
Régimes d'écoulement et transfert de masse dans des colonnes à bulles de différents diamètres

Flow conditions and mass transfer in bubble columns of various diameters

Roger Botton et
Dominique Cosserat
Rhône Poulenc Industries
Centre de Recherches de Décines
69150 Décines

Jean-Claude Charpentier
Laboratoire des Sciences
du Génie Chimique
1, rue Grandville
54042 Nancy Cédex

Introduction

On utilise couramment dans l'industrie chimique des réacteurs gaz-liquide du type colonnes à bulles pour réaliser des opérations d'absorption, de désorption, d'oxydation, de nitrification, etc. De nombreux réacteurs bio-chimiques fonctionnent également sur ce principe.

Le fonctionnement de ces réacteurs a été très largement étudié dans le domaine correspondant aux vitesses en fût vide suivantes : $U_G < 0,5 \text{ m.s}^{-1}$. Il n'existe que très peu de résultats publiés pour des vitesses plus importantes

Etude hydrodynamique

De nombreux articles traitent de ce sujet pour des vitesses de gaz en fût vide très faibles. Seul Hills [4] et Botton et coll. [1], [3], ont récemment présenté des résultats expérimentaux relatifs aux colonnes à bulles fonctionnant avec des débits de fluides (air-eau) importants.

La plupart des résultats publiés se rapportent à des colonnes à bulles simples, alors que les colonnes à bulles à tube de tirage (deux cylindres concentriques communiquant aux deux extrémités, le gaz étant injecté soit dans le plus petit, soit dans l'espace annulaire) bien que très intéressantes, notamment lors de la mise en œuvre de liquides corrosifs, n'ont fait l'objet que de rares études [1], [3], [4].

Appareillage

Toutes les colonnes étaient en PVC transparent. La

colonne munie d'un tube de tirage⁽¹⁾ qui a été étudiée est présentée sur la figure n° 1a. L'hydrodynamique à très hauts débits gazeux a été analysée sur une colonne de diamètre 0,075 m muni de prises de pression sur une hauteur de 3,2 m (fig. 1b).

Deux méthodes ont été utilisées pour mesurer la rétention gazeuse : ϵ_G

Méthode volumétrique : $\epsilon_G = (V_m - V_L)/V_m$;

Méthode manométrique : $\epsilon_G = d_z/d_h$ (voir fig. 1c).

Dans ce dernier cas, nous n'avons pas fait de correction (forces d'inertie et de frottement), l'erreur étant toujours inférieure à 2 %.

Les fluides utilisés ont été : air et eau pour toutes les colonnes.

Résultats

Les résultats que nous avons obtenus sont comparés à ceux publiés dans la littérature sur la figure 2.

A vitesse en fût vide de gaz constante, la rétention gazeuse ϵ_G augmente lorsque le diamètre de la colonne D_T diminue (pour des valeurs telles que $D_T < 0,25 \text{ m}$), alors que nous obtenons des valeurs de ϵ_G identiques pour des colonnes de diamètre $D_T = 0,25 \text{ m}$ et $D_T = 0,48 \text{ m}$. Ceci est en bon accord avec la règle généralement admise : les effets de parois provoquent une augmentation de la rétention gazeuse lorsque le diamètre de la colonne est inférieur à 0,15 – 0,20 m.

Cette règle se trouve encore vérifiée pour l'espace annulaire de la colonne munie d'un tube de tirage (il correspond à une colonne de 0,17 m de diamètre) : les valeurs de ϵ_G observées sont en bon accord avec celles des colonnes ayant un diamètre plus important.

(1) (Dans laquelle le gaz est injecté dans l'espace annulaire).

