



**HAL**  
open science

## Etude hydrodynamique d'un nouveau concept de récepteur solaire à suspension dense de particules

Benjamin Boissière, Renaud Ansart, Daniel Gauthier, Gilles Flamant, Mehrdji Hemati

► **To cite this version:**

Benjamin Boissière, Renaud Ansart, Daniel Gauthier, Gilles Flamant, Mehrdji Hemati. Etude hydrodynamique d'un nouveau concept de récepteur solaire à suspension dense de particules. STP2012 – 7ème colloque Science et Technologie des Poudres, Jul 2012, Toulouse, France. pp.0. hal-04104428

**HAL Id: hal-04104428**

**<https://hal.science/hal-04104428>**

Submitted on 24 May 2023

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

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



## Open Archive Toulouse Archive Ouverte (OATAO)

OATAO is an open access repository that collects the work of Toulouse researchers and makes it freely available over the web where possible.

This is an author-deposited version published in: <http://oatao.univ-toulouse.fr/>  
Eprints ID: 6863

**To cite this document:**

Boissière, Benjamin and Ansart, Renaud and Gauthier, Daniel and Flamant, Gilles and Hemati, Mehrdji *Etude hydrodynamique d'un nouveau concept de récepteur solaire à suspension dense de particules*. (2012) In: STP2012 – 7ème colloque Science et Technologie des Poudres, 4-6 Jul 2012, Toulouse, France

Any correspondence concerning this service should be sent to the repository administrator: [staff-oatao@inp-toulouse.fr](mailto:staff-oatao@inp-toulouse.fr)

## ÉTUDE HYDRODYNAMIQUE D'UN NOUVEAU CONCEPT DE RÉCEPTEUR SOLAIRE À SUSPENSION DENSE DE PARTICULES

---

B. BOISSIERE (1,2), R. ANSART (1,2), D. GAUTHIER (3), G. FLAMANT (3), M. HEMATI (1,2)

- ◆ (1) Université de Toulouse ; INPT, UPS ; Laboratoire de Génie Chimique ; 4, Allée Émile Monso  
(2) CNRS ; Laboratoire de Génie Chimique  
F-31030 Toulouse, FRANCE  
e-mail : [Mehrdji.Hemati@ensiacet.fr](mailto:Mehrdji.Hemati@ensiacet.fr)  
[Renaud.Ansart@ensiacet.fr](mailto:Renaud.Ansart@ensiacet.fr)  
[Benjamin.Boissiere@ensiacet.fr](mailto:Benjamin.Boissiere@ensiacet.fr)
  - ◆ (3) PROMES – CNRS ; 7, rue de Four Solaire  
66120 Font-Romeu Odeillo, FRANCE  
e-mail : [Gilles.Flamant@promes.cnrs.fr](mailto:Gilles.Flamant@promes.cnrs.fr)  
[Daniel.Gauthier@promes.cnrs.fr](mailto:Daniel.Gauthier@promes.cnrs.fr)
- 

**Résumé.** Le concept proposé met en œuvre des suspensions denses de particules fines (classe A ou A/B de la classification de Geldart) en tant que nouveau fluide caloporteur afin d'améliorer les performances des centrales solaires à concentration. En effet, ces suspensions de gaz et de solide ont le comportement d'un fluide et permettent d'atteindre des températures beaucoup plus élevées qu'avec les fluides caloporteurs classiques (huiles minérales, sels fondus). Cette étude associe le Laboratoire de Génie Chimique (LGC) de Toulouse et le Laboratoire Procédés, Matériaux et Énergie Solaire (CNRS-PROMES) d'Odeillo ; elle a été soutenue par le Programme Interdisciplinaire Énergie du CNRS et est prolongée dans le cadre du projet européen CSP2, « Concentrating Solar Power in Particles ». Ce papier présente la technologie permettant la mise en circulation de la suspension dans un échangeur vertical multitubulaire et multipasse et rappelle les différents régimes rencontrés dans ce type d'écoulement. L'échange thermique entre la paroi chauffée par le rayonnement et les particules étant fortement dépendant du régime d'écoulement, la caractérisation du régime en fonction des conditions de fonctionnement est donc capitale. L'étude est focalisée sur l'écoulement ascendant du solide dans l'échangeur et la comparaison des résultats expérimentaux obtenus sur le pilote « froid » installé au LGC avec les prédictions d'un modèle 1D diphasique « Bulle-Émulsion », adapté pour tenir compte de l'entraînement des particules dans le sillage des bulles et l'évolution des propriétés physiques de l'air d'aération en fonction de la pression locale.

**Mots Clés.** Récepteur solaire, Suspension dense, Classe A/B, Fluidisation, Écoulements ascendants

### 1. INTRODUCTION

Dans un contexte de développement des moyens de production d'énergies alternatives, la technologie des centrales solaires thermiques à concentration est une solution sérieuse.

La principale limitation des centrales solaires à concentration est la température maximale d'utilisation du fluide caloporteur, correspondant à la température de dénaturation du produit. Cette température est de 565°C pour les sels fondus, communément utilisés, et de 450°C pour les huiles minérales, également utilisées comme fluide caloporteur. En outre, les sels fondus présentent l'inconvénient de se solidifier à environ 100°C pour les plus performants, ce qui nécessitent la présence d'une centrale thermique annexe pour les longues périodes d'obscurité (nuit, mauvais temps, ...). Les huiles minérales quant à elles, deviennent hautement cancérigènes à haute température.

