

Utilisation des capteurs de pression en colonne à bulles industrielle : des mesures fiables et complètes

CHAUMAT Hélène^a, BILLET-DUQUENNE Anne-Marie^{a*}, BASCOUL Aimé^a,
AUGIER Frédéric^b, MATHIEU Corinne^b et DELMAS Henri^a

^aLaboratoire de Génie Chimique

5, rue Paulin Talabot – B.P. 1301 – 31106 Toulouse cedex 1

^bRhodia, Centre de Recherches de Lyon

85 av. des Frères Perret – B.P.62 – 69192 St Fons cedex

Résumé

La mesure de pertes de charges, très simple à mettre en oeuvre, est souvent utilisée en colonnes à bulles pour connaître le taux de vide. Dans ce travail, la fiabilité de cette technique en colonne industrielle a été vérifiée : les résultats sont répétables et indépendants de la position tangentielle du capteur sur la section étudiée.

Les mesures réalisées ici, pour deux milieux (eau et cyclohexane) et deux distributeurs, sont riches en informations, car l'utilisation de plusieurs capteurs répartis sur toute la colonne permet d'accéder au taux de vide moyen, mais aussi à son évolution axiale. En outre, l'évolution du taux de vide avec la vitesse superficielle du gaz permet de déterminer les gammes de débits de gaz correspondant aux différents régimes hydrodynamiques (homogène, transition et hétérogène). A cet effet, plusieurs méthodes ont été utilisées : la visualisation directe de l'évolution du taux de vide avec la vitesse superficielle de gaz, l'observation de cette courbe en coordonnées logarithmiques et l'approche en flux de dérive de Zuber et Findlay (1965). Ces approches s'avèrent cohérentes et complémentaires. Elles mettent notamment en évidence que le régime homogène se maintient à des vitesses superficielles de gaz plus élevées en eau qu'en cyclohexane, malgré une tension superficielle inférieure pour ce dernier.

Mots-clés : Colonne à bulles, taux de vide, régimes de bullage, capteur de pression

1. Introduction

L'étude des colonnes à bulles en conditions industrielles (c'est-à-dire ici en présence de liquides organiques et à forts taux de vide) est assez délicate, car les métrologies adaptées à ces conditions opératoires sont rares. Dans ce type de réacteurs, la donnée de base recherchée est en général le taux de vide global, c'est-à-dire la quantité de gaz contenue dans le réacteur, car cette grandeur est souvent reliée au transfert de matière (Akita et Yoshida, 1973 ; Letzel et al., 1999).

Outre les informations liées directement à la valeur du taux de vide, son évolution avec la vitesse superficielle de gaz permet de caractériser la nature des écoulements via la distinction de trois régimes hydrodynamiques, qui sont, par ordre croissant de débits gazeux : le régime homogène, le régime de transition et le régime hétérogène.

- Le régime homogène, observable à faibles vitesses de gaz (dans les installations équipées d'un distributeur de gaz percé de petits orifices), est le plus simple de tous. Dans la vision schématique de ce régime, les bulles formées au distributeur, toutes de la même taille, montent verticalement, à une vitesse donnée, et sans interaction (pas de coalescence) ; il n'y a pas de circulation liquide à macro-échelle. En régime homogène, une relation quasi-linéaire du type $\varepsilon_G = \alpha u_G^\beta$ est constatée entre le taux de vide et la vitesse superficielle de gaz, avec β compris entre 0,7 et 1,2 (Shah et al., 1982).

* Auteur à qui la correspondance devrait être adressée : AnneMarie.Billet@ensiacet.fr

- Le régime hétérogène est observé à plus fortes vitesses de gaz, lorsque, suite à la déstabilisation du régime précédent, des macro-circulations liquide et gazeuse s'installent. La distribution des bulles est alors très large et leur diamètre moyen est gouverné par l'équilibre rupture-coalescence. La relation entre le taux de vide et la vitesse superficielle de gaz, similaire à celle observée en régime homogène,

$\varepsilon_G = \alpha u_G^\beta$, présente des valeurs de β plus faibles (entre 0,4 et 0,7) (Shah et al., 1982).

- Du fait de la nature très différente de ces deux régimes, la transition de l'un à l'autre ne peut être soudaine ; elle passe par le développement progressif de macro-structures dans l'écoulement : c'est le régime de transition.

