

FLUIDISATION SOLIDE - GAZ

I/ MISE EN EVIDENCE DU PHENOMENE DE FLUIDISATION

On considère une couche de particules solides sphériques identiques reposant sur une grille poreuse horizontale à l'intérieur d'une colonne assimilable à un cylindre vertical. On suppose qu'on fait circuler un gaz à travers la couche dans le sens ascendant. On démarre l'expérience avec une vitesse de gaz nulle puis on augmente progressivement cette valeur (on fait varier en fait le débit de gaz). On réalise alors successivement les observations suivantes:

- pour les plus faibles vitesses, la couche de solides reste sur la grille sans mouvements visibles. Si on augmente encore la vitesse, on observe des vibrations de particules.
- pour une vitesse U_{\min} (vitesse minimale de fluidisation), on note une expansion de la couche: on atteint ainsi la transition entre l'état fixe et l'état fluidisé du lit de particules.
- en augmentant encore la vitesse, le lit poursuit son expansion: on peut alors décrire l'état fluidisé. Les particules sont indépendantes les unes des autres. Elles sont soumises à des mouvements désordonnés de faible amplitude. On note aucun mouvement de translation de l'ensemble par rapport au fluide. La surface supérieure du lit est pratiquement nette et horizontale. Le lit est assimilable à un liquide.
- à partir d'une certaine vitesse du gaz, des hétérogénéités apparaissent dans le lit avec des phénomènes de bullage (création dans le lit de cavités de fluide qui grossissent et s'élèvent à la surface). L'aspect de la surface du fluide est alors celui d'un liquide à l'ébullition.
- quand la vitesse du gaz est approximativement égale à la vitesse limite de chute des particules dans le gaz au repos, l'ensemble des particules est alors expulsé hors de la colonne: c'est le phénomène d'entraînement. L'application de ce phénomène est le transport mécanique des solides pulvérulents.

III/ VITESSE MINIMALE DE FLUIDISATION ET STABILITÉ DU LIT FLUIDISÉ

La vitesse minimale de fluidisation est la vitesse du fluide à partir de laquelle le lit fluidisé s'établit.

On note U la vitesse apparente du gaz. Il s'agit du rapport entre le débit de gaz et la section totale de la colonne vide. Cette vitesse ne correspond pas à la vitesse réelle du gaz dans le lit qui est supérieure du fait d'une section de passage

2

plus faible (présence des particules). La vitesse apparente est facile à utiliser car elle se calcule facilement à partir d'une mesure de débit.

On définit aussi d'autres grandeurs:

d: diamètre des particules assimilées à des sphères

μ : viscosité dynamique du gaz

l: hauteur du lit

S: section du lit donc section de la colonne

ρ_s et ρ_F : masses volumiques des particules et du gaz

C: constante donnée dans la littérature voisine de 160

Ψ : facteur de forme ($\Psi = 1$ pour des sphères); ce facteur correctif est introduit pour prendre en compte des formes de particules différentes.

ε : porosité du lit; la porosité correspond à la fraction de vide et se définit comme le rapport entre le volume libre du lit et le volume total du lit. On a $0 \leq \varepsilon \leq 1$.

Dans l'état de fluidisation les particules sont soumises à leur poids, à la poussée d'Archimède et aux forces de frottement avec le gaz. Quand on atteint la vitesse minimale de fluidisation U_{min} , ces forces s'équilibrent.