Le concept proposé [1] met en œuvre des suspensions denses de particules fines de classes A et A/B. Nous proposons de les utiliser en tant que nouveau fluide caloporteur, afin d'améliorer les performances des centrales solaires à concentration, en particulier le rendement du cycle thermodynamique de transformation de l'énergie thermique en électricité. En effet, ces suspensions ont le comportement hydrodynamique d'un fluide et permettent d'atteindre des températures de fonctionnement supérieures à 1 000 °C.

Ce travail a pour but d'étudier le comportement hydrodynamique à froid de suspensions denses de particules solides à l'intérieur d'un récepteur solaire à l'échelle du laboratoire.

Dans ce travail, après un bref rappel bibliographique concernant les différents régimes d'écoulements verticaux denses de suspensions de particules solides [2], sera présenté le dispositif expérimental conçu au Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse. Il s'agit d'un échangeur multitubulaire et multipasse à lit fluidisé permettant d'étudier l'écoulement ascendant et descendant de suspensions denses de particules solides. Cet article est essentiellement consacré à l'étude expérimentale et théorique de l'écoulement vertical ascendant de suspensions denses.

Le comportement hydrodynamique est caractérisé par la mesure des pertes de charge locales et par le traçage à l'hélium de la phase gazeuse. Un modèle prédictif 1D Bulle-Emulsion développé au LGC [3] est utilisé pour prédire la structure hétérogène et homogène de l'écoulement en régime permanent : le profil axial de pression, le flux gazeux ascendant ainsi que le taux de bulles. Le modèle permet de prédire de manière convenable les profils de pression expérimentaux et de confirmer nos observations expérimentales concernant le régime d'écoulement.

## 2. HYDRODYNAMIQUE DES SUSPENSIONS DENSES DE PARTICULES FINES.

Dans la littérature, un nombre important d'études traitent de l'écoulement vertical ascendant de particules en régime pneumatique dilué. Ce régime caractérise l'écoulement dans les « risers » des lits fluidisés circulants utilisés dans les opérations de séchage, des réactions gaz-solide catalytiques ou non.

Concernant l'écoulement dense vertical descendant de particules, la littérature est très abondante, principalement parce que ce type d'écoulement est essentiellement exploité dans les procédés mettant en œuvre les lits fluidisés circulants (procédés de FCC, Chemical looping, Gazéification, combustion,...). Dans ce type d'écoulement, la défluidisation locale suite à la compression du gaz interstitiel sous le poids du solide dans la colonne (stand pipe) génère une importante instabilité, avec l'apparition de poches de gaz emprisonnées dans l'écoulement [4].

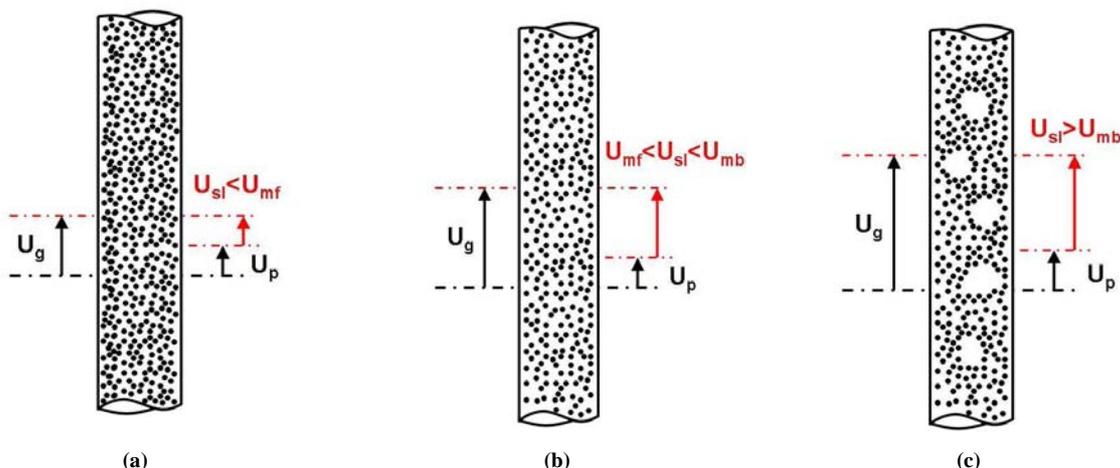


Figure 1 : Différents régimes d'écoulements ascendants de suspensions denses de particules (a) Lit mobile (b) Fluidisé homogène (c) Fluidisé hétérogène.

Cependant, très peu d'études abordent l'écoulement vertical ascendant de suspensions denses de particules. Ces écoulements, comme pour les écoulements denses descendants, sont caractérisés d'une part par la vitesse de glissement locale entre le gaz et les particules notée  $u_{sl}$ , et d'autre part par le gradient de pression locale.