La connaissance du régime de bullage dans lequel une installation opère est primordiale, car le régime conditionne notamment la distribution des tailles de bulles et leur répartition spatiale, et par suite l'efficacité des réacteurs. Cependant, malgré quelques tentatives de corrélations (Reilly et al., 1994 ; Krishna et al., 1991), le régime hydrodynamique reste difficile à prédire du fait du nombre important de paramètres dont il dépend (vitesse de gaz, géométrie de la colonne et du distributeur, milieu) ; une identification expérimentale est alors recherchée. A cet effet, trois types de méthodes sont envisageables.

- Pour la visualisation directe, la plus ancienne d'entre elles, les régimes sont identifiés à partir de la seule observation visuelle de l'écoulement (Jones et Zuber, 1975). Cette méthode est par conséquent assez arbitraire et se limite aux réacteurs et milieux transparents. Néanmoins, de par sa simplicité, elle sert encore souvent de référence (Lin et al., 2001).

- La mesure du degré de vide est également couramment utilisée pour caractériser les régimes hydrodynamiques, car elle permet une analyse directe et relativement simple des données (Lin et al., 2001). Elle regroupe trois approches : l'observation directe de l'évolution du taux de vide avec la vitesse superficielle de gaz, l'analyse en flux de dérive et l'analyse des courbes de désengagement (moins utilisée).

- Enfin, plus récemment, l'interprétation des fluctuations de pression en terme de régimes de bullage a été développée. Elle repose sur le fait que l'évolution du taux de vide en fonction du temps est très fluctuante en régime hétérogène, alors qu'elle est quasiment stable en homogène. Cette approche est complexe, puisqu'elle exploite la projection en une dimension de phénomènes tridimensionnels, mais elle se veut plus objective et plus générale que les précédentes. Elle peut prendre différentes formes : analyse statistique, temporelle, spectrale, fractale ou chaotique (Drahos et al., 1991 ; Vial et al., 2001 ; Lin et al., 2001).

Parmi ces trois méthodes, seule l'analyse du degré de vide est envisagée ici, car elle permet d'accéder simplement aux informations recherchées sans nécessiter la transparence de la colonne, ni des calculs complexes. A cet effet, il faut déterminer précisément la valeur du taux de vide global et son évolution avec la vitesse superficielle de gaz. Pour cela, trois méthodes sont classiquement envisagées : la mesure de la différence de hauteur de la dispersion en présence et en absence de gaz (par visualisation ou sondes de niveau), le traçage d'une des phases (essais de Détermination de Temps de Séjour) et la mesure de la perte de charge dans la colonne (capteurs de pression). Cette dernière technique est la plus attractive, car les capteurs de pression, robustes et peu coûteux, restent fiables quelles que soient les conditions opératoires et ne nécessitent ni la transparence du réacteur, ni la modification du milieu par ajout de traceur, ni l'arrêt de l'alimentation gaz. En outre, contrairement aux autres techniques, les capteurs de pression permettent d'accéder au taux de vide sur différentes sections de colonne et non uniquement sur l'intégralité de la colonne, ce qui permet d'obtenir l'évolution axiale du taux de vide.

L'étude proposée ici comporte ainsi deux aspects. Il s'agit d'une part d'évaluer en conditions industrielles la méthodologie associée aux capteurs de pression et d'autre part d'analyser les données obtenues pour deux milieux, l'eau et le cyclohexane, et deux distributeurs. Ces données concernent le taux de vide, son évolution axiale, ainsi que les régimes hydrodynamiques.

2. Conditions opératoires

2.1. Installation expérimentale

Les dimensions de la colonne à bulles étudiée sont choisies de manière à pouvoir supposer que son comportement est représentatif de celui d'une colonne industrielle, sans toutefois nécessiter la

manipulation d'un volume de solvant trop important. Son diamètre est de 0,2m et sa hauteur utile de 1,6m. Dans cette colonne, le gaz est injecté via deux tores concentriques de 0,115 et de 0,160m de diamètre, percés d'orifices dirigés vers le haut. Afin d'évaluer l'effet du diamètre des orifices, deux distributeurs de même pourcentage d'ouverture sont utilisés, percés respectivement de 80 trous de 0,001m et de 320 trous de 0,0005m.

Les liquides étudiés dans cette colonne sont l'eau et le cyclohexane. La manipulation de ce dernier nécessite de nombreuses précautions, car le cyclohexane est agressif, inflammable, volatile, toxique et dangereux pour l'environnement (COV). Ainsi, le gaz utilisé avec le cyclohexane est l'azote (inerte) et le gaz de sortie passe par un condenseur cryogénique de type CIRRUS (Linde gaz) régulé à -30°C avant d'être rejeté dans l'atmosphère, afin de condenser les vapeurs de solvant (tension de vapeur de 10% à 20°C). La manipulation de l'eau étant moins contraignante, le gaz utilisé dans ce cas est l'air comprimé.