On écrit l'expression du module F de la résultante du poids et de la poussée d'Archimède:

$$F = g \cdot l \cdot S \cdot \rho_s \cdot (1 - \varepsilon) - g \cdot l \cdot S \cdot \rho_F \cdot (1 - \varepsilon) = g \cdot l \cdot S \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_s - \rho_F)$$

Le module $F_{frott.}$ des forces de frottement subies par les particules correspond en fait au produit de la perte de charge du gaz à la traversée de la colonne et de la section S du lit (la perte de charge ΔP est égale à $F_{frott.} / S$). On montre que dans les cas habituels de fluidisation avec de fines particules, on a la relation suivante valable pour un régime laminaire:

$$F_{frott.} = C \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2 \cdot \mu \cdot U_{min} \cdot l}{\Psi^2 \cdot d^2 \cdot \varepsilon^3} \cdot S$$

Quand la vitesse du gaz augmente, seules les forces de frottement subies par les particules (elles ont naturellement tendance à tomber car le poids est supérieur à la poussée d'Archimède) augmentent. On finit par atteindre une vitesse telle que la relation suivante soit vérifiée:

$$F = F_{frott.} \quad g \cdot l \cdot S \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_s - \rho_F) = C \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2 \cdot \mu \cdot U_{min} \cdot l}{\Psi^2 \cdot d^2 \cdot \varepsilon^3} \cdot S$$

On en déduit:

$$U_{min} = \frac{1}{C} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1 - \varepsilon)} \cdot \Psi^2 \cdot \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_s - \rho_F)}{\mu}$$

3

Ce calcul est valable quand la section du lit reste très grande par rapport au diamètre des particules.

Il reste à expliquer pourquoi un tel régime est stable quand on dépasse cette vitesse minimale: on observe que la perte de charge ΔP est en effet constante.

L'expression de la vitesse du gaz est toujours donnée par la même expression littérale que pour la vitesse minimale car on a toujours la même relation entre les forces. Comme U augmente, le seul facteur qui change est le terme $\frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)}$ qui doit aussi augmenter pour vérifier l'égalité. On en déduit que ε augmente et par conséquent comme la masse de particules du lit et la section du lit sont constantes, le lit se dilate quand on augmente le débit du gaz.

Quand le débit du gaz est tel que la vitesse est supérieure à la vitesse limite de chute des particules dans le gaz au repos, l'égalité précédente ne peut plus s'établir: le phénomène perd sa stabilité et on assiste alors à l'entraînement des particules.

III/ PROBLÈMES PRATIQUES DE LA FLUIDISATION

Dans la pratique quatre phénomènes sont fréquents dans le fonctionnement d'un lit fluidisé:

- le bullage: des bulles se forment dans la région de la grille de distribution de gaz au bas de la colonne, s'élèvent dans le lit, grossissent par coalescence et viennent finalement éclater en surface comme dans le cas d'un liquide à ébullition. En réalité ce phénomène est très complexe et très étudié. La plupart des réacteurs fonctionnent sous ce régime.
- le pistonage: le diamètre des bulles atteint cette fois des dimensions comparables à celles de la colonne. Il y a alternance dans le lit de passage de grosses bulles et de lit stable. La surface du lit se soulève et retombe de manière très régulière.
- le renardage: les particules s'accolent et créent des passages préférentiels pour le gaz.
- l'entraînement de particules: dans le cas d'un lit catalytique, l'érosion mécanique et les contraintes thermiques finissent par aboutir à la formation de particules plus fines même si initialement la distribution était uniforme. Ces particules peuvent donc être entraînées hors du lit.

En résumé les poudres qui se prêtent bien aux lits fluidisés ont les caractéristiques suivantes:

- solide très sec pour éviter l'agglomération des particules
- solide de diamètres entre 50 μm et 1 mm pour éviter l'agglomération des particules
- solide ayant une bonne résistance à l'attrition
- distribution de taille pas très importante (rapport de 15 entre les diamètres extrêmes)

IV/ APPLICATIONS DE LA FLUIDISATION

L'utilisation de lits fluidisés permet d'obtenir une grande homogénéité de répartition de la phase solide et une grande efficacité des échanges de matière et des échanges thermiques. En effet la division du solide permet d'avoir une grande surface disponible pour les échanges et l'agitation des particules accélère les processus de transferts.