On distingue trois principaux régimes d'écoulements en fonction de la vitesse locale de glissement (Figure 1) :

- le lit mobile, caractérisé par une vitesse de glissement inférieure à celle au minimum de fluidisation ( $U_{mf}/\epsilon_{mf}$ ). Le solide se comporte alors comme un milieu poreux vis-à-vis du gaz. La perte de charge linéaire est donnée par la loi d'Ergun [5]. Notons que ce régime est rencontré essentiellement en écoulement descendant et rarement en écoulement ascendant,
- le régime fluidisé homogène correspond à une vitesse de glissement locale comprise entre la vitesse au minimum de fluidisation et celle au minimum de bullage. Il est caractérisé par un gradient de pression élevé et fortement dépendant de la vitesse du gaz. L'écoulement de la suspension dans ce régime est semblable à celui de l'écoulement piston,
- le régime fluidisé hétérogène est rencontré pour une vitesse de glissement locale supérieure à la vitesse au minimum de bullage. L'agitation générée par le passage des bulles offre à ce régime un important mélange radial des particules.

Ceci montre qu'il existe un couplage intime entre le débit d'aération et celui des particules solides. Afin de conserver le même régime d'écoulement fluidisé ascendant, une augmentation du débit de solide impose un débit d'aération plus grand. Ce dernier dépend des propriétés physiques de particules solides. Ainsi, l'utilisation des particules de type A ou A/B de la classification de Geldart ( $U_{mf} < 10 \text{ mm/s}$ ) permet une réduction sensible du débit d'aération. Ce dernier, en réduisant le flux d'énergie du courant gazeux sortant du récepteur, va augmenter le rendement de l'appareil.

Pour l'application au récepteur solaire, le régime d'écoulement recherché est celui fluidisé hétérogène qui permet d'assurer un bon échange thermique (radiatif et convectif) entre les parois et la suspension [6,7]. Ces échanges, dépendant du taux de recouvrement et du renouvellement des particules en paroi, sont conditionnés par l'hydrodynamique. Ainsi, la caractérisation hydrodynamique à froid de cette nouvelle technologie de récepteur solaire est capitale pour sa conception et son dimensionnement.

### 3. PRESENTATION DES OUTILS EXPERIMENTAL ET THEORIQUE

#### 3.1. Outil expérimental : présentation du pilote froid.

Le prototype conçu au LGC de Toulouse, schématisé sur la figure 2, est un échangeur à deux passes, chacune comportant deux tubes ( $\phi_i = 36 \text{ mm}$ ,  $h = 2 \text{ m}$ ), l'une en écoulement ascendant, et l'autre en écoulement descendant. L'alimentation en solide est réalisée grâce à une trémie et une vis sans fin à vitesse de rotation réglable. Ce système permet de couvrir une gamme de débit de solide comprise entre 20 et 200  $\text{kg.h}^{-1}$ . L'alimentation et le soutirage, ainsi que les connexions entre les passes, sont réalisés à l'aide de 4 bacs fluidisés. La partie inférieure de chaque tube d'échange est munie d'un injecteur d'air relié à un débitmètre massique permettant d'ajuster le débit d'aération. Afin d'obtenir l'écoulement dense vertical ascendant de poudre, les tubes, d'une hauteur de deux mètres, sont plongés dans un bac fluidisé dont la pression est régulée grâce à une vanne pneumatique reliée à un système de régulation PID. La pression du bac est fixée à une valeur identique à celle de la pression statique imposée par la hauteur de solide présent dans les tubes ( $\sim 130 \text{ mbars/m}$  théorique).

Le pilote est équipé de capteurs de pression permettant de déterminer le profil axial de pression dans chaque tube (0-500 mbars  $\pm 0,4\%$  de la pleine échelle), et également d'un système permettant d'effectuer le traçage à l'hélium de la phase gaz. Il est constitué d'un débitmètre massique pour l'hélium, d'un système de prélèvement gazeux et d'un analyseur. Le principe de cette technique consiste à injecter un faible débit d'hélium dans le courant d'aération d'un tube d'échange et à détecter sa fraction volumique en sortie, ce qui nous permet de déterminer le débit d'air provenant du caisson et traversant les tubes. Le débit d'air provenant du caisson est donné par la relation :

$$Q_{caisson} = \frac{Q_{He}}{X_{He}} - Q_{He} - Q_{aération} \quad (1)$$

$\rho_{c_p}$ ( $\text{kg.m}^{-3}.\text{K}^{-1}$ )	2680
$T_{frit}$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	1350
$\lambda$ ( $\text{W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$ )	18
$U_{mf}$ ( $\text{mm.s}^{-1}$ )	4,8
$\epsilon_{mf}$	0,57
$\epsilon_{mb}$	0,59
$U_{mb}$ ( $\text{mm.s}^{-1}$ )	6,6
$U_t$ ( $\text{mm.s}^{-1}$ )	33
$d_{10}$ ( $\mu\text{m}$ )	45
$d_{50}$ ( $\mu\text{m}$ )	78
$d_{90}$ ( $\mu\text{m}$ )	129
$d_{32}$ ( $\mu\text{m}$ )	64

Tableau 2 : Propriétés physiques des particules.