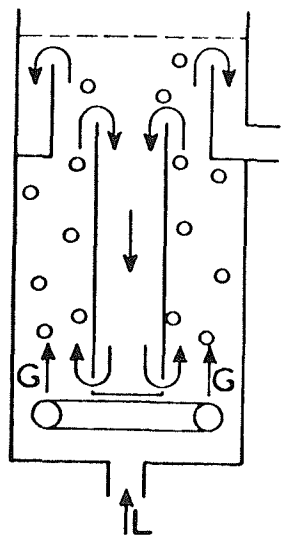


Figure 1(a). - Colonne à tube de tirage

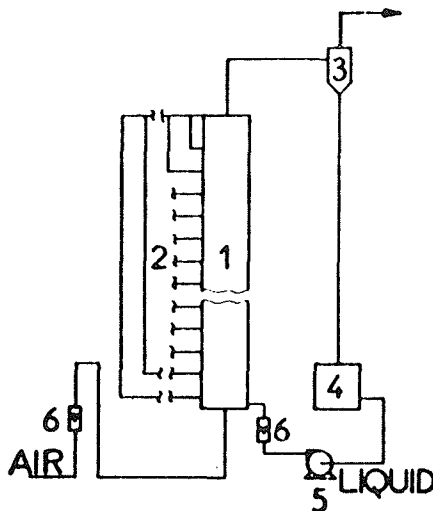


Figure 1(b). - Colonne $D_T = 0,075$ m

- 1 = colonne
- 2 = prises de pression
- 3 = séparateur gaz-liquide
- 4 = réservoir
- 5 = pompe
- 6 = rotamètres

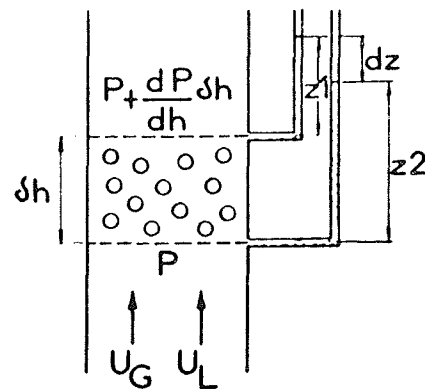


Figure 1(c). - Méthode manométrique

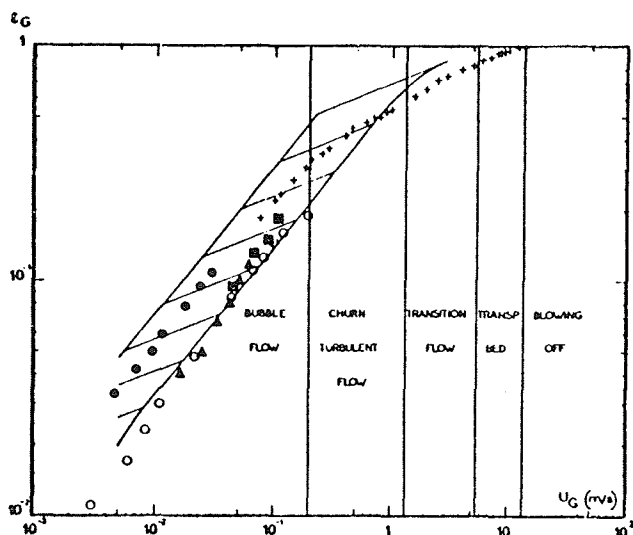


Figure 2. - ϵ_G vs U_G .

▨ Résultats de la littérature

- $D_T = 0,02$ m
- $D_T = 0,25$ m
- Colonne à tube de tirage
- + $D_T = 0,075$ m
- ▲ $D_T = 0,68$ m

Il est à remarquer que l'hydrodynamique à très hauts débits gazeux n'a été étudiée que dans la colonne de diamètre 0,075 m dans laquelle les effets de paroi sont encore importants. Mais lors d'une étude effectuée sur une colonne à plateaux sans déversoir de 0,50 m de diamètre (étude non directement comparable à celle-ci), nous avons observé une évolution identique du mélange gaz-liquide.

Nous avons également remarqué que, en fonctionnement à co-courant, en gaz et en liquide, ϵ_G avait tendance à diminuer pour des vitesses en fût vide de liquide telles que : $U_L > 0,05$ m.s⁻¹ : ceci est en bon accord avec les résultats de Nicklin [7].

Il est possible de représenter l'ensemble des résultats que nous avons obtenus par des corrélations de la forme : $\epsilon_G = K U_G^\alpha$. Pour $U_G < 0,20$ m.s⁻¹, α varie de 0,60 à 0,81 suivant la colonne étudiée (tableau 1) :
 - la valeur de α la plus souvent rencontrée dans la littérature pour $U_G < 0,20$ m.s⁻¹ est $\alpha = 0,75$.