Les lits fluidisés conviennent bien pour les réactions chimiques car ils permettent d'approcher des conditions isothermes. Ces conditions rendent possible l'obtention de meilleurs rendements et aussi une sélectivité supérieure. On atteint ces conditions grâce au brassage important du solide qui évite la présence de points locaux chauds ou froids dans les réacteurs. De plus la présence de solides ayant toujours des capacités thermiques élevées par rapport à celles des gaz est un bon moyen pour stabiliser la température des gaz.

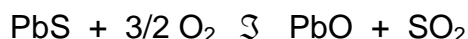
Les réactions gaz - gaz et gaz - solide sont de très bonnes applications.

Dans les réactions gaz - solide, un réactif constitue le lit fluidisé. Le gaz permettant la fluidisation est:

- soit un gaz de combustion pour une réaction endothermique comme pour la calcination des carbonates:



- soit un gaz réactif comme pour le grillage des sulfures



Dans les réactions gaz - gaz, les gaz réactifs permettent la mise en place d'un lit fluidisé constitué par le catalyseur. On peut citer deux exemples: le craquage catalytique des hydrocarbures et l'oxydation du dioxyde de soufre.

Le séchage par convection est aussi une application intéressante. L'apport de chaleur est réalisé au moyen d'un gaz chaud qui autorise en même temps la fluidisation. Divers systèmes ont été développés pour optimiser le procédé. Pour une

meilleure uniformité du séchage, des chicanes ont été installées dans les lits. On a aussi conçu des séchoirs à plusieurs étages (circulation à contre-courant du gaz chaud et du solide à sécher). Si on incline le courant gazeux par rapport à la surface du lit on peut aussi "transporter" le lit fluidisé sur une grille en pente.

BIBLIOGRAPHIE

- *Technologie Génie Chimique (ANGLARET - KAZMIERCZAK) Tomes 1 et 3*
- *Techniques de l'ingénieur: articles relatifs à la fluidisation solide - gaz*

<p style="text-align: center;">TRAVAUX PRATIQUES DE GÉNIE CHIMIQUE</p> <p style="text-align: center;">ÉTUDE D'UNE FLUIDISATION SOLIDE - LIQUIDE</p>

I/ GÉNÉRALITÉS

La fluidisation solide - liquide se traite d'un point de vue théorique exactement de la même manière que la fluidisation solide - gaz.

Le but de cette manipulation consiste à examiner les paramètres importants d'un procédé de fluidisation dans des colonnes cylindriques:

- influence du diamètre de la colonne et du diamètre des particules sur la vitesse minimale de fluidisation
- porosité du lit de particules

II/ MODE OPÉRATOIRE

Le banc de fluidisation solide - liquide est fourni par la société Pignat.

On dispose de trois colonnes de verre:

- | | |
|----------------------------|--------------------------------|
| • diamètre interne: 60 mm | diamètre billes de verre: 3 mm |
| • diamètre interne: 60 mm | diamètre billes de verre: 6 mm |
| • diamètre interne: 100 mm | diamètre billes de verre: 6 mm |

Remplir en eau les trois colonnes puis égaliser les pressions dans les manomètres (tubes en U) quand le liquide ne circule plus avec de l'air sous pression (utiliser la pompe à main). Le niveau d'eau doit être proche du milieu du réglet pour permettre la lecture d'une gamme importante de différences de pressions.

Pour les 3 colonnes, mesurer en fonction du débit d'eau la perte de charge subie dans la colonne par le liquide ainsi que la hauteur du lit fluidisé.

Noter également visuellement le débit correspondant à l'atteinte de la fluidisation

Vidanger le banc en fin de manipulation.

III/ EXPLOITATION DES RÉSULTATS

Vous reporterez dans des tableaux l'ensemble des mesures effectuées ainsi que les calculs qui en découlent (perte de charge due au lit seul et porosité).

1/ Montrer par un raisonnement clair que la différence de hauteur mesurée dans les tubes permet de remonter à la perte de charge due au lit.

2/ Tracer la perte de charge créée par le lit en fonction du débit ainsi que la hauteur du lit en fonction du débit pour les 3 colonnes.