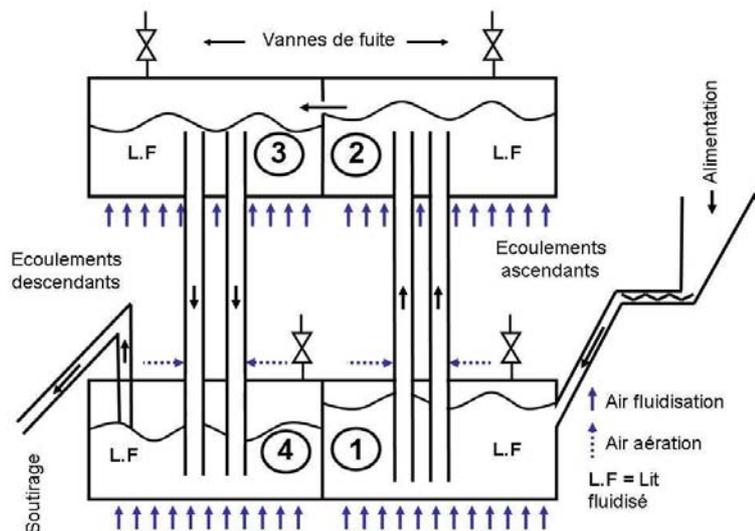


Figure 2 : Schéma du pilote froid installé au LGC.

Les essais ont été réalisés avec du carbure de silicium dont les propriétés physiques sont regroupées dans le tableau 2. Dans ce tableau sont aussi présentées ses vitesses caractéristiques (vitesse minimale de fluidisation,

vitesse minimale de bullage et la vitesse terminale de chute libre). Comme on peut le constater, la température de frittage très élevée, proche de 1350°C, les bonnes propriétés thermophysiques (capacité thermique volumique et conductivité) et la vitesse minimale de fluidisation très faible (<5 mm/s) font de cette poudre un très bon caloporteur et calostockeur.

### 3.2. Outil théorique : modélisation de l'hydrodynamique de l'écoulement ascendant.

Ce modèle est la forme modifiée de celui proposé par Andreux et Hemati [3] pour tenir compte de la structure hétérogène de l'écoulement.

Il s'agit d'un modèle monodirectionnel bulle-émulsion, couramment utilisé pour la simulation des lits fluidisés, auxquels sont rajoutés :

- la compressibilité du gaz ;
- le mouvement vertical ascendant des particules ;
- la variation de la porosité locale en fonction de la vitesse de fluidisation locale.

Dans un modèle bulle-émulsion appliqué à un lit fluidisé, le profil vertical de pression est donné par la contribution du poids des particules sous l'action de la gravité :

$$\Delta P / L = -(1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g . \quad (2)$$

Par cela, on suppose que le poids des particules est supporté par le fluide ascendant, dont la vitesse de fluidisation est une donnée du problème. Dans notre cas, la vitesse de fluidisation est cette fois un résultat du problème. Ainsi, il faut trouver une méthode de résolution permettant de calculer simultanément les champs de vitesse et le profil de pression. Dans ce travail une méthode empirique est utilisée en introduisant les corrélations empiriques, tirées de la bibliographie.

Les hypothèses complémentaires utilisées sont :

- l'écoulement est divisé en trois phases : Bulle, Emulsion et Sillage (Figure 3),
- l'absence de particules solides dans les bulles (hypothèse classique des modèles bulles-émulsion),
- chaque bulle entraîne dans son sillage une quantité de solide et de gaz de la phase émulsion,
- $f_w$  est le rapport entre la fraction volumique du sillage et la fraction volumique des bulles,
- la vitesse de sillage est identique à celle des bulles [8],
- l'écoulement est stationnaire,
- l'uniformité du flux massique de particules dans le tube. Cette hypothèse permet de déterminer, à partir de la porosité prédite, la vitesse interstitielle des particules.

Les équations du modèle ainsi établies sont regroupées dans le tableau 3. Ces équations sont discrétisées par rapport à la variable d'espace  $x$  et intégrées par la méthode de Newton. Le modèle détermine alors la vitesse des particules dans l'émulsion ainsi que la fraction de la phase bulle afin de vérifier les bilans de conservation de masse sur chaque phase.

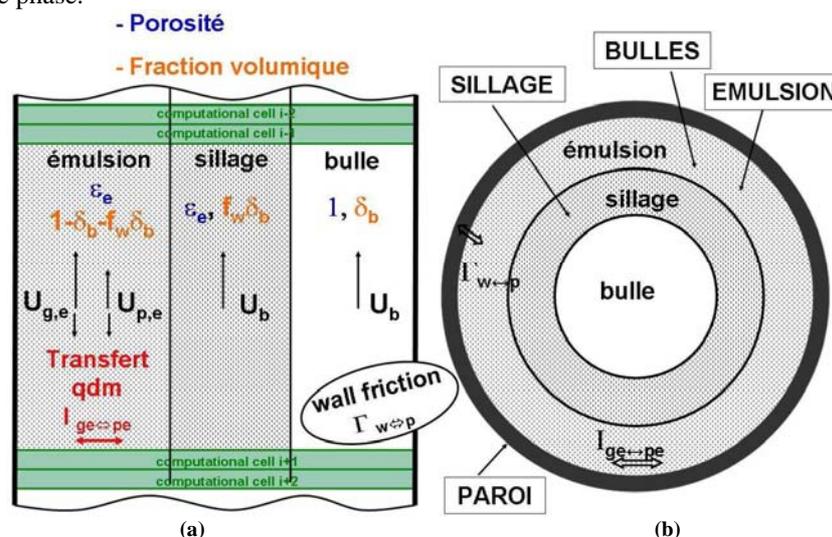


Figure 3 : Représentation selon le modèle Bulle-Emulsion de l'écoulement ascendant de particules (a) Vue en coupe (b) Vue en tranche.