Enfin, les vitesses superficielles de gaz envisagées sont comparables à celles rencontrées industriellement ($u_G=0,03-0,25\text{m/s}$) ; elles conduisent à des taux de vide pouvant atteindre 45%.

2.2. Méthode de mesure et d'analyse par capteurs de pression différentielle

L'hydrodynamique de la phase gaz est caractérisée à l'aide de capteurs de pression différentielle capacitifs « intelligents »[†] Brooks (cf. figure 1), dont la membrane en céramique offre une excellente résistance tant mécanique que chimique. Leur précision est excellente : $\pm 0,075\%$ de la pleine échelle (20 à 60mbars selon les capteurs).

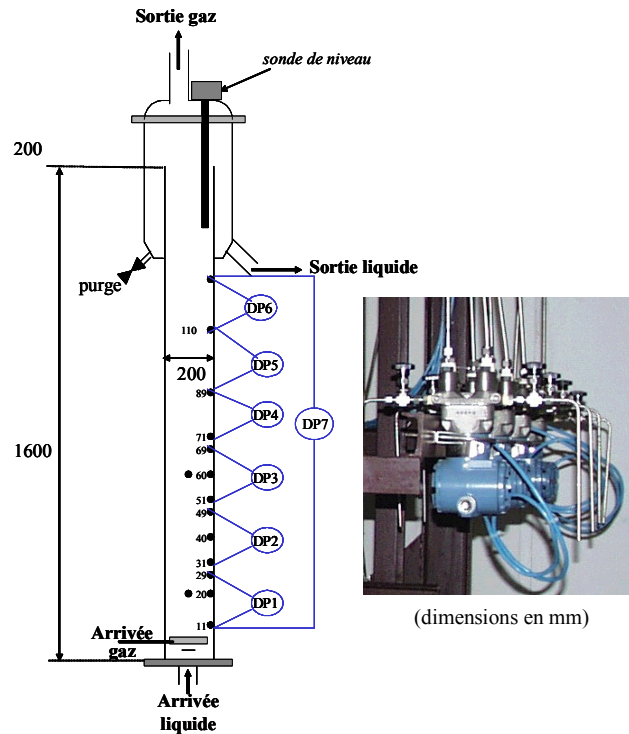


Figure 1 : Position des capteurs de pression dans la colonne, photo de ces capteurs

Sept capteurs de pression sont répartis le long de la colonne, comme indiqué sur la figure 1, afin d'accéder conjointement au taux de vide global et à son évolution axiale. Les données issues de ces capteurs sont enregistrées en continu à une fréquence de 1Hz. Le taux de vide est déduit de la différence de pression entre les deux points d'analyse par :

$$\varepsilon_G = \frac{\Delta P}{\rho_L g \Delta h}$$

[†] Un capteur intelligent est un capteur intégrant dans son corps un organe de calcul interne, un système de conditionnement du signal et une interface de communication. Ceci facilite les réglages (dont l'étalonnage) et les diagnostics et permet d'accroître la précision.

Les courbes de taux de vide sont ensuite analysées en terme de régimes de bullage suivant trois des approches préconisées.

_ La première est l'analyse directe de l'allure de la courbe du taux de vide en fonction de la vitesse superficielle de gaz (Lin et al., 2001).

_ La seconde repose sur l'évolution du facteur β de l'expression $\varepsilon_G = \alpha u_G^\beta$ avec le régime hydrodynamique : le changement de régime correspond à un changement de pente de la courbe $\log(\varepsilon_G) = f(\log(u_G))$.

_ La dernière, basée sur l'approche en flux de dérive, est due à Zuber et Findlay (1965). Dans cette approche, les changements de régime sont identifiés à partir des changements de pente de la courbe $u_G/\varepsilon_G = f(u_G)$, où chaque régime est caractérisé par une portion de droite (Snape et al., 1995 ; Legius et al., 1997 ; Parasu Veera et al., 2001). Cette courbe est en outre particulièrement intéressante, car elle représente aussi l'évolution de la vitesse moyenne d'ascension du gaz (u_G/ε_G) avec la vitesse superficielle de gaz.

3. Evaluation de la méthode

Le bon accord entre les données des différents capteurs est vérifié en comparant la somme des pertes de charge sur les différentes portions de colonne (capteurs DP1 à DP6) à la valeur délivrée par le capteur DP7 qui englobe toute la colonne (cf. Figure 1). L'écart entre ces deux grandeurs n'excède pas 2% : tous les capteurs fonctionnent correctement et les taux de vide issus des différents capteurs sont fiables.