Tableau 1		
Diamètre de la colonne	Valeurs de α et K pour $U_G < 0,2$ m.s ⁻¹	
	α	K
0.02	0.67	1.18
0.075	0.60	0.88
0.250	0.74	0.83
0.480	0.81	1.13
Colonne à tube de tirage	0.75	1.0

Lorsqu, dans la colonne de diamètre $D_T = 0,075$ m, nous avons fait varier la vitesse en fût vide des gaz jusqu'à 14 m.s⁻¹, nous avons observé les types d'écoulement biphasique suivants :

- $U_G < 0,2$ m.s⁻¹ : colonne à bulles classique (bubble flow)
- $0,2 < U_G < 1,35$ m.s⁻¹ : plus U_G augmente, plus le milieu devient turbulent ; il y a formation de grosses bulles et projection de liquide sous forme de grosses gouttes à la surface supérieure de l'émulsion (churn turbulent flow) ;
- $1,35 < U_G < 5,5$ m.s⁻¹ : la dispersion de gaz dans le liquide s'inverse progressivement en dispersion de liquide dans le gaz : transition flow ;
- $5,5 < U_G < 13,5$ m.s⁻¹ : dispersion de liquide dans le gaz : transported bed ;
- $U_G > 13,5$ m.s⁻¹ : transport pneumatique du liquide : blowing off.

Les valeurs de α correspondant à chacun de ces domaines sont données dans le tableau 2.

U_G (m.s ⁻¹)	0,20	0,20- 1,35	1,35 5,5	5,5- 13,5	13,5
Type d'écoulement	Bubble flow	Churn turbulent flow	Transition flow	Transported bed	Blowing off
α	0,60	0,32	0,22	0,11	0

Dans certaines conditions de fonctionnement, dans la colonne de diamètre 0,075 m, ϵ_G varie de la façon suivante en fonction de la hauteur au-dessus du distributeur de gaz (voir fig. 3 sur laquelle on a porté h vs $1/1 - \epsilon_G = H_m/H_L$: rapport entre les hauteurs d'émulsion et de liquide clair comprises entre deux prises de pression consécutives).

- Du bas de la colonne à un point de cote $\leq h_1$: $\epsilon_G = \epsilon_{G1} = \text{constante}$; nous appellerons cette zone l'émulsion vraie ①.
- Au-dessus de cette émulsion, ϵ_G augmente progressivement jusqu'à un point de cote : h_2 où elle atteint la valeur ϵ_{G2} : zone de vésiculation ②.
- De h_2 au sommet de la colonne : $\epsilon_G = \epsilon_{G2}$: zone d'entraînement (nous avons admis que ϵ_{G2} était obtenu lorsque : $H_m/H_L = (U_G + U_L)/U_L$ qui est l'expression de la condition de non-glissement) ③.

Les cotes h_1 et h_2 des points délimitant les différentes zones sont fonction des vitesses en fût vide du gaz et du liquide.

La hauteur de la zone de vésiculation est faible, par expérience. Ainsi, si le point de cote : h_2 est situé au sommet de la colonne, cette dernière est pratiquement pleine d'émulsion $\Rightarrow \epsilon_G = \epsilon_{G1}$ sur toute la hauteur de la colonne sauf au voisinage de la sortie.

A débit liquide fixé, lorsqu'on augmente le débit de gaz : $\epsilon_{G1} \rightarrow \epsilon_{G2}$ et par extrapolation $\epsilon_{G1} = \epsilon_{G2}$ pour $U_G = 13,5$ m/s (en système air-eau).

Sur la figure 4, nous avons porté :

$$10^3 (1 - \epsilon_G) = 10^3 \epsilon_L$$

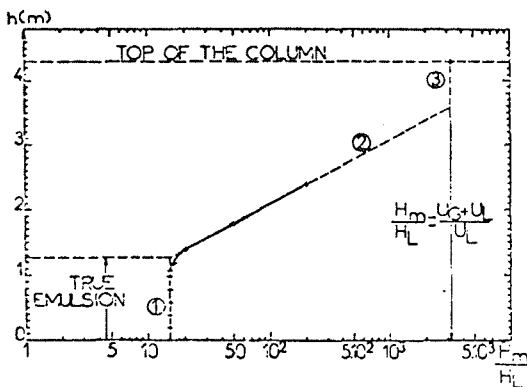


Figure 3. - h vs $\frac{H_m}{H_L}$

$$\left(\begin{array}{l} U_G = 8 \text{ m.s}^{-1} \\ U_L = 2,52 \times 10^{-3} \text{ m.s}^{-1} \end{array} \right)$$