Chaque domaine occupe une fraction volumique  $\delta_i$  du volume. Les indices  $e$ ,  $b$  et  $s$  correspondent respectivement aux phases émulsion, bulle et sillage. Dans chacun de ces domaines, la variable  $\varepsilon_i$  correspond à la fraction volumique de la phase  $i$  ( $i = p$  pour le solide et  $i = g$  pour le gaz).

A partir de l'évolution de la pression du gaz dans le tube (Eq. 8), la variation de la masse volumique du gaz est déterminée, ce qui modifie la vitesse superficielle du gaz. L'augmentation de la vitesse superficielle du gaz, associée au phénomène de coalescence des bulles, a pour conséquence la modification de la fraction volumique de la phase bulle dans l'écoulement.

La résolution des équations requiert la connaissance totale de l'état du système en entrée. On considère que la fraction de bulle en entrée est nulle. Donc la fraction du sillage est également nulle et la suspension n'est constituée que par la phase émulsion. Le débit massique de solide en entrée est fixé. La vitesse superficielle du gaz en entrée est déduite de l'équation 16 ou 17 en fonction de l'hypothèse retenue. La pression en entrée est fixée à partir des conditions de fonctionnement (pression du ciel gazeux et hauteur de solide du caisson).

Diamètre intérieur tube	3,6 cm
Hauteur du tube	2 m
$f_w$	30 %
Diamètre initial bulle	0 cm
Pression en entrée	280+21 mbars
Vitesse de gaz en entrée	$U_g = U_p + U_{mb}$
Fraction de bulle en entrée	0%

Tableau 3 : Conditions aux limites.

Phase	Gaz	Solide
<b>Débit (kg/h)</b>	$F_g = \rho_g \cdot A_c \cdot (1 - \delta_B - f_w \delta_B) \cdot \varepsilon_e \cdot u_{g,e} + \rho_g \cdot A_c \cdot f_w \cdot \delta_B \cdot \varepsilon_e \cdot U_B + \rho_g \cdot A_c \cdot \delta_B \cdot U_B \quad (3)$	$F_p = \rho_p \cdot A_c \cdot (1 - \delta_B - f_w \delta_B) \cdot (1 - \varepsilon_e) \cdot u_{p,e} + \rho_p \cdot A_c \cdot f_w \cdot \delta_B \cdot (1 - \varepsilon_e) \cdot U_B \quad (4)$
<b>Bilan matière</b>	$\frac{\partial \rho_g \varepsilon_g u_g}{\partial x} = S_g \quad (5)$	$\frac{\partial \rho_p \varepsilon_p u_p}{\partial x} = 0 \quad (6)$
<b>Sommation des porosités</b>	$\varepsilon_g + \varepsilon_p = 1 \quad (7)$	
<b>Pression</b>	$\frac{\partial P}{\partial x} = -(1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g \quad (8)$	
<b>G.P</b>	$\rho_g = \frac{PM}{RT} \quad (9)$	
<b>Porosité</b>	$\varepsilon_g = (1 - \delta_b - f_w \delta_b) \cdot \varepsilon_e + f_w \delta_b \varepsilon_e + \delta_b$ $\varepsilon_g = (1 - \delta_b) \cdot \varepsilon_e + \delta_b \quad (10)$	$\varepsilon_p = (1 - \varepsilon_e) \cdot f_w \cdot \delta_b + (1 - \varepsilon_e) \cdot \delta_e \quad (11)$
<b>Bulle</b>		
<b>Vitesse</b>	$U_B = U_g - U_{mf} + 0,711 \sqrt{g \cdot d_b} \quad (12) \quad [8]$	
<b>Diamètre</b>	$d_b = d_{bm} - (d_{bm} - d_{b0}) \cdot \exp\left(-0,3 \frac{z}{D_C}\right), \text{ avec } d_{bm} = 0,64 [A_C \cdot (U_g - U_{mf})]^{0,4} \approx 2 \text{ cm} \quad (13)$	
[9]		
<b>Fraction sillage</b>	$f_w = 0,3$	
<b>Vitesse superficielle</b>	$U_g = \varepsilon_g \cdot u_g \quad (14)$	$U_p = \varepsilon_p \cdot u_p \quad (15)$

Tableau 4 : Equations du modèle Bulle-Emulsion adapté

Le système résolu est constitué par 14 équations, pour 14 inconnues :  $u_g, u_p, u_{g,e}, u_{p,e}, \varepsilon_g, \varepsilon_p, \rho_g, d_{b,max}, d_b, U_b, \delta_b, \delta_e, \delta_s = f_w \delta_b, P$ .

En ce qui concerne la porosité de la phase émulsion notée  $\delta_e$ , différentes hypothèses sont formulées dans la bibliographie. La première considère que la phase émulsion est dans les conditions du minimum de bullage, donc que la vitesse relative entre le gaz et les particules dans l'émulsion est égale à la vitesse minimale de bullage, soit

$U_g = U_{mb} + \varepsilon_{mb} \cdot u_p$  (16). La seconde suppose que cette phase est dans les conditions du minimum de fluidisation, donc que la vitesse relative entre le gaz et les particules dans l'émulsion est égale à la vitesse minimale de fluidisation, soit  $U_g = U_{mf} + \varepsilon_{mf} \cdot u_p$  (17). Le premier objectif a été de valider l'une ou l'autre de ces hypothèses, ou du moins, la plus proche des valeurs expérimentales.