L'effet de la position latérale des piquages sur la mesure du taux de vide, c'est-à-dire la sensibilité de la mesure à l'écoulement se développant à proximité du capteur, est ensuite évalué. Pour cela, deux capteurs de pression sont placés, sur une section donnée, à des positions angulaires différentes. Les écarts observés entre ces deux mesures demeurent, quel que soit le débit de gaz envisagé, inférieurs à 0,3% : la position angulaire des prises de pression n'influe pas sur la mesure du taux de vide.

Par conséquent, la mesure du taux de vide global par capteurs de pression est une mesure très fiable quels que soient le milieu et les débits. Elle est représentative de la portion de colonne étudiée et ne dépend ni des phénomènes à proximité du capteur, ni de la position du piquage, ni du capteur utilisé.

4. Résultats

4.1. Taux de vide global

A partir de ces mesures, les évolutions expérimentales du taux de vide global avec la vitesse superficielle de gaz sont tracées pour les deux milieux et les deux distributeurs et comparées aux corrélations classiques de prévision du taux de vide (cf. figure 2).

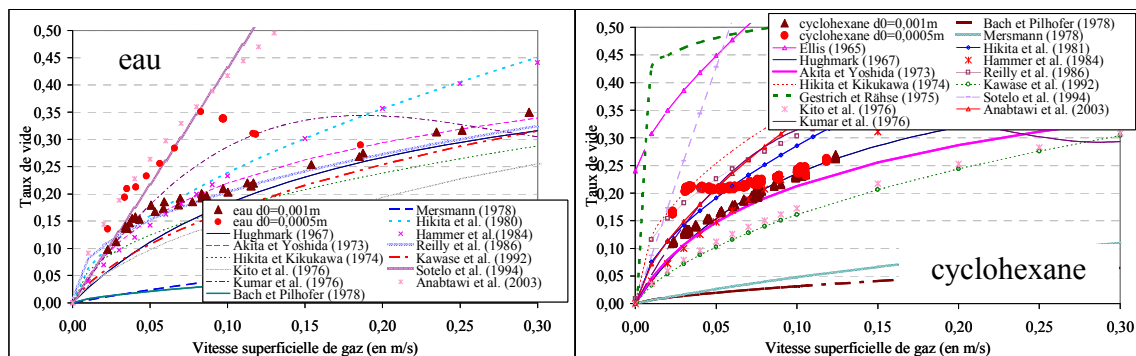


Figure 2 : Evolution du taux de vide global avec la vitesse superficielle de gaz pour les deux milieux et les deux distributeurs, comparaison avec les corrélations (Shah et al., 1982 ; Sotelo et al., 1994 ; Anabtawi et al., 2003)

La large dispersion des courbes issues des corrélations témoigne de la grande diversité et complexité des écoulements en colonnes à bulles et du manque de compréhension de ces phénomènes. Bon nombre de ces corrélations n'ont ainsi aucune ressemblance avec nos données expérimentales, et ce même en régime

hétérogène, où a priori le distributeur n'influe pas. En outre, les corrélations les plus adaptées à nos résultats diffèrent selon le milieu : en se limitant au régime hétérogène, seule la corrélation de Hughmark (1967) pourrait convenir pour les deux milieux. Il en découle une difficulté certaine à prédire la valeur du taux de vide global d'une installation.

4.2. Evolution axiale du taux de vide

Outre la valeur du taux de vide, les capteurs de pression permettent, du fait de leur position, d'observer l'évolution axiale du taux de vide. Au vu de nos essais, celle-ci dépend à la fois du distributeur et du milieu. La figure 3 présente l'évolution obtenue pour le cyclohexane avec le distributeur à $d_0=0,0005m$.

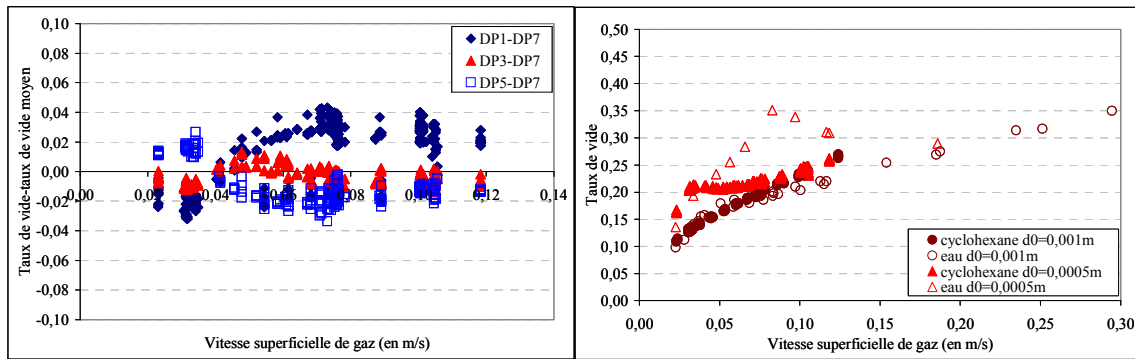


Figure 3 : Ecart à la moyenne sur la colonne des taux de vide issus des différents capteurs (cyclohexane, $d_0=0,0005m$)