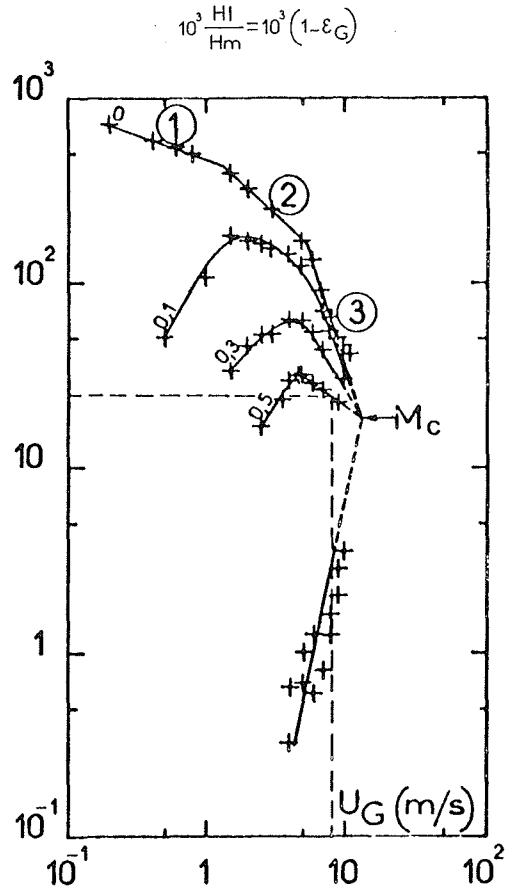


Figure 4. - Courbe représentant le fonctionnement d'une colonne à bulles à haute vitesse de gaz

en fonction de la vitesse en fût vide : U_G . Les cinq courbes qui y sont représentées correspondent respectivement :

- à l'émulsion vraie ($h < h_1$)
- aux distances : 0,1 - 0,3 et 0,5 m au-dessus du sommet de l'émulsion vraie
- à la zone d'entraînement ($h > h_2$)

Ces cinq courbes concourent par extrapolation pour $U_G > 10$ m.s⁻¹ vers un point unique M_c que nous avons appelé : point critique multiple. Les coordonnées de ce point varient très peu avec la viscosité et la tension interfaciale du liquide [1].

Comment utiliser un tel diagramme lorsque les vitesses en fût vide du gaz et du liquide sont fixées (fixons-nous par exemple : $U_G = 8$ m.s⁻¹) ? Plaçons-nous à la sortie de la colonne. Supposons que la fraction volumique en liquide de l'effluent est égale à celle de la zone qui existe au voisinage de la sortie. Cette fraction volumique, traduite en fraction massique, est égale à celle avec laquelle on alimente la colonne. On trace sur le graphique l'horizontale au niveau correspondant à la fraction volumique dans les conditions de sortie des fractions massiques introduites dans la colonne. Soit 0,023 cette valeur, l'horizontale coupe la verticale qui correspond à 8 m/s en un point qui se trouve situé sur la courbe : 0,5. On admet, et l'expérience nous l'a confirmé, que le som-

met de l'émulsion est situé à 0,50 m du sommet de la colonne.

Puissance mise en jeu

Soit une colonne à bulles de hauteur h remplie d'une émulsion de masse volumique ρ_E ; la puissance introduite par volume unitaire de fluide qui y pénètre est la suivante : liquide : $\rho_E g h + \rho_L U_{L0}^2/2$; gaz : $\rho_E g h + \rho_G U_{G0}^2/2$. Or, nous avons : $\rho_E = \epsilon_G \rho_G + (1 - \epsilon_G) \rho_L$.

Donc la puissance introduite et dissipée par unité de volume d'émulsion (ou de réacteur) pour des vitesses en fût vide de gaz et de liquide U_G et U_L est donnée par :

$$E/V_R = \rho_E g [U_L + U_G] \\ [1 + (U_{L0}^2/2gh) U_L / (U_L + U_G) \rho_L / \rho_E \\ + (U_{G0}^2/2gh) U_G / (U_G + U_L) \rho_G / \rho_E].$$

Dans nos essais, les termes correspondant à la dissipation d'énergie cinétique se sont fréquemment montrés négligeables par rapport au terme d'énergie potentielle.