#### 4. PRÉSENTATION DES RESULTATS

Dans cette partie, sont présentées successivement :

- la validation du modèle 1D Bulle-Emulsion grâce aux résultats expérimentaux,
- une étude portant sur l'effet du débit d'aération sur le comportement hydrodynamique.

Les conditions aux limites utilisées pour la résolution des équations du modèle sont rappelées dans le tableau 3. Par ailleurs, la position des prises de pression et celle d'aération des tubes sont aussi indiquées sur la figure 4.

La figure 5a représente les profils axiaux de pression calculés pour les deux cas suivants :  $\varepsilon_e = \varepsilon_{mb}$  et  $\varepsilon_e = \varepsilon_{mf}$ . Sur la même figure sont aussi portés les valeurs moyennes des mesures expérimentales correspondant aux tubes de gauche et de droite.

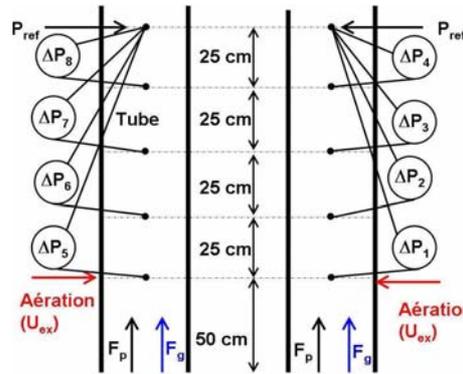


Figure 4 : Schéma des tubes et positionnement des capteurs de pression et des aérations.

Le faible écart observé entre les profils expérimentaux, nous permet de conclure que les deux tubes fonctionnent dans les mêmes conditions hydrodynamiques et valident la possibilité de généraliser la géométrie du récepteur à un nombre plus important de tubes. On remarque également que les résultats théoriques obtenus avec l'hypothèse  $\varepsilon_e = \varepsilon_{mf}$  sont en parfait accord avec les résultats expérimentaux. Ainsi, par la suite, la porosité de la phase émulsion est fixée à  $\varepsilon_{mf}$ .

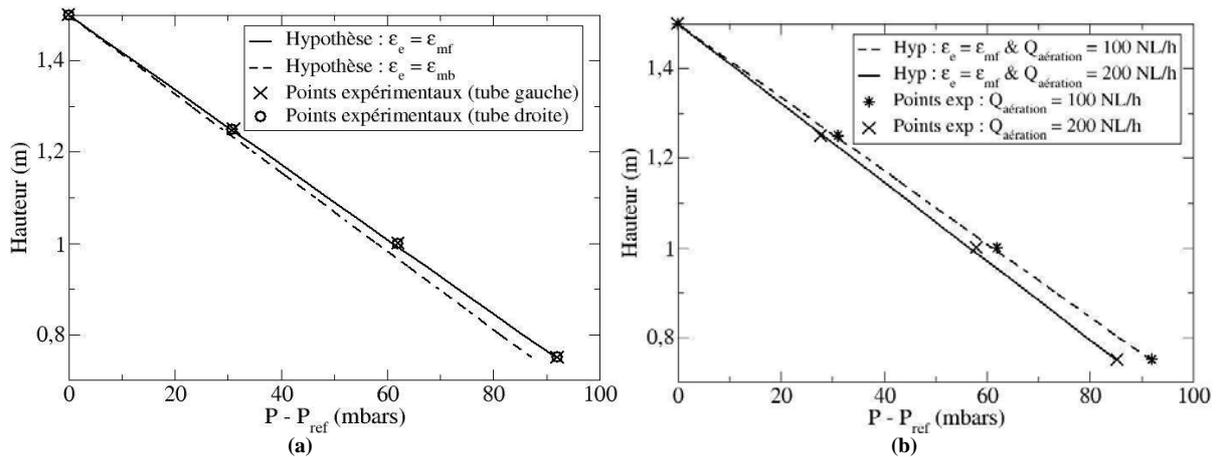


Figure 5 : (a) Comparaison des profils théoriques pour les hypothèses  $\varepsilon_e = \varepsilon_{mf}$  et  $\varepsilon_e = \varepsilon_{mb}$  avec les points expérimentaux obtenus pour un débit d'aération de 100 NL/h &  $F_p=37,5$  kg/h, (b) Comparaison des profils théoriques pour l'hypothèse  $\varepsilon_e = \varepsilon_{mf}$  avec les points expérimentaux obtenus pour un débit d'aération de 200 NL/h &  $F_p=75$  kg/h.

En ce qui concerne l'effet du débit d'aération, sa modification affecte la rétention de solide dans le bac fluidisé 1 (Figure 2), qui à son tour modifie la pression à la base du tube. Dans le but de garder constante la rétention de solide, nous sommes amenés à modifier le débit de solide. Le même protocole est utilisé lors de l'étude de l'effet des autres paramètres opératoires. L'observation de la figure 5b montre que :

- une augmentation du débit d'aération conduit à une diminution du gradient de pression, autrement dit à un accroissement de la porosité de la suspension,
- le débit de solide augmente de 37,5 kg/h à 75 kg/h lorsque le débit d'aération passe de 100 NL/h à 200 NL/h,
- le modèle permet de représenter fidèlement les profils expérimentaux.

