saturation dynamique ont été réalisées selon le protocole suivant (voir Figure 4.2) : après avoir mis en place l'écoulement air/eau le niveau d'eau en bas de colonne est relevé (le bas de la colonne étant gradué). L'écoulement d'eau est ensuite stoppé (fermeture des vannes en amont et en aval de la colonne). Une fois que l'eau présente dans le lit s'est écoulée le niveau d'eau en bas de colonne est relevé une seconde fois. La différence entre ces deux relevés permet de déterminer le volume d'eau en circulation dans la colonne et d'en déduire la saturation dynamique.

Lors des mesures de saturation dynamique dans la colonne en absence de garnissage, il est apparu que lors de l'arrêt de la circulation d'eau, le reste de l'eau présente dans le distributeur (distributeur à déversoir) continue de s'écouler. Ne rentrant pas en compte dans la valeur de la saturation, cette quantité d'eau a été estimée afin de la retrancher aux valeurs expérimentales.

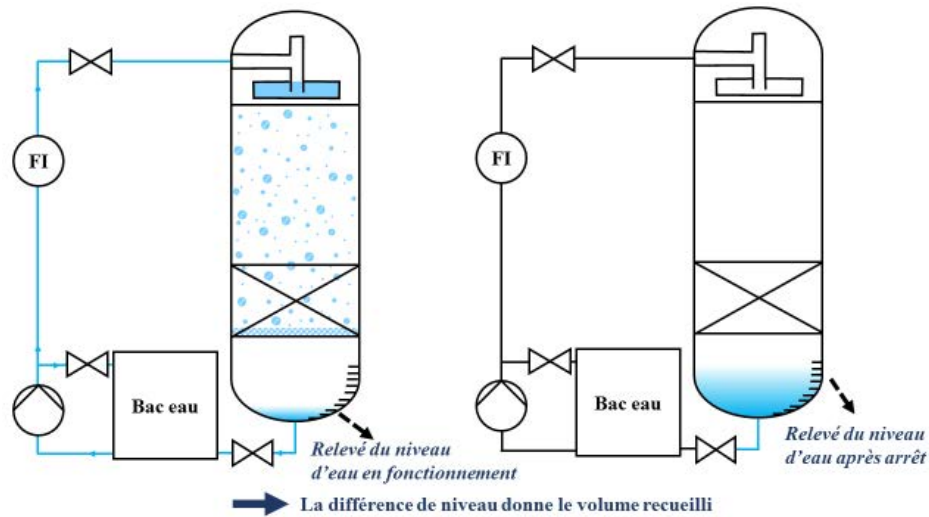


Figure 4.2 : Représentation schématique de la mesure de la saturation / rétention dynamique

Le distributeur (voir Figure 4.3) est un cylindre de 14 cm de diamètre. Il contient 6 déversoirs (cylindres de 1,8 cm de diamètre et de 5,5 cm de hauteur) et 3 fixations placées à 2,5 cm de hauteur le rattachent à la colonne. Pour différents débits d'eau, la hauteur d'eau dans le distributeur a été relevée et le volume d'eau présent en a été déduit (voir Tableau 4.1). Ainsi, le distributeur contient de 54 à 65 cL d'eau lorsque le débit d'eau varie de 4 à 20 L.min<sup>-1</sup>. Sur cette même plage de débits d'eau, la quantité d'eau dans la colonne variant de 70 à 126 cL, il en résulte que la quantité d'eau présente sur la grille de retenue du garnissage et en suspension dans la colonne varie de 16 à 61 cL.

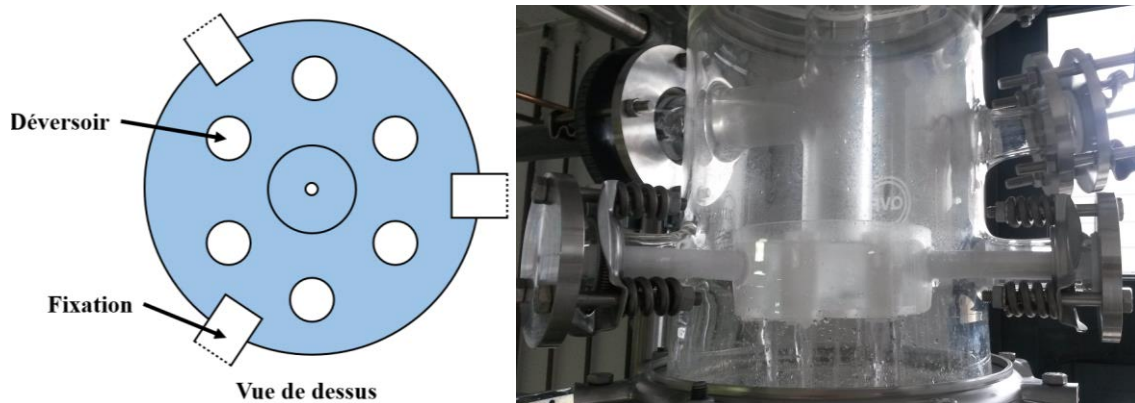


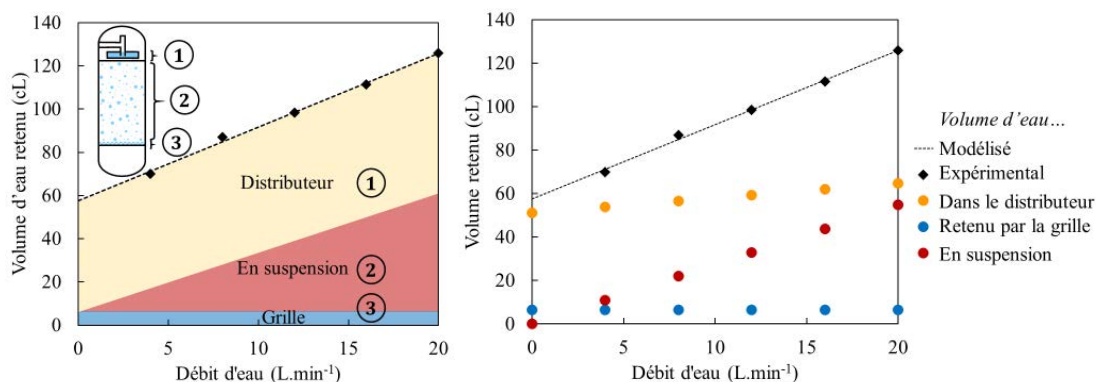
Figure 4.3 : Distributeur d'eau à déversoir (vue du dessus à gauche et de côté à droite)

**Tableau 4.1 : Calcul du volume d'eau présent dans la colonne exempte de collecteurs en présence d'un écoulement d'eau**

Débit d'eau (L.min <sup>-1</sup> )	4	8	12	16	20
$H_{\text{eau, distributeur}}$ (cm)	4,0	4,2	4,4	4,6	4,8
$H_{\text{eau, fixation}}$ (cm)	1,5	1,7	1,9	2,0	2,0
<b>Estimation du volume dans le distributeur</b>					
$V_{\text{fixations immergées}}$ (cL)	1,5	1,7	1,8	1,9	1,9
$V_{\text{déversoirs immergés}}$ (cL)	6,1	6,4	6,7	7,0	7,3
$V_{\text{eau, distributeur}}$ (cL)	54	57	59	62	65
$V_{\text{colonne vide}} (\pm 15 \text{ cL})$	70	87	99	112	126
$V_{\text{grille+suspension}}$ (cL)	16	30	39	50	61

La Figure 4.4 montre les contributions des différentes parties au volume d'eau retenu par la colonne vide en fonction du débit d'eau choisi. La courbe en noir correspond au volume d'eau retenu global. Les mesures permettant de tracer cette courbe sont données dans le Tableau 4.1. Il est à noter que pour un débit d'eau donné ces valeurs ne varient pas quel que soit le débit d'air traversant la colonne.

Après avoir retranché le volume d'eau correspondant au distributeur (courbe en orange sur la Figure 4.4), le volume restant peut être séparé en deux contributions : d'une part l'eau retenue par la grille support du lit (courbe en bleue), dont la quantité a été supposée indépendante du débit d'eau, et l'eau en suspension entre le distributeur et la grille d'autre part (courbe en rouge).


**Figure 4.4 : Volume d'eau présent dans la colonne exempte de collecteurs en présence d'un écoulement d'eau**

Il est visible sur le graphique que tous les volumes correspondant à ces contributions suivent une évolution linéaire en fonction du débit d'eau. La présence d'une ordonnée à l'origine s'explique par le fait qu'il y a un temps de remplissage du distributeur avant que l'eau ne s'écoule dans la colonne. Ainsi, à très faible débit d'eau, le volume d'eau retenu par la colonne est négligeable (absence de zone rouge sur le graphique), mais il y a bien en revanche un volume d'eau présent dans le distributeur. De plus, il faut aussi remarquer que lorsque la hauteur du lit de collecteurs varie, la hauteur entre le distributeur et le haut du lit (et donc la hauteur sur laquelle l'eau est en suspension) varie aussi en conséquence. En effet, plus la hauteur du lit va augmenter plus la hauteur entre le lit et le distributeur va diminuer. Afin d'ajuster la contribution de la colonne vide qui sera enlevée par la suite lorsque seront réalisées des mesures avec des collecteurs, ce paramètre sera aussi pris en compte. Le Tableau 4.2 donne les modèles déduits de ces courbes permettant de calculer la contribution de la colonne seule en termes de volume d'eau retenu en fonction du débit d'eau et de la hauteur de garnissage. La courbe modélisée est représentée sur la Figure 4.4 (courbe pointillée en noir).

Tableau 4.2 : Modèles théoriques du volume d'eau (cL) présent dans la colonne vide (Z=0)

Contribution	Distributeur	Espace entre la grille et le distributeur	Grille support du lit
Modèle	$0,671 L + 51,2$	$2,74 \frac{1,60 - Z}{1,60} L$	6,45

Avec Z la hauteur du lit en m et L le débit d'eau en L.min<sup>-1</sup>

## 2- Saturation statique

Les mesures de saturation statique ont été réalisées sur une autre colonne de 15 cm de diamètre, de 1,5 m de hauteur et munie d'une vanne de vidange (voir Figure 4.5). Le protocole est le suivant : 1) la colonne est remplie d'une masse d'eau connue et la hauteur d'eau est relevée ; 2) une quantité connue de collecteurs est immergée et la hauteur du lit ainsi formé est également relevée, ainsi que la hauteur totale (lit + eau) ; 3) la vanne de vidange est ouverte et la masse d'eau recueillie est pesée. La quantité d'eau restant dans le lit en est déduite, ce qui permet de calculer la saturation statique.

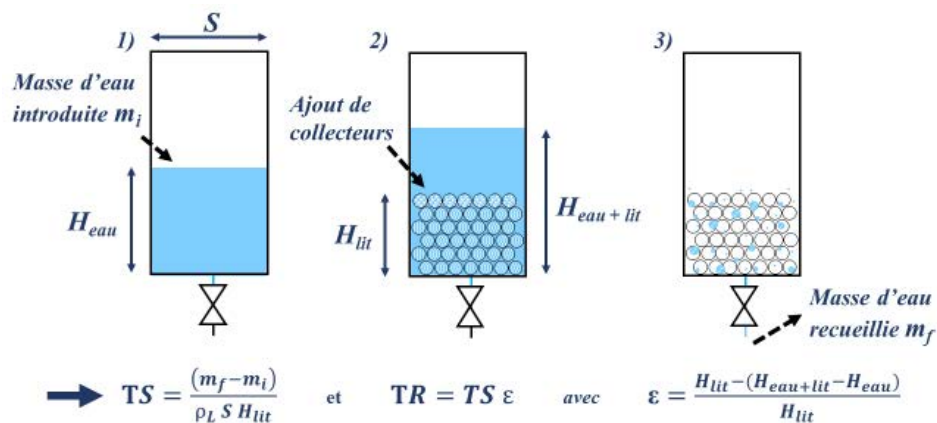


Figure 4.5 : Représentation schématique de la mesure de la saturation / rétention statique

Le Tableau 4.3 récapitule les valeurs moyennes des mesures de saturation statique pour les différents collecteurs. Selon les collecteurs utilisés, entre 7 et 9 % du volume de vide du lit est rempli d'eau en permanence. En outre, plus le diamètre des collecteurs diminue, plus la saturation statique augmente. Cela laisse à supposer que la même tendance devrait pouvoir être observée pour la perte de charge du lit arrosé.

**Tableau 4.3 : Saturation liquide statique en fonction des collecteurs utilisés**

<b>Collecteur</b>	<b>Billes de 2 mm</b>	<b>Billes de 5 mm</b>	<b>Billes de 10 mm</b>
<b>Saturation statique moyenne (%)</b>	0,087 ± 0,027	0,085 ± 0,021	0,069 ± 0,017

### 3- Saturation totale du lit

La saturation dynamique ayant été mesurée dans les différentes configurations (différents débits d'eau, débits d'air, hauteurs de lit et tailles de collecteurs), la saturation liquide totale a été calculée en additionnant les mesures de saturations statique et dynamique, tout en soustrayant la contribution de la colonne seule. La Figure 4.6 montre un exemple de courbe obtenue en fonction du débit d'air pour différents débits d'eau (ici pour des collecteurs de 5 mm de diamètre et un lit de 50 cm de haut). Les courbes obtenues pour les autres configurations, d'allure similaire, sont données en Annexe A. Comme dans le cas d'autres études (Al-Dahhan & Duduković, 1995; Charpentier & Favier, 1975; Ion Iliuta, Ortiz-Arroyo, Larachi, Grandjean, & Wild, 1999; Sai & Varma, 1988), il a été observé que la saturation liquide augmente avec le débit d'eau, jusqu'à atteindre ici une valeur de 40 % à 20 L.min<sup>-1</sup>. En revanche pour un débit d'eau donné, la saturation liquide reste constante indépendamment du débit d'air. Ceci montre qu'il y a une faible interaction entre l'eau et l'air. Ce comportement est classique dans le cas d'un régime ruisselant comme l'ont mis en évidence Charpentier and Favier (1975). En effet, ils ont observé que pour un débit d'eau donné et un débit de gaz croissant, la saturation liquide est approximativement constante pour un régime ruisselant et diminue pour un régime pulsé ou à brouillard.

Il est à noter que les incertitudes de mesures (représentées sur le graphique) élevées peuvent s'expliquer par le fait qu'il y a une double incertitude lors de la détermination du volume d'eau : d'une part les graduations notées en bas de colonne sont peu précises et d'autre part la lecture est rendue également difficile par l'eau qui n'est pas au repos à cet endroit. De plus, la saturation dépend de la porosité du lit, ce qui ajoute une incertitude supplémentaire.

La représentation de la rétention en fonction du débit d'air amène aux mêmes conclusions comme le montre la Figure 4.7 pour un lit de 50 cm de billes de 5 mm de diamètre. Il peut toutefois être noté que les erreurs de mesures sont plus faibles dans ce cas car la rétention ne dépend pas de la porosité du lit.

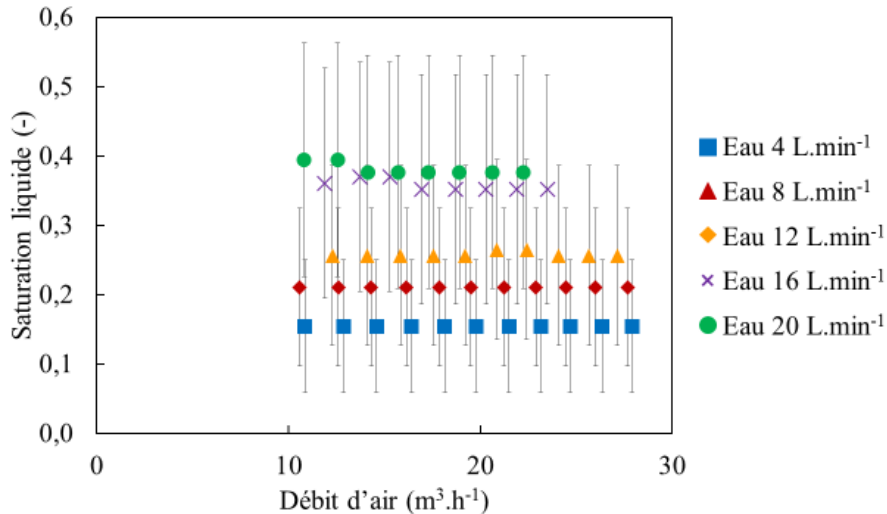


Figure 4.6 : Saturation liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre et un lit de 50 cm de hauteur

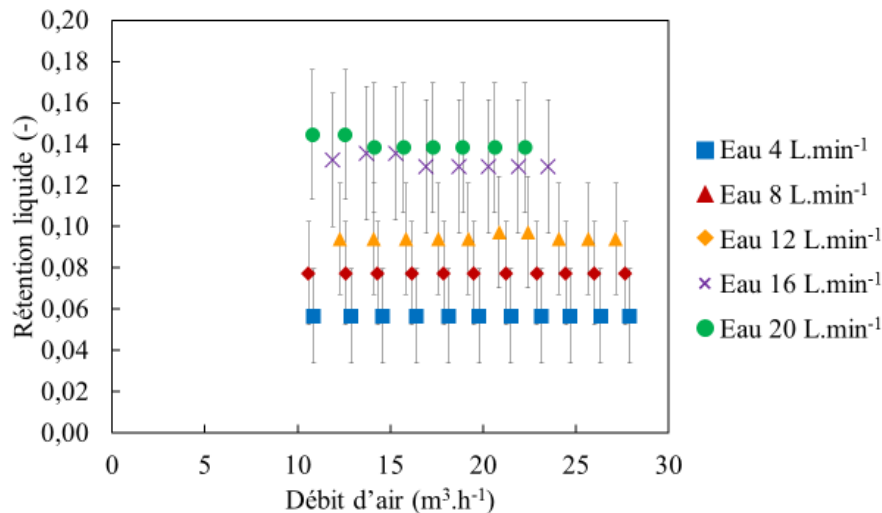


Figure 4.7 : Rétention liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre et un lit de 50 cm de hauteur

Enfin, si la moyenne des valeurs pour un débit d'eau donné est calculée (ces valeurs étant indépendantes du débit de gaz), la rétention liquide peut être représentée en fonction de la hauteur de lit. La Figure 4.8 montre les résultats pour les billes de 5 mm de diamètre. Les courbes obtenues pour les autres configurations sont également fournies en Annexe A.

Il faut remarquer sur ce graphique qu'au-dessus de 10 cm de lit la rétention d'eau varie peu en fonction de la hauteur de lit : ainsi le volume d'eau présent dans le lit, rapporté au volume du lit, dépend essentiellement du débit d'eau utilisé. En dessous de 10 cm d'épaisseur, une diminution de la rétention est observée. Cependant, compte tenu des incertitudes de mesure élevées (d'autant plus grande que le volume mesuré est faible) la rétention liquide est probablement sous-estimée. En effet, les volumes mesurés sont du même ordre de grandeur que ceux mesurés pour la colonne vide de par les incertitudes



expérimentales. Par ailleurs, il est possible que l'influence de la grille support des billes varie en présence ou absence de billes. Ainsi ces valeurs de rétention liquide doivent être prises avec précaution.

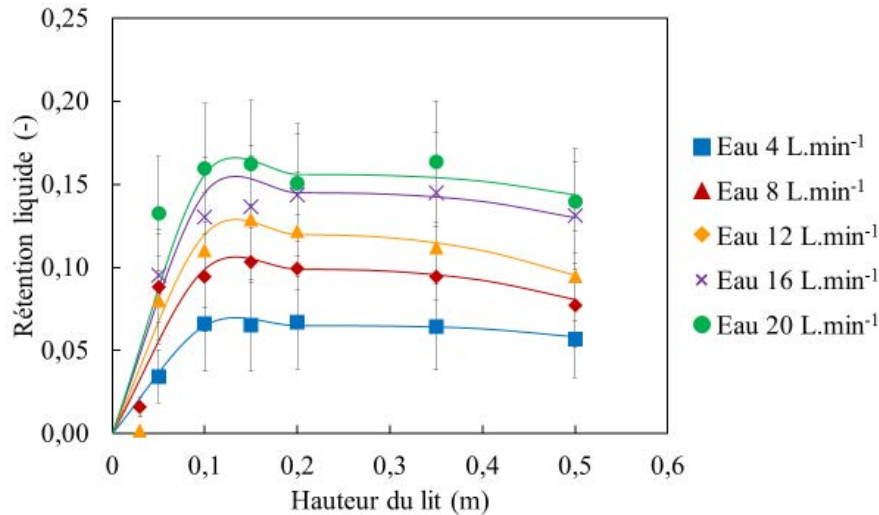


Figure 4.8 : Rétention liquide moyenne en fonction de la hauteur du lit et du débit d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre

Pour conclure cette partie, le Tableau 4.4 présente les valeurs moyennes de saturation et rétention totale (*i.e.* dynamique plus statique) pour les différents collecteurs et pour une hauteur de lit de 50 cm. Le volume d'eau présent dans la colonne augmente avec le débit de liquide et avec la diminution du diamètre des collecteurs, jusqu'à atteindre près de la moitié du volume de vide pour des billes de 2 mm de diamètre et un débit d'eau de 16 L.min<sup>-1</sup>. Cela influe sur la porosité du lit et il faut s'attendre à une hausse de la perte de charge conséquente dans cette configuration.

Tableau 4.4 : Saturation et rétention liquide totale moyenne pour un lit de 50 cm de hauteur

	Diamètre de collecteur (mm)	Débit d'eau (L.min <sup>-1</sup> )				
		4	8	12	16	20
Saturation	2	0,23 ± 0,15	0,34 ± 0,19	0,41 ± 0,22	0,46 ± 0,24	-
	5	0,15 ± 0,09	0,21 ± 0,11	0,25 ± 0,13	0,35 ± 0,16	0,38 ± 0,17
	10	0,15 ± 0,09	0,23 ± 0,12	0,30 ± 0,15	0,38 ± 0,17	0,39 ± 0,17
Rétention	2	0,08 ± 0,03	0,12 ± 0,04	0,15 ± 0,04	0,17 ± 0,04	-
	5	0,05 ± 0,02	0,08 ± 0,02	0,09 ± 0,03	0,13 ± 0,03	0,14 ± 0,03
	10	0,06 ± 0,02	0,08 ± 0,03	0,11 ± 0,03	0,14 ± 0,03	0,14 ± 0,03

## II. Perte de charge du lit

Pour chaque configuration, lorsque le régime d'écoulement est établi, la perte de charge est mesurée durant plusieurs minutes (pour en vérifier la stabilité). La moyenne de ces mesures est alors retenue.

### 1- Perte de charge de la colonne vide

De même que pour la saturation liquide, la contribution de la colonne seule a été évaluée en mesurant la perte de charge de la colonne exempte de garnissage. Ces mesures sont représentées sur la Figure 4.9 qui donne la perte de charge de la colonne vide en fonction du débit d'air pour différents débits d'eau. Globalement, cette perte de charge reste inférieure au mbar, excepté pour un débit d'eau de 20 L.min<sup>-1</sup> et un débit d'air supérieur à 18 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>. Ces valeurs seront retranchées aux mesures effectuées dans la colonne garnie de collecteurs afin de ne garder que la contribution du lit.

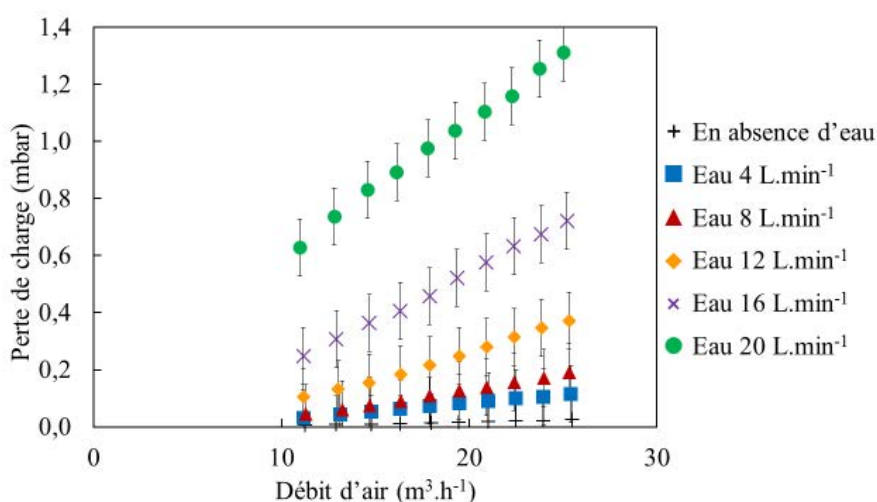


Figure 4.9 : Perte de charge de la colonne vide pour différents débits d'air et d'eau

### 2- Perte de charge du lit granulaire sec

La Figure 4.10 montre la perte de charge du lit granulaire sec en fonction du débit d'air pour différents types de collecteurs et différentes hauteurs de lit. Ces valeurs ont été comparées aux valeurs théoriques de perte de charge (courbes continues) calculées à partir de la relation d'Ergun (voir Éq. 2.2). Les courbes correspondant aux pertes de charge expérimentales ont bien l'allure des courbes théoriques, en présentant toutefois un écart qui est croissant avec la diminution du diamètre des collecteurs, ainsi qu'avec la diminution de la hauteur du lit. Compte tenu des incertitudes de mesure l'écart est en moyenne de 13, 19 et 29 % pour les mesures faites avec les billes de 2, 5 et 10 mm de diamètre respectivement. Ces valeurs diminuent si l'on ne prend pas en compte les mesures faites

pour les faibles hauteurs de lit. Malgré cela, ces valeurs de perte de charge sont ici relativement faibles et nous considérons qu'en absence d'arrosage la perte de charge expérimentale est en accord avec les valeurs théoriques.

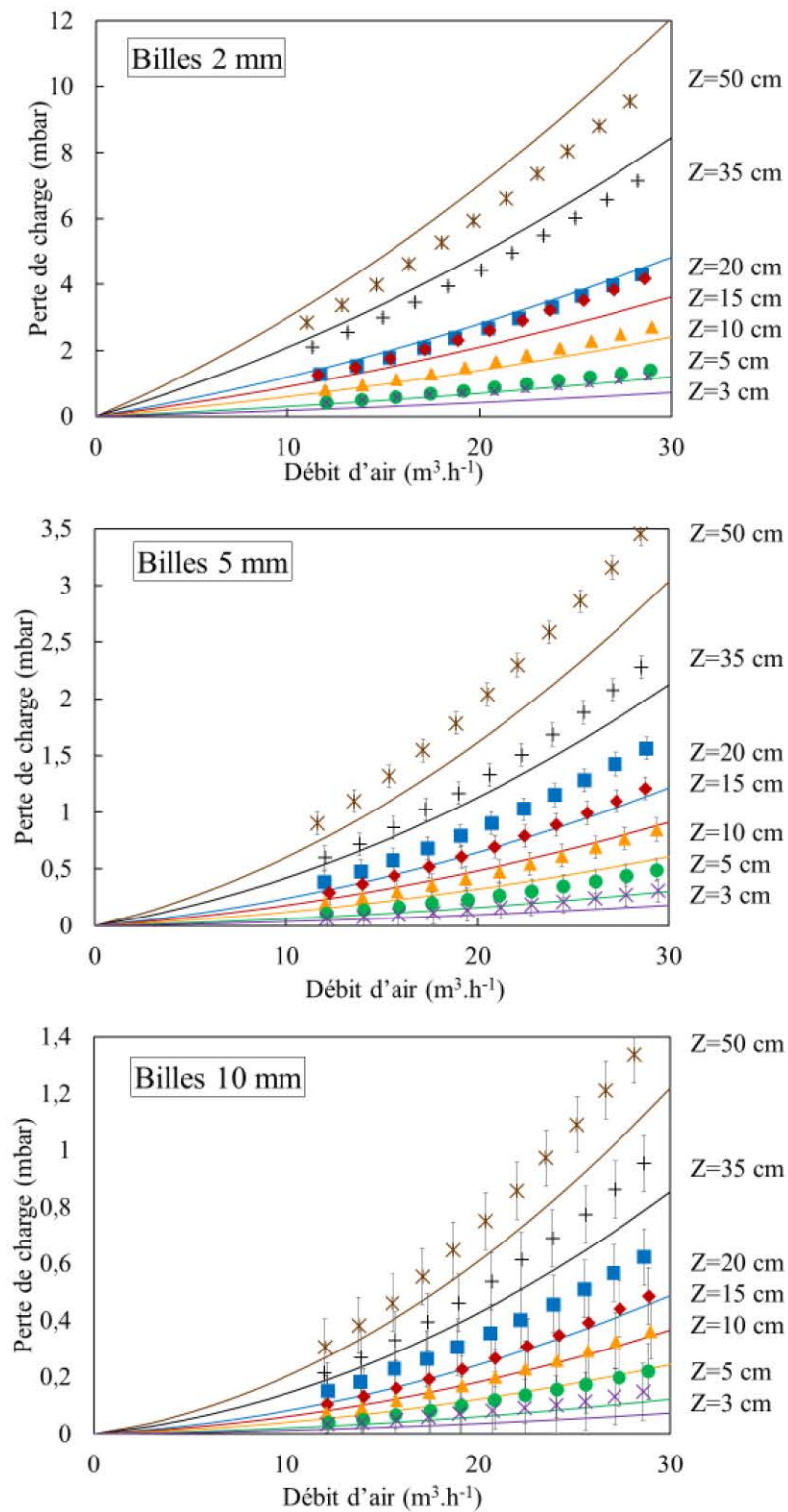


Figure 4.10 : Perte de charge du lit sec en fonction du débit d'air pour différents éléments de garnissage et hauteurs de lit

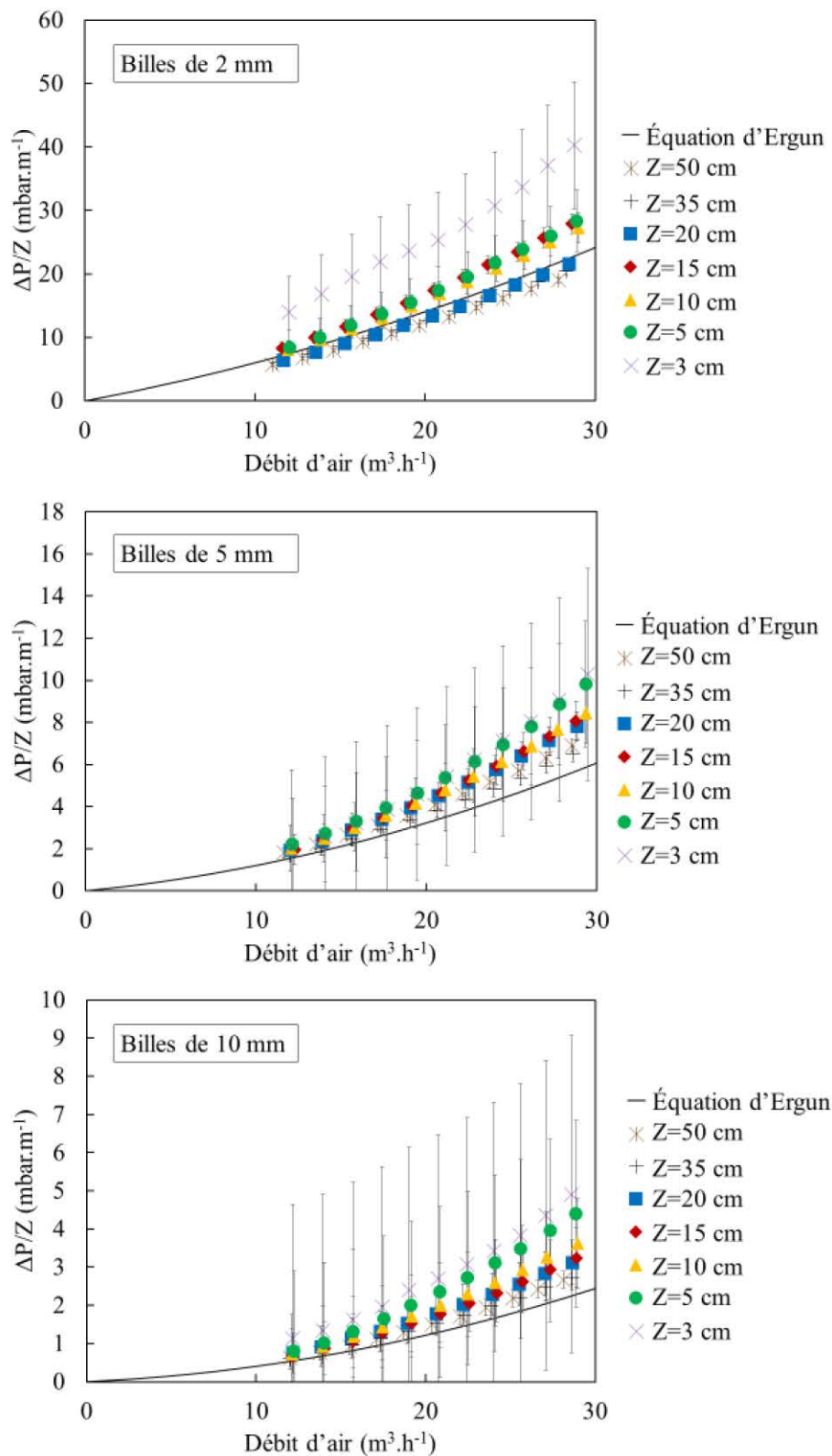


Figure 4.11 :  $\Delta P/Z$  du lit sec en fonction du débit d'air pour différents types de garnissage et hauteurs de lit

La Figure 4.11 présente le rapport de la perte de charge sur la hauteur du lit en fonction du débit d'air pour les trois tailles de collecteurs. Il est intéressant de tracer ce rapport car pour une même taille de collecteurs les courbes devraient se superposer. Il apparaît ici que les valeurs de perte de charge sont cohérentes car les courbes expérimentales sont proches de la valeur théorique et presque toutes superposées les unes sur les autres. A noter que les courbes correspondant aux lits de 3 et 5 cm sont plus éloignées, mais présentent également une incertitude de mesure plus élevée en raison des faibles hauteurs de lits.