Figure 4 : Evolution du taux de vide global avec la vitesse superficielle de gaz pour les différentes conditions opératoires

Sur cette figure, les écarts au taux de vide moyen n'excèdent pas 4%. Une modification du comportement axial est visible aux alentours de $u_G=0,04m/s$: pour des vitesses superficielle de gaz inférieures le taux de vide tend à croître avec la hauteur, tendance qui s'inverse pour des vitesses supérieures. La vitesse limite entre ces deux évolutions correspond approximativement au début du régime de transition (cf. §4.3).

4.3. Analyse en régimes de bullage

Les évolutions du taux de vide avec la vitesse superficielle de gaz des deux milieux et des deux distributeurs sont confrontées figure 4. Il apparaît clairement que le distributeur percé des orifices les plus petits ($d_0=0,0005m$) conduit à des taux de vide supérieurs ou égaux à celui percé d'orifices plus gros ($d_0=0,001m$). Par contre, l'effet du milieu est moins net : inférieur à faible débit, le taux de vide en cyclohexane devient supérieur à celui en eau à débits plus importants. Pour mieux comprendre ces tendances, une analyse en régime de bullage est effectuée. La figure 5 récapitule les bornes approximatives des régimes obtenues pour les deux milieux et les deux distributeurs. Ces bornes sont obtenues à partir des trois méthodes énoncées précédemment : visualisation directe (figure 4), passage en coordonnées logarithmiques ou tracé de u_G/ε_G (cf. figure 6). Ces trois approches conduisent à des valeurs similaires, même si des écarts modérés peuvent être ponctuellement observés.

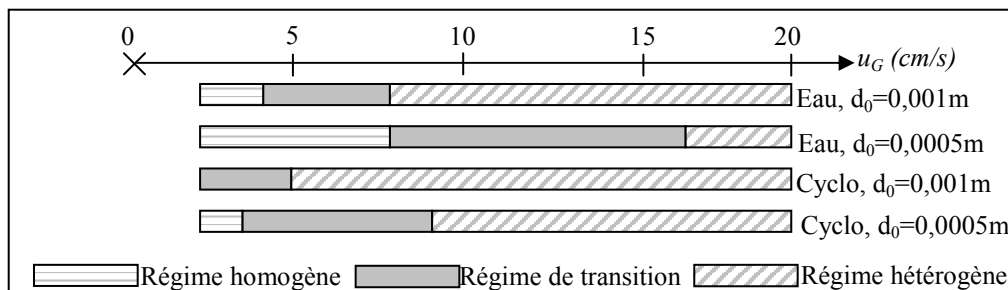


Figure 5 : Régimes hydrodynamiques observés pour les deux milieux et les deux distributeurs

L'approche logarithmique est a priori plus précise que la simple visualisation, car le passage en logarithme rend les changements de pentes plus lisibles. Cependant, l'évaluation des caractéristiques du régime homogène et de son étendue demeure limitée, compte tenu du faible nombre de points considérés.

Pour préciser la transition, l'approche de Zuber et Findlay est plus appropriée : en associant un comportement linéaire au régime de transition, la fin du régime homogène est plus facilement identifiable et les changements de pentes plus nets ; cette approche est a priori la plus précise. Néanmoins, les transitions n'étant pas abruptes, les ordres de grandeurs obtenus par les autres méthodes sont suffisants.