3/ Comment peut-on détecter la fluidisation ? Comparer les débits notés avec ceux provenant de l'observation. Calculer les vitesses minimales de fluidisation à partir des courbes.

4/ Déterminer les vitesses théoriques minimales de fluidisation (voir annexe).

5/ Conclure sur le rôle du diamètre de la colonne et de la taille des billes pour ce qui concerne la vitesse minimale de fluidisation.

6/ Montrer dans le cas de la colonne de 100 mm que l'entraînement des billes ne peut pas s'effectuer avec la valeur maximale de débit possible. Utiliser pour ce calcul théorique les renseignements fournis en annexe.

7/ Écrire l'expression la relation liant la masse de billes M à la porosité ε , à la masse volumique des billes ρ_s , à la hauteur du lit h et à la section de la colonne S . A partir de la perte de charge au minimum de fluidisation, calculer la masse de billes de 3 mm en utilisant les renseignements fournis en annexe.

8/ Dans le cas de la fluidisation avec la colonne de 60 mm avec les billes de 3 mm, représenter l'évolution de la porosité du lit en fonction du débit d'eau selon la relation suivante:

$$\varepsilon = 1 - \frac{M}{\rho_s \cdot S \cdot h}$$

IV/ ANNEXES

- On utilise les relations suivantes entre la perte de charge de la colonne vide ΔP (en mm CE) et le débit d'eau Q_v (en $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$):
- colonne 60 mm: $\Delta P = 0,2914 \cdot Q_v^3 + 27,947 \cdot Q_v^2 + 32,271 \cdot Q_v - 7,3986$
- colonne 100 mm: $\Delta P = 0,621 \cdot Q_v^3 + 7,4195 \cdot Q_v^2 + 12,048 \cdot Q_v - 2,6269$

- **nombre de Reynolds de la particule Re_p** (critère utilisé dans les problèmes d'écoulement de fluides dans des suspensions):

$$Re_p = \frac{d \cdot u \cdot \rho_F}{\mu}$$

avec d le diamètre de la particule, u la vitesse du liquide ainsi que μ et ρ_F la viscosité dynamique et la masse volumique du liquide.

- **détermination de la vitesse minimale théorique de fluidisation:**

La vitesse est donnée par des relations différentes suivant la valeur de Re_p . On considère que l'écoulement du liquide est laminaire si $Re_p < 6$ car un milieu poreux (le lit de particules) n'est pas assimilable à des capillaires rectilignes. Un tel milieu présente au contraire des pores de diamètres différents (provenant de l'arrangement des particules les unes par rapport aux autres) provoquant des étranglements, des élargissements, des coudes ... On obtient donc la vitesse suivant deux relations différentes:

$$Re_p < 6: \quad U_{\min} = \frac{1}{160} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)} \cdot \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_S - \rho_F)}{\mu}$$

$Re_p > 6$: U_{\min} est solution de l'équation suivante:

$$\frac{1,8 \cdot \rho_F}{\varepsilon^3 \cdot d} \cdot U_{\min}^2 + \frac{160 \cdot \mu \cdot (1-\varepsilon)}{\varepsilon^3 \cdot d^2} \cdot U_{\min} - g \cdot (\rho_S - \rho_F) = 0$$

- **détermination de la vitesse d'entraînement théorique:**

Suivant la valeur de Re_p , on a trois expressions de la vitesse d'entraînement théorique de la particule:

loi de Stokes ($Re_p < 1$):