Ainsi, ces résultats ont permis de montrer que la perte de charge expérimentale du lit granulaire sec est correctement estimée par la relation d'Ergun. Cette dernière pourra être réutilisée par la suite.

### 3- Perte de charge du lit granulaire arrosé

#### 3.1. *Influence de la taille des collecteurs et du débit d'eau*

La Figure 4.12 présente la perte de charge d'un lit granulaire de 50 cm d'épaisseur en fonction du débit d'air pour différents débits d'eau et différents collecteurs. Les résultats montrent des tendances similaires pour les différentes hauteurs de lit (Voir Annexe B). Par ailleurs, une bonne répétabilité des mesures est observée (voir la Figure 4.13). En premier lieu, il faut remarquer sur la Figure 4.12 que pour une taille de collecteurs et un débit d'air donnés la perte de charge augmente avec le débit d'eau. En effet, la présence d'eau à travers la colonne implique une diminution de la porosité, et donc une augmentation de la perte de charge. Ces tendances sont en accord avec les observations de précédents travaux montrant que la perte de charge augmente avec les débits d'eau et d'air (Al-Dahhan & Duduković, 1995; Ion Iliuta, Grandjean, & Larachi, 2002; I. Iliuta, Thyron, & Muntean, 1996; Larachi, Laurent, Midoux, & Wild, 1991; Sai & Varma, 1987). De plus, comme Al-Dahhan et al. (1997) le notent, l'influence du débit d'air augmente à mesure que le débit de liquide augmente. En effet, concernant par exemple les billes de 5 mm de diamètre, toutes choses étant égales par ailleurs la perte de charge du lit granulaire est trois fois plus élevée que celle du lit sec lorsque le débit d'eau est de 4 L.min<sup>-1</sup>. Lorsque le débit d'eau est de 20 L.min<sup>-1</sup> elle devient 13 fois plus élevée.

La Figure 4.14 présente la perte de charge en fonction du débit d'eau pour différents diamètres de collecteurs et un débit d'air fixé à 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>. Elle montre que quel que soit le diamètre des collecteurs, la perte de charge augmente exponentiellement avec le débit d'eau. De plus, l'augmentation de la perte de charge avec le débit d'eau est d'autant plus forte que le diamètre des collecteurs diminue. Cela confirme d'une part les mesures de saturation présentées précédemment et d'autre part ce qui est relevé dans la littérature pour les lits granulaires secs (Guan et al., 2016; Kuo et al., 2010; Sai and Varma, 1987).

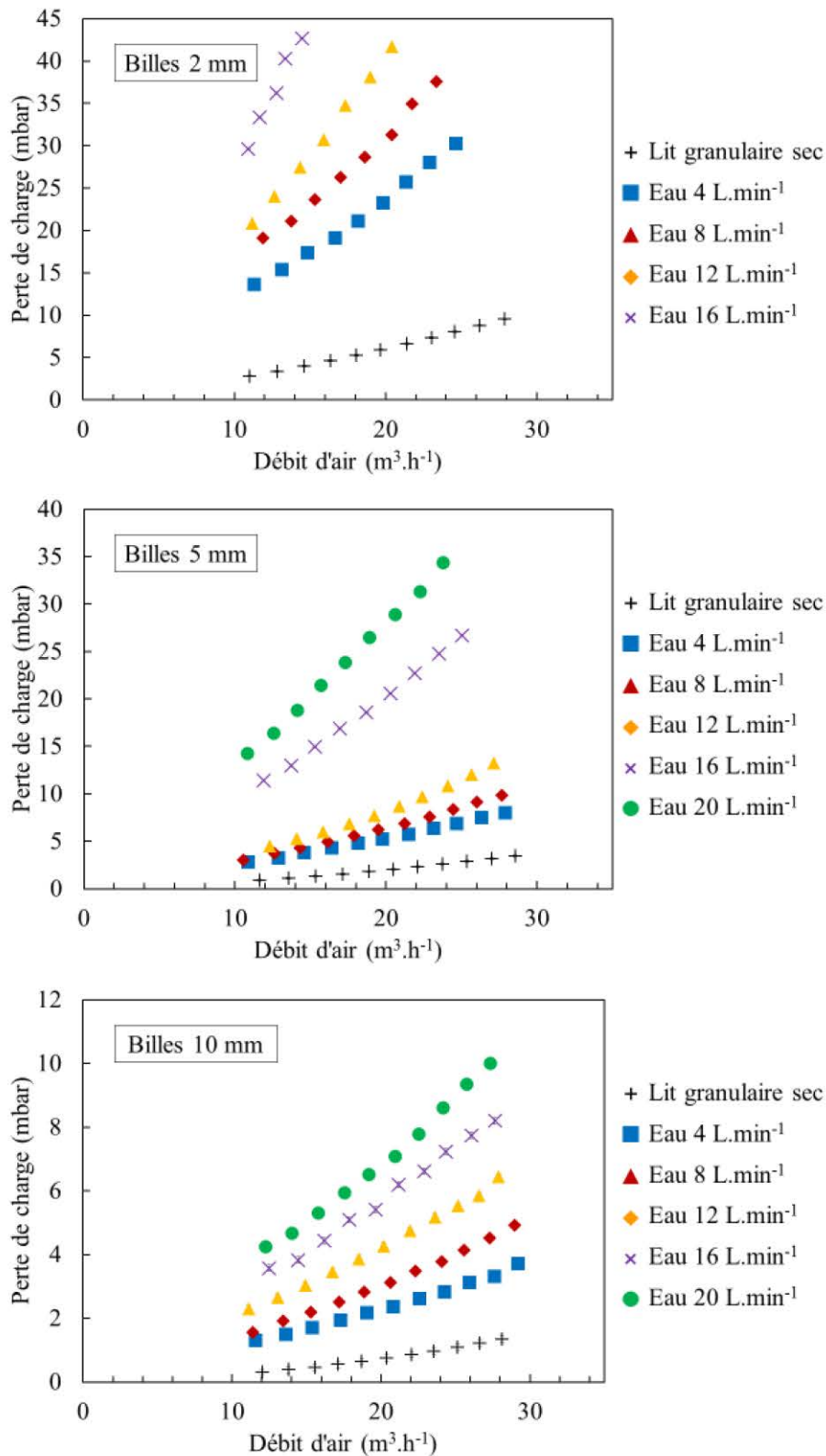


Figure 4.12 : Perte de charge d'un lit de 50 cm en fonction du débit d'air pour différents débits d'eau et différents diamètres de collecteurs

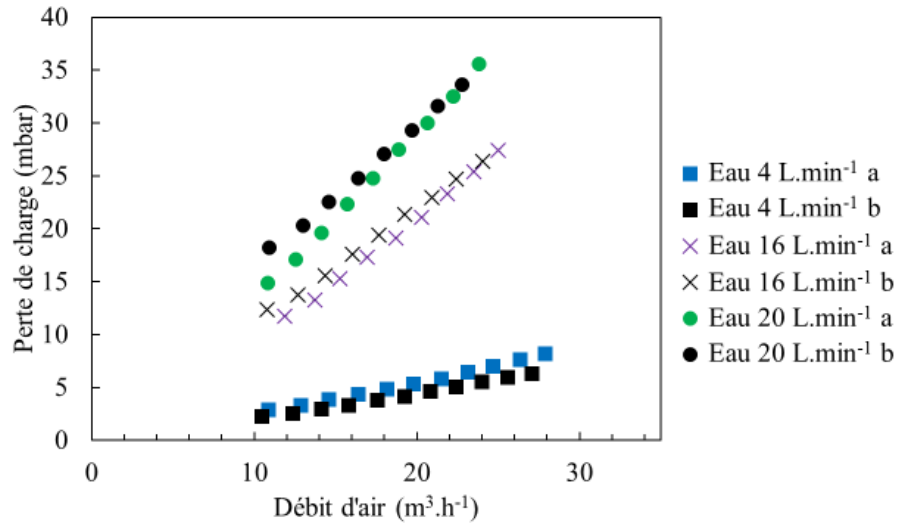


Figure 4.13 : Répétabilité des mesures (lit de 50 cm de billes de 5 mm de diamètre)

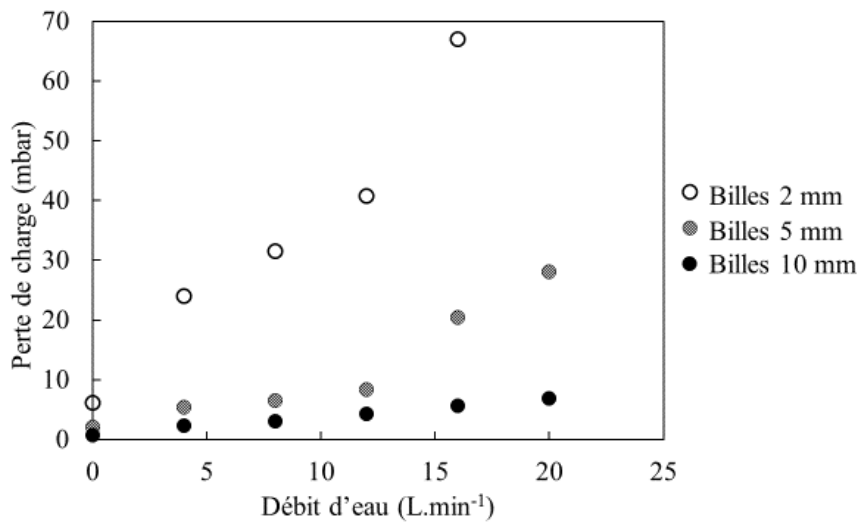


Figure 4.14 : Perte de charge en fonction du débit d'eau et des collecteurs pour un lit de 50 cm et un débit d'air de 20  $m^3.h^{-1}$

Ainsi, la présence d'eau entraîne une augmentation de la perte de charge dans le lit. Pour autant, même si elle est supérieure à celle d'un lit granulaire sec, la perte de charge en présence d'eau reste acceptable dans le cadre du projet VALORCO au vu des pertes de charge considérées comme admissibles par Arcelor Mittal.

### 3.2. Influence de la hauteur de lit

Les mesures de perte de charge du lit granulaire ont été obtenues pour différents tailles de collecteurs, débits d'air et débits d'eau, mais aussi avec plusieurs hauteurs de lit, afin d'en évaluer l'influence. La Figure 4.15 représente la perte de charge en fonction de la hauteur du lit pour différents débits d'eau, le débit d'air étant fixé à 20  $m^3.h^{-1}$ .

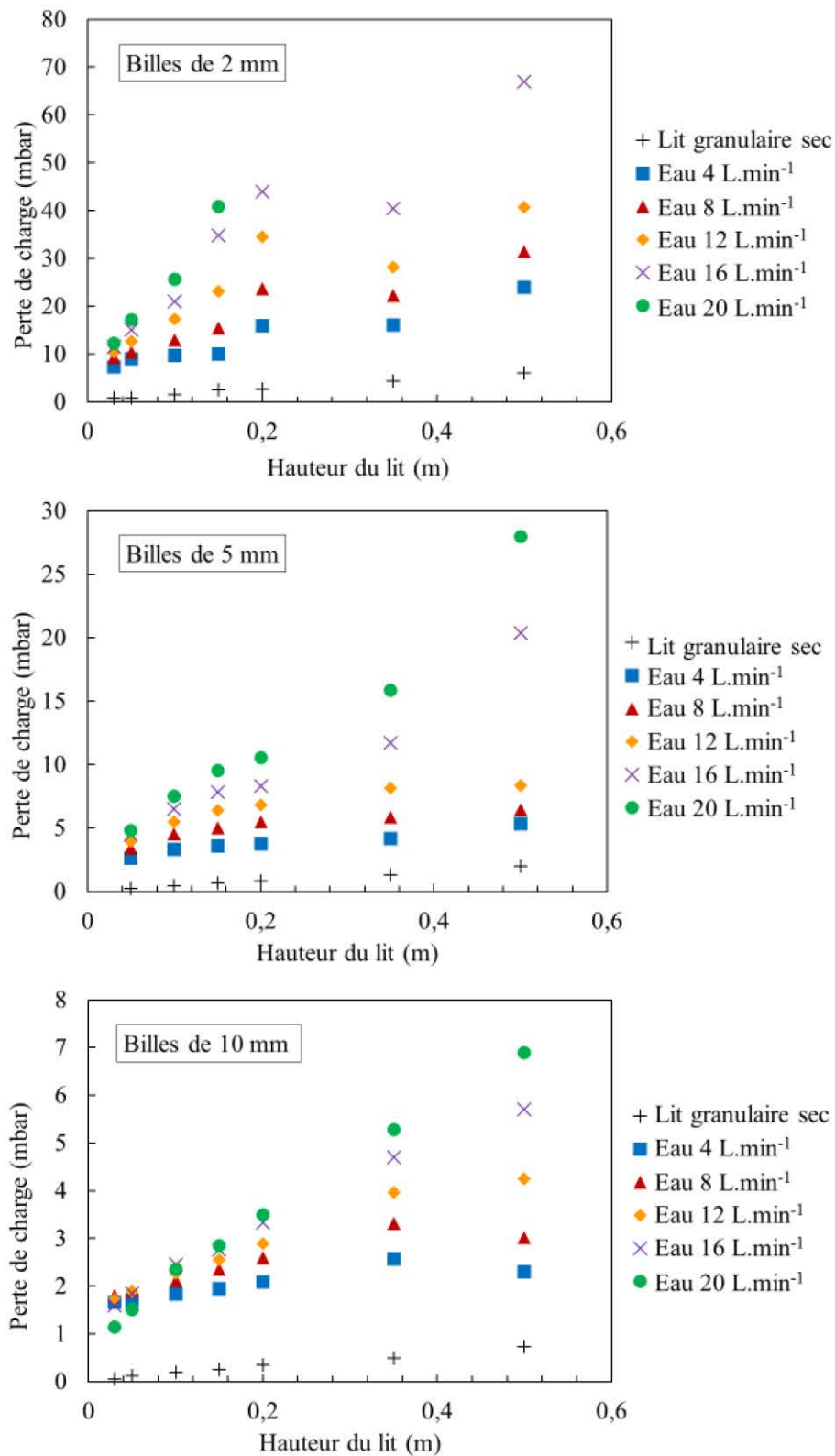


Figure 4.15 : Perte de charge du lit granulaire arrosé en fonction de la hauteur du lit et du diamètre des collecteurs pour différents débits d'eau et pour un débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>



Contrairement au cas d'un lit granulaire sec la perte de charge d'un lit granulaire arrosé n'est pas linéaire avec la hauteur du lit. En effet, pour les faibles débits d'eau la courbe de perte de charge a une allure proche de celle d'un lit sec. A mesure que le débit d'eau augmente l'influence de la hauteur du lit semble croissante. Plusieurs explications à ce phénomène peuvent être avancées. D'une part, il faut noter que le régime d'écoulement est ruisselant pour l'ensemble des mesures présentées ici. Toutefois, les mesures réalisées avec un débit d'eau de  $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  sont à la limite entre le régime ruisselant et pulsé (d'après la Figure 2.16). Il est donc possible qu'à ce débit l'écoulement devienne légèrement instable, faisant apparaître des passages préférentiels dans le lit à l'origine de la perte de charge plus élevée. D'autre part, la perte de charge semble augmenter plus rapidement dans le bas du lit (soit pour les faibles hauteurs), ce qui montre que l'eau n'est pas répartie de manière uniforme dans le lit. Une explication peut être donnée en se rappelant que la grille de retenue du garnissage n'est pas optimale et qu'elle ne facilite pas l'écoulement de l'eau, ce qui entraîne une accumulation de cette dernière dans les premiers centimètres du lit. Il faut en outre remarquer que les courbes semblent ne pas passer par zéro mais y atteindre une même valeur (pour une taille de collecteurs donnée). Plus les billes sont petites, plus l'ordonnée à l'origine est élevée. Or bien que la contribution de la grille de retenue ait été prise en compte dans la perte de charge mesurée sur la colonne en absence de collecteurs, la présence de billes sur cette grille entrave les écoulements d'air et d'eau qui la traversent. Cette présence de billes sur la grille induit probablement une rétention d'eau additionnelle et donc une perte de charge supplémentaire. Ainsi, plus les billes sont petites moins il y aura de surface de passage disponible sur la grille.

De la même façon que lors des tests avec le lit granulaire sec, le rapport avec la perte de charge sur la hauteur du lit a été calculé pour l'ensemble des configurations étudiées, et tracé ici en fonction de la hauteur du lit. Les résultats pour des billes de 5 mm de diamètre et un débit d'air de  $20 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  sont représentés sur la Figure 4.16 pour les différents débits d'eau expérimentés. Les courbes correspondant aux mesures réalisées dans les autres configurations présentent une allure similaire et sont regroupées en Annexe B.

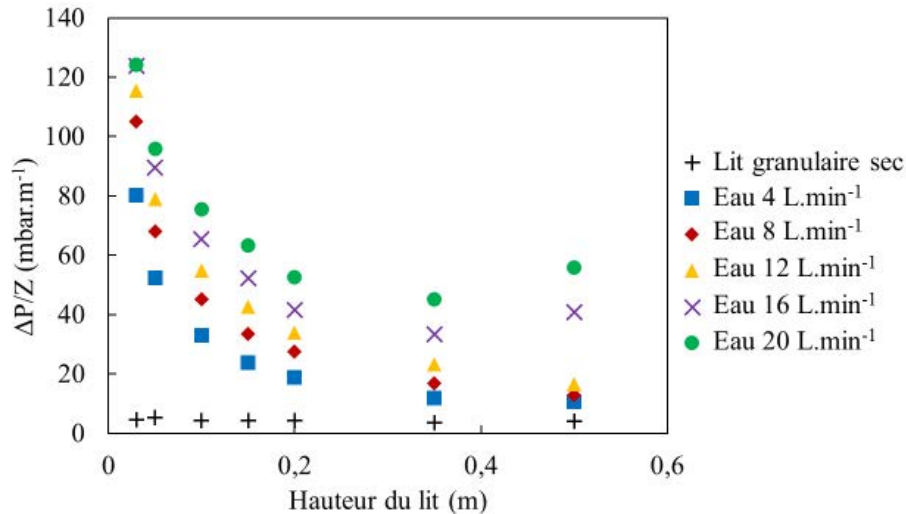


Figure 4.16 :  $\Delta P/Z$  du lit granulaire arrosé en fonction de la hauteur du lit et du débit d'eau pour des billes de 5 mm de diamètre et un débit d'air de 20 m³.h⁻¹

Ces résultats corroborent ce qui vient d'être montré ci-dessus, à savoir que la perte de charge d'un lit granulaire arrosé n'est pas linéaire avec la hauteur de lit. Dans le cas où le lit est sec (soit les points en noir) le rapport de la perte de charge sur la hauteur du lit est constant en fonction de la hauteur du lit : ceci est en adéquation avec le modèle d'Ergun et montre que dans ce cas la perte de charge est linéaire avec la hauteur du lit. Or, ce n'est plus le cas en présence d'eau. En effet le rapport de la perte de charge sur la hauteur du lit n'est plus constant en fonction de la hauteur du lit. De plus, l'influence de la hauteur du lit est croissante avec l'augmentation du débit d'eau. Ainsi par exemple, pour un lit de 20 cm le rapport de la perte de charge sur la hauteur de lit est de 19 mbar.m⁻¹ lorsque le débit d'eau est de 4 L.min⁻¹. Il passe à 53 mbar.m⁻¹ lorsque le débit d'eau est de 20 L.min⁻¹. Enfin, plus la hauteur du lit diminue plus la perte de charge par hauteur de lit augmente. Cela appuie l'hypothèse formulée au regard de la Figure 4.15, à savoir que la perte de charge est plus élevée dans le bas du lit en raison d'une accumulation d'eau due à la grille support des collecteurs.

### III. Efficacité initiale du lit

#### 1- Protocole expérimental

Les efficacités initiales ont été mesurées pour un débit d'air fixé à 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> et une hauteur de lit de 50 cm. Les trois tailles de collecteurs à disposition ont été testées. Les mesures ont été réalisées pour des débits d'eau de 0, 4, 12 et 20 L.min<sup>-1</sup>. De la même manière que pour la saturation liquide et la perte de charge, la contribution de la colonne seule (en absence de collecteurs) a été déterminée afin de la retrancher aux mesures pour ne considérer que la contribution du lit. Tous les tests ont été menés dans les conditions ambiantes (environ 20 °C et 1 bar) avec un air filtré puis chargé en particules d'alumine.

L'efficacité fractionnelle en nombre est calculée à partir de mesures régulières opérées par un granulomètre (APS TSI®) en amont et en aval du circuit d'air. Etant donné que la concentration en particules générées est relativement élevée, un système de dilution par 100 a été utilisé pour les mesures amont et pris en compte pour le calcul d'efficacité.

Un cycle de mesures consiste en la détermination de la distribution granulométrique avec l'APS pendant 3 min (à raison de 3 scans par minute), tout d'abord en amont, puis en aval, en enfin une seconde fois en amont de la colonne. La double mesure en amont permet de vérifier la stabilité de la génération en particules. Par la suite la moyenne des 18 scans amont et celle des 9 scans aval sont calculées, puis l'efficacité fractionnelle en nombre en est déduite en reprenant pour chaque diamètre de particule l'équation 2.4, à savoir :

$$E = \frac{C_{am} - C_{av}}{C_{am}} \quad \text{Éq. 2.4}$$

Avec  $C_{am}$  et  $C_{av}$  les concentrations (ici fractionnelles en nombre) en amont et en aval du lit respectivement.

#### 2- Efficacité initiale de la colonne vide

La Figure 4.17 représente l'efficacité initiale moyenne de la colonne vide en fonction du diamètre des particules pour différents débits d'eau.

Lorsque de l'air chargé en particules circule dans la colonne vide en absence d'écoulement d'eau, une certaine efficacité peut être mesurée. Elle correspond aux particules qui sont collectées par les parois de la colonne, par le distributeur ou encore par la grille support du lit.

Lorsque de l'eau circule l'efficacité est plus élevée qu'en absence d'eau, et ce d'autant plus que le débit d'eau est élevé : cette efficacité supplémentaire est due au fait qu'une partie des particules sont collectées par les filets d'eau qui traversent la colonne.

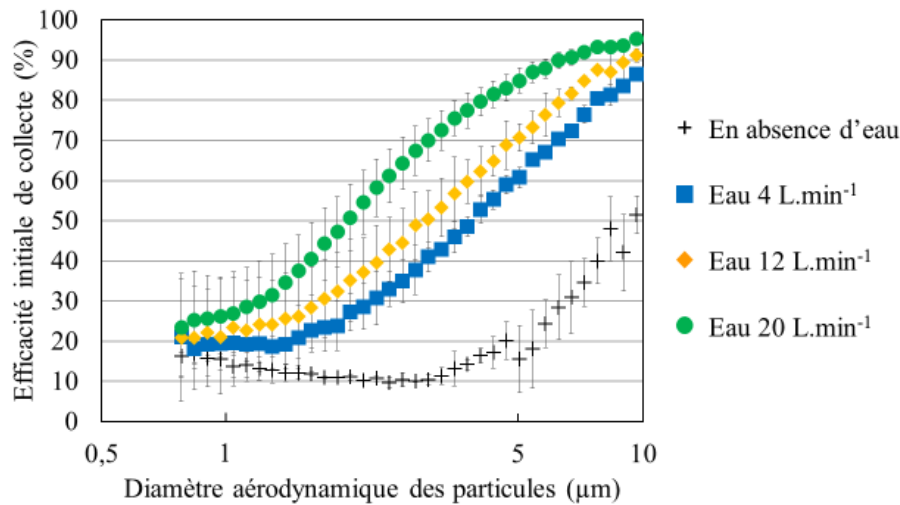


Figure 4.17 : Efficacité initiale de la colonne exempte de collecteurs pour différents débits d'eau

Par la suite, cette efficacité de la colonne vide a été déduite de celle mesurée dans un lit garni de collecteurs. La colonne garnie a été considérée comme étant l'équivalent d'une colonne vide en série avec un lit de collecteurs. L'efficacité du lit seul peut donc être calculée en utilisant la relation suivante :

$$E = \frac{E_{\text{Colonne garnie}} - E_{\text{Colonne vide}}}{1 - E_{\text{Colonne vide}}} \quad \text{Éq. 4.1}$$

### 3- Efficacité initiale du lit granulaire sec

La Figure 4.18 montre l'efficacité initiale fractionnelle du lit granulaire sec en fonction du diamètre des particules collectées pour les différents garnissages étudiés. Les lignes continues représentent l'efficacité théorique.

Les courbes théoriques ont été calculées à partir des modèles d'efficacité unitaire des différents mécanismes de collecte (dont plusieurs expressions ont été recensées dans le Chapitre 2), à savoir l'impaction inertielle (voir Éq. 2.23), la diffusion (voir Éq. 2.26), la sédimentation en flux descendant (voir Éq. 2.33) et l'interception (voir Éq. 2.34). Concernant les mesures expérimentales, les incertitudes de mesures sont plus élevées pour les faibles tailles de particules en raison du fait que moins de particules des tailles correspondantes sont générées. De plus, la génération de particules n'a pas été stable sur l'ensemble des mesures effectuées pour les billes de 2 mm (ceci n'a pas été le cas pour les billes de 5 et 10 mm). Il faut aussi noter qu'à la différence des mesures de pertes de charge le nombre de mesures expérimentales dans des configurations différentes est limité. En particulier le débit d'air et la hauteur du lit n'a pas varié. Il serait donc intéressant de faire

par la suite des essais supplémentaires dans des configurations plus variées pour alimenter la base de données expérimentales. Cependant, compte tenu des incertitudes l'écart entre les valeurs théoriques et expérimentales est inférieur à 10 %, à l'exception des particules de moins de 3  $\mu\text{m}$  pour les billes de 10 mm et nous pouvons considérer que les valeurs expérimentales sont en accord avec le modèle théorique.

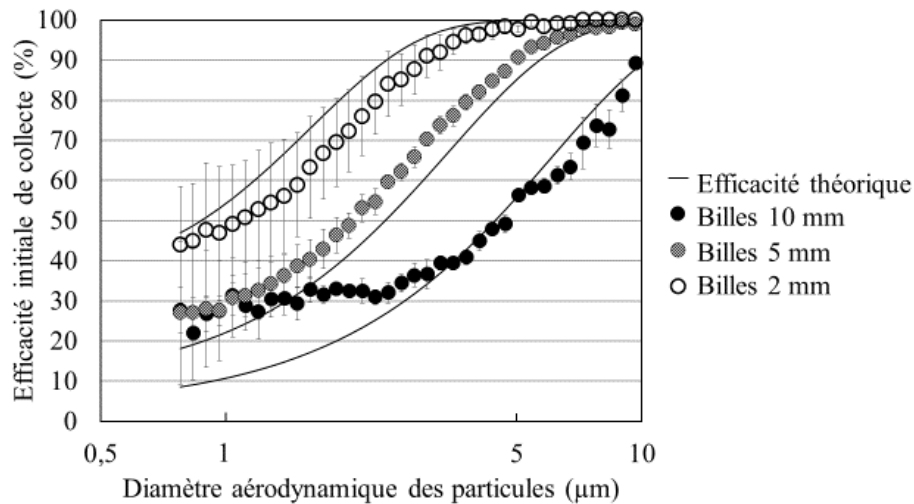


Figure 4.18 : Efficacité initiale du lit sec en fonction du diamètre des particules pour différents collecteurs

#### 4- Efficacité initiale du lit granulaire arrosé (influence des collecteurs et du débit d'eau)

La Figure 4.19 montre l'efficacité initiale de collecte du lit granulaire en fonction du diamètre des particules collectées et des tailles de collecteurs pour différents débits d'eau. A noter que l'expérience n'a pas été réalisée pour les billes de 2 mm avec un débit d'eau de 20  $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$  car le pilote n'était pas adapté pour cette configuration. En effet, de forts débits d'air et d'eau entraînent une remontée d'eau en pied de colonne, et donc un risque de reflux dans les canalisations de sortie de l'air.

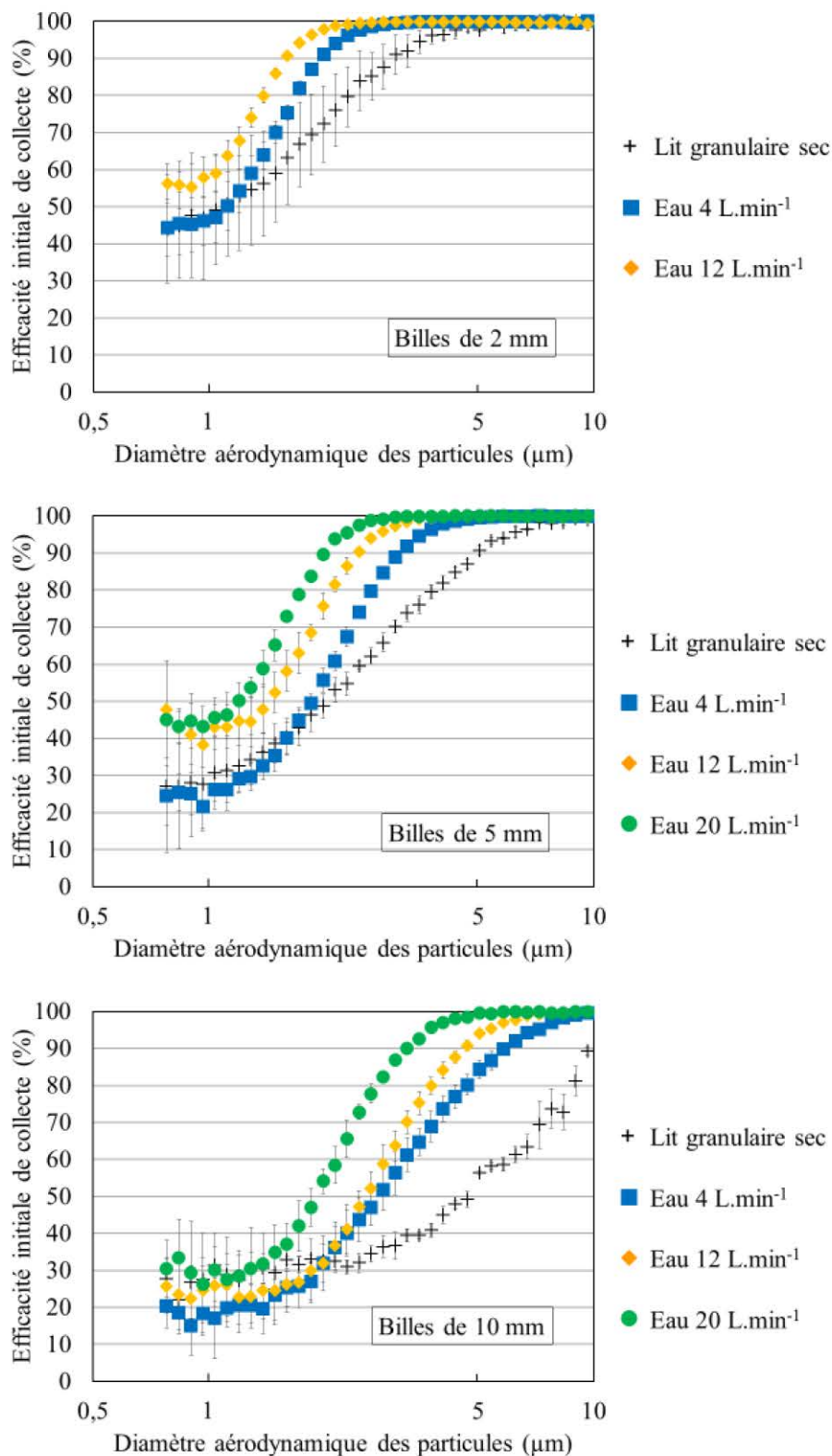


Figure 4.19 : Efficacité de collecte initiale en fonction du diamètre des particules pour différents débits d'eau et différents types de collecteurs

Tout d'abord ces courbes montrent que l'efficacité initiale augmente avec le diamètre des particules collectées. Ceci s'explique en raison de la prépondérance des mécanismes inertiels et d'interception pour les particules supérieures à 1  $\mu\text{m}$ . De plus, de même que pour la perte de charge, utiliser de petits collecteurs permet d'augmenter l'efficacité initiale. Cela est en accord avec les résultats obtenus dans la littérature pour des lits granulaires secs (Guan et al., 2016; Kuo et al., 2010; Saxena et al., 1985).