Dans le but de mieux comprendre l'effet du débit d'aération sur le flux gazeux échangé entre le bac fluidisé et le tube d'échange, nous avons effectué le traçage de la phase gazeuse à l'hélium. Comme référence, nous avons fixé les conditions opératoires de telles sortes que le débit de solide soit nul en l'absence d'aération. Pour ce faire, la pression à l'entrée du tube a été fixée de façon à maintenir un niveau de solide au ras de la déverse. Précisons que l'écoulement de solide est possible sans aération, mais nécessite une augmentation de la pression à l'entrée du tube.

Les résultats ainsi obtenus sont présentés respectivement sur les figures 6a à 6b. Ces dernières montrent que le débit de solide et le flux gazeux échangé entre le caisson et le tube, augmentent linéairement avec le débit d'aération. Ce résultat peut être expliqué par l'effet de l'aération sur la force motrice de l'écoulement. Cette dernière est définie comme la différence entre la pression à la base du tube, imposée par le système de régulation, et le poids moyen de la suspension par unité d'aire de section droite du tube. Ainsi, une augmentation de la porosité de la suspension, provoquée par une aération plus importante, se traduit par une augmentation du débit de solide.

De plus, la bonne concordance observée entre les prédictions du modèle et les mesures expérimentales, valide l'hypothèse permettant de fixer l'une des conditions aux limites du modèle, à savoir que l'état de la suspension à l'entrée du tube est celui au minimum de fluidisation.

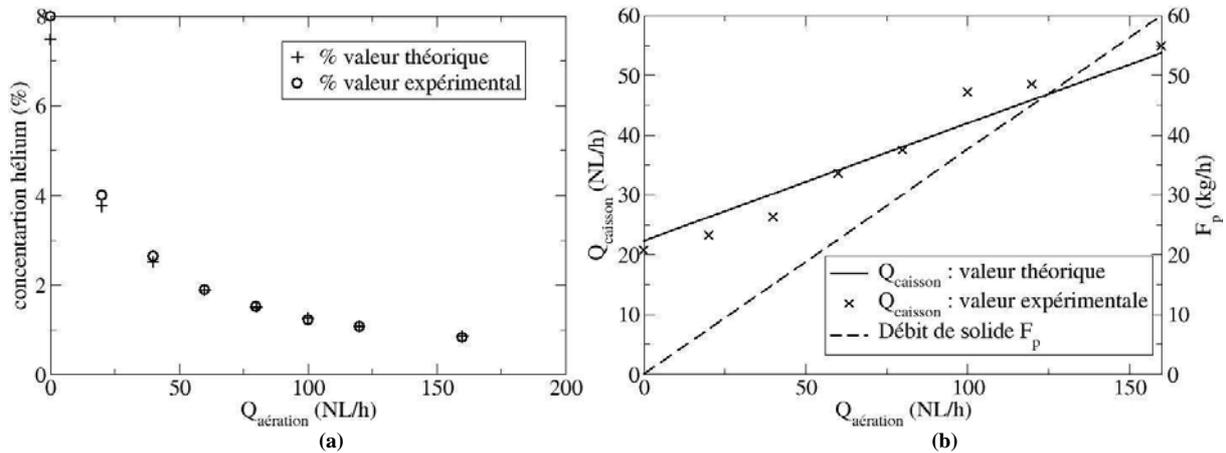


Figure 6 : Résultats du traçage à l'hélium (a) Comparaison du profil théorique et expérimental de la concentration d'hélium (b) Comparaison du profil théorique et expérimental du débit d'air provenant du caisson de fluidisation et évolution du débit de solide.

Le modèle 1D permet d'avoir accès : à la fraction volumique locale de la phase bulle, à la vitesse des particules, ainsi qu'à la contribution du sillage pour un débit total de solide donné. Ces données étant inaccessibles expérimentalement.

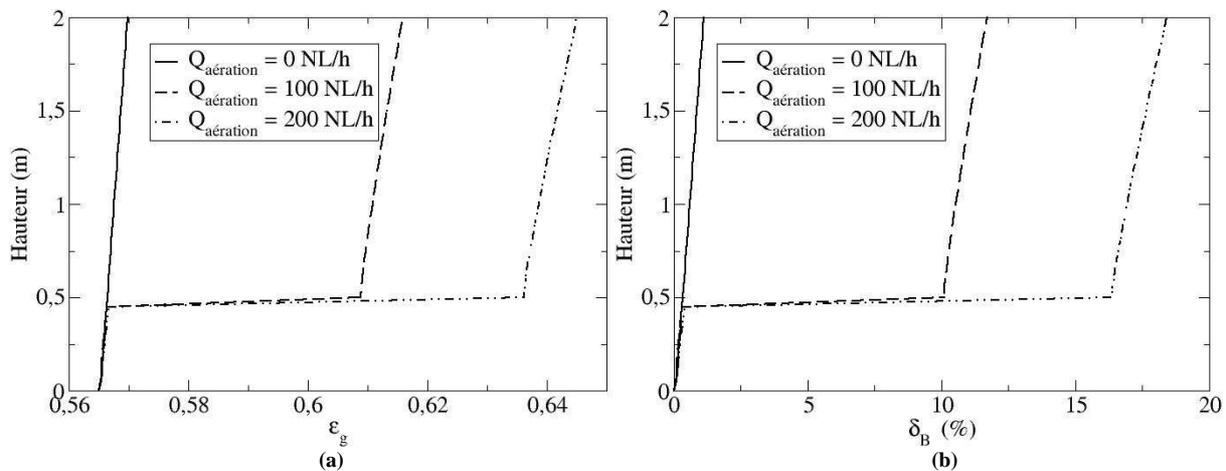


Figure 7 : (a) Profil de porosité de la suspension (b) Profil de fraction de bulle de la suspension.