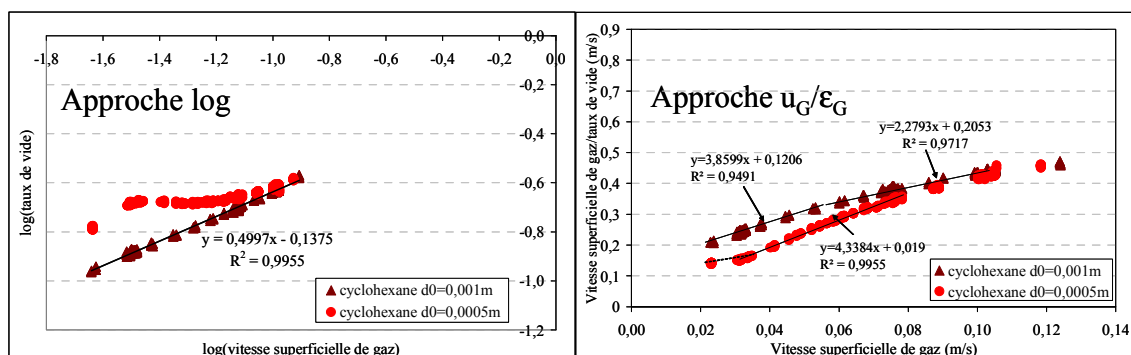


Figure 6 : Application des méthodes d'identification des régimes en log et en u_G/ϵ_G pour le cyclohexane

Les valeurs de transitions reportées sur la figure 5 montrent que le régime homogène s'étend sur une gamme de vitesses superficielles plus large avec le distributeur à $d_0=0,0005\text{m}$ qu'avec le distributeur à $d_0=0,001\text{m}$. Cette observation est très classique (Ohki et Inoue, 1970 ; Zhao et al., 1994 ; Zahradnik et al., 1997) : plus le diamètre de l'orifice est faible, plus le régime homogène s'étale vers des vitesses superficielles de gaz importantes.

L'effet du milieu liquide est moins connu, car peu de comparaisons sont réalisées entre des liquides organiques et aqueux. Il semble que le régime homogène soit plus étalé en eau qu'en cyclohexane. Ceci permet d'expliquer les tendances de la figure 4 : dans un régime donné, du fait de la différence de tension superficielle, le taux de vide en cyclohexane ($\sigma=24,65\text{mN/m}$) est supérieur à celui en eau ($\sigma=71,99\text{mN/m}$), tendance qui peut être ponctuellement inversée lorsque les deux milieux opèrent, à une vitesse superficielle de gaz donnée, dans des régimes différents. La figure 5 met également en évidence que le régime de transition s'étend sur une gamme de vitesses de gaz plus large en eau qu'en cyclohexane.

Les informations issues de la mise en œuvre de ces trois méthodes de détermination des régimes ne se limitent pas à la seule donnée des vitesses de transitions ; d'autres informations peuvent être déduites de l'analyse des figures 4 et 6.

4.3.1. Linéarisation des courbes de taux de vide

En régime homogène, la relation entre le taux de vide et la vitesse superficielle du gaz est quasiment linéaire (β proche de 1) et le coefficient directeur correspond à l'inverse de la vitesse des bulles. Dans ces conditions, les vitesses de liquide étant encore faibles, les valeurs de vitesses obtenues en eau sont similaires aux vitesses terminales d'ascension classiques : $0,255\text{m/s}$ pour le distributeur à $d_0=0,001\text{m}$ et $0,177\text{m/s}$ pour le distributeur à $d_0=0,0005\text{m}$. Comme attendu, les bulles formées avec le distributeur percé de petits orifices sont plus petites, c'est-à-dire plus lentes, que celles issues d'orifices plus gros.

4.3.2. Approche logarithmique

Le tableau 1 récapitule les expressions du taux de vide en fonction de la vitesse superficielle de gaz obtenues avec l'approche logarithmique pour les différentes conditions opératoires.

Tableau 1 : Relations issues des courbes de $\log(\epsilon_G)=f(u_G)$

	$d_0=0,001\text{m}$		$d_0=0,0005\text{m}$	
	Homogène	Hétérogène	Homogène	Hétérogène
eau	$\epsilon_G = 1,93u_G^{0,79}$	$\epsilon_G = 0,64u_G^{0,51}$	$\epsilon_G = 3,02u_G^{0,81}$	
cyclohexane		$\epsilon_G = 0,73u_G^{0,50}$		

4.3.3. Approche en flux de dérive de Zuber et Findlay (1965)

Les valeurs de puissances (β) dépendent essentiellement du régime : conformément à la littérature (Shah et al., 1982), β est voisin de 0,8 en régime homogène et tend vers 0,5 en régime hétérogène. Rappelons cependant que les limites de ces régimes dépendent, elles, du distributeur et du milieu.

Pour cette dernière approche, Zuber et Findlay (1965) considère que la vitesse de la phase gazeuse (u_G/ε_G) est une fonction linéaire de la vitesse superficielle de gaz :

$$\frac{u_G}{\varepsilon_G} = C_0 u_G + C_1$$

La figure 8 montre que la vitesse de la phase gazeuse varie pour le cyclohexane entre 0,15 et 0,5m/s.