En outre, l'efficacité initiale est clairement plus élevée en présence d'eau et est d'autant plus importante que le débit d'eau augmente. Cette tendance s'explique par l'augmentation de la vitesse interstitielle due à une saturation liquide plus élevée qui améliore le mécanisme de collecte inertielle. Le phénomène révèle que l'ajout d'un filet d'eau améliore les performances du filtre et cette efficacité plus élevée valide notre approche d'utiliser un lit granulaire arrosé, même si ces résultats doivent être confirmés ultérieurement lors d'essais de colmatage.

## IV. Conclusion partielle

En conclusion, l'étude expérimentale a permis de caractériser le lit granulaire arrosé en termes de rétention liquide, de perte de charge et d'efficacité initiale.

Dans un premier temps des tests ont été entrepris dans une configuration à contre-courant, cette configuration semblait en effet la plus avantageuse car les particules n'ont alors pas à migrer dans tout le lit. Cependant, comme le chapitre précédent le laissait supposer, tous les tests dans cette configuration ont abouti à un engorgement du lit. La suite des essais a donc été réalisée uniquement avec une colonne en configuration co-courant.

Des mesures de saturation liquide et de perte de charge ont été réalisées en faisant varier les débits d'eau et d'air, la taille des collecteurs et la hauteur du garnissage du lit. La contribution de la colonne seule a été déterminée afin de considérer par la suite uniquement la contribution du lit de collecteurs sur les valeurs de saturation et de perte de charge. Une comparaison a été réalisée entre un lit granulaire traditionnel et un lit granulaire arrosé.

Les mesures de saturation liquide ont montré qu'elle restait constante en fonction du débit d'air, démontrant un fonctionnement en régime ruisselant. Par ailleurs, la saturation augmente avec la diminution de la taille des collecteurs et avec le débit d'eau. Enfin, les mesures de saturation en fonction de la hauteur du lit ont montré que pour un diamètre de collecteur donné la saturation dépend principalement du débit d'eau choisi.

Les essais de perte de charge ont mis en évidence que dans le cas d'un lit granulaire traditionnel les mesures expérimentales étaient en accord avec les valeurs théoriques calculées à partir de la relation d'Ergun. En présence d'eau, la porosité du lit augmente, et la perte de charge est donc plus élevée, augmentant à mesure que le débit d'eau augmente. L'utilisation de collecteurs de plus petite taille implique une perte de charge plus élevée. Enfin, concernant la hauteur du lit, les essais ont montré qu'à la différence d'un lit granulaire sec la perte de charge d'un lit granulaire arrosé n'est pas linéaire avec la hauteur du lit et donc que l'eau n'est pas répartie de manière uniforme dans le lit, en particulier parce que l'écoulement n'est pas optimal au niveau de la grille de retenue du garnissage et induit une accumulation d'eau dans les premiers centimètres du lit. De plus, la présence de billes sur la grille de retenue engendre une perte de charge supplémentaire qui n'avait pas pu être prise en compte lors des mesures en colonne vide.

Dans un second temps des tests d'efficacité initiale ont été réalisés dans différentes configurations en faisant varier le diamètre des collecteurs ainsi que le débit d'eau. Le débit d'air et la hauteur du lit ont été fixés à  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  et 50 cm respectivement. La contribution de la colonne seule a été déterminée afin de pouvoir considérer uniquement la contribution du lit de collecteurs et les lits granulaires traditionnels et arrosés ont été comparés en termes d'efficacité.



Les mesures d'efficacités initiales du lit granulaire sec ont montré que globalement les résultats expérimentaux restent cohérents avec les valeurs théoriques déterminées à partir des modèles de la littérature. L'efficacité sera d'autant plus élevée que la taille des collecteurs sera faible.

En présence d'eau, l'efficacité initiale du lit augmente, et ceci à mesure que le débit d'eau augmente. De même, l'efficacité peut être améliorée en utilisant de plus petits collecteurs.

Enfin, il faut maintenant étudier le comportement du lit granulaire arrosé en cours de colmatage ; cela fait l'objet du chapitre suivant.

## Références du chapitre 4

- Al-Dahhan, M.H., Duduković, M.P., 1995. Catalyst wetting efficiency in trickle-bed reactors at high pressure. *Chemical Engineering Science* 50, 2377–2389. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(95\)00092-J](https://doi.org/10.1016/0009-2509(95)00092-J)
- Al-Dahhan, M.H., Larachi, F., Dudukovic, M.P., Laurent, A., 1997. High-Pressure Trickle-Bed Reactors: A Review. *Ind. Eng. Chem. Res.* 36, 3292–3314. <https://doi.org/10.1021/ie9700829>
- Charpentier, J.-C., Favier, M., 1975. Some liquid holdup experimental data in trickle-bed reactors for foaming and nonfoaming hydrocarbons. *AIChE J.* 21, 1213–1218. <https://doi.org/10.1002/aic.690210626>
- Guan, L., Gu, Z., Yuan, Z., Yang, L., Zhong, W., Wu, Y., Sun, S., 2016. Numerical study on the penetration of ash particles in a three-dimensional randomly packed granular filter. *Fuel* 163, 122–128. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.09.056>
- Iliuta, I., Grandjean, B.P.A., Larachi, F., 2002. New mechanistic film model for pressure drop and liquid holdup in trickle flow reactors. *Chemical Engineering Science, Jean-Claude Charpentier Festschrift Issue* 57, 3359–3371. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(02\)00205-1](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(02)00205-1)
- Iliuta, I., Thyron, F.C., Muntean, O., 1996. Hydrodynamic characteristics of two-phase flow through fixed beds: Air/Newtonian and non-Newtonian liquids. *Chemical Engineering Science* 51, 4987.
- Kuo, Y.-M., Huang, S.-H., Lin, W.-Y., Hsiao, M.-F., Chen, C.-C., 2010. Filtration and loading characteristics of granular bed filters. *Journal of Aerosol Science* 41, 223–229. <https://doi.org/10.1016/j.jaerosci.2009.09.011>
- Larachi, F., Laurent, A., Midoux, N., Wild, G., 1991. Experimental study of a trickle-bed reactor operating at high pressure: two-phase pressure drop and liquid saturation. *Chemical Engineering Science* 46, 1233–1246. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(91\)85051-X](https://doi.org/10.1016/0009-2509(91)85051-X)
- Sai, P.S.T., Varma, Y.B.G., 1987. Pressure drop in gas-liquid downflow through packed beds. *AIChE J.* 33, 2027–2036. <https://doi.org/10.1002/aic.690331213>
- Saxena, S.C., Henry, R.F., Podolski, W.F., 1985. Particulate removal from high-temperature, high-pressure combustion gases. *Progress in Energy and Combustion Science* 11, 193–251. [https://doi.org/10.1016/0360-1285\(85\)90009-7](https://doi.org/10.1016/0360-1285(85)90009-7)

**Chapitre 5 :**  
**Performances du lit granulaire arrosé**



Le chapitre précédent a présenté les études permettant de caractériser le lit granulaire arrosé en matière d'hydrodynamique et de performances initiales (perte de charge et efficacité). Ces études ont permis de déterminer une configuration optimisée en termes de performances initiales pour une utilisation de ce lit comme système de filtration. Des essais de filtration longue durée ont été menés pour étudier les évolutions temporelles de la perte de charge et de l'efficacité de ce lit granulaire arrosé.

## I. Configuration optimale

Pour un débit d'air de  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  et une hauteur de lit de 50 cm, l'évolution de l'efficacité initiale globale en nombre (calculée à partir des mesures d'efficacité fractionnelles) en fonction de la perte de charge (Figure 5.1), met clairement en évidence une configuration optimale en termes de débit d'eau et de taille de collecteur.

Ainsi, indépendamment de la taille des collecteurs, l'efficacité initiale augmente avec la perte de charge. Deux tendances, symbolisées par les lignes pointillées, peuvent être observées dans cette évolution. La première partie, correspondant aux faibles pertes de charge, se singularise par une efficacité initiale qui croît rapidement avec l'augmentation de la perte de charge. En revanche dans la seconde partie (pour les pertes de charge plus élevées), l'efficacité semble atteindre une valeur limite. Ainsi, il est inutile d'augmenter la perte de charge pour accroître l'efficacité du lit granulaire arrosé.

Les expériences en présence d'eau pour les différentes tailles de collecteurs mettent en évidence, pour les billes de 5 et 2 mm, une efficacité initiale du même ordre de grandeur pour un même débit d'eau mais avec une perte de charge de 3 à 5 fois inférieure pour les collecteurs de 5 mm. Cela montre qu'il n'est pas particulièrement intéressant d'utiliser de très petits collecteurs car le gain d'efficacité est négligeable en comparaison avec la hausse de perte de charge qui est induite. En outre, la même tendance est observée avec un débit d'eau de  $20 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$  et des billes de 5 et 10 mm de diamètre.

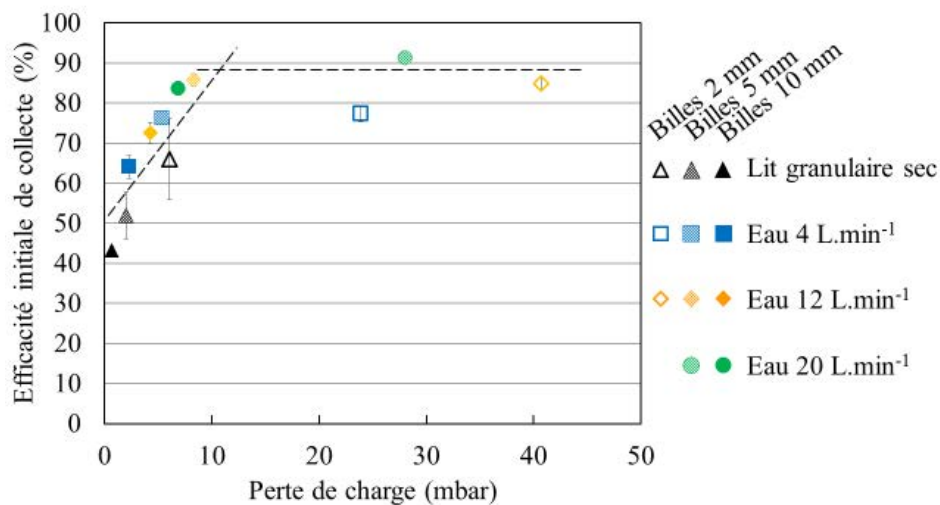


Figure 5.1 : Efficacité initiale numérique globale de collecte en fonction de la perte de charge pour un lit de 50 cm de hauteur et un débit d'air de  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$

Ainsi, au regard de ces résultats un bon compromis peut être obtenu avec un débit d'eau de  $12 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$  et des billes de 5 mm de diamètre. En effet, cette configuration, à la charnière entre les deux parties de la courbe permet d'atteindre une efficacité élevée tout en maintenant une perte de charge acceptable. Elle semble donc être la meilleure au vu des configurations testées dans le cadre de cette étude. Par la suite, ces résultats étant valables pour un lit granulaire arrosé à l'état initial, des essais de colmatage sur plusieurs heures ont été réalisés pour chercher à confirmer cette observation.

## II. Évolution temporelle des performances

### 1- Protocole expérimental

Des essais de colmatage ont donc été effectués afin de déterminer les performances temporelles du lit granulaire arrosé. Le débit d'air est toujours fixé à  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , la hauteur du lit à 50 cm (cela permet de limiter les incertitudes de mesures) et l'aérosol généré est constitué de particules d'alumine. Il faut noter que dans cette partie les mesures de perte de charge et les valeurs d'efficacité présentées sont celles du lit incluant la contribution de la colonne.

Dans un premier temps, des colmatages d'environ 6 h ont été réalisés sur un lit granulaire sec et pour trois configurations différentes de lit granulaire arrosé, dont l'optimum déterminé précédemment pour l'état initial. Dans un second temps, un colmatage pendant 30 h (en discontinu) a été opéré dans la configuration optimale choisie.

Le suivi temporel de la perte de charge a été réalisé en continu. Par ailleurs, celui de l'efficacité a été réalisé régulièrement, en mesurant alternativement deux types d'efficacité :

- 1) une efficacité fractionnelle en nombre, calculée à partir de mesures réalisées par le granulomètre APS. Le protocole précédemment décrit a été mis en œuvre, à savoir un relevé de la distribution granulométrique pendant 3 min (3 scans par minute) en amont, puis en aval et une seconde fois en amont de la colonne, afin d'en déduire une efficacité fractionnelle en nombre. La réalisation de deux mesures en amont permet de vérifier la régularité de la génération.
- 2) une efficacité globale massique obtenue par mesures gravimétriques d'échantillons prélevés en amont et en aval du lit granulaire. Un temps d'échantillonnage variable a été adopté (2 min en amont et 3 min en aval de la colonne) du fait de la concentration en particules moindre en aval du lit granulaire. Pour chaque mesure, connaissant le volume de l'échantillon filtré (mesuré par un compteur volumétrique) et la masse de particules collectées (calculée par différence de masse du filtre pesé avant et après le prélèvement) la concentration massique a pu être calculée. L'efficacité globale massique est alors déduite des concentrations massiques amont et aval.

### 2- Évolution de la perte de charge

La Figure 5.2 représente l'évolution temporelle de la perte de charge durant les 6 heures de colmatage pour quatre différentes configurations testées : 1) en lit granulaire traditionnel avec des collecteurs de 5 mm, 2) en lit granulaire arrosé avec des billes de 10 mm de diamètre et un débit d'eau de  $4 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ , 3) en lit granulaire arrosé avec des collecteurs de 5 mm de diamètre et un débit d'eau de  $4 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$  et 4) en lit granulaire arrosé avec des

collecteurs de 5 mm de diamètre et un débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup> (configuration optimale à l'état initial).

Pour un lit granulaire sec, la perte de charge augmente continuellement et linéairement avec le temps. En effet, les collecteurs remplissant leur fonction, l'accumulation des particules dans le lit entraîne une diminution de la porosité et donc une augmentation de la perte de charge. A l'inverse, il est intéressant de noter qu'en présence d'eau, la perte de charge du lit arrosé est nettement plus élevée que celle d'un lit sec au début de l'expérience du fait de la rétention de liquide dans le lit et donc de la diminution de sa porosité. Cette perte de charge tend par la suite à se stabiliser au cours du temps. L'eau semble donc limiter l'évolution du colmatage. Pour un débit d'eau de 4 L.min<sup>-1</sup>, la valeur de la perte de charge devient plus faible que celle d'un lit granulaire traditionnel (et donc le lit granulaire arrosé semble plus avantageux que le lit sec, au regard de la perte de charge) après moins de 2 h de colmatage. Pour un débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, cela se produit après environ 3,5 h de fonctionnement.

Utiliser les mêmes collecteurs et diminuer le débit d'eau (de 12 à 4 L.min<sup>-1</sup>) entraîne une diminution de la perte de charge d'un facteur proche de 2,5. De plus, pour un débit d'eau constant, utiliser des collecteurs deux fois plus petits conduit à doubler la perte de charge. Le choix des collecteurs ainsi que du débit d'eau est donc important et de ce choix dépendra la valeur de la perte de charge.

Il est aussi important de noter que, durant ces expériences, la concentration massique de l'aérosol généré était de l'ordre de 4,5 g.m<sup>-3</sup>. Or, les concentrations en poussières de hauts fourneaux à la fin des chaînes actuelles de traitement sont de l'ordre de 4,6 mg.m<sup>-3</sup>. Cela signifie que ces expériences ont été menées dans des conditions défavorables et que dans le cas d'une application industrielle réelle le colmatage sera beaucoup plus lent que ce qui a pu être observé ici.

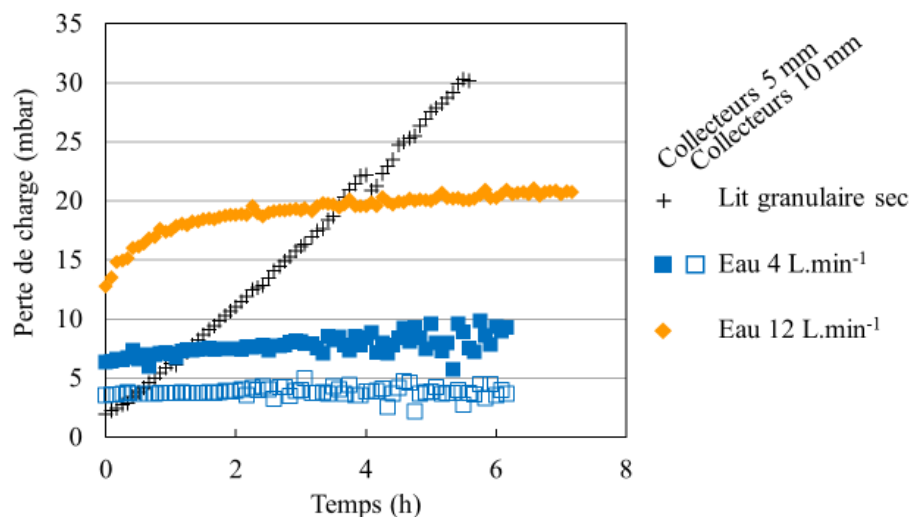


Figure 5.2 : Perte de charge sur 6 h de colmatage pour un lit granulaire sec et un lit granulaire arrosé, pour un débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> et une concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>



### 3- Évolution de l'efficacité

Parallèlement aux mesures de perte de charge, la Figure 5.3 montre l'efficacité globale massique du lit granulaire arrosé en fonction du temps lors de l'essai de colmatage sur 6 h. Il s'agit ici des résultats pour les collecteurs de 5 mm de diamètre avec un débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>. La tendance étant similaire pour les autres configurations, les graphiques relatifs à ces dernières sont présents en Annexe C.

Globalement, l'efficacité massique de collecte du séparateur est constante en présence d'eau et proche de l'efficacité initiale. Or, dans le cas d'un lit granulaire sec l'efficacité augmente au cours du colmatage en raison de la diminution de la porosité du lit. Ici, ces résultats corroborent les observations faites avec la perte de charge, à savoir que la présence d'eau dans le lit limite le colmatage, et donc par conséquent l'augmentation de l'efficacité. D'autre part, ces résultats montrent également qu'en estimant l'efficacité initiale il est possible de connaître l'efficacité temporelle moyenne du lit.

Le Tableau 5.1 montre l'efficacité massique globale moyenne lors du colmatage du lit granulaire arrosé pour les différentes configurations testées. En comparaison avec les billes de 10 mm de diamètre, les billes de 5 mm ont, comme attendu, une meilleure efficacité (77 % en moyenne contre 67 % pour un débit d'eau de 4 L.min<sup>-1</sup>). De la même manière, en modifiant le débit d'eau pour les collecteurs de 5 mm, l'efficacité est plus élevée en utilisant un débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup> (89 % atteint contre 77 % avec un débit d'eau de 4 L.min<sup>-1</sup>). Ces comportements peuvent aider au choix de paramètres de fonctionnement d'un lit granulaire mais ils doivent être associés à ceux de la perte de charge, car lorsque l'efficacité augmente c'est aussi le cas de la perte de charge.

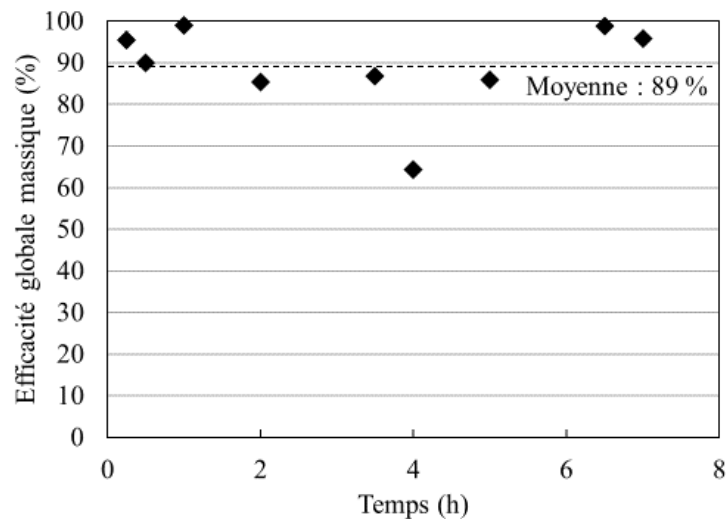


Figure 5.3 : Efficacité globale massique d'un lit granulaire arrosé sur 6 h de colmatage (collecteurs de 5 mm de diamètre et débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>) pour un débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> et une concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>

**Tableau 5.1 : Efficacité massique moyenne d'un lit granulaire arrosé en colmatage sur 6 h**

Diamètre de collecteur (mm)	Débit d'eau (L.min <sup>-1</sup> )	Efficacité globale massique moyenne (%)
5,0	12	89 ± 2
5,0	4,0	77 ± 2
10	4,0	67 ± 2

Les résultats de ces premières expériences de colmatage sur 6 h confirment ce que l'étude des performances initiales du lit granulaire arrosé laissait penser, à savoir qu'au regard des configurations testées utiliser un lit de 50 cm avec des collecteurs de 5 mm de diamètre, un débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> et un débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup> est la configuration optimale car elle permet d'atteindre une efficacité élevée tout en maintenant une perte de charge stable et relativement faible.

#### 4- Colmatage longue durée d'un lit granulaire arrosé

En reprenant la configuration optimale déterminée précédemment, un nouvel essai de colmatage a été réalisé sur 30 h afin de confirmer la tendance observée sur 6 h. Il est à noter que ce colmatage a été mené en discontinu. En effet, le pilote a été arrêté durant la nuit, car son fonctionnement nécessite une recharge régulière du générateur de particules. De même que pour les essais sur 6 h, la perte de charge a été mesurée en continu et l'efficacité de manière ponctuelle et régulière en alternant les mesures par l'APS et par prélèvements gravimétriques.

##### 4.1. *Évolution de la perte de charge*

La Figure 5.4 présente la perte de charge au cours du temps pendant cet essai de colmatage. Les fluctuations périodiques peuvent s'expliquer par un drainage partiel du lit lors des arrêts ponctuels du pilote pendant la nuit. En effet, durant ce temps d'arrêt, l'eau présente dans le lit (correspondant à la rétention dynamique) s'écoule, ré-entraînant sur son passage ou déplaçant les particules collectées. Cela a pour effet de modifier la porosité du lit. Ainsi, lors du redémarrage du pilote, la perte de charge est légèrement inférieure à celle atteinte avant l'arrêt du colmatage.

Au démarrage du colmatage (courbe en bleu) la perte de charge augmente rapidement jusqu'à atteindre un peu plus de 20 mbar. Ensuite elle se stabilise et reste globalement constante dans les heures suivantes. Ce phénomène s'explique par le fait qu'au début de l'essai le lit est propre : l'introduction d'eau et d'un air chargé en particules induit une diminution rapide de la porosité du lit (et donc une augmentation de perte de charge). Le lit se colmate de la même manière que pour un lit traditionnel. Ensuite, en circulant à travers

le lit, l'eau ré-entraîne les particules collectées. Peu à peu un équilibre s'établit et le colmatage est limité, ce qui permet de stabiliser l'évolution de la perte de charge.

Les points (courbe en rouge) représentant la perte de charge mesurée dans l'expérience précédente (colmatage sur 6 h) mettent en évidence la reproductibilité de ces expériences. La différence de perte de charge au démarrage vient du fait que dans l'essai sur 6 h le lit était déjà humide lors du démarrage, contrairement à l'essai sur 30 heures.

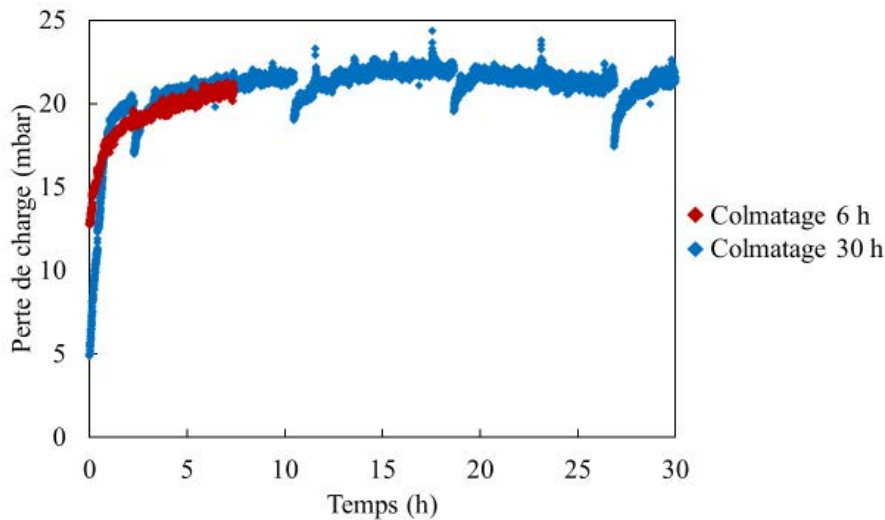


Figure 5.4 : Perte de charge au cours de l'essai de colmatage sur 6 et 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>)

#### 4.2. *Distributions granulométriques*

Les distributions granulométriques en nombre mesurées par l'APS en amont et en aval de la colonne ont été représentées en fonction de la taille des particules en Figure 5.5. Les efficacités fractionnelles au cours du colmatage ont été calculées à partir de ces distributions. Deux mesures ont été effectuées pour les 10<sup>ème</sup>, 18<sup>ème</sup> et 26<sup>ème</sup> heures de colmatage. En effet, ces heures correspondent aux interruptions de l'expérience pour lesquelles des mesures d'efficacités ont été réalisées avant l'arrêt du pilote (a) et à son redémarrage (b).

Les quantités de particules générées en amont ne sont pas parfaitement stables, en particulier sur les 10 premières heures du colmatage. Cependant, ce sont majoritairement les variations de distributions en aval qui seront à l'origine des possibles fluctuations d'efficacités. Cela s'améliore par la suite et il peut être noté que les distributions ont été particulièrement stables aussi bien en amont qu'en aval entre les 18<sup>ème</sup> et 26<sup>ème</sup> heures du colmatage, ce qui devrait se remarquer sur les courbes d'efficacités.

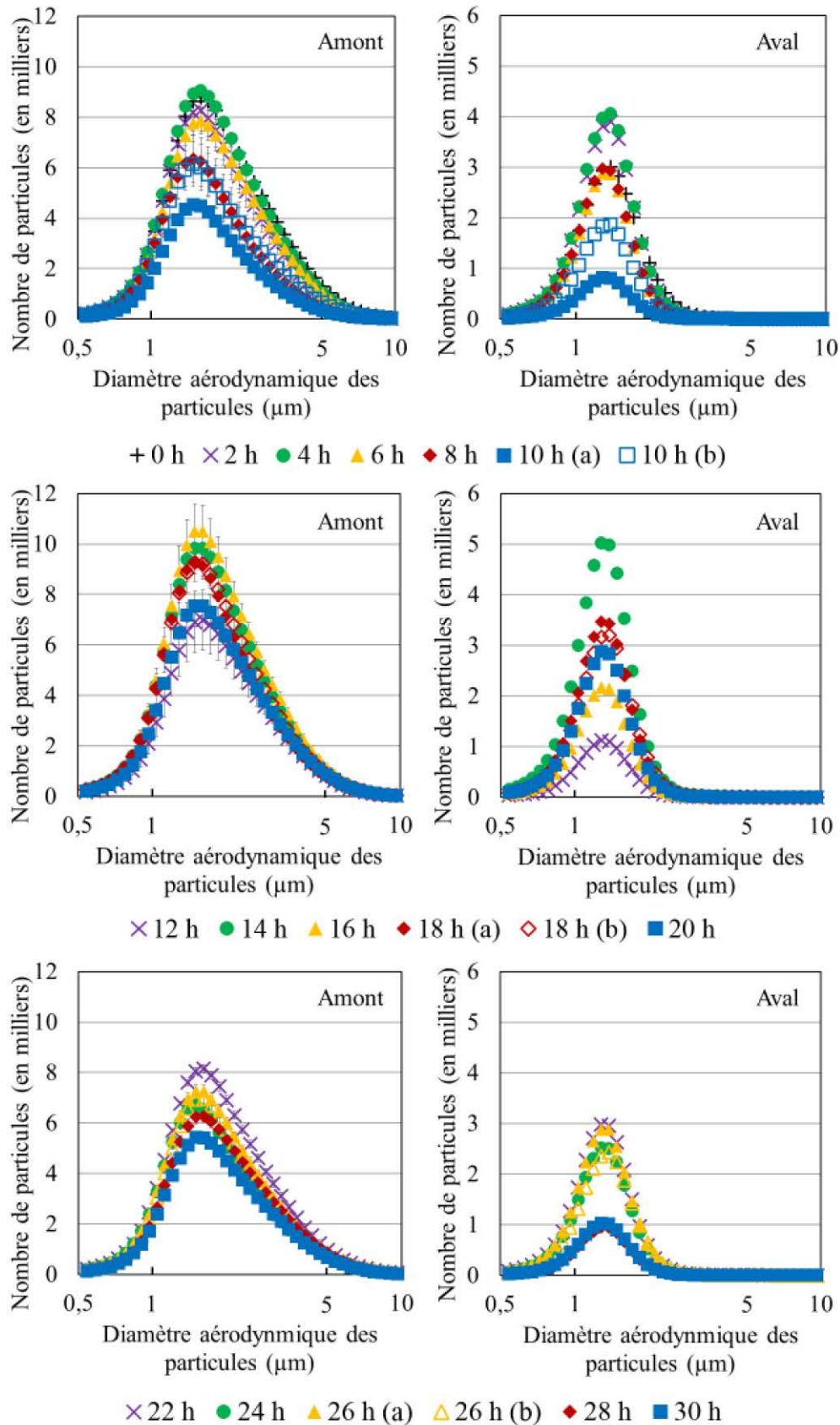


Figure 5.5 : Distributions granulométriques en nombre au cours de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>)

La Figure 5.6 montre la distribution de concentrations (en pourcentage de la concentration totale en nombre) en amont et en aval du lit au cours du colmatage complet (*i.e.* sur les 30 heures).

Cette figure montre que pour l'amont, en ce qui concerne la distribution granulométrique, la génération des particules dans son ensemble est stable tout au long du colmatage. Les fluctuations remarquées précédemment viennent donc uniquement de la quantité de particules générées et non de leurs répartitions de taille. D'autre part, nous aurions pu observer une évolution de la distribution en aval au cours du colmatage. En effet, dans le cas d'un lit granulaire traditionnel le colmatage induit une variation de la porosité, et les fines particules sont par exemple d'autant mieux captées que le colmatage est avancé. Ici, les courbes des distributions en aval se superposent. Cela signifie que le captage des particules en fonction de leur taille se fait de la même manière tout au long du colmatage et souligne une fois de plus le fait que la présence de l'eau limite le colmatage.