Méthodes utilisées pour étudier le transfert de matière

Pour mesurer l'aire interfaciale : a et le produit : $k_L a$ du coefficient de transfert côté liquide par l'aire interfaciale, nous avons utilisé la méthode d'oxydation à l'air de sulfite de soude en solution en présence de cobalt comme catalyseur [6].

La détermination de $k_L a$ est effectuée en régime de réaction chimique lent (réaction cependant assez rapide pour que la concentration en gaz dissous au sein de la masse liquide soit nulle). Dans ces conditions, on a :

$$\phi = k_L a C_{O_2}^* \sqrt{1 + Ha^2}$$

$$\text{avec } Ha = [D_{LO_2} \cdot r / C_{O_2}^*]^{1/2} k_L$$

$$\text{et } Ha < 1 ; k_L a \ll r / C_{O_2}^*,$$

$$\text{d'où : } \phi = k_L a C_{O_2}^*.$$

La détermination de a est effectuée en régime de réaction rapide du pseudonième ordre :

$$3 \leq Ha < 1 + (D_{LB} \cdot 2C_{B0}) / (D_{LO_2} \cdot C_{O_2}^*) \Rightarrow \phi \\ = k_L a C_{O_2}^* Ha = a C_{O_2}^* [D_{LO_2} \cdot r / C_{O_2}^*]^{1/2}.$$

Pour mesurer $k_G a$, nous avons utilisé une réaction irréversible, instantanée et de surface : absorption de SO_2 dans une solution de carbonate de soude [8]. Nous avons : $k_G a = G / (P_r \cdot H_m) \log(p_e/p_s)$, avec $k_G a p < k_L a D_{LB} C_{B0} / (D_{LA} Z)$.

Résultats obtenus

Aire interfaciale ($m^2 \cdot m^{-3}$ d'émulsion ou de réacteur) (fig. 5)

— Dans le domaine relatif à $U_G < 0,30 \text{ m.s}^{-1}$ (bubble

flow et début de churn turbulent flow), nous constatons que a varie comme U_G^α avec :

$\alpha < 1$ pour les réacteurs du type colonne à bulles
 $\alpha \geq 1$ pour les réacteurs du type colonne à bulles à tube de tirage.

— Pour $0,30 \leq U_G \leq 4 \text{ m.s}^{-1}$ (churn turbulent flow and transition flow) :

- à même vitesse en fût vide de liquide, a est pratiquement indépendant de U_G .
- a varie, dans ce domaine, approximativement comme $U_L^{0,20}$.

Produit $k_L a$ ($m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-3}$ d'émulsion ou de réacteur) (fig. 6)

- Mêmes commentaires que précédemment.
- La position des points correspondant aux colonnes à bulles munies d'un tube de tirage semble indiquer que le coefficient de transfert côté liquide (k_L) pour ce type de réacteur est plus important que celui relatif aux colonnes à bulles simples.
- Lorsque la vitesse en fût vide des gaz devient supérieure à $5,5 \text{ m.s}^{-1}$ (transported bed), on observe une augmentation du produit $k_L a$ qui correspond au fait que, l'inversion de phase étant totale, on a maintenant une dispersion de liquide dans le gaz.

Produit $k_G a$ (moles/ $m^3 \cdot s \cdot atm$) (fig. 7)

- Il est parfois intéressant de disposer de valeurs de $k_G a$ exprimées dans les mêmes unités que $k_L a$ ($m^3/h/m^3$).

On les obtient par la conversion :

$$k_G a (m^3/h \cdot m^3) = k_G a (\text{moles}/m^3 \cdot s \cdot atm) \times 0,296 T$$

- Sur la figure n° 7, on constate que $k_G a$ a tendance à diminuer lorsque la hauteur d'émulsion augmente.
- $k_G a$ s'est montré insensible aux variations de U_L dans le domaine suivant :

$$6,30 \times 10^{-4} \leq U_L \leq 5,03 \times 10^{-2} \text{ m.s}^{-1}$$

Conclusion : Transfert de matière — Puissance mise en œuvre

Dans la résistance globale au transfert de matière, le terme $k_L a$ joue bien souvent le rôle le plus important ; aussi avons-nous essayé d'exprimer la qualité de différents réacteurs sous les angles de la puissance dissipée pour une qualité de transfert recherchée et du volume nécessaire à son obtention. Nous avons ainsi porté sur la figure 8 : $k_L a / (E/V_R)$ vs E/V_R .