Les figures 7a et 7b représentent respectivement les profils axiaux de la porosité de la suspension  $\varepsilon_g$  et la fraction volumique locale du lit occupée par les bulles  $\varepsilon_b$ . Elle montre que  $\varepsilon_g$  et  $\varepsilon_b$  augmentent brutalement dès que l'on dépasse l'aération. La faible augmentation de la porosité, avant et après l'aération, est due à l'expansion du gaz provoquée par la diminution de la pression.

Quand le débit d'aération passe de 0 NL/h à 200 NL/h, la porosité locale passe d'une valeur proche de 0,57 à une valeur proche de 0,64, ce qui implique une diminution de la force motrice nécessaire à l'ascension du solide dans les tubes ( $\Delta P/L$ ) d'environ 16 %.

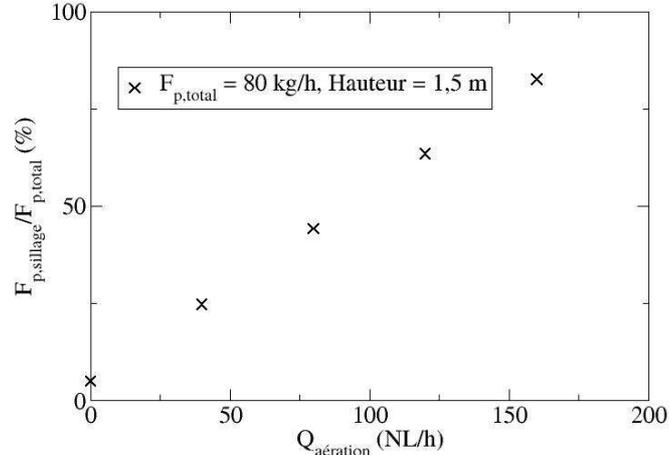


Figure 8 : Influence du débit d'aération sur la proportion du débit total de solide entraînée par le sillage des bulles.

Afin d'estimer l'influence de l'aération sur le flux de solide entraîné dans le sillage des bulles, une série de simulations a été réalisée en faisant varier le débit d'aération entre 0 NL/h et 200 NL/h. A partir de ces résultats, nous avons estimé la fraction massique de solide pouvant être entraînée dans le sillage des bulles à 1,5 m au dessus de l'extrémité basse du tube (Figure 8). Ces résultats montrent l'importance primordiale du phénomène de bullage sur l'hydrodynamique de la suspension.

## 5. CONCLUSION

Le développement d'un nouveau type de récepteur solaire basé sur l'utilisation d'une suspension dense de gaz-particules, afin remplacer les fluides caloporteur classiques, nécessite de caractériser finement l'hydrodynamique des écoulements denses verticaux générés.

La construction du pilote nous a permis de confirmer la possibilité d'assurer l'écoulement vertical ascendant de solide dans un faisceau de tubes en parallèle avec une répartition homogène du débit sur l'ensemble des tubes. Elle nous a également permis de mettre en évidence l'effet prépondérant de l'aération sur le débit de solide. Le comportement hydrodynamique de la suspension est modélisé grâce à un modèle Bulle-Emulsion pour tenir compte de la structure hétérogène de l'écoulement.

Ce modèle, validé sur nos résultats expérimentaux, a permis de mieux comprendre l'influence des paramètres opératoires tels que le débit d'aération, la position d'aération, et le débit de solide sur le comportement hydrodynamique du système.

## REFERENCES

- 1 FLAMANT G., HEMATI M., « Dispositif collecteur d'énergie solaire », Brevet 10 58565 France, Oct. 2010.
- 2 YOUSFI G., GAU G., « Aérodynamique de l'écoulement vertical de suspensions concentrées gaz-solides », AICHE Journal, Volume 29, pages 1939-1946.
- 3 ANDREUX M., HEMATI M., « Modeling heterogeneous downward dense gas-particle flows », AICHE Journal, Volume 56, Issue 5, pages 1163-1172, (2010).
- 4 TAVARES SANTOS E., Thèse de Doctorat, Université de Toulouse, France, (2010).
- 5 ERGUN S., « Fluid Flow Through Packed Columns, Chem. Eng. Prog. », Vol. 48(2), pp. 89-94 (1952).
- 6 BATAILLE DURUPT D., LAGUERIE C., « Analyse du fonctionnement en régime permanent et en régime transitoire d'un échangeur de chaleur gaz/solide à lits fluidisés multiétagés », 1986.
- 7 FLAMANT G., « Transfert de chaleur couplés dans les lits fluidisés à haute température. Application à la conversion thermique de l'énergie solaire ». Thèse de doctorat d'état en Génie de Procédés, présentée à l'Institut National Polytechnique de Toulouse, 1985.
- 8 DAVIDSON JF., HARRISON D., « Fluidised Particles », Cambridge University Press (1963).
- 9 MORI S., WEN CY., « Estimation of bubble diameter in gaseous fluidized beds », AICHE Journal, Vol. 21, pp. 109-115 (1975).