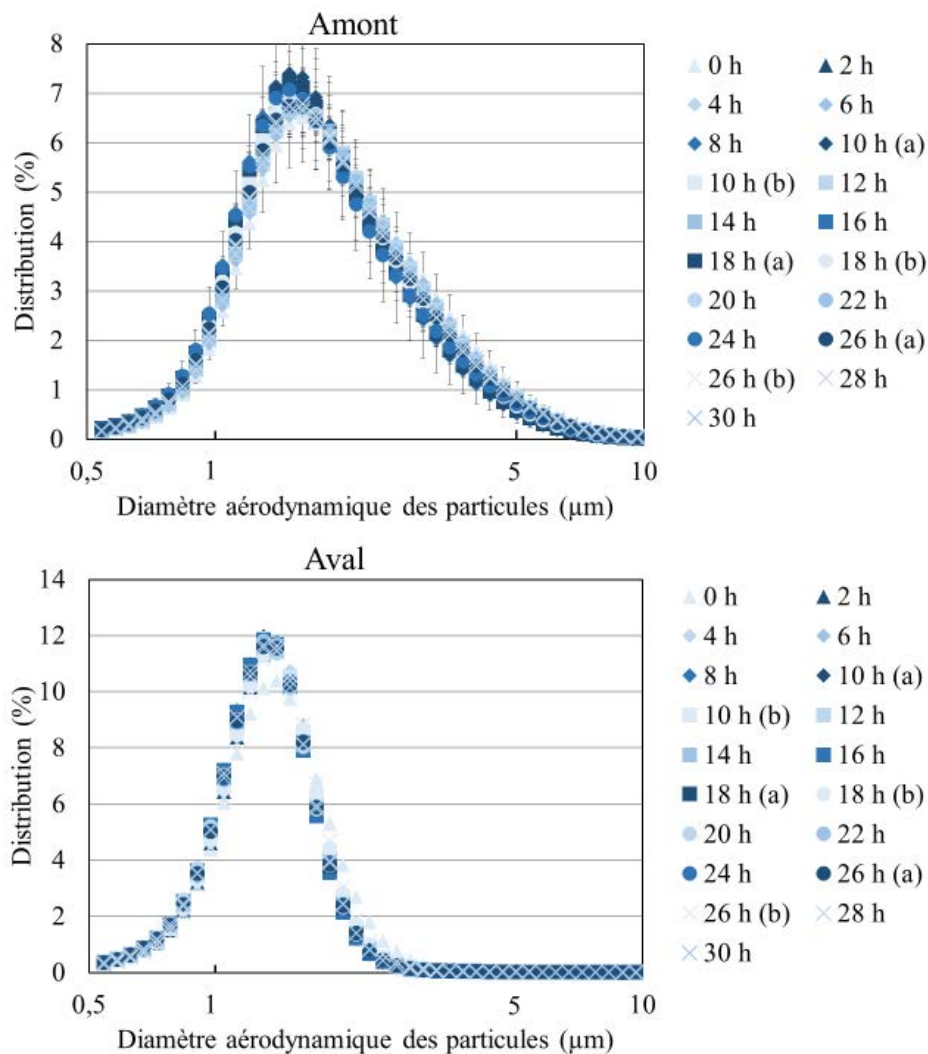


Figure 5.6 : Distribution granulométriques sur l'ensemble de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>)

#### 4.3. Évolution de l'efficacité

Les mesures d'efficacité fractionnelles en nombre ont été réalisées avec le granulomètre APS par intervalles de 2 h tout le long de l'essai de colmatage. Les valeurs correspondant au minimum d'efficacité (soit 1  $\mu\text{m}$ ) en fonction du temps sont présentées sur la Figure 5.7. Les mesures en fonction de la taille des particules sont représentées sur la Figure 5.8 en 3 graphiques pour plus de lisibilité.

Lors du colmatage d'un lit granulaire traditionnel il faut s'attendre à ce que l'efficacité augmente avec le colmatage du lit, car l'accumulation de particules collectées dans le lit diminue sa porosité, entraînant une augmentation de l'efficacité. Dans le cas présent, tout comme pour la perte de charge l'efficacité augmente légèrement puis se stabilise pour rester globalement constante jusqu'à la fin de l'essai de colmatage du fait d'un réentraînement, par le liquide en écoulement, des particules collectées (Figure 5.8). Ceci est aussi repérable sur la Figure 5.7 où l'efficacité de collecte des particules de 1  $\mu\text{m}$  est en moyenne de 44 % sur les premières heures et augmente jusqu'à être en moyenne égale à 60 % pour le reste du colmatage. Cette figure permet aussi de dire qu'une fois que l'évolution du colmatage est stabilisée une efficacité en nombre de 60 % au minimum est assurée quelle que soit la taille des particules filtrées.

Il faut également noter que pour les heures correspondant aux changements de jours l'efficacité varie un peu. Par exemple pour la 10<sup>ème</sup> heure l'efficacité semble avoir légèrement diminué. Ceci peut s'expliquer par le fait qu'il y a un drainage du lit pendant la nuit. Pour les mesures faites à 18 et 26 h il semble que le contraire se passe, à savoir que l'efficacité augmente doucement. Il avait été noté précédemment que la génération des particules était stable pendant cette période : elle n'est donc pas responsable de ces augmentations. Il est possible qu'une partie des particules collectées ait migré, au cours de l'égouttage de la colonne pendant la phase d'arrêt, colmatant ainsi certaines zones du lit.

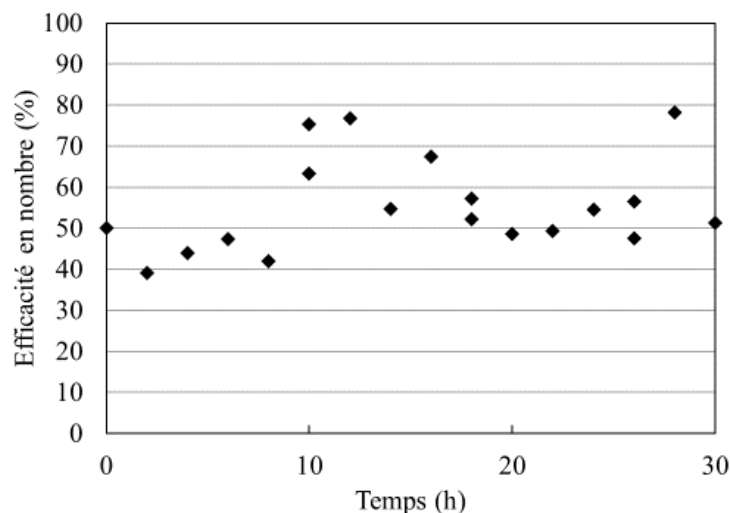


Figure 5.7 : Minimum d'efficacité en nombre au cours de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>, d<sub>p</sub> de 1  $\mu\text{m}$ )

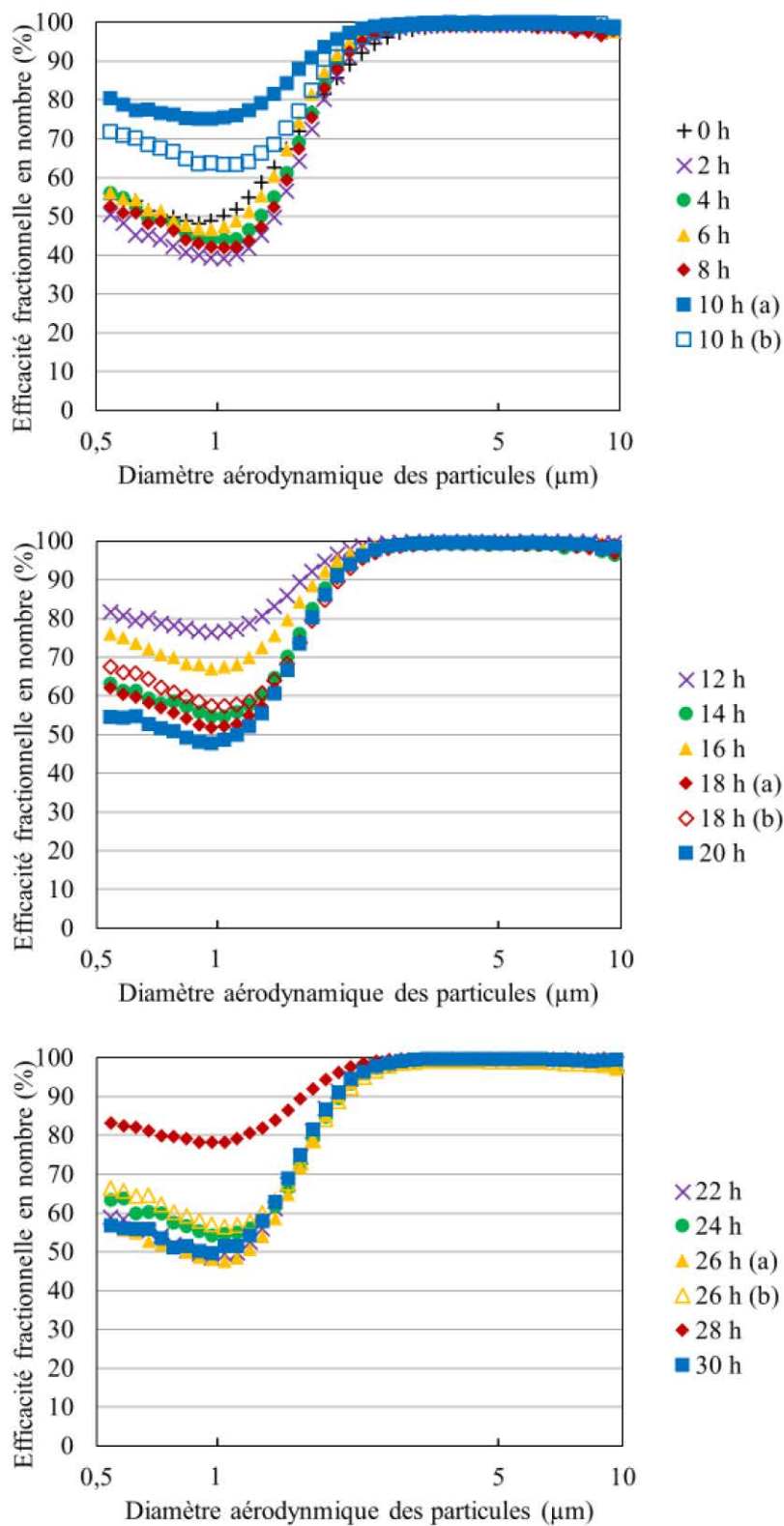


Figure 5.8 : Efficacité fractionnelle en nombre au cours de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>)

La Figure 5.9 montre quant à elle l'efficacité globale massique de la colonne calculée à partir des prises d'échantillons sur filtres en entrée et sortie de colonne.

Comme cela a été observé pour l'efficacité fractionnelle, l'efficacité totale massique est globalement constante pendant toute l'expérience de colmatage. Elle augmente légèrement entre le début et la fin du colmatage, probablement en raison d'une légère accumulation de particules dans le lit. L'efficacité massique a une valeur moyenne de 89 % (avec une incertitude de mesure de 2 %), qui correspond à la même valeur que celle mesurée précédemment lors de l'essai de colmatage sur 6 h.

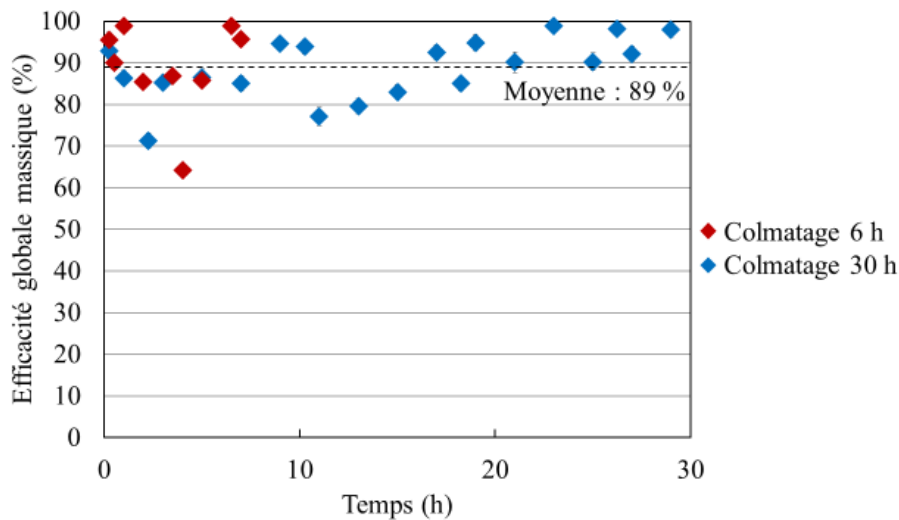
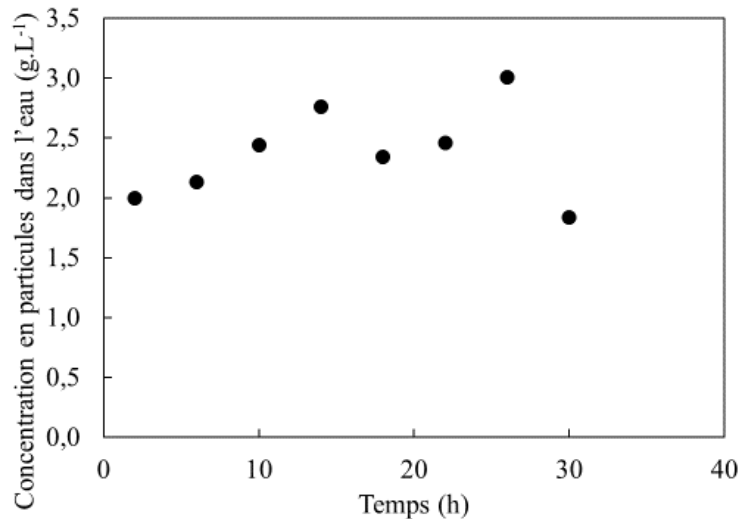


Figure 5.9 : Efficacité globale massique au cours de l'essai de colmatage sur 6 et 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>)

#### 4.4. Concentration en particules dans l'eau

La concentration en particules dans le réservoir d'eau a été déterminée lors de l'essai de colmatage (Figure 5.10). En sortie de colonne, l'eau transite dans le bac où les particules sédimentent. Ensuite, l'eau est pompée vers le distributeur. Des échantillons d'eau ont été prélevés en sortie de pompe puis ont été filtrés afin de déterminer la concentration en particules. La Figure 5.10 montre que certaines particules restent en suspension dans l'eau en sortie de bac (entre 2 et 3 g.L<sup>-1</sup>), probablement les plus fines qui n'ont pas le temps de sédimenter. Plus généralement, cela souligne le fait que, tout d'abord, le lit granulaire arrosé est efficace même si l'eau injectée dans le distributeur contient des particules. Cela démontre également que l'eau joue bien son rôle dans le procédé en ré-entraînant les particules collectées dans le lit. En outre, même avec cette présence de particules dans l'eau, la perte de charge dans la colonne reste stable dans le temps : les particules dans l'eau ne sont donc pas re-collectées par le lit.





**Figure 5.10 : Concentration en particules dans l'eau en sortie du bac au cours de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>)**

À la fin de l'expérience de colmatage et après avoir remis en suspension les particules sédimentées dans le bac d'eau, un échantillon d'eau a été prélevé pour déterminer sa concentration. La concentration en particules obtenue était égale à 23,5 g.L<sup>-1</sup> (avec une incertitude de 0,2 g.L<sup>-1</sup>). Il a été mis en évidence précédemment que toutes les particules générées ne sont pas collectées par le lit. En effet, l'efficacité massique moyenne étant de 89 %, cela signifie que 11 % de la masse totale des particules générées restent dans l'effluent gazeux en sortie de colonne. A partir de la concentration en particules générées et du débit d'air nous pouvons en déduire la masse totale de particules générées sur toute la durée du colmatage. Parallèlement, nous pouvons également calculer la masse totale de particules ré-entraînées par l'eau à partir de leur concentration dans le bac. Ces calculs permettent de conclure que 63 % de la masse totale des particules générées sont dans le réservoir d'eau à la fin du colmatage. Les 26 % restants correspondent aux particules retenues par le pilote (parois, distributeur...) et celles accumulées dans le lit, qui sont responsables de l'augmentation de la perte de charge dans les premières heures du colmatage. Un schéma récapitulatif de cette répartition est présenté sur la Figure 5.11.

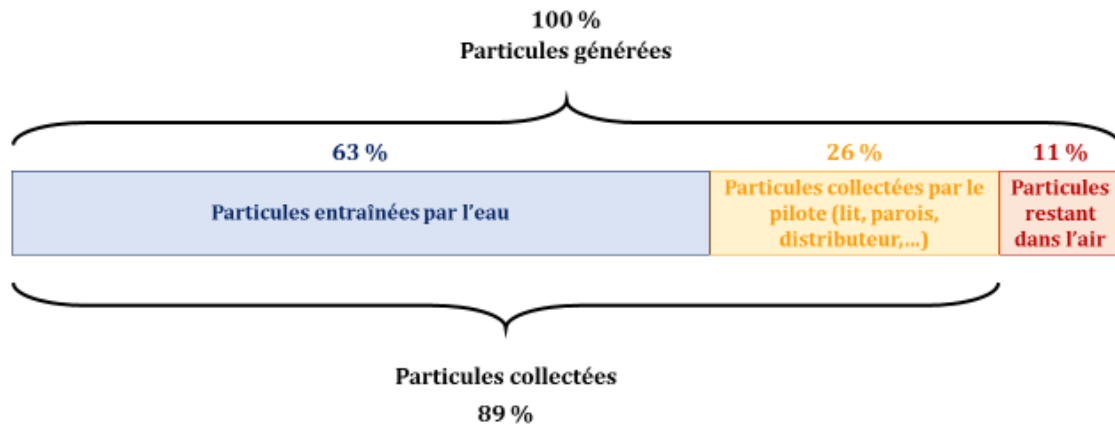


Figure 5.11 : Répartition des particules générées lors de l'essai de colmatage sur 30 heures (collecteurs de 5 mm de diamètre sur 50 cm, débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup>, débit d'air de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, concentration en particules de 4,5 g.m<sup>-3</sup>)

Enfin, après les 30 h de colmatage le bac a été nettoyé et l'eau a été changée, afin de voir comment évoluaient la perte de charge et l'efficacité en réinjectant de l'eau propre dans le circuit. Il a alors été observé que changer l'eau du bac n'impliquait pas forcément une baisse de perte de charge et de l'efficacité. Cela montre bien que la présence de particules dans l'eau (tout du moins dans cet ordre de concentrations, soit entre 2 et 3 g.L<sup>-1</sup>) ne perturbe pas l'efficacité du lit.

### III. Conclusion partielle

En conclusion, ce chapitre s'est intéressé aux performances temporelles du lit granulaire arrosé. Dans un premier temps, les études qui ont permis de caractériser le lit granulaire arrosé en termes d'hydrodynamique et d'efficacité initiale ont été reprises. Il a pu être montré qu'en représentant l'évolution de l'efficacité initiale en fonction de la perte de charge pour les différentes configurations testées il apparaît que l'efficacité initiale augmente dans un premier temps avec la perte de charge, mais qu'elle se stabilise ensuite pour les pertes de charge élevées. La comparaison des résultats pour les différentes configurations a donc permis de montrer que pour atteindre une efficacité élevée tout en maintenant une perte de charge acceptable un bon compromis peut être obtenu avec un débit d'air de  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , un débit d'eau de  $12 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$  et en utilisant des billes de 5 mm de diamètre sur une hauteur de 50 cm. Cette configuration semble être la plus optimale en permettant les meilleures performances du lit granulaire arrosé au regard des configurations testées.

Ces résultats étant valables pour un lit granulaire arrosé à l'état initial, des essais de colmatage sur plusieurs heures ont été réalisés pour chercher à confirmer cette observation. Des colmatages sur 6 h dans différentes configurations ont permis de confirmer le choix de la configuration optimale considérée. Un colmatage a alors été effectué dans ces conditions sur une durée de 30 h (en discontinu).

Les tests de colmatage ont validé l'approche d'utiliser un lit granulaire arrosé comme système de dépoussiérage. En effet, ils ont révélé une bonne efficacité de collecte (89 % massique) qui reste constante au cours du colmatage et supérieure à celle d'un lit granulaire traditionnel. Cette efficacité est certes inférieure à celle d'un média filtrant, mais il faut se souvenir qu'en fonction de la pureté de gaz souhaitée elle peut être améliorée en augmentant l'épaisseur du lit, au détriment néanmoins d'une augmentation de perte de charge. En outre, parmi la masse de particules générées, 63 % correspondent aux particules qui sont ré-entraînées par l'eau et 26 % correspondent aux particules accumulées dans le lit et retenues par le pilote.

Concernant la perte de charge, les essais ont montré qu'en présence d'eau elle se stabilise pendant le colmatage et reste constante et faible par rapport à celle d'un lit granulaire sec (qui augmente constamment). Les expériences ont montré une perte de charge stable pendant plus de 30 h, et ceci en utilisant un aérosol avec une concentration beaucoup plus élevée que la concentration en particules à la fin de la chaîne de traitement actuelle des hauts fourneaux. Ces tendances peuvent donc en conséquence être extrapolées sur des temps plus longs dans des conditions réelles de fonctionnement.

Ainsi la présence de l'eau remplit bien le rôle prévu en limitant l'évolution du colmatage du lit granulaire en ré-entraînant les particules collectées par le lit, et donc en stabilisant peu à peu l'évolution de la perte de charge. De plus, même si l'eau est mise en recirculation et que des particules s'y trouvent piégées, elles ne sont pas re-collectées par le lit. Ces expériences ayant démontré les performances du lit granulaire arrosé il faut par la suite pouvoir modéliser la perte de charge et l'efficacité d'un lit granulaire arrosé afin de dimensionner un pilote à échelle industrielle.

**Chapitre 6 :**  
**Modélisation du lit granulaire arrosé et  
pré-dimensionnement industriel**



Les chapitres précédents ont démontré qu'un lit granulaire arrosé permet de fonctionner à perte de charge constante au cours du temps, tout en maintenant une bonne efficacité. Ces performances poussent à aller plus loin dans notre étude. C'est pourquoi dans ce chapitre nous avons cherché à développer, à partir des essais réalisés à l'échelle laboratoire, un modèle permettant de calculer la perte de charge et l'efficacité initiale d'un lit granulaire arrosé. Cette étape de modélisation est importante car le modèle peut servir de base pour le dimensionnement de pilotes à échelle industrielle en se servant des caractéristiques de l'effluent (débit à traiter, taille de particules...) et des contraintes éventuelles (perte de charge, efficacité, surface au sol disponible...). A la suite de la description du modèle, ce chapitre présente également un exemple de pré-dimensionnement d'une unité de traitement à échelle industrielle qui a été réalisé à partir de l'extrapolation des résultats expérimentaux obtenus sur le pilote.

## I. Modélisation de la perte de charge

Afin de modéliser la perte de charge d'un lit granulaire arrosé, plusieurs possibilités ont été abordées pour trouver un modèle s'approchant au mieux des données expérimentales. Par souci de clarté il ne sera détaillé ici que les deux approches de modélisation les plus probantes, une première établie à partir de l'équation d'Ergun, utilisée pour un lit granulaire sec, et une seconde se basant sur l'équation de perte de charge d'une colonne d'absorption.

Pour valider le modèle, les mesures de perte de charge expérimentales du lit seul (c'est-à-dire sans la contribution de la colonne vide), ainsi que les mesures expérimentales de rétention liquide totale, ont été prises en compte. Il avait été remarqué dans le Chapitre 4 que la présence de la grille support des collecteurs perturbait l'écoulement de liquide en bas du lit. Ceci ayant une influence sur la perte de charge (et étant spécifique de ce pilote expérimental) nous n'avons considéré que les mesures correspondant à une hauteur de lit supérieure à 15 cm.

### 1- Modèle basé sur la perte de charge d'un lit granulaire sec

#### 1.1 Principe du modèle

Cette première approche s'est inspirée de la relation d'Ergun (voir Éq. 2.2) qui permet de modéliser la perte de charge d'un lit granulaire sec. Il a été fait l'hypothèse qu'en présence d'arrosage (et en supposant le mouillage homogène) l'eau circulant à travers le lit enrobe les collecteurs modifiant de fait la taille des collecteurs ainsi que la porosité du lit (Figure 6.1).



Figure 6.1 : Modification du lit granulaire en présence d'eau

Prenant en considération ces changements la relation d'Ergun peut être modifiée comme telle :

$$\frac{\Delta P}{Z} = k_1 \frac{(1 - \varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \frac{\mu u_s}{d_{gm}^2} + k_2 \frac{(1 - \varepsilon_m)}{\varepsilon_m^3} \frac{\rho_G u_s^2}{d_{gm}} \quad \text{Éq. 6.1}$$

Avec  $d_{gm}$  le diamètre des collecteurs du lit granulaire arrosé ( $d_g < d_{gm}$ ) tel que :

$$d_{gm} = d_g \left( \frac{1 - \varepsilon_m}{1 - \varepsilon} \right)^{1/3} \quad \text{Éq. 6.2}$$

Et la porosité  $\varepsilon_m$  du lit granulaire arrosé ( $\varepsilon_m < \varepsilon$ ) pouvant être calculée à partir du taux de rétention (TR) :

$$\varepsilon_m = \varepsilon - TR = \varepsilon (1 - TS) \quad \text{Éq. 6.3}$$

A noter que dans cette approche la présence de points de contact entre les billes n'est pas prise en compte.

### 1.2 Modélisation du taux de rétention

Dans un premier temps, le but recherché a été de corrélérer le taux de rétention, ceci permettant alors de calculer la perte de charge uniquement à partir des caractéristiques du lit et des débits de fonctionnement.

Il existe dans la littérature des corrélations permettant de calculer le taux de rétention. Certains auteurs comme Attou and Boyer (1999) et Soltana (2004) en ont répertoriés plusieurs. Cependant, la majorité de ces corrélations nécessite de connaître au préalable la perte de charge des écoulements monophasiques gazeux et liquides dans des conditions de fonctionnement identiques à celles imposées lors de la détermination de la perte de charge en écoulement diphasique. Or ici nous n'avons pas de mesures de pertes de charge dans le



cas d'un écoulement monophasique liquide. Quelques-unes des corrélations ne nécessitent cependant pas ces informations : elles dépendent de paramètres comme le débit de liquide et la taille des collecteurs, et font intervenir des nombres adimensionnels. La Figure 6.2 montre les diagrammes de parité comparant les taux de rétention expérimentaux pour l'ensemble des points de mesures effectuées avec les valeurs issues de quelques corrélations issues de la littérature. Les lignes pointillées correspondent à un écart de  $\pm 20\%$ . Par souci de clarté les graphiques ne font pas apparaître la distinction entre les mesures faites à différentes hauteurs de lit : ceci explique que pour chaque débit d'eau il y ait plusieurs points représentés avec le même symbole. Le Tableau 6.1 résume les équations correspondant aux corrélations utilisées, avec  $Re_L$  le nombre de Reynolds pour le liquide,  $Ga_L$  le nombre de Galilée,  $Eö$  le nombre d'Eötvös,  $We_L$  le nombre de Weber (les expressions sont précisées dans la nomenclature),  $a$  la surface volumique du garnissage et  $X$  le facteur d'écoulement. Il faut souligner le fait que la corrélation de Larachi fait intervenir la porosité du lit. Bien que cette approche suppose que cette porosité est modifiée par la présence de liquide les calculs ont été réalisés avec les valeurs de porosité du lit sec.

Tableau 6.1 : Corrélations du taux de rétention liquide

Auteurs	Corrélation ou modèle	
<b>Copigneaux et Saez</b> (Copigneaux, 1993; Saez and Carbonell, 1985)	$TR = 1,295 a d_g Re_L^{0,676} Ga_L^{-0,44} + \frac{1}{20 + 0,9 Eö}$	Éq. 6.4
<b>Larachi</b> (Larachi et al., 1991)	$TR = \varepsilon \left( 1 - 10^{-\frac{1,22 We_L^{0,15}}{X^{0,15} Re_L^{0,20}}} \right)$	Éq. 6.5
<b>Corrélation établie à partir des valeurs expérimentales</b>	$TR = \frac{711 We_L^{0,79}}{Re_L^{1,2}}$	Éq. 6.6

En premier lieu, lorsque l'on examine les taux de rétentions calculés à partir des corrélations issues de la littérature (points jaunes et bleus sur la Figure 6.2), il apparaît que la majorité des points se situent au-dessus de la droite correspondant à un écart de 20 %. Cela signifie que globalement les corrélations surestiment les valeurs expérimentales, et ceci même en prenant en compte les incertitudes de mesures. Il n'y a pas une corrélation qui semble plus ajustée que l'autre : en effet, si pour les billes de 5 mm de diamètre celle de Copigneaux et Saez est la plus proche (sans pour autant être parfaitement adaptée), pour les billes de 2 mm c'est celle de Larachi qui permet de se rapprocher au mieux des valeurs expérimentales. De plus, à la différence des billes de 5 et 2 mm où pour un même débit d'eau les valeurs du taux de rétention expérimental pour les différentes hauteurs du lit sont proches, elles sont plus dispersées pour les billes de 10 mm. Il en résulte que les corrélations issues de la littérature sont encore moins cohérentes pour les billes de 10 mm car elles ne prennent pas en compte la hauteur du lit.

La présence de ces écarts peut s'expliquer par le fait que d'une part les corrélations ont été déterminées dans des conditions parfois différentes des conditions d'expérimentation de cette étude. De plus, pour les faibles débits d'eau l'écoulement du liquide n'est peut-être pas homogène, créant alors des passages préférentiels.

Il a donc finalement été recherché une corrélation empirique à partir des valeurs expérimentales de rétention liquide permettant de les modéliser (voir l'Éq.6.6). Cette dernière s'est basée sur l'étude de l'influence des paramètres sur la rétention (Chapitre 4) et inspirée des corrélations existant dans la littérature. Les valeurs correspondant à cette corrélation sont représentées par les points rouges sur la Figure 6.2. En comparaison avec les corrélations issues de la littérature cette corrélation est plus proche des valeurs expérimentales. En effet, les points sont plus près de la droite de parité. Concernant les billes de 5 et 2 mm l'ensemble des points ont un écart inférieur à 20 % avec les valeurs expérimentales (compte tenu des incertitudes de mesures). C'est aussi le cas pour les mesures réalisées avec des billes de 10 mm de diamètre et de faibles débits d'eau. Il peut sembler étonnant que ces écarts existent bien que cette corrélation ait été déterminée à partir des valeurs expérimentales. Ceci s'explique en partie par le fait qu'elle a été cherchée de façon à obtenir le plus faible écart global sur l'ensemble des points. D'autre part, il y a dès le départ une incertitude relativement grande sur les mesures de rétention expérimentales. Enfin, bien que les valeurs expérimentales soient différentes en fonction de la hauteur du lit, ce paramètre n'a pas été pris en compte. Néanmoins, il faut noter que pour un même débit d'eau la différence entre les valeurs de taux de rétention est de l'ordre de 1 à 2 %, ce qui reste très faible.

Pour résumer, malgré quelques approximations (notamment pour les billes de 10 mm de diamètre) nous retenons cette dernière corrélation empirique pour calculer le taux de rétention, car elle est celle permettant d'être le plus proche des valeurs expérimentales.