Sur ce graphique :

- Plus un point a une ordonnée importante, plus le débit de transfert obtenu pour 1 kW dépensé dans le réacteur auquel il se rapporte est grand ;
- Plus un point a une abscisse importante, plus grand est le niveau d'utilisation du réacteur auquel il correspond.

Ainsi, un appareil sera d'autant plus performant du point de vue dépense énergétique et investissement que sa position sera éloignée en ordonnée et en abscisse.

On constate que les colonnes à tube de tirage peuvent se montrer plus intéressantes que les simples colonnes à

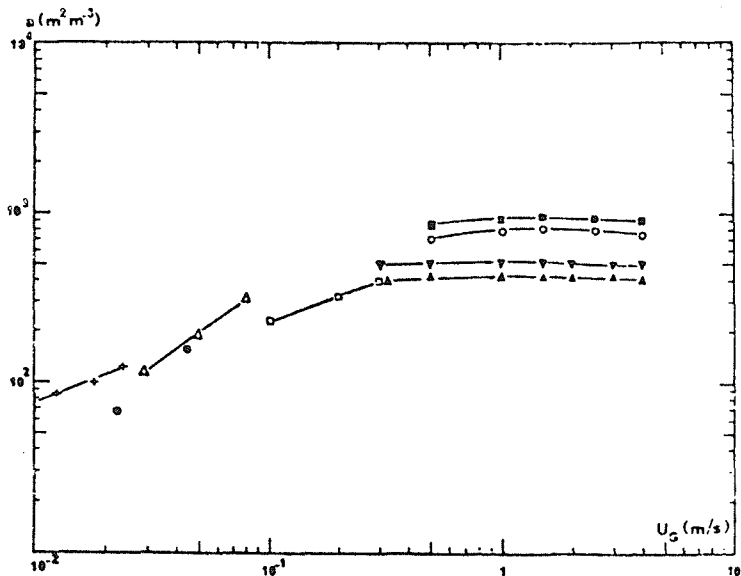


Figure 5. - a vs U_G

- + $D_T = 0,02$ m
 - ⊗ Colonne à tube de tirage ($D_T = 0,19$ m, $D_I = 0,13$ m)
 - Δ Colonne à tube de tirage ($D_T = 0,48$ m, $D_I = 0,14$ m)
 - Colonne à section carrée : $0,1 \times 0,1$ m
- | | |
|---|-------------------|
| ▲ $U_L = 5 \times 10^{-3}$ m.s ⁻¹ | } $D_T = 0,075$ m |
| ▼ $U_L = 25 \times 10^{-3}$ m.s ⁻¹ | |
| ○ $U_L = 12 \times 10^{-2}$ m.s ⁻¹ | |
| ■ $U_L = 18 \times 10^{-2}$ m.s ⁻¹ | |