$$U_l = \frac{d^2 \cdot \Delta\rho \cdot g}{18 \cdot \mu}$$

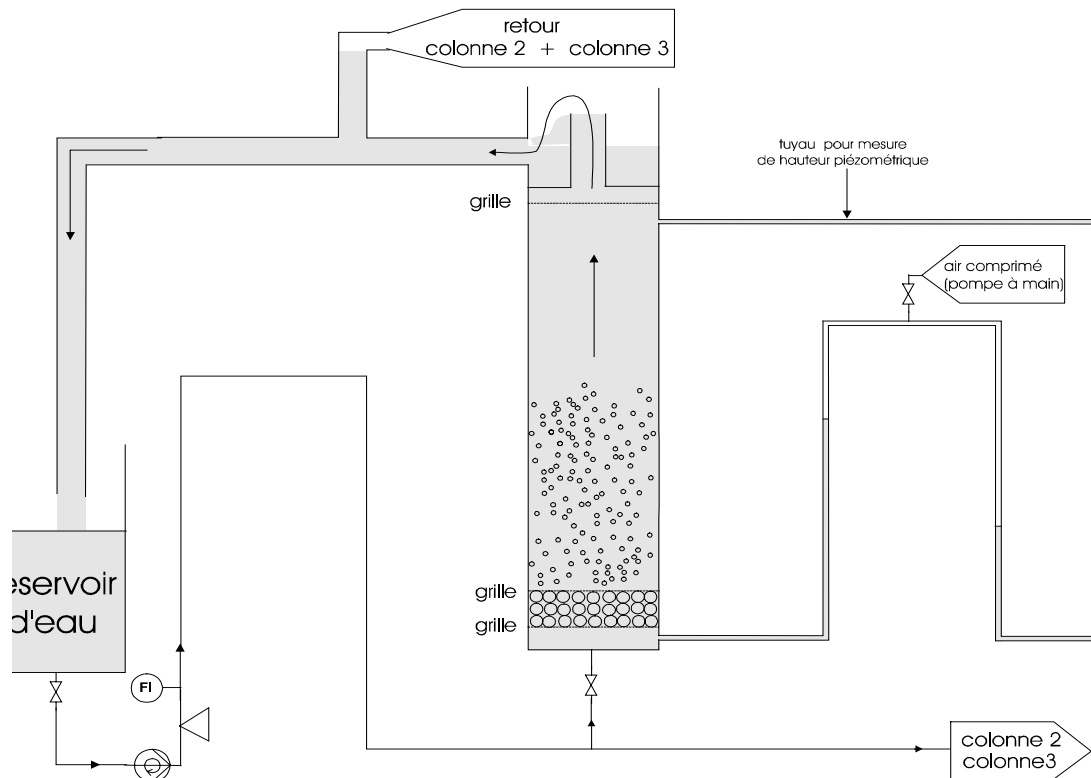
loi de Allen ($1 < Re_p < 500$):

$$U_l = \left| 1,78 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{d^3 \cdot \Delta\rho^2 \cdot g^2}{\rho_F \cdot \mu} \right|^{1/3}$$

loi de Newton ($Re_p > 500$):

$$U_l = \sqrt{\frac{3,1 \cdot d \cdot \Delta\rho \cdot g}{\rho_F}}$$

- **perte de charge ΔP au minimum de fluidisation:** $\Delta P = g \cdot h \cdot (1-\varepsilon) \cdot (\rho_S - \rho_F)$



CONCLUSION SUR LE TP

Cette séance de travaux pratiques permet d'illustrer une partie de cours pas forcément très passionnante pour les élèves et pourtant riche d'applications industrielles en ce qui concerne la fluidisation solide - gaz. Le banc de fluidisation solide - gaz et séchage (société PIGNAT) dont nous disposons aurait pu aussi être utilisé; néanmoins les résultats expérimentaux obtenus sont beaucoup plus éloignés des résultats théoriques et le banc permet finalement assez peu de variations sur les paramètres.

Finalement cette séance, même si la partie purement manipulative est très réduite, est intéressante dans la formation car elle permet d'utiliser des relations empiriques dans les développements théoriques ce qui constitue une pratique fondamentale du génie chimique. Les élèves ont donc l'occasion de manipuler des modèles. La pratique quasi obligatoire de l'outil informatique est également très positive pour le traitement numérique des résultats.