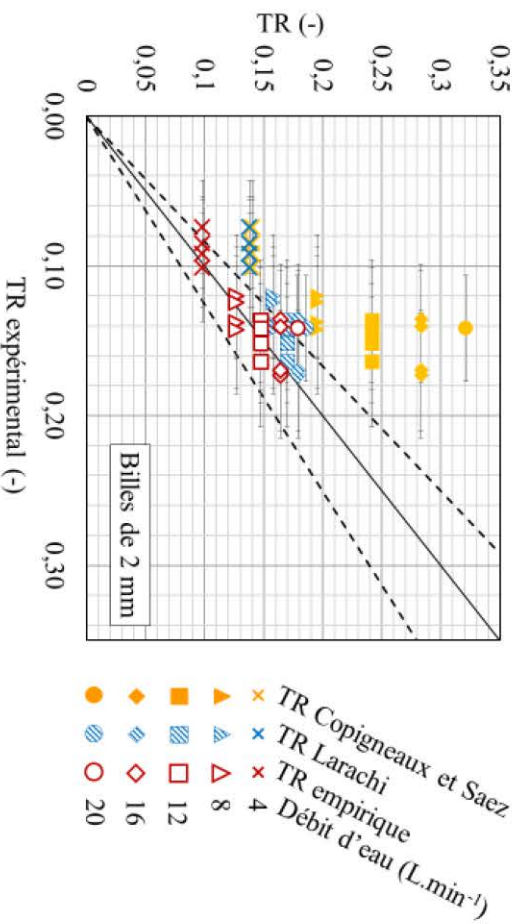
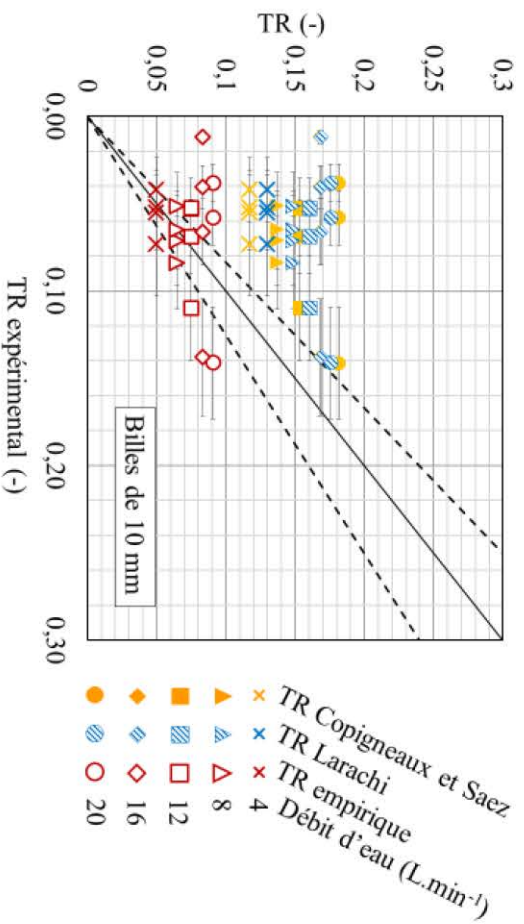
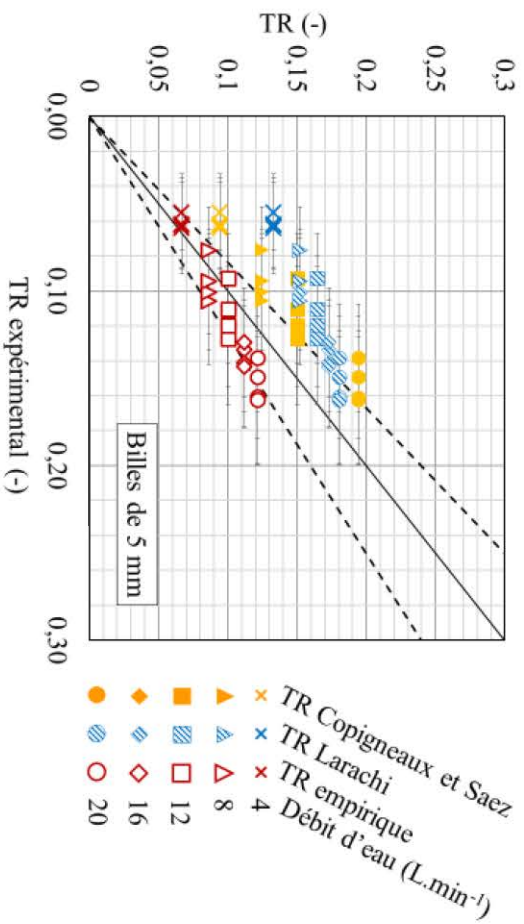


Figure 6.2 : Comparaison des taux de rétention expérimentaux et théoriques pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm (modèle basé sur la perte de charge d'un lit granulaire sec)

### 1.3 Validation du modèle

L'étape suivante a donc été de calculer la perte de charge théorique du lit granulaire arrosé et de la comparer avec les valeurs expérimentales. Le calcul théorique s'est ainsi basé sur les Éq.6.1, Éq.6.2, Éq.6.3 et Éq.6.6. Les diagrammes de parité comparant les valeurs théoriques et expérimentales de perte de charge en Figure 6.3 illustrent les résultats pour l'ensemble des configurations testées.

Il apparaît en premier lieu que le modèle théorique ne permet pas de décrire parfaitement les mesures expérimentales car l'ensemble des mesures ne se situe pas sur la droite de parité. Concernant les billes de 5 et 10 mm de diamètre, le modèle sous-estime les valeurs expérimentales de perte de charge. L'écart entre les valeurs théoriques et expérimentales augmente avec le débit d'eau. Ces deux graphiques montrent donc que la contribution du débit d'eau est mal prise en compte et il n'est pas suffisant de dire que la présence de l'eau modifie la porosité du lit et le diamètre des collecteurs. Concernant les billes de 2 mm de diamètre, les valeurs sont plus dispersées. La perte de charge est surestimée pour les mesures réalisées avec des lits de 35 et 50 cm de hauteur et sous-estimée pour les mesures réalisées avec des lits de 15 et 20 cm de hauteur. Dans le Chapitre 4 il avait été montré que la présence de la grille support des collecteurs induisait une perte de charge plus élevée dans le bas du lit, ce qui explique que les mesures correspondant à ces hauteurs n'aient pas été prises en compte ici. Il est possible que malgré cela la hauteur du lit ne soit pas suffisante pour permettre de s'affranchir de l'influence de la grille, et ce d'autant plus que la taille des collecteurs diminue. Ainsi, il semble également ici que l'influence de la hauteur du lit ne soit pas suffisamment considérée dans ce modèle.

En parallèle de cette approche, une seconde voie a été étudiée, supposant que le changement de diamètre des collecteurs était négligeable par rapport à celui de la porosité (l'Éq.6.1 est alors reprise en remplaçant  $d_{gm}$  par  $d_g$ ). Les résultats sont très proches de ceux venant d'être présentés. Même s'ils permettent de montrer que la variation de la taille des collecteurs est négligeable devant celle de la porosité, cette modification du modèle a peu d'influence et n'améliore pas sensiblement sa précision.

En conclusion de cette première approche, utiliser l'Éq.6.1 ne permet pas de modéliser correctement la perte de charge car elle sous-estime dans la quasi-totalité des cas les valeurs expérimentales. La contribution liée à l'ajout d'une circulation d'eau n'a pas été suffisamment prise en compte. C'est pourquoi une autre approche a été étudiée à partir de l'équation permettant de calculer la perte de charge dans une colonne d'absorption.

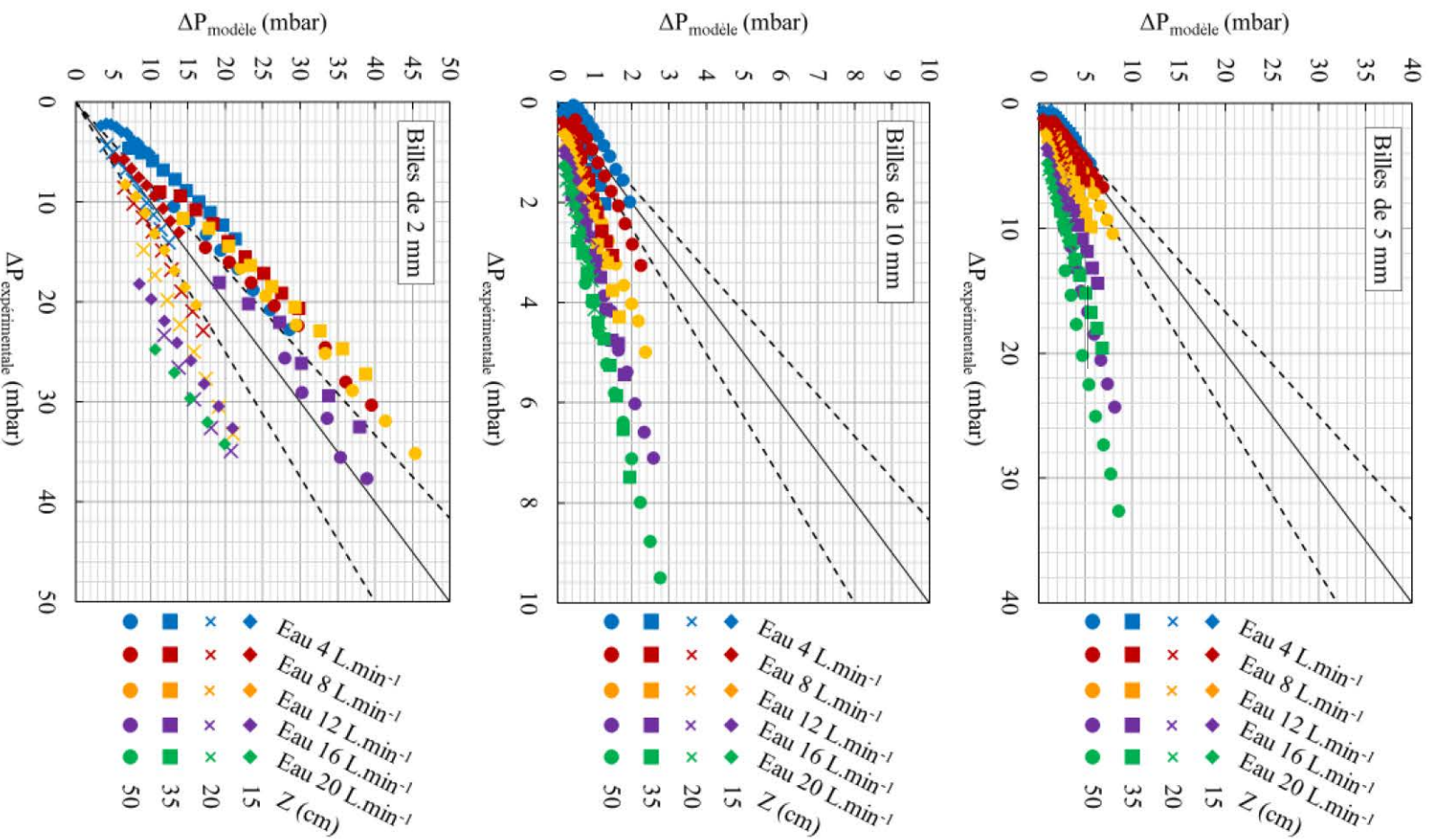


Figure 6.3 : Diagramme de parité des pertes de charge expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm (modèle basé sur la perte de charge d'un lit granulaire sec)

## 2- Modèle basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption

### 2.1 Le modèle de perte de charge

L'étude bibliographique a permis de voir que la perte de charge d'une colonne d'absorption pouvait être calculée à partir de la relation suivante :

$$\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{G,L} = \left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{G,0}^n e^{\alpha+\beta L} \quad \text{Éq. 2.48}$$

Avec  $\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{G,L}$  la perte de charge en présence de gaz et de liquide,  $\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{G,0}$  la perte de charge en présence de gaz uniquement,  $L$  la vitesse massique du liquide ( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ ), et  $n$ ,  $\alpha$  et  $\beta$  des paramètres fonction des caractéristiques du liquide et du garnissage.

L'étude bibliographique n'a pas abouti à l'obtention d'expressions théoriques permettant de calculer  $n$ ,  $\alpha$  et  $\beta$ . Cependant, étant donné que nous étudions ici un lit granulaire arrosé et non une colonne d'absorption, il faut supposer que si l'équation peut être pertinente dans sa forme il faudra sûrement adapter les corrélations permettant de calculer ces paramètres. Par souci de simplification il a été choisi dans un premier temps de fixer  $n$  à une valeur de 1. N'ayant pas de corrélations permettant de calculer les paramètres  $\alpha$  et  $\beta$ , le modèle a tout d'abord été ajusté aux données expérimentales. Cela signifie que pour l'ensemble des données il a été recherché les valeurs des paramètres  $\alpha$  et  $\beta$  qui permettraient d'obtenir par le calcul les valeurs les plus proches possibles des valeurs expérimentales de perte de charge. Des corrélations ont ensuite été établies à partir de ces valeurs de  $\alpha$  et  $\beta$  dites « ajustées ».

### 2.2 Ajustement du modèle aux mesures expérimentales

La Figure 6.4 présente le diagramme de parité entre la perte de charge expérimentale et la perte de charge ajustée pour l'ensemble des configurations testées (soit pour les trois tailles de collecteurs et les différents débits et hauteurs de lit). Les lignes pointillées correspondent à un écart de  $\pm 20\%$ . Cette figure montre qu'il y a plutôt une bonne adéquation entre le modèle proposé et les données expérimentales car le modèle permet globalement de décrire l'évolution de la perte de charge expérimentale. En revanche, tous les points ne se situent pas sur la droite de parité. En ce qui concerne les mesures réalisées avec des billes de 2 et 5 mm de diamètre, l'écart entre les valeurs ajustées et expérimentales reste inférieur à 10 % à l'exception de quelques points de mesures pour de faibles pertes de charge (visibles sur la Figure 6.5). Pour les mesures réalisées avec des billes de 10 mm de diamètre, un écart inférieur à 10 % est visible dans l'ensemble, mais il augmente légèrement (en restant inférieur à 20 %) pour les faibles pertes de charge. Ces dernières correspondent aux mesures réalisées pour de plus faibles hauteurs de lit, c'est-à-dire lorsque les incertitudes de mesures sont plus grandes. En résumé, ce modèle semble donc plus adapté que le précédent pour représenter la perte de charge d'un lit granulaire arrosé.

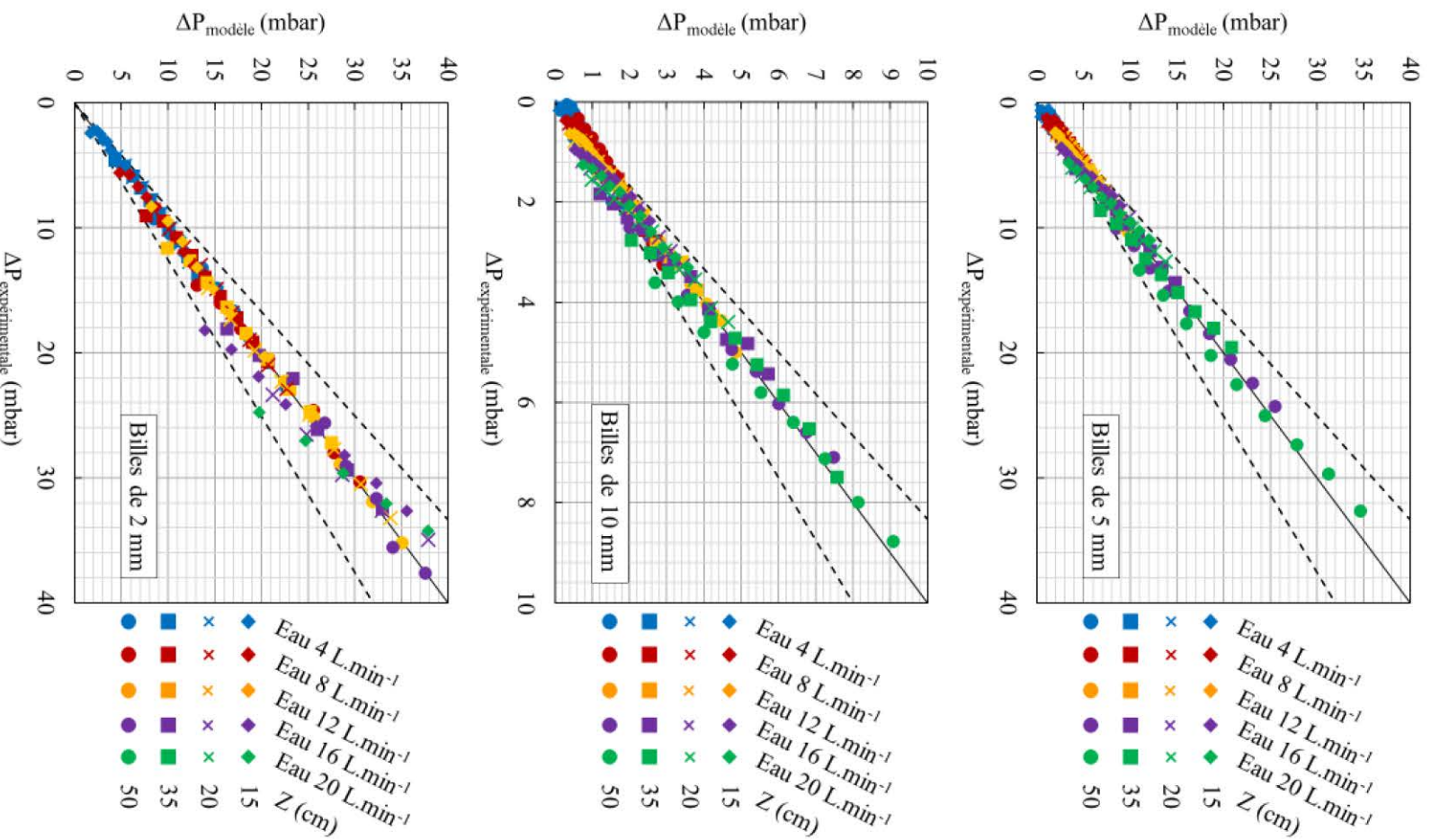


Figure 6.4 : Diagramme de parité des pertes de charge expérimentales et ajustées pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm (modèle basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption)

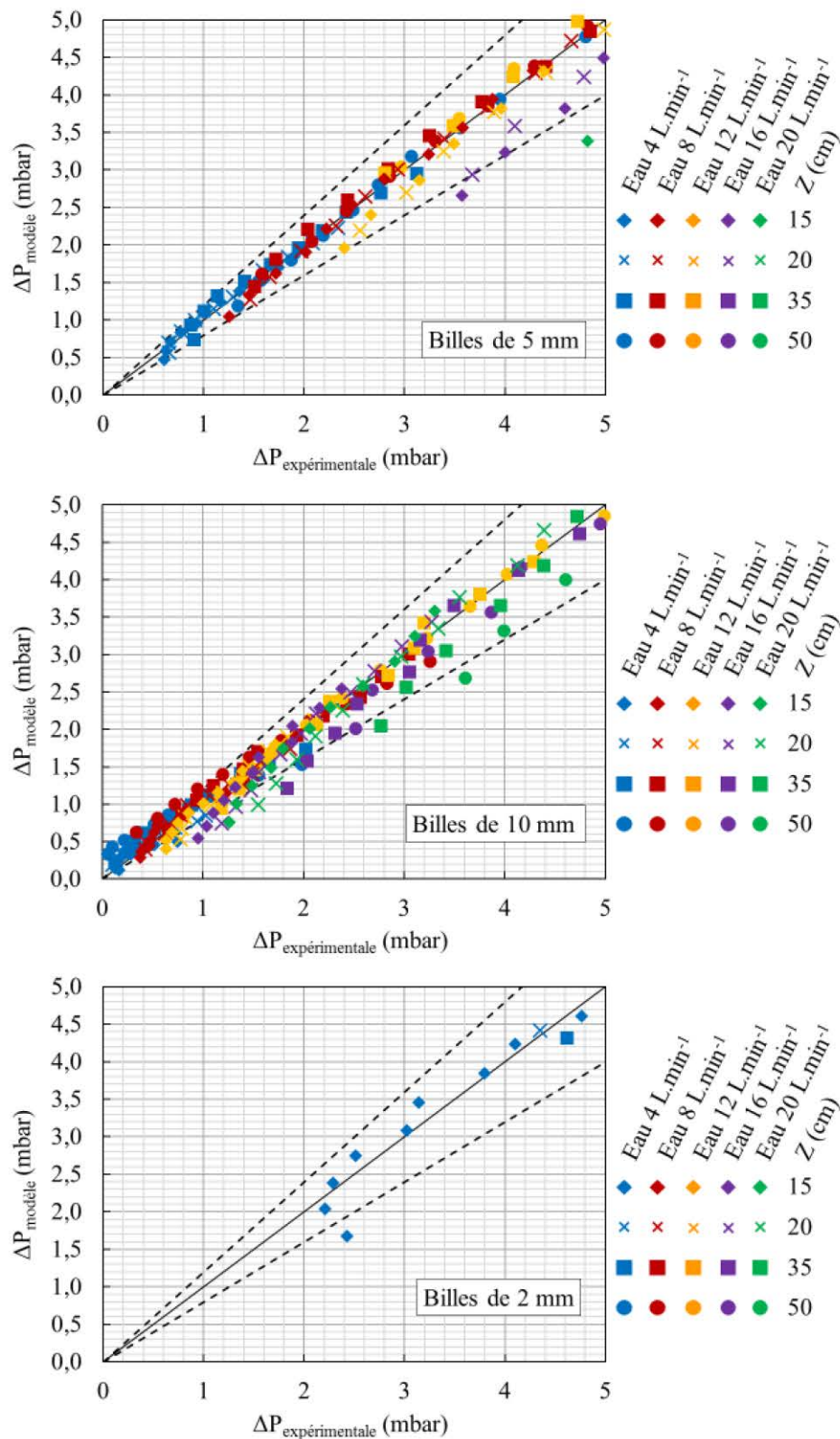


Figure 6.5 : Diagramme de parité des pertes de charge expérimentales et ajustées pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm sur la plage 0-5 mbar (modèle basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption)



### 2.3 Validation du modèle

L'étape suivante a été de déterminer une corrélation permettant de calculer les paramètres  $\alpha$  et  $\beta$  en fonction du débit de liquide et des caractéristiques du lit.

Concernant  $\alpha$ , il est apparu que ce paramètre varie très peu au regard des différentes configurations testées. Le terme  $e^\alpha$  étant très proche de l'unité (voir Annexe D), il a été choisi de fixer le paramètre  $\alpha$  à 0.

Pour  $\beta$ , l'influence de la variation du débit d'eau et des caractéristiques du garnissage sur ses valeurs ajustées a été explorée et cela a abouti à établir la corrélation suivante (avec  $L$  en  $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ , et  $Z$  et  $d_g$  en m) :

$$\beta = 0,089 L^{-0,075} d_g^{-0,075} Z^{-0,15} = \frac{0,15}{Re_L^{0,075} Z^{0,15}} \quad \text{Éq. 6.7}$$

Cette corrélation est celle qui permet d'avoir l'écart le plus faible entre les valeurs expérimentales et théoriques de perte de charge. La Figure 6.6 montre les diagrammes de parité entre les données de perte de charge expérimentales et théoriques calculées à partir de la corrélation ci-dessus. Il apparaît que ce modèle est plus précis que le précédent. En effet, l'écart global entre les pertes de charge théoriques et expérimentales est plus faible. Pour les valeurs correspondant aux mesures réalisées avec les billes de 5 et 10 mm la perte de charge expérimentale est parfois surestimée, et l'écart entre les valeurs théoriques et expérimentales augmente à mesure que le débit d'eau augmente ou que la hauteur du lit diminue (ce qui était prévisible car un écart était déjà présent lors de l'étape d'ajustement). Concernant les billes de 2 mm, il est difficile de prédire les valeurs de perte de charge avec précision. En effet, les points sur la Figure 6.6 restent relativement dispersés. Ce modèle reste donc améliorable, et la corrélation déterminée pour le paramètre  $\beta$  tient une part de responsabilité dans sa précision. Cette dernière a été déterminée à partir de l'observation de l'influence des paramètres du lit et du débit d'eau sur les valeurs ajustées de  $\beta$ , de façon à obtenir le meilleur compromis pour l'ensemble des mesures expérimentales. Les diagrammes de parités entre les valeurs ajustées et les valeurs modélisées de  $\beta$  sont présents en Annexe D. Or, ils montrent que le paramètre  $\beta$  n'est pas totalement maîtrisé. Il faudrait donc approfondir l'étude de l'influence des différents paramètres sur  $\beta$  pour ajuster leur contribution respective. Enfin, le paramètre  $n$  présent dans l'équation de base a été fixé à 1. En le prenant en compte dans l'étape d'ajustement, il reste proche de l'unité mais cela permet d'être beaucoup plus précis. Il serait donc intéressant d'étudier ce paramètre en détail (notamment d'un point de vue dimensionnel).

En l'état actuel des choses ce modèle reste donc celui permettant de se rapprocher au mieux de la perte de charge d'un lit granulaire arrosé. Il a l'avantage de ne nécessiter que la connaissance des caractéristiques du lit et des débits d'air et d'eau pour calculer la perte de charge, et il peut être souligné le fait que le calcul ayant tendance à surestimer la perte de charge expérimentale (notamment pour les billes de 5 et 10 mm), il donne une certaine marge de sécurité sur la perte de charge réelle.

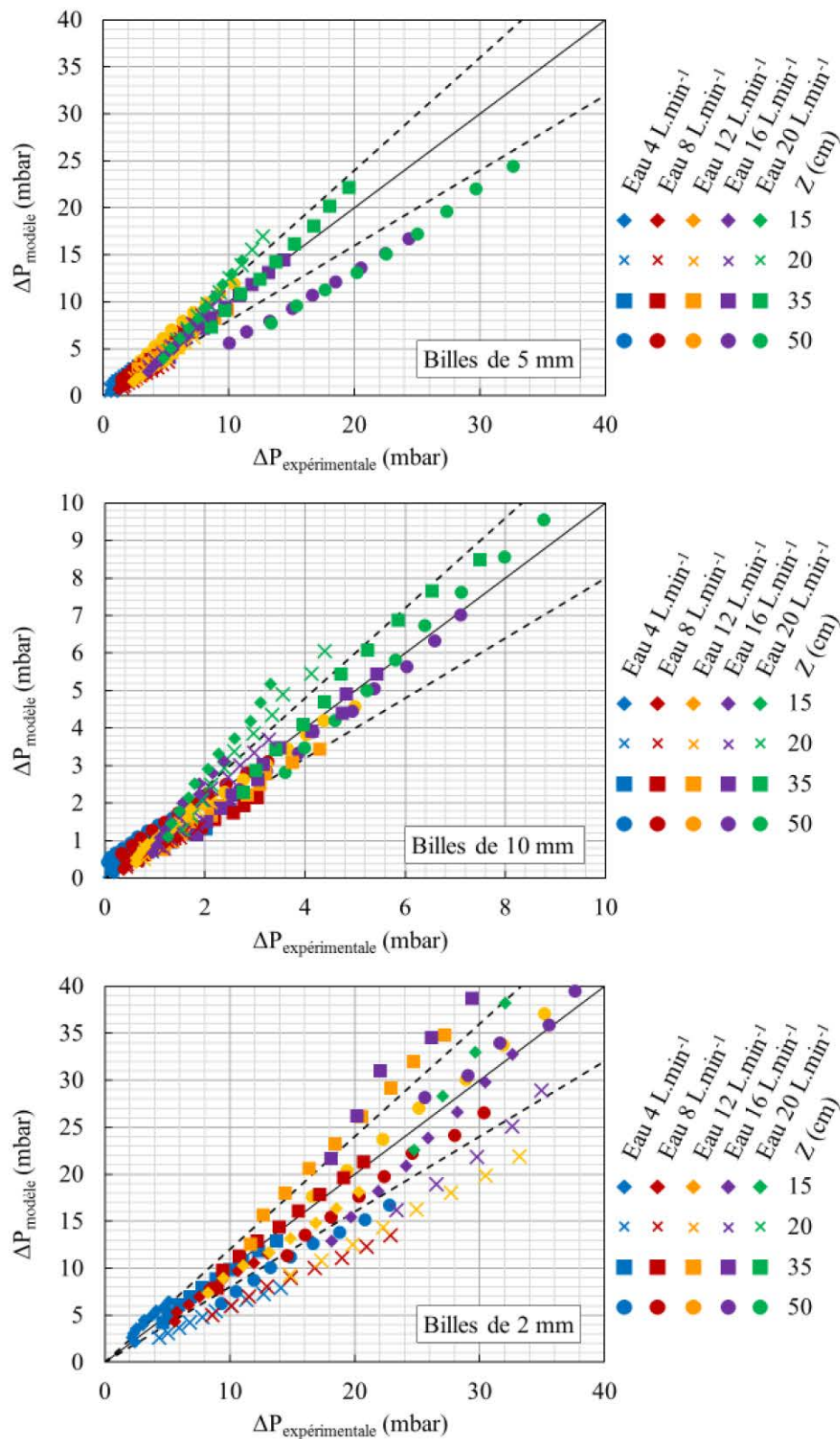


Figure 6.6 : Diagramme de parité des pertes de charge expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées sur une hauteur de lit supérieure à 15 cm (modèle basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption)

## II. Modélisation de l'efficacité

Dans la continuité de la modélisation de la perte de charge et à la suite des deux approches, une équation permettant de déterminer l'efficacité initiale d'un lit granulaire arrosé a été recherchée. Pour valider les modèles les mesures expérimentales d'efficacité initiales du lit seul (sans prise en compte de la contribution de la colonne) ont été utilisées. Concernant les modèles correspondant aux différents mécanismes de collecte, les mêmes modèles que dans le Chapitre 4 ont été utilisés. Ils sont rappelés dans le Tableau 6.2.

Tableau 6.2 : Rappel des modèles d'efficacité des différents mécanismes de collecte

Mécanisme de collecte	Modèle	
<b>Impaction inertielle</b>	$\varepsilon St$	Éq. 2.23
<b>Diffusion Brownienne</b>	$\eta_d = \frac{4,36 Pe^{-2/3}}{\varepsilon}$	Éq. 2.26
<b>Sédimentation</b>	$\eta_s = 0,0375 Gr^{0,5} + 0,21 Gr^{0,78}$	Éq. 2.33
<b>Interception</b>	$\eta_r = 1,5A_s R^2$	Éq. 2.34

### 1- Modèle basé sur la porosité modifiée

#### 1.1 *Modèle d'efficacité*

En reprenant l'hypothèse établie au début de ce chapitre, à savoir que l'eau ruisselant à travers le lit forme une couche supplémentaire autour des collecteurs (modifiant la porosité du lit), l'efficacité initiale fractionnelle peut s'écrire de la manière suivante :

$$E = 1 - e^{-1,5 \frac{1-\varepsilon_m}{\varepsilon_m} \frac{Z}{d_{gm}}} \eta_t \quad \text{Éq. 6.8}$$

Avec  $\varepsilon_m$  la porosité du lit granulaire arrosé calculée à partir des Éq. 6.3 et Éq. 6.6 et  $d_{gm}$  le diamètre des collecteurs mouillés calculé à partir de l'Éq. 6.2.

A noter que la somme des efficacités correspondantes aux différents mécanismes de collecte ( $\eta_t$ ) a également été calculée en remplaçant la porosité du lit et le diamètre des collecteurs par ceux du lit granulaire arrosé. En outre, de même que pour la perte de charge, l'approche ou seule la porosité variait en présence d'eau a également été étudiée. Les résultats sont aussi très similaires et n'améliorent pas la précision du modèle, c'est pourquoi seul le cas présent où le diamètre des collecteurs et la porosité varient a été développé ici.

### 1.2 Validation du modèle

Les efficacités fractionnelles initiales mesurées expérimentalement et celles calculées à partir de l'Éq. 6.8 ont été comparées dans la Figure 6.7. Les diagrammes de parités sont disponibles en Annexe D.

De manière générale le modèle décrit l'évolution de l'efficacité fractionnelle en fonction du diamètre aérodynamique des particules. Cependant, il manque de précision et ne permet pas d'estimer les valeurs expérimentales. L'augmentation de l'efficacité due à la diminution de la taille des collecteurs n'est pas bien maîtrisée. Ainsi, l'écart entre les valeurs expérimentales et théoriques est croissant avec l'augmentation de la taille des collecteurs, à la différence que les valeurs expérimentales sont surestimées lorsque le lit est composé de billes de 2 mm de diamètre et sous-estimées dans le cas où les billes ont un diamètre de 5 ou 10 mm. Cet écart est également croissant avec le débit de liquide, et dépasse largement les 20 % pour l'ensemble des points mesurés avec des billes de 10 mm. Il faut également noter que pour chaque taille de collecteurs, les courbes théoriques correspondant aux trois débits de liquide différents sont très proches les unes des autres en comparaison avec les courbes expérimentales : la contribution liée à la présence de liquide n'est donc pas suffisamment prise en compte. Cette remarque était prévisible car ceci était déjà le cas pour le modèle de perte de charge lorsque la même approche était utilisée. Enfin, un point important est que le minimum d'efficacité (ainsi que le diamètre de particule correspondant) est aussi mal estimé. Dans ce cas, et ce d'autant plus s'il est surestimé cela peut poser problème lorsque l'on cherche à dimensionner un pilote car les performances réelles seront moindres que celles espérées.