Le tableau 2 reprend les valeurs des paramètres C_0 et C_1 obtenus pour les différentes conditions opératoires.

Tableau 2 : Récapitulatif des constantes C_0 et C_1 obtenues expérimentalement

	Homogène		Transition		Hétérogène	
	$d_0=0,001\text{m}$	$d_0=0,0005\text{m}$	$d_0=0,001\text{m}$	$d_0=0,0005\text{m}$	$d_0=0,001\text{m}$	$d_0=0,0005\text{m}$
	C_0					
eau	1,74	1,83	3,56	3,85	1,63	
cyclohexane			3,86	4,34	2,28	
	C_1					
eau	0,19	0,11	0,12	-0,07	0,37	
cyclohexane			0,12	0,02	0,20	

Il est couramment admis que la pente C_0 caractérise la non uniformité du profil radial, c'est-à-dire l'écart de la forme du profil de vitesses au profil plat (Snape et al., 1995). En régime homogène, cette valeur est couramment comprise entre 1,2 et 2,4, ce qui est en accord avec nos résultats (cf. tableau 2). En outre, quel que soit le régime de bullage étudié, une valeur élevée de C_0 signifie que la vitesse de bulles augmente rapidement avec le débit, ce qui peut être dû soit à l'existence de recirculations, soit à la présence de grosses bulles. Ainsi, les valeurs de C_0 systématiquement plus grandes en régime de transition qu'en régime homogène, peuvent être expliquées par le développement rapide de recirculations et la formation de grosses bulles. En régime hétérogène, cette pente est moins forte, car l'équilibre coalescence-rupture est atteint : l'augmentation de la vitesse du gaz avec le débit est plus modérée. Le tableau 2 met aussi en évidence que les valeurs de C_0 sont systématiquement supérieures en cyclohexane qu'en eau, c'est-à-dire que la vitesse des bulles augmente plus rapidement avec le débit gazeux ; ceci est cohérent avec un régime de transition moins étendu en cyclohexane.

En ce qui concerne la valeur de C_1 , elle représente, en régime homogène, la vitesse terminale d'ascension, puisque dans ce cas le rapport u_G/ε_G n'est autre que la vitesse moyenne de bulles. D'après nos résultats en eau, cette vitesse vaudrait 0,191m/s pour le distributeur à $d_0=0,001\text{m}$ et 0,113m/s pour le distributeur à $d_0=0,0005\text{m}$, valeurs étonnamment faibles et largement inférieures aux vitesses obtenues au 4.3.1 (écarts relatifs respectivement de 25% et de 36%) et par conséquent moins pertinentes. On retrouve toutefois le fait que cette vitesse est inférieure pour le distributeur à petits trous.

5. Conclusions

Les capteurs de pression différentielle fournissent des informations fiables et précises dans toute la gamme de conditions opératoires étudiées, c'est-à-dire en solvant comme en eau et pour des vitesses de gaz atteignant 0,30m/s. Ces capteurs permettent d'évaluer le taux de vide global sur la colonne, ainsi que son évolution axiale. Ils permettent également de déterminer les régimes hydrodynamiques de la colonne. Le régime homogène s'étend sur une gamme de vitesses de gaz plus large, lorsque le distributeur est percé de petits orifices et que l'eau est utilisée au lieu du cyclohexane. En cyclohexane, le régime de transition est également moins étendu qu'en eau. Dans un régime donné, le taux de vide en cyclohexane est supérieur à celui de l'eau et, en régime homogène, les bulles sont plus petites dans le cyclohexane, de tension superficielle inférieure à celle de l'eau. Ce dernier point est confirmé par des mesures spécifiques avec sonde optique double (Chaumat, 2004).

Ce travail a ainsi permis de mettre en évidence la qualité de la méthodologie associée à la mesure du taux de vide par capteurs de pression, et de comparer le fonctionnement d'une colonne à bulles en eau et en

cyclohexane. Même si des mesures locales confirment une grande complexité des écoulements en colonne à bulles (Chaumat, 2004), l'approche globale en trois régimes reste une schématisation physiquement justifiée.