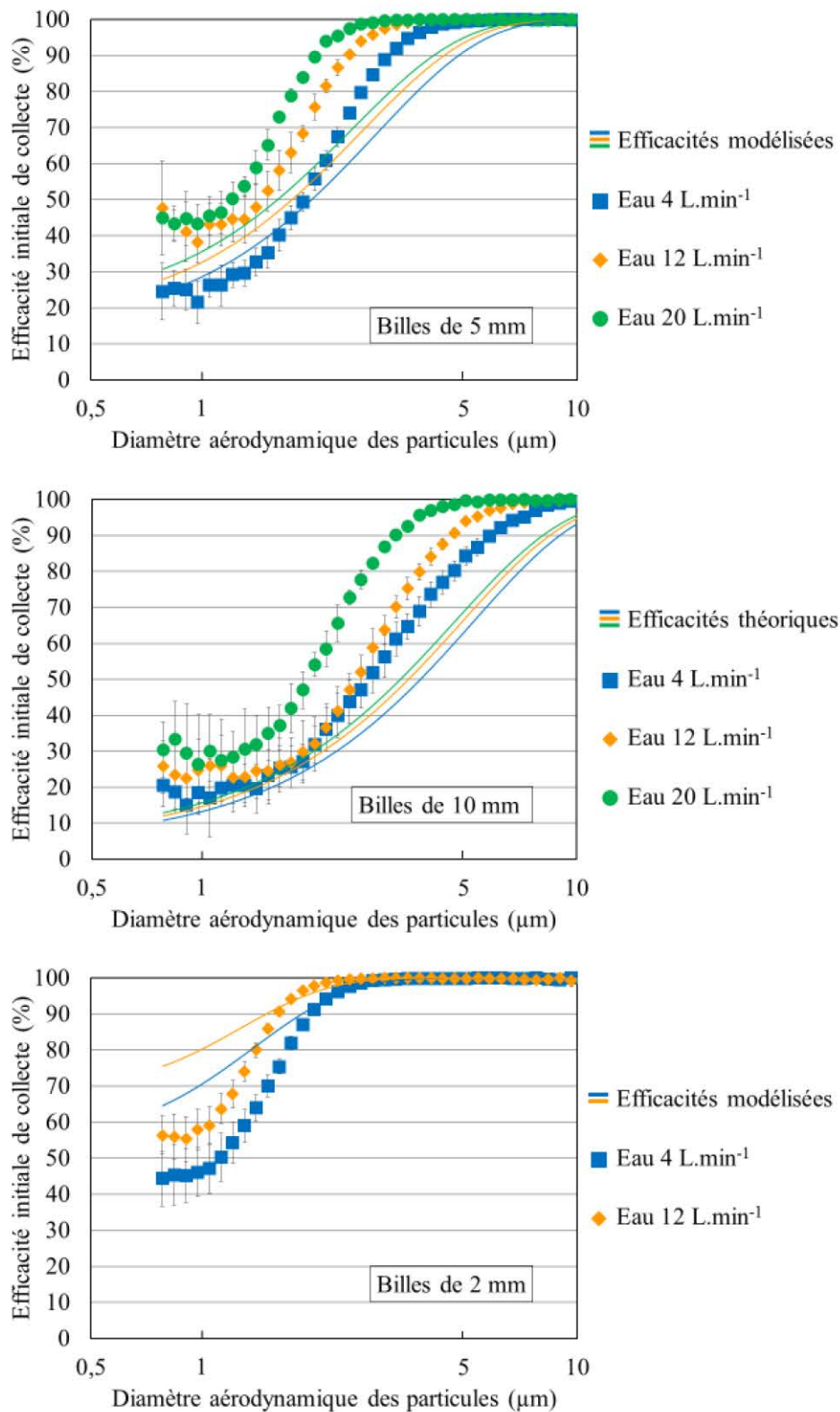


Figure 6.7 : Comparaison des efficacités expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées (modèle basé sur la modification de la porosité et du diamètre des collecteurs)

## 2- Modèle introduisant un coefficient dépendant du débit de liquide

### 2.1 Modèle d'efficacité

De même que pour la perte de charge, une seconde approche de modélisation est proposée pour l'efficacité. Dans ce cas, n'ayant pas de corrélation permettant de calculer l'efficacité de collecte particulaire d'une colonne à garnissage, le modèle s'est basé sur celui de l'efficacité d'un lit sec sans varier la porosité et en ajoutant un coefficient multiplicatif ( $\gamma$ ) pour prendre en compte les modifications apportées par l'ajout de liquide. L'efficacité s'écrit de la manière suivante :

$$E = 1 - e^{-1,5 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \frac{Z}{d_g} \gamma \eta_t} \quad \text{Éq. 6.9}$$

### 2.2 Validation du modèle

En conservant la méthode précédente le modèle a d'abord été ajusté aux données expérimentales pour l'ensemble des configurations testées, ce qui a permis de trouver une corrélation pour le paramètre  $\gamma$  telle que (avec  $d_g$  en m et  $L$  en  $\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ ) :

$$\gamma = 8,6 L^{0,78} d_g^{0,67} + 1 \quad \text{Éq. 6.10}$$

La comparaison entre les valeurs d'efficacités expérimentales et les valeurs théoriques calculées à partir de l'Éq. 6.9 est représentée sur la Figure 6.8.

Dans ce cas, le modèle décrit correctement l'évolution de l'efficacité fractionnelle en fonction du diamètre aérodynamique des particules. En prenant en compte les incertitudes des mesures expérimentales l'écart entre les valeurs théoriques et expérimentales est inférieur à 20 % pour les expériences réalisées avec un lit granulaire constitué de billes de 5 mm. Il est entre 0 et 10 % pour les billes de 2 et 10 mm, à l'exception de quelques points. Les diagrammes de parité sont disponibles en Annexe D. Ce modèle est donc plus précis que le précédent, et pourrait être affiné en réalisant des mesures d'efficacité supplémentaires, notamment pour des hauteurs de lits et des débits d'air différents. Il sous-estime toujours un peu les valeurs d'efficacités expérimentales mais représente beaucoup mieux la valeur d'efficacité minimale. De plus, il faut garder à l'esprit que l'efficacité réelle sera plus élevée car le reste du pilote apporte aussi une contribution qui n'est pas prise en compte dans le modèle. Cela ne pose donc pas de problème dans le cas d'un dimensionnement d'une unité industrielle.

En conclusion, ce modèle est retenu plutôt que le précédent pour estimer la valeur de l'efficacité initiale d'un lit granulaire arrosé. Ce choix concorde avec celui fait pour le modèle de perte de charge. Ce modèle pourrait être optimisé mais permet ici en première approximation d'avoir une assez bonne idée de l'efficacité, en sachant que l'efficacité réelle sera supérieure à celle prédite.

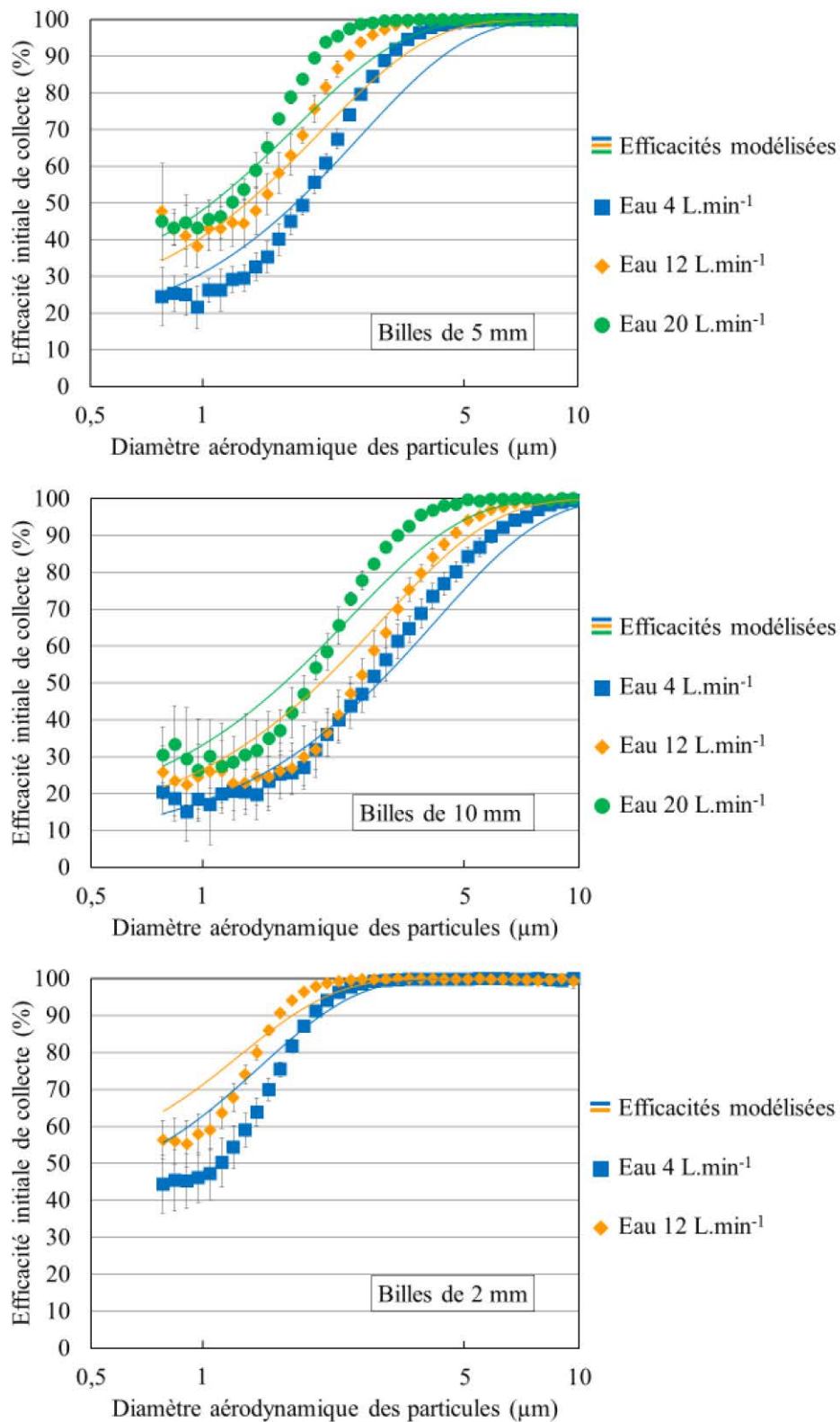


Figure 6.8 : Comparaison des efficacités expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées (modèle introduisant un coefficient dépendant du débit de liquide)

### III. Pré-dimensionnement d'un pilote industriel

Les modèles d'efficacités et de perte de charge déterminés précédemment permettent d'estimer les valeurs de la perte de charge et de l'efficacité initiale d'un lit granulaire arrosé. Les expériences ont montrées qu'au cours du colmatage l'efficacité restait constante et proche de sa valeur initiale. Quant à la perte de charge elle augmente légèrement pour se stabiliser ensuite. Dimensionner un pilote industriel de traitement des fumées nécessite de connaître les exigences voulues en termes de perte de charge et d'efficacité. En se basant sur les modèles il faudra donc prendre en compte la différence entre la valeur de la perte de charge initiale et celle une fois stabilisée. Il n'y a pour le moment pas de possibilité d'estimer cet écart par le calcul. Il faudra donc prendre une marge de sécurité.

D'autre part, dimensionner un pilote nécessite de connaître d'autres informations comme le débit à traiter ou la surface au sol disponible pour mettre en place le procédé. N'ayant pas l'ensemble de ces informations à disposition pour traiter un cas pratique réel, nous présentons ici un exemple de dimensionnement d'une unité industrielle en se basant sur la meilleure configuration obtenue expérimentalement dans cette étude.

Prenons l'exemple d'un gaz à traiter de  $120\,000\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  à température ambiante. En conservant la même vitesse de filtration que lors des essais de colmatage, à savoir  $0,18\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , il est nécessaire d'avoir une surface de filtration de  $188,5\text{ m}^2$ .

Pour gagner de la surface au sol, une idée est de concevoir des blocs filtrants unitaires et de les superposer pour former un dépoussiéreur complet. Chaque bloc filtrant unitaire est composé d'un lit de 50 cm de collecteurs de 5 mm de diamètre. Il n'est pas nécessaire que les billes soient en verre : il est en effet possible d'utiliser un matériau plus léger, car c'est essentiellement la forme et la taille des collecteurs qui influe sur la perte de charge et l'efficacité. En prenant des blocs de 4 m de diamètre il faut alors 15 blocs pour pouvoir filtrer les  $120\,000\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  de gaz. Le dépoussiéreur peut alors être composé de 3 colonnes constituées chacune de 5 blocs unitaires filtrants. La Figure 6.9 présente le schéma d'un bloc unitaire filtrant, tandis que la Figure 6.10 montre le schéma du dispositif. Chaque bloc unitaire mesure 3 m de haut. Il est traversé par un débit de gaz égal à  $8000\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  et par un débit d'eau de  $288\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ .

Le système d'aspersion doit favoriser une bonne répartition du liquide sur toute la surface du lit. Il est donc préférable de répartir les entrées d'eau sur l'ensemble de la surface plutôt que de la concentrer en un endroit unique. De plus, placer l'arrivée du gaz sous le distributeur d'eau permet d'éviter un encrassement de ce dernier par les particules présentes dans le gaz.



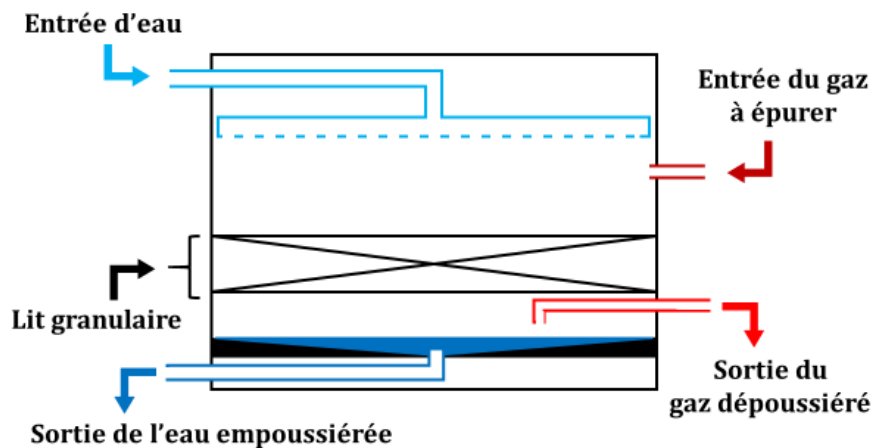


Figure 6.9 : Schéma d'un bloc unitaire filtrant

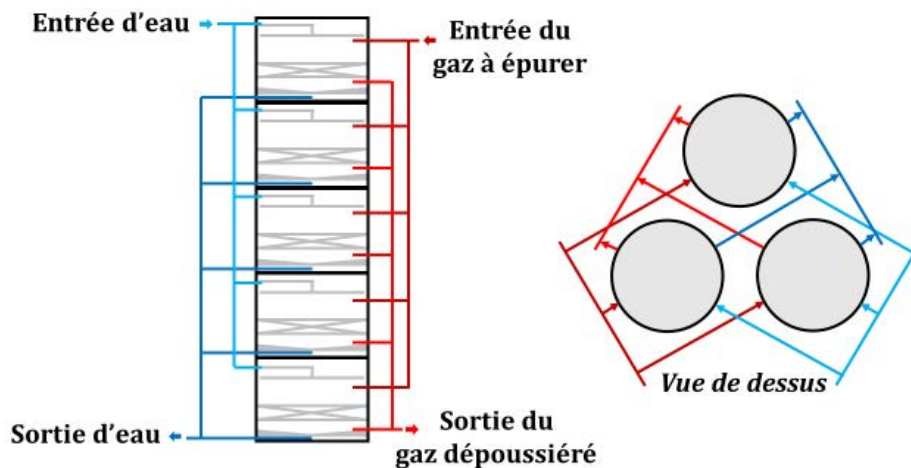


Figure 6.10 : Schéma du dépoussiéreur composé de 3 colonnes de 5 blocs unitaires filtrants

Utiliser ce dispositif nécessite de traiter l'eau en sortie de colonne. En effet, le débit total à traiter sera dans ce cas de  $4320 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  (soit 15 fois  $288 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ). Une étude approfondie n'a pas été réalisée pour déterminer la meilleure technique pour traiter l'eau. De la même manière que lors des essais en laboratoire, un système de décantation peut être utilisé, en mettant en place une recirculation de l'eau vers les colonnes de filtration. Il sera nécessaire de faire des essais de sédimentation avec les particules issues des fumées réelles afin de dimensionner le décanteur. Il est à noter que ce dernier n'aura pas à être efficace à 100 %. En effet, les essais réalisés en laboratoire ont montré que malgré l'utilisation d'une eau recyclée chargée en particules à une concentration d'environ  $2 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  une baisse d'efficacité du lit granulaire n'a pas été observée. Il faudra simplement veiller à ce que dans ces conditions la pompe permettant l'acheminement de l'eau et le système d'aspersion puissent fonctionner correctement.

Dans ces conditions et conformément aux essais réalisés au laboratoire une perte de charge de l'ordre de 20 mbar et une efficacité de 89 % en masse peuvent être attendus pendant au moins 30 h, cela si la distribution et la concentration massique des particules filtrées sont similaires à celles utilisées pour les tests. Cela est d'autant plus vrai que les essais en laboratoire ont été effectués avec une concentration en particules bien supérieure à celle trouvée dans les effluents industriels. Dans le cadre du projet VALORCO, les gaz sont amenés à être filtrés par un pilote membranaire après leur dépoussiérage. Le niveau de dépoussiérage va donc directement influencer sur le bon fonctionnement des membranes et leur durée de vie variera entre autre en fonction de la quantité de particules résiduelles présentes dans le gaz. Un compromis sera donc à trouver entre la perte de charge tolérée pour les lits granulaires arrosés et les exigences demandées par les modules membranaires pour leur bonne utilisation. Enfin il faudra envisager de mettre en place des essais de robustesse sur les membranes afin d'évaluer leur comportement dans le temps face à l'accumulation des particules.

## IV. Conclusion partielle

En conclusion ce chapitre a détaillé les modèles de perte de charge et d'efficacité fractionnelle pour un lit granulaire arrosé qui ont été déterminés à partir des études réalisées à l'échelle laboratoire. Différentes approches ont été abordées. Dans un premier temps, il a été supposé que l'eau présente dans le lit granulaire était répartie de manière homogène et qu'elle modifiait la porosité du lit en formant une couche autour des collecteurs. Une corrélation permettant de calculer la valeur de cette porosité modifiée a été développée. Les modèles établis ne décrivent pas parfaitement bien l'évolution de la perte de charge et de l'efficacité initiale, et un écart pouvant dépasser les 20 % peut être observé entre les valeurs théoriques et expérimentales. Une seconde approche a été étudiée en se basant sur les équations de perte de charge et d'efficacité d'une colonne d'absorption. La forme de ces équations a été reprise en cherchant à en adapter les paramètres dans le cas d'un lit granulaire arrosé. Il a été montré que dans ce cas les modèles non seulement décrivent mieux l'évolution de la perte de charge et de l'efficacité initiale mais aussi sont plus proches de la réalité concernant les valeurs. Cette seconde approche a donc été retenue. Les modèles aboutis sont cependant encore optimisables car certains paramètres ne sont pas parfaitement maîtrisés. Il serait intéressant de les tester sur d'autres configurations d'expériences, en particulier sur ces mesures d'efficacité avec un débit d'air différent. En outre, concernant le modèle de perte de charge, obtenir un complément d'informations sur la présence du paramètre  $n$  permettait peut-être de l'améliorer sensiblement. Pour finir, il est intéressant de noter que dans le cas d'un lit sec les modèles de la littérature décrivent l'état initial du lit, étant donné qu'en fonctionnement la perte de charge et l'efficacité augmentent avec le colmatage. Dans ce travail, l'efficacité restant constante à une valeur proche de celle initiale le modèle permet de connaître l'efficacité moyenne en cours de fonctionnement. Concernant la perte de charge, une étude supplémentaire est nécessaire pour définir à quelle valeur elle se stabilise par rapport à sa valeur initiale. Par ailleurs, les modèles développés ici ont l'avantage de dépendre des caractéristiques du lit et des paramètres opératoires et donc d'être facilement utilisés sans nécessiter d'essais ou de mesures particulières. Au vu de leur précision actuelle, il sera néanmoins difficile de pouvoir les extrapoler dans des conditions différentes.

Dans un second temps, ce chapitre a présenté un exemple de pré-dimensionnement d'un lit granulaire arrosé à échelle industrielle à partir des résultats expérimentaux. L'exemple s'est basé sur un débit de gaz à traiter de  $120\,000\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ . Le dispositif retenu est composé de 3 colonnes chacune comprenant 5 blocs unitaires filtrants placés en parallèle. Chaque bloc unitaire filtrant est traversé par un débit de gaz égal à  $8000\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  et par un débit d'eau de  $288\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ . Il mesure 4 m de diamètre et 3 m de hauteur et contient un lit de 50 cm de billes de 5 mm de diamètre. Une étude devra être menée sur le traitement de l'eau en sortie de procédé (même si une recirculation est envisageable) ainsi que sur le devenir des particules collectées.

## Références du chapitre 6

- Attou, A., Boyer, C., 1999. Revue des aspects hydrodynamiques des réacteurs catalytiques gaz-liquide-solide à lit fixe arrosé. *Oil & Gas Science and Technology* 54, 29–66. <https://doi.org/10.2516/ogst:1999003>
- Copigneaux, P., 1993. *Distillation. Absorption - Colonnes garnies*. Techniques de l'Ingénieur, Paris, France.
- Larachi, F., Laurent, A., Midoux, N., Wild, G., 1991. Experimental study of a trickle-bed reactor operating at high pressure: two-phase pressure drop and liquid saturation. *Chemical Engineering Science* 46, 1233–1246. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(91\)85051-X](https://doi.org/10.1016/0009-2509(91)85051-X)
- Saez, A.E., Carbonell, R.G., 1985. Hydrodynamic parameters for gas-liquid cocurrent flow in packed beds. *AIChE Journal* 31, 52–62.
- Soltana, F., 2004. *Simulation de l'hydrodynamique et des transferts de matière et de chaleur dans les réacteurs à lit fixe* (thesis). Vandoeuvre-les-Nancy, INPL.

## **Conclusion générale**



Ce travail de thèse s'inscrit dans le cadre du projet VALORCO qui cherche des moyens de réduire à la source et de valorisation des émissions de CO<sub>2</sub> industrielles. Au sein de ce projet, cette étude a pour objectif de proposer un nouveau procédé de dépoussiérage des fumées permettant d'obtenir un gaz dont on pourra capter et valoriser le dioxyde de carbone.

Tout d'abord, notre procédé ayant vocation à être placé à la suite des filières actuelles d'épuration, un maximum d'informations sur les caractéristiques des poussières de hauts fourneaux en sortie de filière d'épuration a été recensé. Nous nous sommes basés sur des données issues de la littérature, ainsi que d'analyses réalisées au laboratoire sur des échantillons de poussières de hauts fourneaux prélevés sur site par ArcelorMittal. En l'absence d'une caractérisation précise des particules présentes dans les fumées (notamment une distribution granulométrique en sortie de la filière actuelle d'épuration) cette première étape a abouti à une synthèse des données collectées faisant office de caractéristique « type » des gaz supposés entrer dans le système présent.

L'étape suivante a été de choisir le procédé de dépoussiérage. Une étude bibliographique a été menée pour étudier les différentes technologies existantes. Le procédé permettant d'avoir une efficacité la meilleure possible a été recherché. Au vu des systèmes existants, il apparaît qu'ils sont soit inadaptés, par exemple pour des raisons de sécurité concernant les électrofiltres (présentant un risque d'explosion avec la présence de CO dans les gaz de hauts fourneaux), soit induisent une élévation de la perte de charge au cours du colmatage, ce qui nécessite leur décolmatage (filtres à manches ou céramiques, lits granulaires). Or une perte de charge la plus faible possible était imposée. C'est pourquoi le choix s'est porté sur un lit granulaire arrosé. L'originalité de ce procédé réside dans le réentrainement en continu des particules collectées à l'aide d'un écoulement de liquide (formant un film à la surface des collecteurs), ceci permettant de limiter la perte de charge et ainsi de pallier le problème de colmatage. S'utilisant ici comme technique de dépoussiérage, la technologie du lit granulaire arrosé se place à la frontière entre un lit granulaire traditionnel et une colonne d'absorption. Nous nous sommes donc intéressés successivement à ces deux technologies pour recenser les éléments pertinents pour le dimensionnement d'un tel procédé. La difficulté majeure réside dans le choix des paramètres opératoires et des caractéristiques du séparateur permettant d'obtenir une bonne efficacité (la plus proche possible de celle des médias filtrants) tout en maintenant une perte de charge constante et limitée. Les lits granulaires arrosés n'étant pas habituellement utilisés comme technique de dépoussiérage il n'existe pas de corrélation permettant de déterminer leur perte de charge et leur efficacité dans ce contexte. Nous nous sommes donc penchés d'une part sur les mécanismes de capture des particules dans un lit granulaire, les paramètres entrant en jeu dans ces mécanismes, leur ordre de grandeur et leur influence sur l'efficacité et l'évolution de la perte de charge, et d'autre part sur les aspects hydrodynamiques (mouillage, engorgement) ayant lieu dans les colonnes d'absorption.

Une étape expérimentale demeurant indispensable, un pilote à échelle laboratoire a été dimensionné et conçu dans ce but. Un programme a été développé sous le logiciel Matlab® pour calculer la perte de charge et l'efficacité d'un lit granulaire sec à partir des caractéristiques du lit (taille de collecteurs, hauteur du lit) et de l'aérosol filtré (débit du gaz, tailles de particules). A l'aide de ce programme et d'une étude hydrodynamique (réalisée à partir de l'étude bibliographique réalisée sur les colonnes d'absorption), les plages de

variation des paramètres étudiés ainsi que les dimensions du pilote ont pu être choisis. Ainsi, le lit granulaire mis en place est composé d'une colonne de 20 cm de diamètre permettant d'accueillir des collecteurs sur une hauteur maximale de 1 m. Les collecteurs étudiés sont constitués de billes de verre de 2, 5 et 10 mm de diamètre. Le gaz chargé avec des particules entre 0,5 et 10  $\mu\text{m}$  de diamètre aérodynamique est filtré à travers le lit avec une vitesse variant de 0,1 à 0,25  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$  tandis que le débit d'eau varie de 4 à 20  $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ .

A l'aide du pilote mis en place, plusieurs essais ont été réalisés en faisant varier les débits d'eau et d'air, la taille des collecteurs et la hauteur du garnissage du lit. Dans un premier temps une étude hydrodynamique a permis de caractériser le lit granulaire arrosé en matière de rétention liquide, de perte de charge et d'efficacité initiale. La contribution de la colonne en absence de collecteurs a été déterminée afin de ne considérer par la suite que la contribution du lit de collecteurs. D'autre part, des tests ont également été menés en second lieu dans la colonne en absence d'écoulement d'eau, c'est-à-dire en lit granulaire sec. Les résultats ont montré que les mesures expérimentales de perte de charge étaient en accord avec les valeurs théoriques calculées à partir de la relation d'Ergun. Concernant l'efficacité, les essais réalisés pour un débit d'air de 20  $\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  et une hauteur de lit de 50 cm ont montré que globalement les résultats expérimentaux restent cohérents avec les valeurs théoriques déterminées à partir des modèles de la littérature. Les mêmes expériences ont ensuite été réalisées en présence d'un écoulement d'eau afin de comparer les performances d'un lit granulaire traditionnel et d'un lit granulaire arrosé. Les mesures de rétention liquide se sont montrées constantes en fonction du débit d'air, ce qui est caractéristique d'un fonctionnement en régime d'écoulement ruisselant. La rétention augmente avec le débit d'eau et la diminution de la taille des collecteurs. Par ailleurs, pour un diamètre de collecteur donné elle dépend principalement du débit d'eau choisi car la hauteur du lit influence peu son évolution. La présence d'eau dans le lit entraîne une diminution de la porosité. Il en résulte une augmentation de la perte de charge et de l'efficacité, et ce d'autant plus que le débit augmente. De même que pour un lit sec, l'efficacité peut être améliorée en utilisant de plus petits collecteurs, cependant cela se fait au détriment d'une perte de charge plus élevée. Enfin, en raison d'une accumulation d'eau dans les premiers centimètres du lit la perte de charge d'un lit granulaire arrosé n'est pas linéaire avec la hauteur du lit et donc que l'eau n'est pas répartie de manière uniforme dans le lit, contrairement à un lit granulaire sec. A noter également que les expériences se sont montrées reproductibles.

L'ensemble de ces observations ont permis de déterminer les performances initiales du lit granulaire arrosé. Il a pu être montré que pour une taille de collecteurs fixée lorsque la perte de charge augmente, l'efficacité initiale augmente dans un premier temps avec la perte de charge, mais qu'elle se stabilise ensuite pour les pertes de charge élevées. En comparant les différentes configurations testées nous avons pu conclure que pour atteindre une efficacité élevée tout en maintenant une perte de charge acceptable un bon compromis peut être obtenu avec un débit d'air de 20  $\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ , un débit d'eau de 12  $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$  et en utilisant des billes de 5 mm de diamètre sur une hauteur de 50 cm. En effet, au regard des configurations testées cette configuration semble permettre les meilleures performances du lit granulaire arrosé. Il est en outre intéressant d'étudier les performances temporelles du lit granulaire arrosé. Pour ce faire des essais de colmatage durant plusieurs heures ont donc été effectués pour étudier le comportement du lit granulaire arrosé. Des colmatages sur 6 h dans



différentes configurations ont permis de confirmer le choix de la configuration optimale considérée. Un colmatage a alors été effectué dans ces conditions sur une durée de 30 h en discontinu. Les tests ont validé l'approche d'utiliser un lit granulaire arrosé comme système de dépoussiérage. En effet, ils ont révélé une bonne efficacité de collecte (89 % massique) qui est certes inférieure à celle d'un média filtrant, mais qui reste constante au cours du colmatage et supérieure à celle d'un lit granulaire traditionnel. L'écoulement d'eau va permettre de ré-entraîner 70 % de ces particules collectées par le lit, permettant ainsi la limitation du colmatage. C'est pourquoi les essais ont montré qu'en présence d'eau la perte de charge se stabilise pendant le colmatage et reste constante et faible par rapport à celle d'un lit granulaire sec (qui augmente constamment). A noter que même si l'eau est mise en recirculation et que des particules s'y trouvent piégées, elles ne sont pas re-collectées par le lit. Par ailleurs, l'essai de colmatage sur 30 h a été mené avec une concentration en particules beaucoup plus élevée que celle que l'on peut retrouver à la fin de la chaîne de traitement actuelle des hauts fourneaux : c'est pourquoi on peut s'attendre à ce que dans des conditions réelles de fonctionnement la perte de charge soit stable sur des temps beaucoup plus long que ceux testés au laboratoire.

Ainsi la présence de l'eau remplit bien le rôle prévu en limitant l'évolution du colmatage du lit granulaire en ré-entraînant les particules collectées par le lit, et donc en stabilisant peu à peu l'évolution de la perte de charge. Ayant démontré les performances d'un lit granulaire la dernière étape de cette étude a été de modéliser la perte de charge et l'efficacité d'un lit granulaire arrosé afin de permettre le dimensionnement d'un pilote à échelle industrielle. Les modèles développés ont été déterminés à partir des études réalisées à l'échelle laboratoire. Une première approche a été abordée dans laquelle il a été supposé que l'eau présente dans le lit granulaire était répartie de manière homogène et qu'elle modifiait la porosité du lit et le diamètre des collecteurs en formant une couche autour d'eux. Cependant cette approche a révélé que la porosité et le diamètre des collecteurs ne sont pas les seuls paramètres à être modifiés par la présence de l'eau et que la perte de charge et l'efficacité initiale d'un lit granulaire arrosé dépendait d'autres paramètres. Une seconde approche a été faite en se basant sur l'équation de perte de charge d'une colonne d'absorption. Il a été montré que dans ce cas les modèles sont plus proches de la réalité. Cette seconde approche a donc été retenue, mais les modèles obtenus sont néanmoins encore optimisables, en particulier parce que le paramètre  $\beta$  dans le modèle de perte de charge n'est pas totalement maîtrisé. Ils ont malgré tout l'avantage de pouvoir être utilisés sans nécessiter d'essais ou de mesures particulières car ils ne dépendent que des caractéristiques du lit et des paramètres opératoires et ils peuvent servir de base comme première estimation. C'est pourquoi nous avons terminé cette étude par la proposition d'un prédimensionnement d'un lit granulaire arrosé à échelle industrielle à partir des résultats expérimentaux. L'exemple s'est basé sur un débit de gaz à traiter de  $120\ 000\ \text{m}^3.\text{h}^{-1}$  et présente un dispositif composé de 3 colonnes chacune comprenant 5 blocs unitaires filtrants placés en parallèle.

L'ensemble de cette étude a constitué un travail exploratoire qui ouvre plusieurs perspectives. Tout d'abord l'ensemble des mesures ont été effectuées avec des particules d'alumine servant de modèle ; ces particules ayant une masse volumique et une gamme de taille de particules proches de celles des poussières de hauts fourneaux. Il serait intéressant de pouvoir obtenir une distribution granulométrique plus précise des poussières de hauts fourneaux en sortie de la filière d'épuration pour affiner au mieux le comportement du lit granulaire en leur présence. De même, il serait également intéressant de pouvoir réaliser des tests en présence d'échantillons réels plutôt qu'avec des particules modèles, d'autant plus que la composition des poussières étant différente il est possible qu'elles se comportent différemment avec l'eau. Dans la même perspective il serait enrichissant de faire des essais expérimentaux sur un pilote industriel.