Nomenclature

C_0	Paramètre de l'approche de Zuber et Findlay (1965) (cf. §4.3.3)	(-)
C_1	Paramètre de l'approche de Zuber et Findlay (1965) (cf. §4.3.3)	(m/s)
g	Gravité	(m ² /s)
u_G	Vitesse superficielle de gaz	(m/s)
α	Paramètre de l'expression $\varepsilon_G = \alpha u_G^\beta$	(s/m)
β	Paramètre de l'expression $\varepsilon_G = \alpha u_G^\beta$	(-)
Δh	Hauteur entre deux prises de pression	(m)
ΔP	Pertes de charges sur une section de la colonne	(Pa)
ε_G	Taux de vide	(-)
ρ_L	Masse volumique du liquide	(kg/m ³)

Références

- Akita, K., F. Yoshida, 1973, Gas hold-up and volumetric mass transfer coefficient in bubble columns, *Ind. Eng. Chem.*, 14, 76.
- Anabtawi, M.Z.A., S. I. Abu-Eishah, N. Hilal, M. B. W. Nabhan, 2003, Hydrodynamic studies in both bi-dimensional and three-dimensional bubble columns with a single sparger, *Chem. Eng. and Process.*, 42, 403.
- Chaumat, H, 2004, Hydrodynamique locale et globale d'une colonne à bulles en conditions industrielles, thèse, INPT, France.
- Drahos, J., J. Zahradnik, M. Puncochar, M. Fialova, F. Bradka, 1991, Effect of operating conditions on the characteristics of pressure fluctuations in a bubble column, *Chem. Eng. Process.*, 29, 107.
- Hughmark, G.A., 1967, Hold-up and mass transfer in bubble columns, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 6, 218.
- Jones, O.C., N. Züher, 1975, The interrelation between void fraction fluctuations and flow patterns in two-phase flow, *Int. J. Multiphase Flow*, 2, 273.
- Krishna, R., M. Wilkinson, L. Van Dierendonck; 1991, A model for gas holdup in bubble columns incorporating the influence of gas density on flow regime transitions, *Chem. Eng. Sci.*, 46,2491.
- Letzel, M.H., J.C. Schouten, C.M. Van den Bleek, R., Krishna, 1999, Gas hold-up and mass transfer in bubble column reactors operated at elevated pressure, *Chem. Eng. Sci.*, 54, 2237.
- Lin, T.J., R.C. Juang, Y.C. Chen, C.C. Chen, 2001, Predictions of flow transitions in a bubble column by chaotic time series analysis of pressure fluctuation signals, *Chem. Eng. Sci.*, 56, 1057.
- Leguis, H.J.W.M., H.E.A. van den Akker, T. Narumo, 1997, Measurements on wave propagation and bubble and slug velocities in cocurrent upward two-phase flow, *Exp. Thermal and Fluid Sci.*, 15, 268.
- Ohki, Y., Inoue, H., 1970, Longitudinal mixing of the liquid phase in bubble columns, *Chem. Eng. Sci.*, 25, 1.
- Parasu Veera, U., K.I. Kataria, J.B. Joshi, 2001, Gas hold-up profiles in foaming liquids in bubble columns, *Chem. Eng. J.*, 84, 247.
- Reilly, I.G., D.S. Scott, T.J.W. De Bruijn, D. Macintyre, 1994, The role of gas momentum in determining gas holdup and hydrodynamic flow regimes in bubble column, *Can. J. Chem. Eng.*, 72, 3.
- Shah, Y.T., B.G. Kelkar, S.P. Godbole, 1982, Design parameters estimations for bubble column reactors, *AIChE J.*, 28, 353.
- Snape, J.B., J. Zahradnik, M. Fialova, N.H. Thomas, 1995, Liquid-phase properties and sparger design effects in an external loop airlift reactor, *Chem. Eng. Sci.*, 50, 3175.
- Sotelo, J.L., F.J. Benitez, J. Beltran-Heredia, C. Rodriguez, 1994, Gas hold-up and mass transfer coefficients in bubble columns. 1. Porous plass-plate diffusers, *Int. Chem. Eng.*, 34, 82.
- Vial, C., S. Poncin, G. Wild, N. Midoux, 2001, A simple method for regime identification and flow characterization in bubble columns and air-lift reactors, *Chem. Eng. and Process*, 40,135.
- Zahradnik, J., M. Fialova, M. Ruzicka, J. Drahos, F. Kastanek, N.H. Thomas, 1997, Duality of the gas-liquid flow regimes in bubble column reactors, *Chem. Eng. Sci.*, 52, 3811.
- Zhao, M., K. Niranjana, J.F. Davidson, 1994, Mass transfer to viscous liquids in bubble columns and air-lift reactors: influence of baffles, *Chem. Eng. Sci.*, 49, 2359.
- Zuber, N., J.D. Findlay, 1965, Average volumetric concentration in two phase flow systems, *Int. J. Heat and Mass Transfer*, 87, 453.