Ensuite, l'étude paramétrique détaillant l'influence des caractéristiques du lit (taille des collecteurs, hauteur du lit) et des débits d'air et d'eau n'a pas été autant poussée pour l'efficacité initiale que pour la perte de charge. En effet, seuls des essais à une hauteur de lit de 50 cm et pour un débit d'air de de  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  ont été réalisés. Il serait donc avantageux de développer cette étude en menant des essais pour d'autres débits d'air et hauteurs de lit. Cela permettrait d'étoffer la base de données actuellement disponible suite à l'ensemble des mesures faites. Une autre réflexion intéressante serait de se pencher sur l'effet de la concentration en particules dans l'eau sur les performances du lit, notamment sur un temps plus long. Pour réaliser ces essais, il faudrait optimiser le pilote utilisé en laboratoire, notamment en modifiant la grille support des collecteurs qui induit une mauvaise répartition de l'eau dans le lit. Une autre modification serait de placer l'arrivée de gaz sous le distributeur de liquide pour éviter l'encrassement de ce dernier.

Concernant la modélisation, les modèles d'efficacité unitaire utilisés correspondent aux modèles développés pour un lit granulaire traditionnel, c'est-à-dire en absence d'eau. Beaucoup d'entre eux sont empiriques. Or la présence de l'eau induit plusieurs changements, notamment en diminuant la porosité du lit. Il serait donc intéressant d'étudier l'influence de la présence d'eau sur les différents mécanismes de collecte. De plus, pour la perte de charge, il faudrait étoffer l'étude du paramètre  $\beta$  et envisager l'introduction du paramètre  $n$  pour améliorer le modèle, étant donné que la forme générale de l'équation considérée semble bien décrire l'évolution de la perte de charge du lit granulaire arrosé.

Enfin, dans le cadre du projet VALORCO ce procédé doit être suivi d'un pilote de filtration membranaire. Le niveau de dépoussiérage des fumées influera donc directement sur le bon fonctionnement des membranes, notamment sur leur durée de vie : il sera important de mettre en place des essais de robustesse afin d'évaluer le comportement des membranes dans le temps face à l'accumulation des particules. En outre, en parallèle du dimensionnement d'un pilote à échelle industrielle, une étude devra être réalisée pour déterminer comment traiter l'eau en sortie de procédé (même si une recirculation est envisageable) ainsi que du devenir des particules collectées.

# **Annexes**



## Annexe A : Mesures de saturation et de rétention liquide

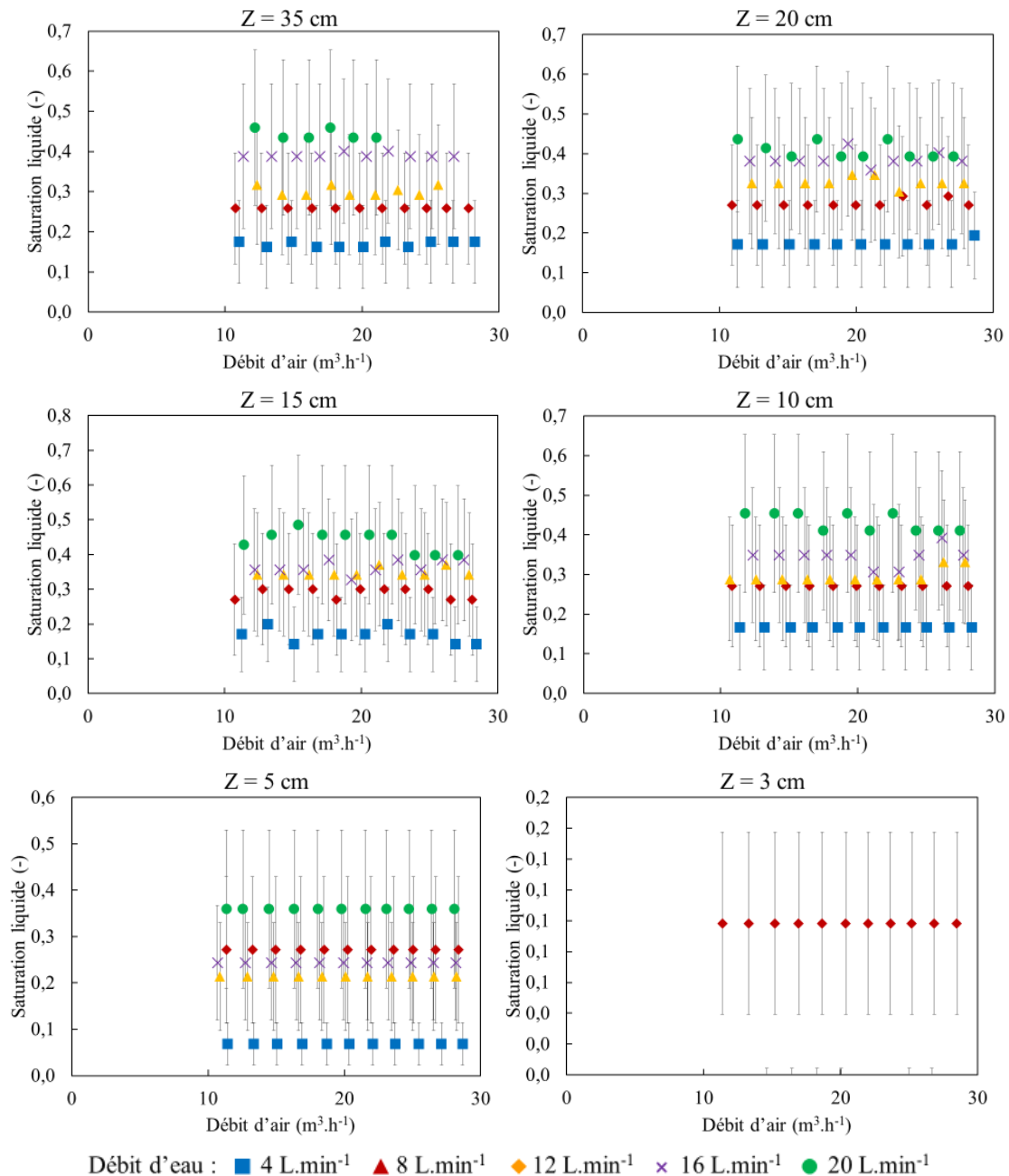


Figure A.1 : Saturation liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre

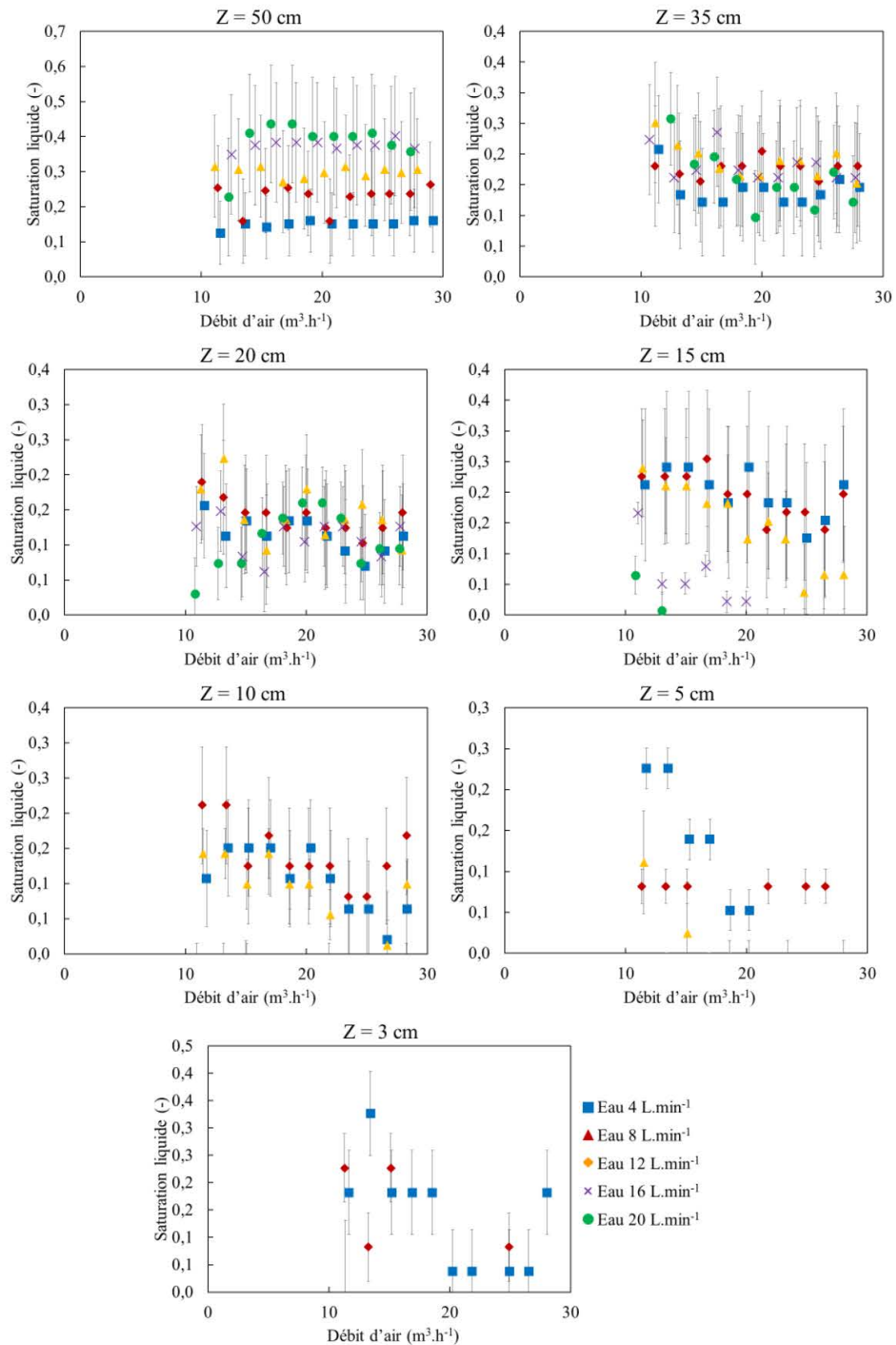


Figure A.2 : Saturation liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 10 mm de diamètre

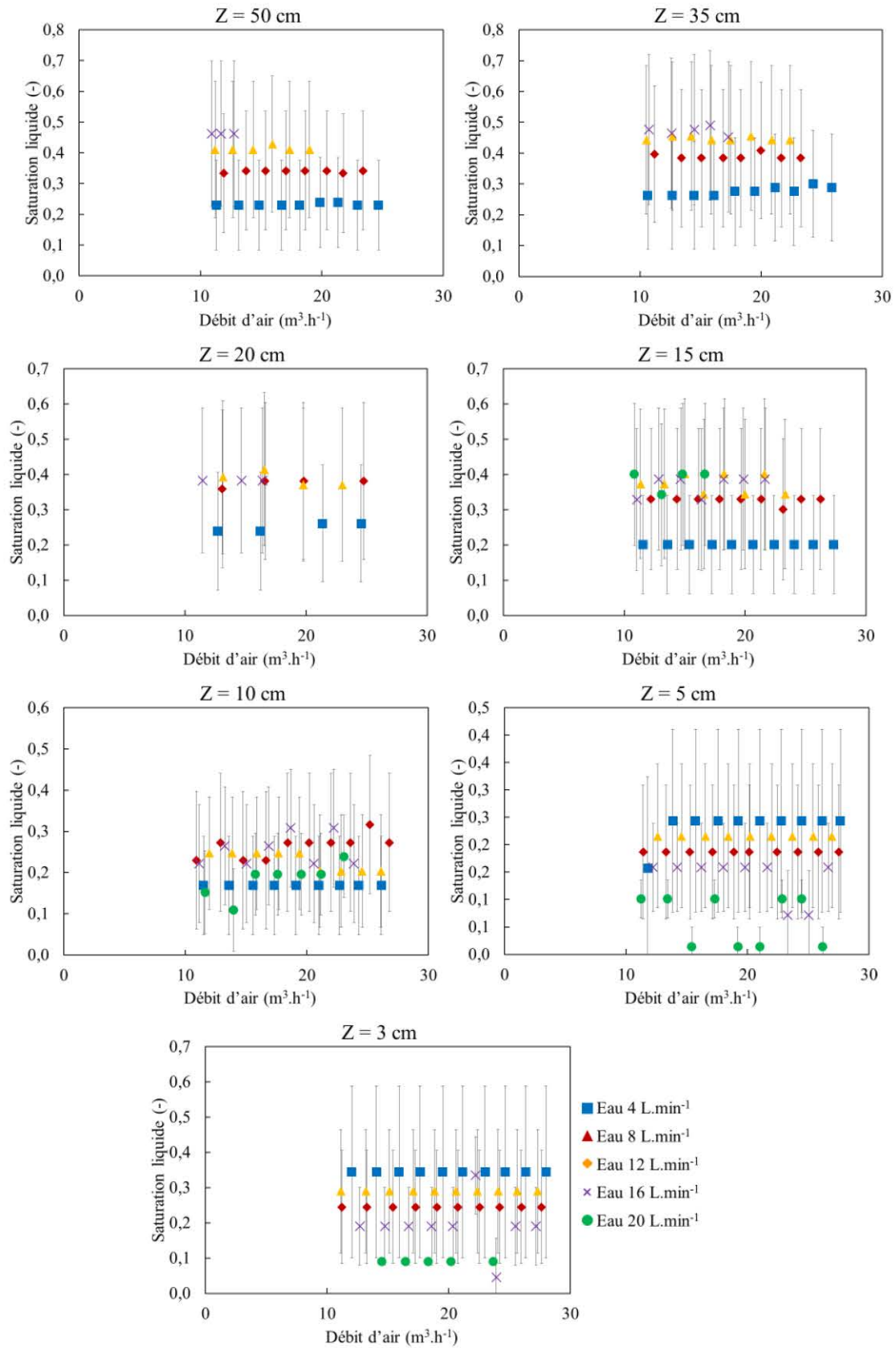


Figure A.3 : Saturation liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 2 mm de diamètre

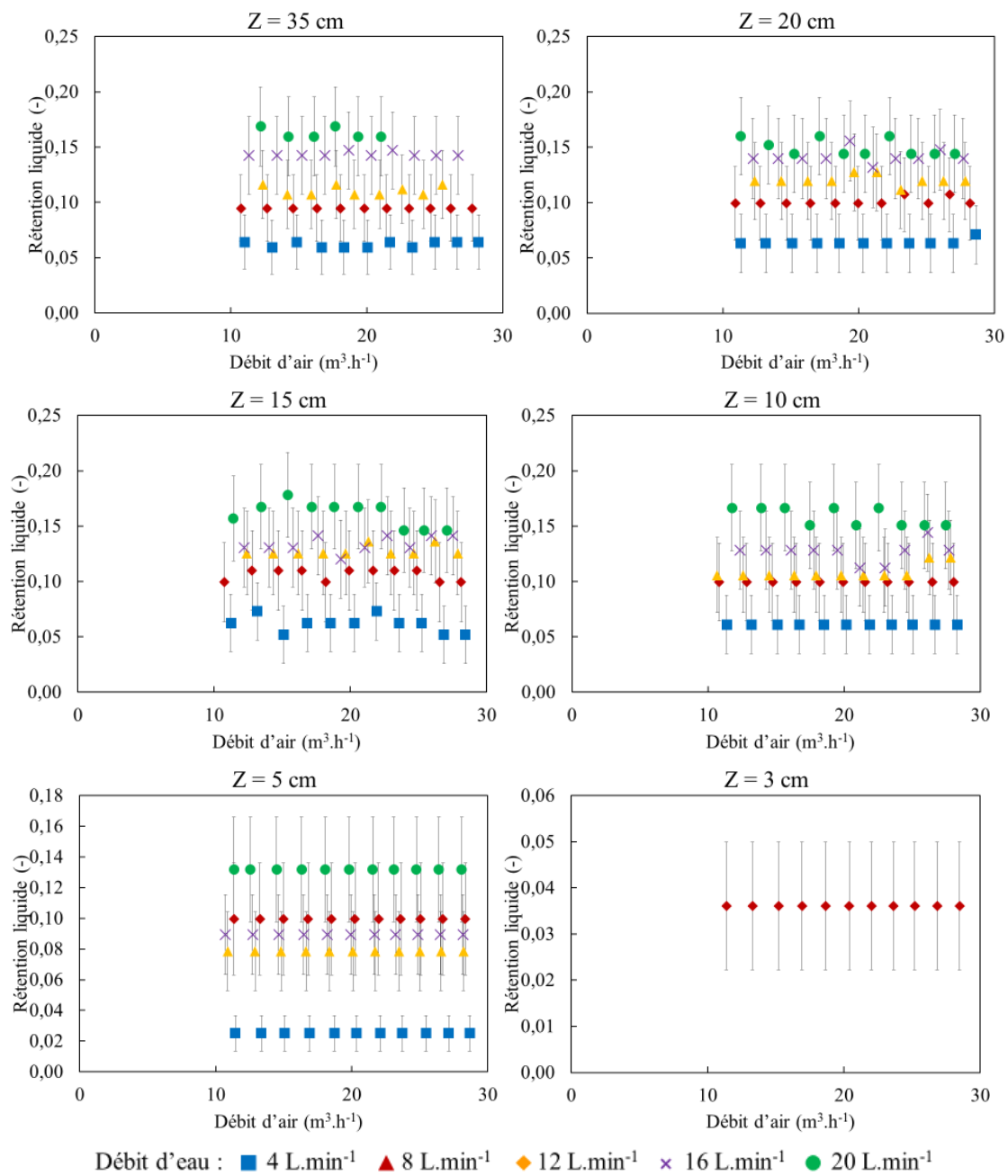


Figure A.4 : Rétention liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre



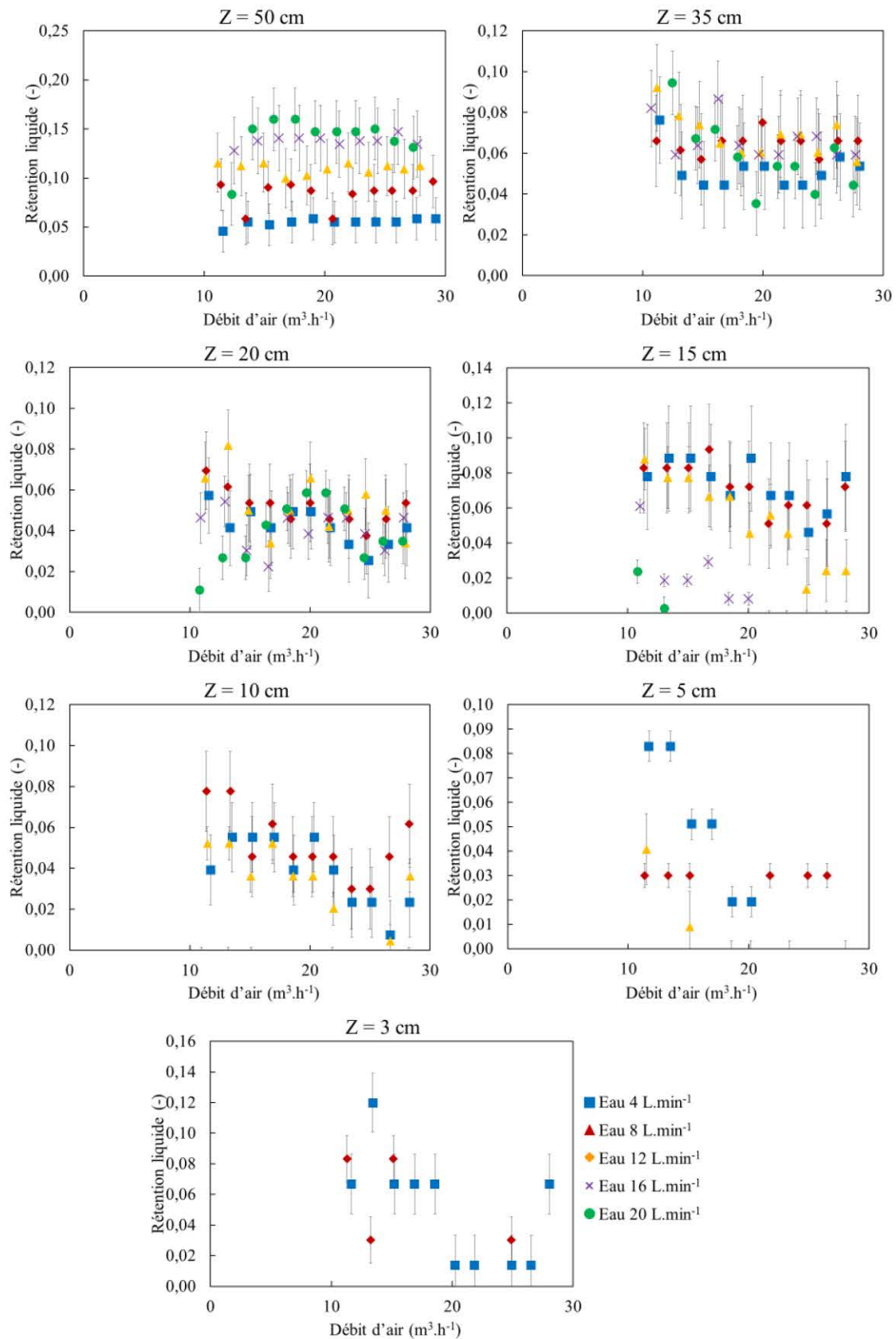


Figure A.5 : Rétention liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 10 mm de diamètre

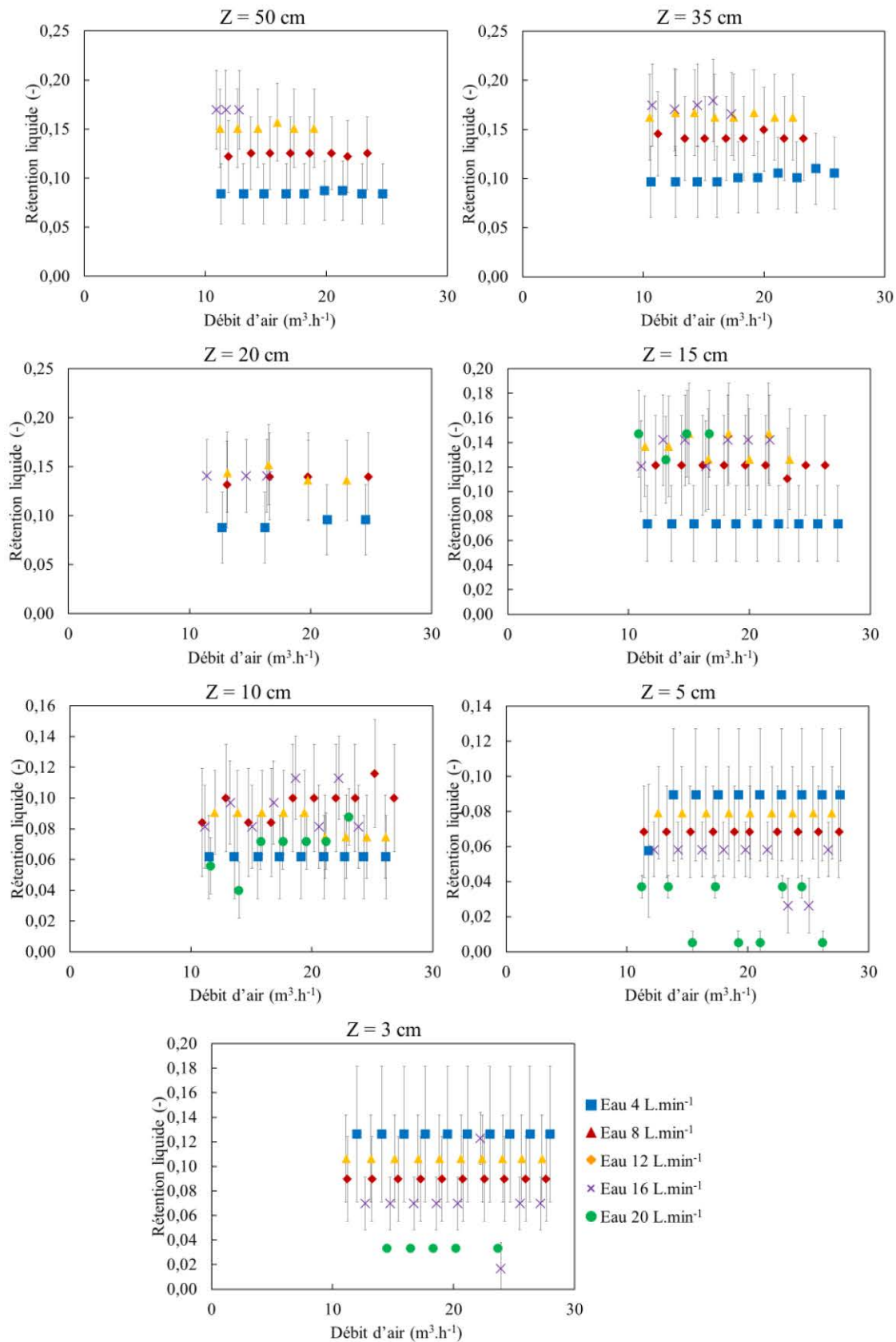


Figure A.6 : Rétention liquide en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 2 mm de diamètre

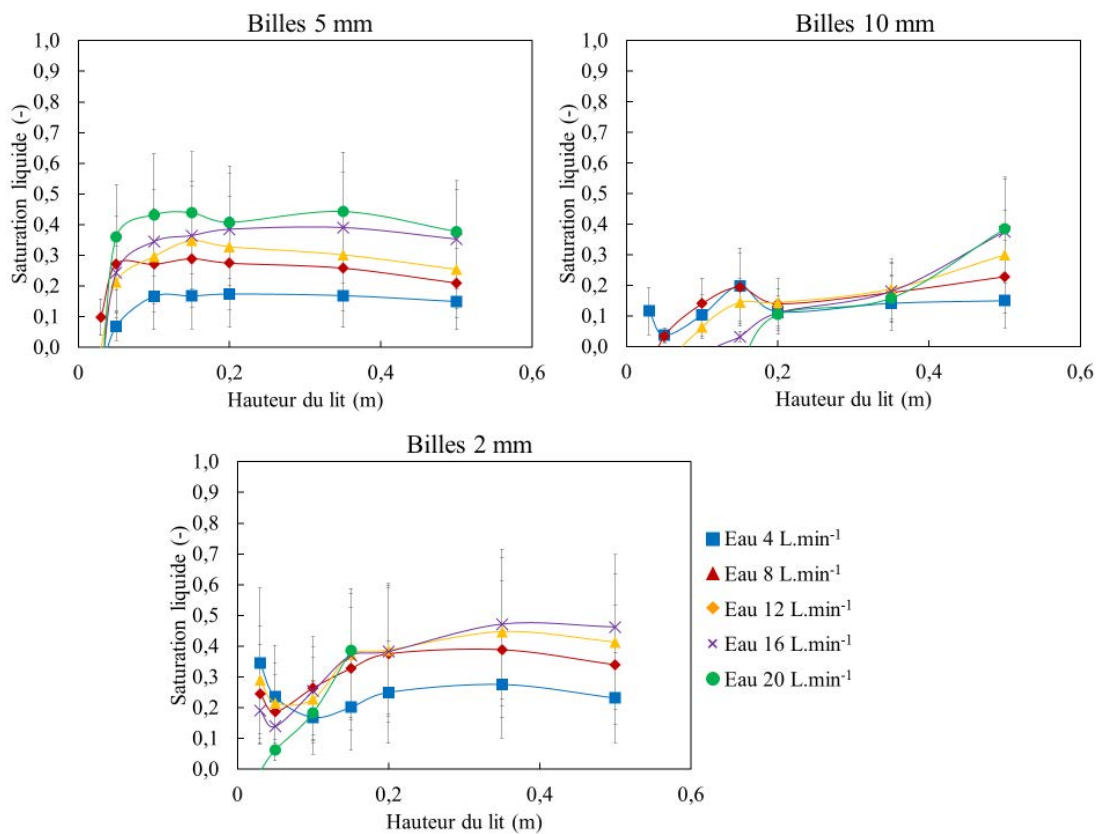


Figure A.7 : Saturation liquide en fonction de la hauteur du lit de collecteurs et du débit d'eau

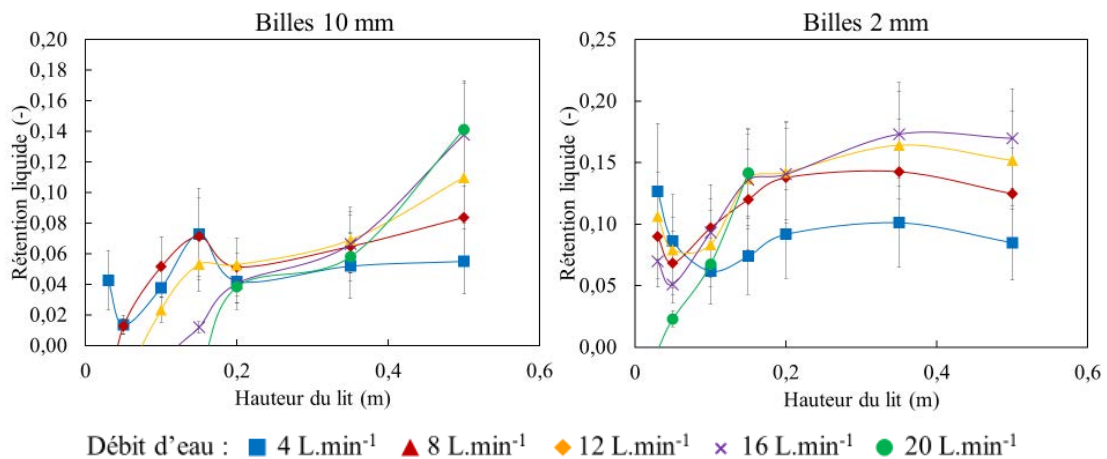


Figure A.8 : Rétention liquide en fonction de la hauteur du lit de collecteurs et du débit d'eau

## Annexe B : Mesures de perte de charge

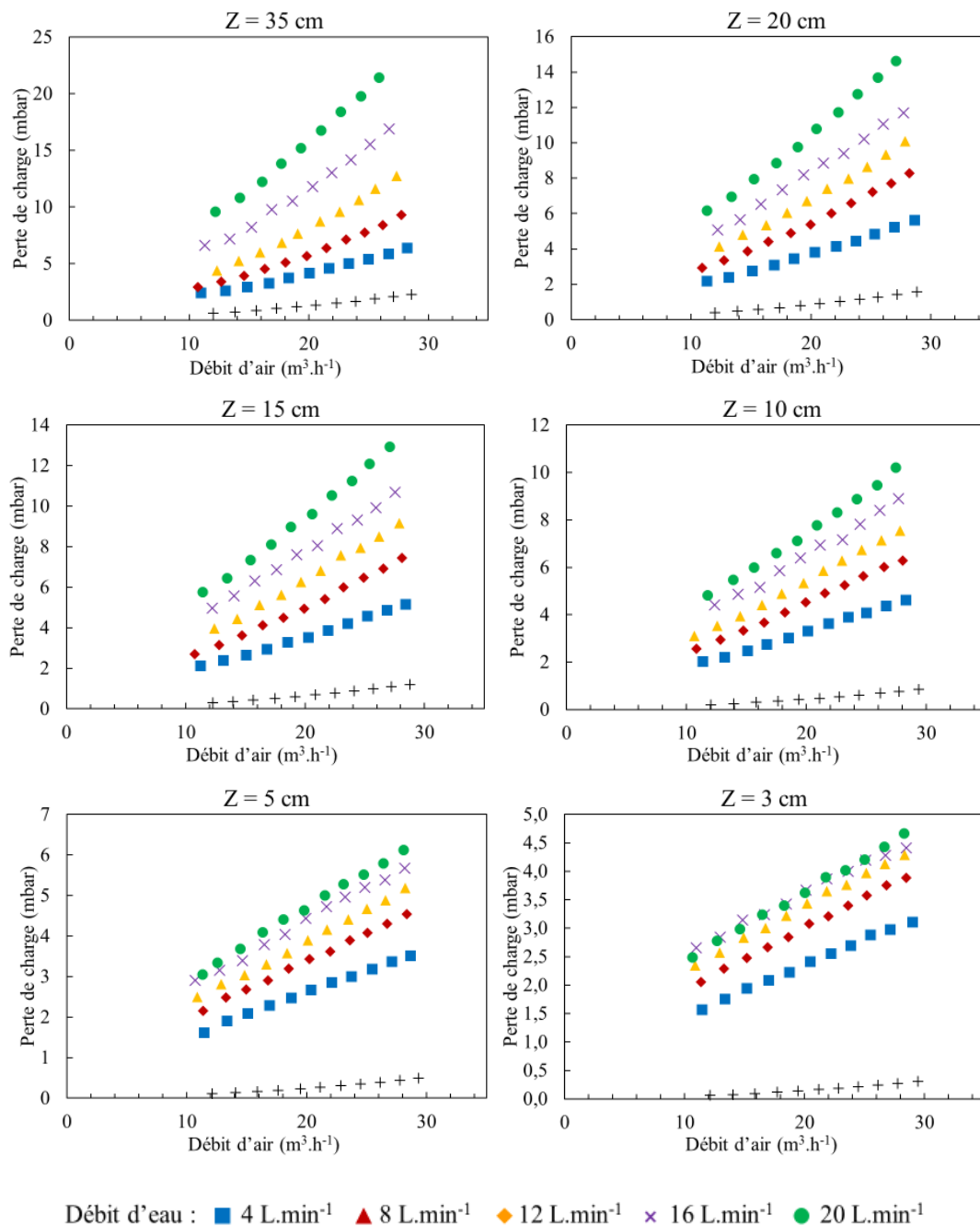


Figure B.1 : Perte de charge en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 5 mm de diamètre

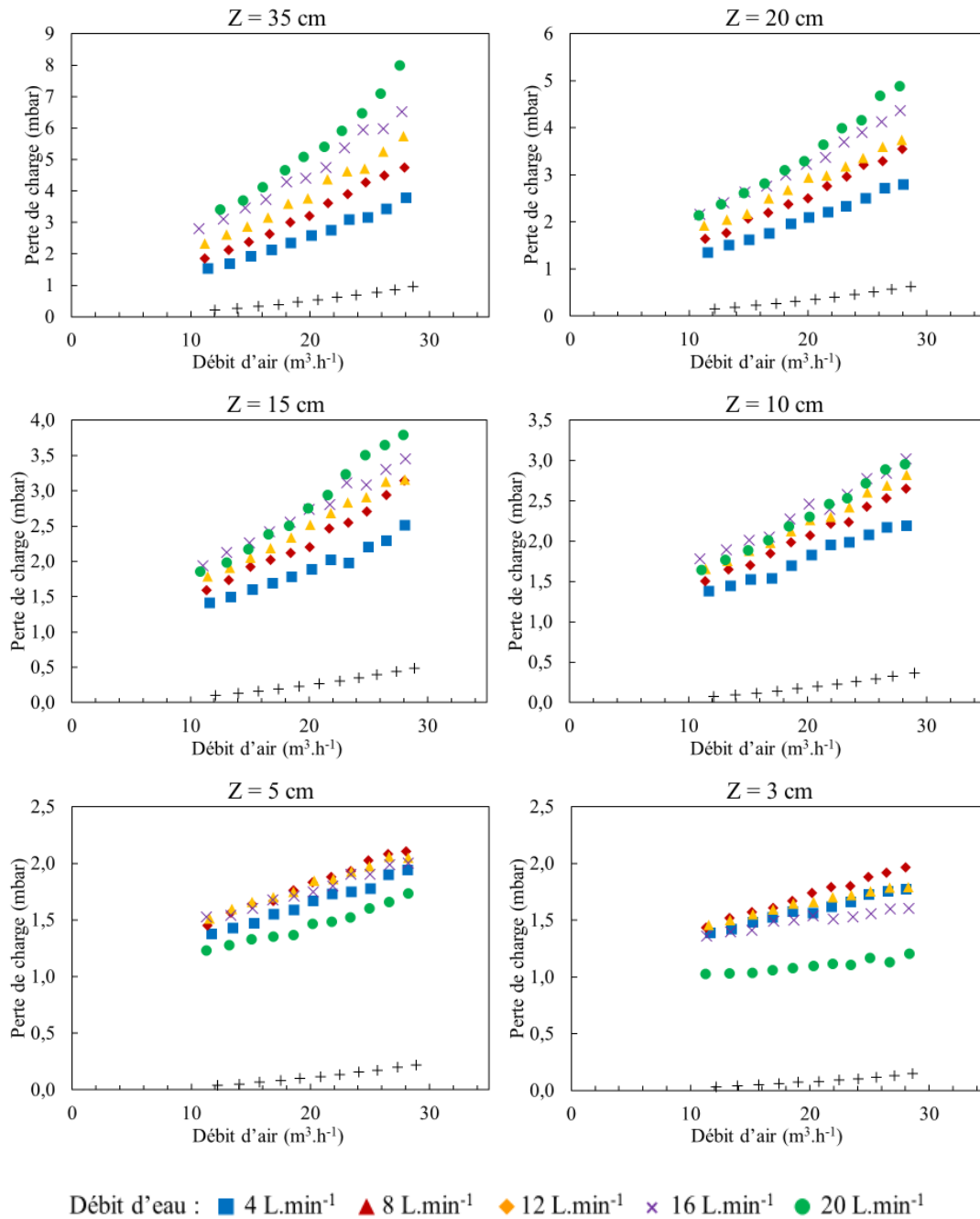


Figure B.2 : Perte de charge en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 10 mm de diamètre

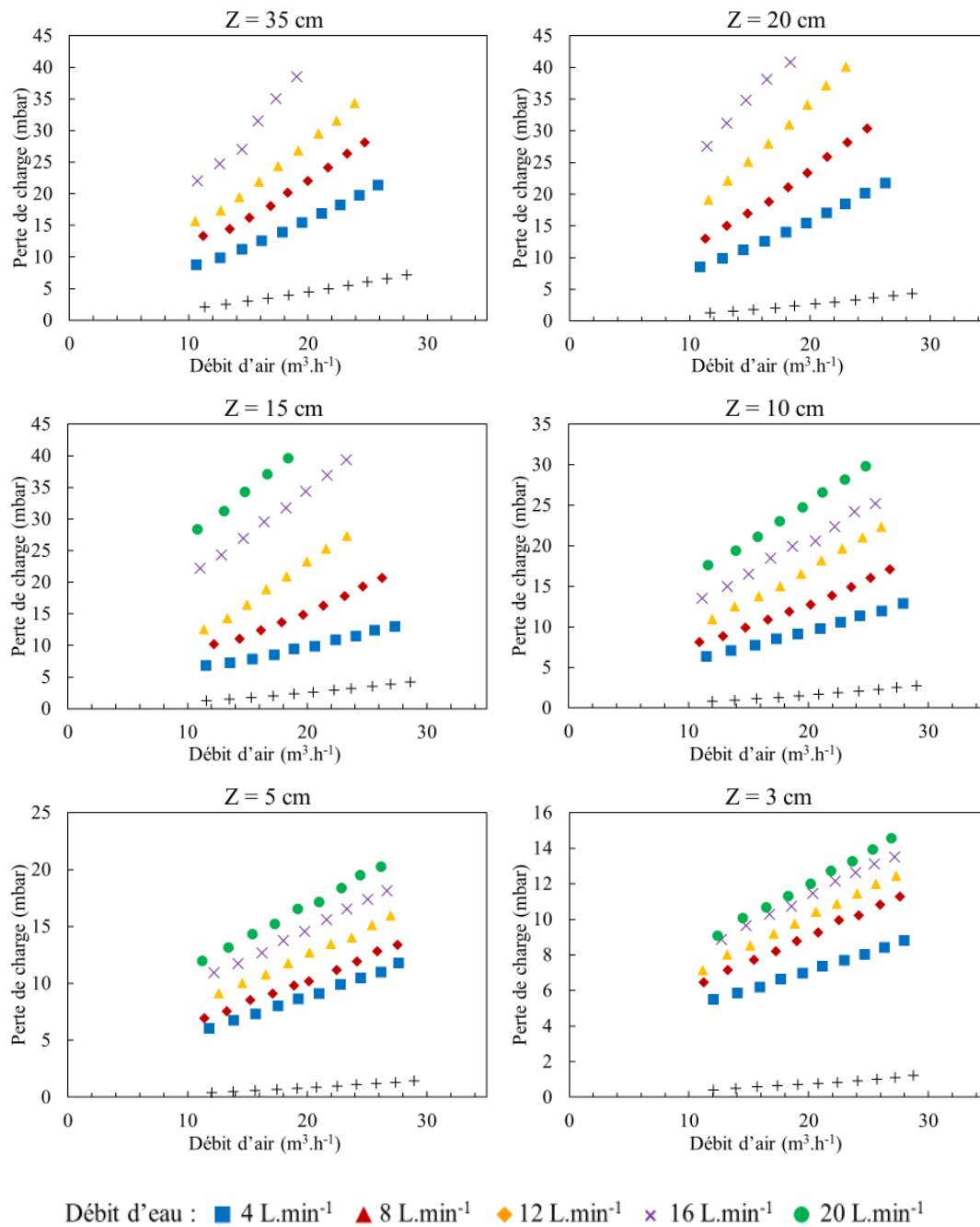


Figure B.3 : Perte de charge en fonction des débits d'air et d'eau pour les collecteurs de 2 mm de diamètre

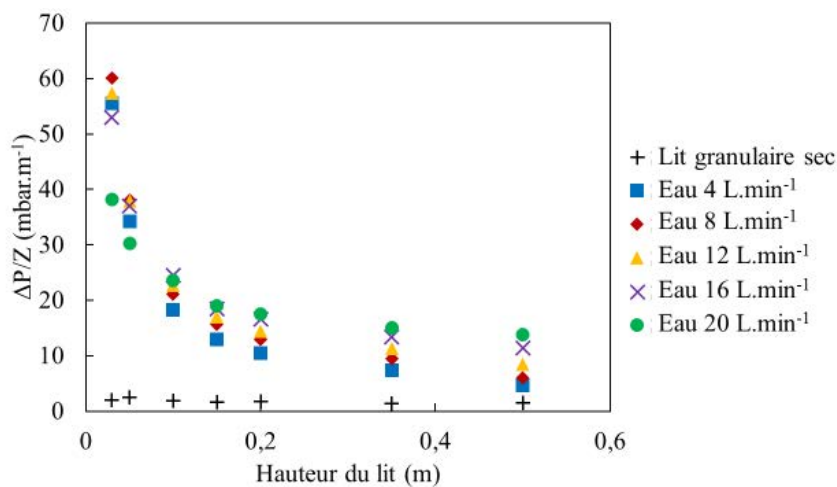


Figure B.4 :  $\Delta P/Z$  du lit granulaire arrosé en fonction de la hauteur du lit et du débit d'eau pour des billes de 10 mm de diamètre et un débit d'air de  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$

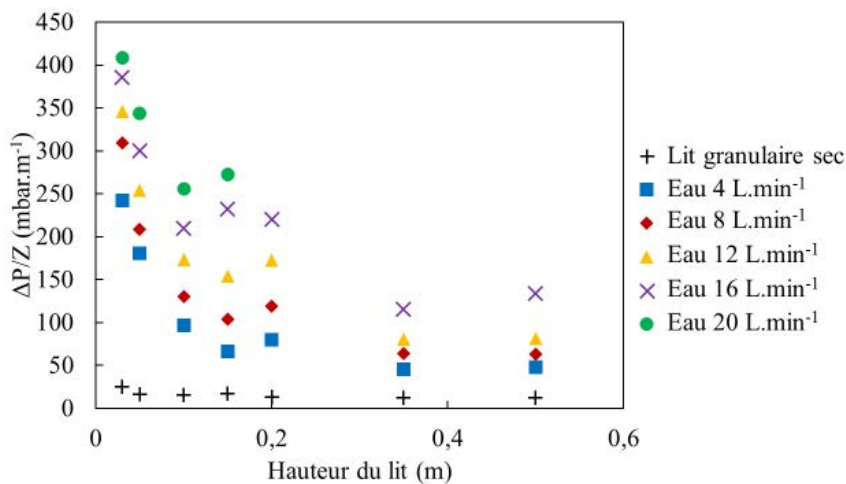


Figure B.5 :  $\Delta P/Z$  du lit granulaire arrosé en fonction de la hauteur du lit et du débit d'eau pour des billes de 2 mm de diamètre et un débit d'air de  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$

## Annexe C : Efficacités en cours de colmatages

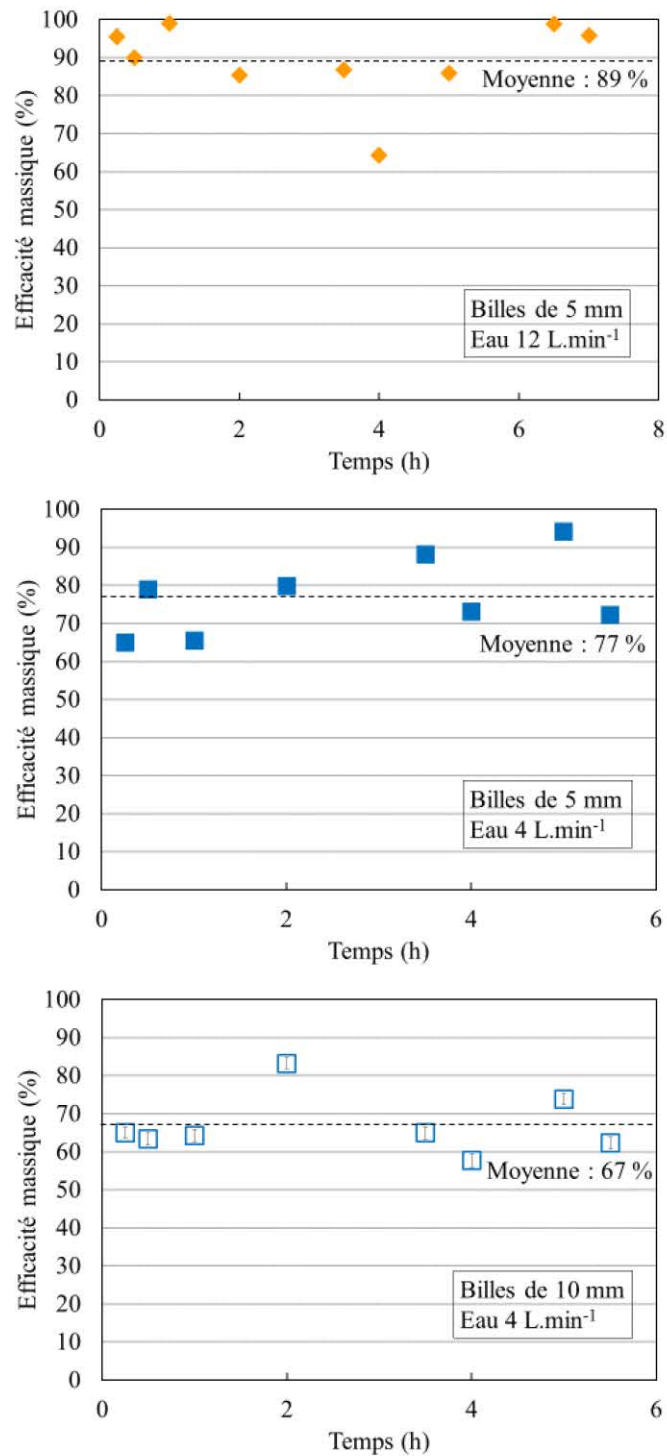


Figure C.1 : Efficacité massique d'un lit granulaire arrosé sur 6 h de colmatage pour différents collecteurs et débits d'eau pour un débit d'air de  $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  et une concentration en particules de  $4,5 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$



## Annexe D : Modélisation de la perte de charge et de l'efficacité initiale

Tableau D.1 : Valeurs ajustées du terme  $e^{\alpha}$  pour les essais réalisés avec des billes de 5 mm de diamètre (modèle de perte de charge basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption)

	Débit d'eau (L.min <sup>-1</sup> )	4	8	12	16	20
Hauteur du lit (m)	0,50	1,01543	1,01543	1,01543	1,01543	1,01543
	0,35	1,01230	1,01230	1,01230	1,01230	1,01230
	0,20	1,02061	1,02061	1,02061	1,02061	1,02061
	0,15	1,02238	1,02238	1,02238	1,02238	1,02238

Tableau D.2 : Valeurs ajustées du terme  $e^{\alpha}$  pour les essais réalisés avec des billes de 10 mm de diamètre (modèle de perte de charge basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption)

	Débit d'eau (L.min <sup>-1</sup> )	4	8	12	16	20
Hauteur du lit (m)	0,50	1,01524	1,01543	1,01543	1,01543	1,01543
	0,35	1,01227	1,01230	1,01230	1,01230	1,01230
	0,20	1,02046	1,02061	1,02061	1,02061	1,02061
	0,15	1,02256	1,02238	1,02238	1,02238	1,02238

Tableau D.3 : Valeurs ajustées du terme  $e^{\alpha}$  pour les essais réalisés avec des billes de 2 mm de diamètre (modèle de perte de charge basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption)

	Débit d'eau (L.min <sup>-1</sup> )	4	8	12	16	20
Hauteur du lit (m)	0,50	1,01543	1,01543	1,01543	1,01543	
	0,35	1,01230	1,01230	1,01230	1,01230	
	0,20	1,02061	1,02061	1,02062	1,02061	
	0,15	1,02238	1,02238	1,02238	1,02238	1,02238

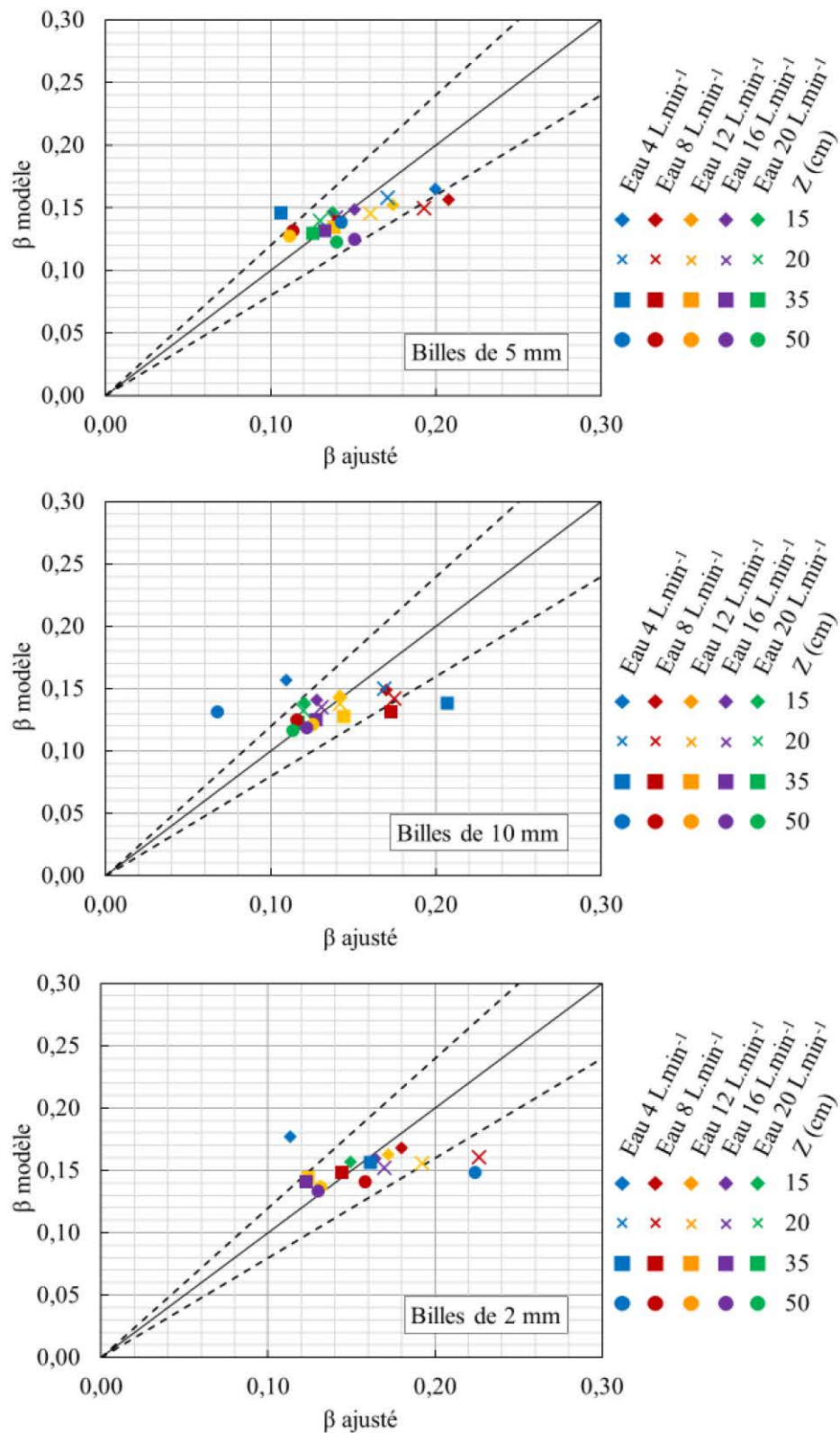


Figure D.1 : Diagramme de parité du paramètre  $\beta$  du modèle de perte de charge basé sur la perte de charge d'une colonne d'absorption pour les trois tailles de collecteurs

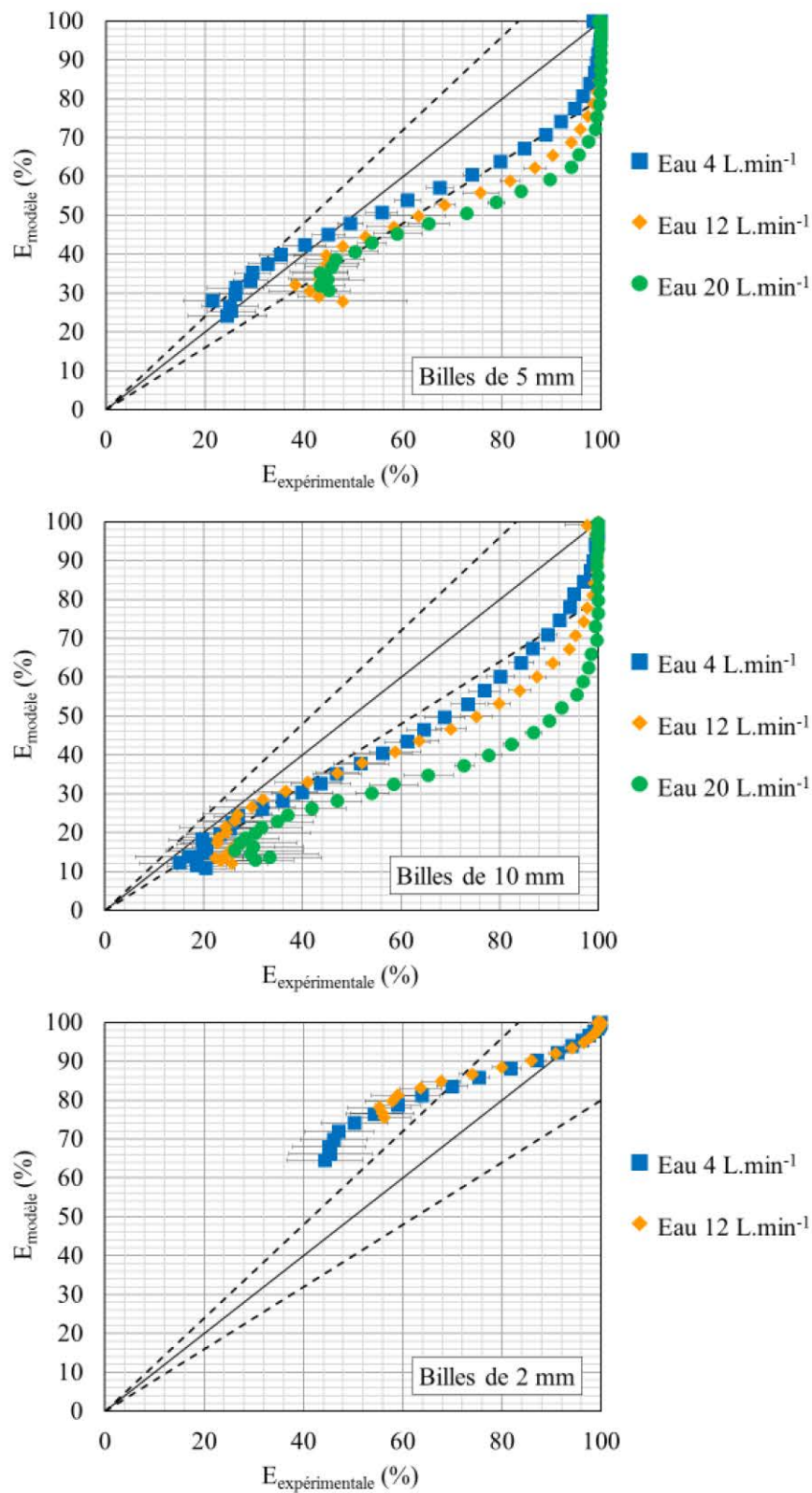


Figure D.2 : Diagramme de parité des efficacités expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées (modèle basé sur la modification de la porosité et du diamètre des collecteurs)

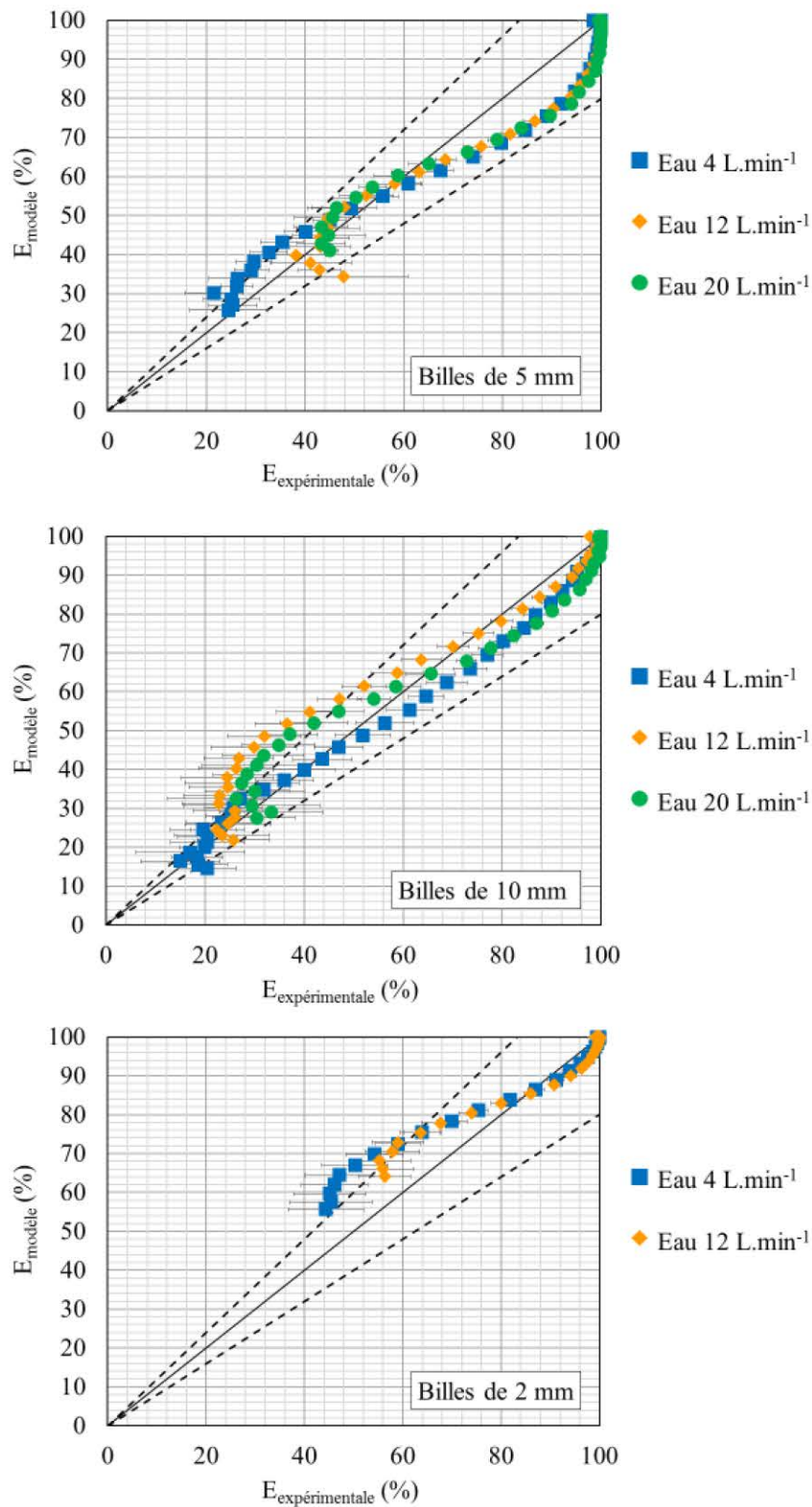


Figure D.3 : Diagramme de parité des efficacités expérimentales et théoriques pour l'ensemble des configurations testées (modèle introduisant un coefficient dépendant du débit de liquide)

# Abstract

## *Alternative process for blast furnace gases treatment*

In order to enable the establishment of a CO<sub>2</sub> recovery chain sector from the steel industry, this study aims to propose a new filtration device for the dust removal of blast furnace fumes that would be placed after the current treatment chain to improve their purification. The originality of the chosen technology, a trickle bed, permits to maintain a constant pressure drop by re-entraining continuously the particles trapped on collectors thanks to a water film flow to overcome the clogging problem. A hydrodynamic study and efficiency measurements lead with particles (in a range of diameters between 0.5 and 10 µm) showed that the pressure drop and the initial efficiency increase with the decrease of the collector diameter, which is in agreement with the results of the literature for dry granular beds. The presence of water increases the initial collection efficiency at the expense of a higher pressure drop. These observations are related to the decrease of the bed porosity in presence of a water flow. A good compromise between pressure drop and efficiency was found for an air flow rate of 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, a liquid flow rate of 12 L.min<sup>-1</sup> and using a 50 cm bed composed of glass beads of 5 mm diameter. Long-term clogging tests showed that the efficiency of the bed remains globally constant over time at a value close to the initial one. The pressure drop, although higher at the beginning of the experiment than that of a dry granular bed, stabilizes rapidly at a much lower value than that measured for a dry granular bed for the same mass of particles collected. The experiments have been carried out over 30 h under disadvantageous conditions, and we can expect that under real operating conditions the pressure drop will be stable over much longer times. Thus, the presence of water plays its part by limiting the clogging evolution of the granular bed by the re-entrainment of particles collected by the bed. This study was completed by the development of a model to determine the pressure drop and initial efficiency of a trickle bed, which resulted in an example of pre-sizing of a process on an industrial scale.

Key words: Aerosols, Dust extraction, Efficiency, Filtration, Pressure drop, Trickle bed

# Résumé

## *Procédé alternatif pour l'épuration des fumées de hauts fourneaux*

Afin de permettre la mise en place d'une filière de valorisation du CO<sub>2</sub> issu de l'industrie sidérurgique, cette étude a pour but de proposer un nouveau procédé de dépoussiérage des fumées de hauts fourneaux qui serait placé à la suite des filières actuelles de traitement pour améliorer leur épuration. L'originalité de la technologie retenue, un lit granulaire arrosé, permet de maintenir la perte de charge constante en facilitant le réentraînement en continu des particules collectées à l'aide d'un écoulement de liquide (formant un film à la surface des collecteurs) pour ainsi pallier le problème de colmatage. Une étude hydrodynamique et des mesures d'efficacité vis-à-vis de particules de diamètre compris entre 0,5 et 10 µm ont montré que la perte de charge et l'efficacité initiale augmentaient avec la diminution du diamètre des collecteurs, ce qui est en accord avec les résultats de la littérature pour des lits granulaires secs. La présence d'un filet d'eau augmente l'efficacité initiale de collecte au détriment toutefois d'une perte de charge plus élevée. Ces observations sont liées à la diminution de la porosité du lit lorsque ce dernier est arrosé par un débit d'eau. Un bon compromis entre perte de charge et efficacité a été trouvé avec un lit composé de 50 cm de billes de 5 mm de diamètre et un débit d'eau de 12 L.min<sup>-1</sup> pour un débit de gaz à traiter de 20 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>. Des essais de colmatage longue durée ont mis en évidence que l'efficacité du lit reste globalement constante au cours du temps, à une valeur proche de la valeur initiale. La perte de charge, bien que supérieure en début d'expérience à celle d'un lit granulaire sec, se stabilise rapidement à une valeur bien plus faible que celle mesurée pour un lit sec pour une même masse de particules collectées. Les expériences ayant été menées sur 30 h dans des conditions défavorables, nous pouvons nous attendre à ce que dans des conditions réelles de fonctionnement la perte de charge soit stable sur des temps beaucoup plus longs. Ainsi la présence de l'eau remplit bien le rôle prévu en limitant l'évolution du colmatage du lit granulaire par le réentraînement des particules collectées par le lit. Cette étude s'est achevée par le développement d'un modèle permettant de déterminer la perte de charge et l'efficacité initiale d'un lit granulaire arrosé, ce qui a abouti sur un exemple de pré-dimensionnement à échelle industrielle.

Mots clefs : Aérosols, Dépoussiérage, Efficacité, Filtration, Lit granulaire arrosé, Perte de charge