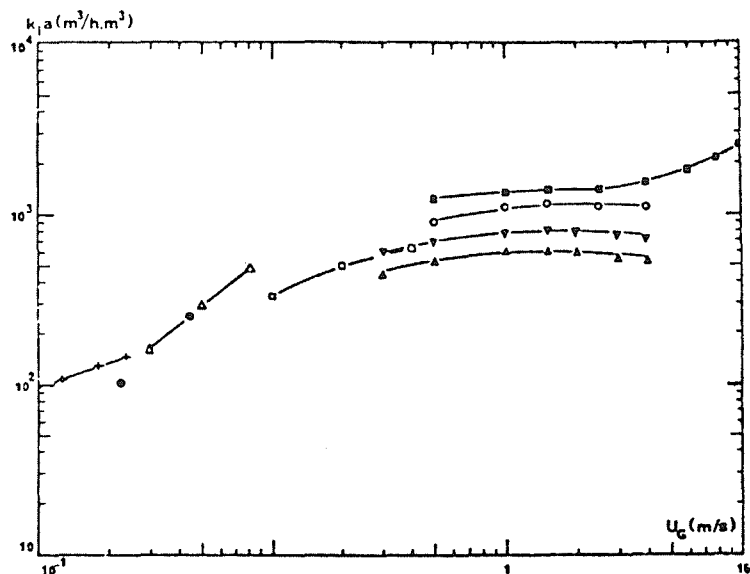
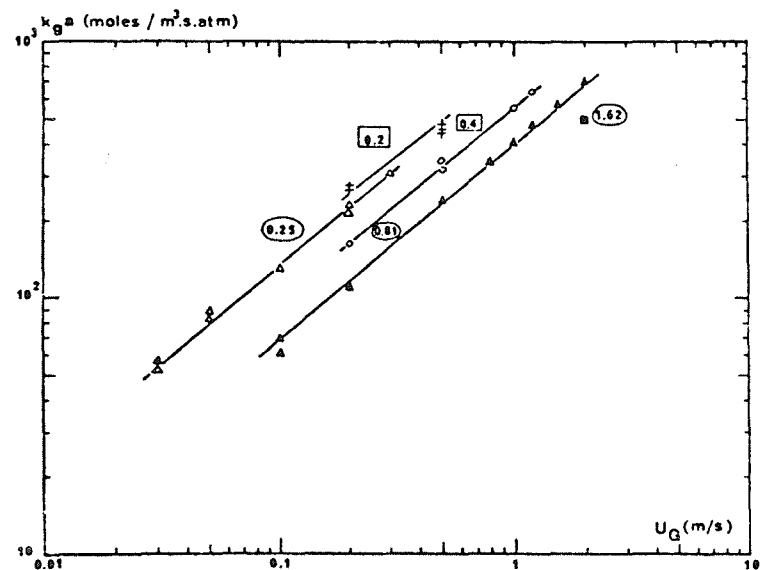
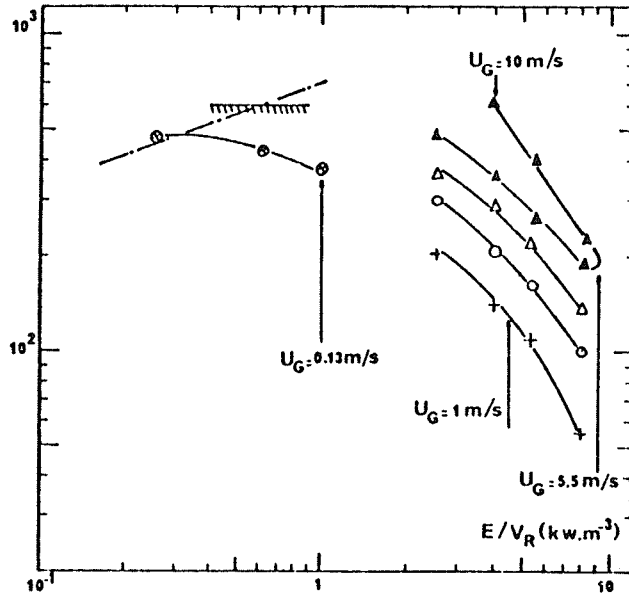


Figure 6. - $k_L a$ vs U_G



- ⊗ Colonne à section circulaire
hauteur d'émulsion : x
- ⊙ Colonne à section carrée
hauteur d'émulsion : y

Figure 7. - $k_G a$ vs U_G

$k_L a / (E/V_R) \text{ (m}^3/\text{h.kw)}$


----- Colonne à tube de tirage
($D_T = 0,19 \text{ m}$, $D_I = 0,13 \text{ m}$)
 // Colonne à tube de tirage
($D_T = 0,48 \text{ m}$, $D_I = 0,14 \text{ m}$)

⊙ $U_L = 0 \text{ m.s}^{-1}$
 + $U_L = 5 \times 10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$
 ○ $U_L = 5 \times 10^{-2} \text{ m.s}^{-1}$
 △ $U_L = 12 \times 10^{-2} \text{ m.s}^{-1}$
 ▲ $U_L = 18 \times 10^{-2} \text{ m.s}^{-1}$ } $D_T = 0,075 \text{ m}$

Figure 8. - $k_L a / (E/V_R)$ vs E/V_R

bulles aux faibles valeurs de E/V_R (cela correspond à $U_G < 0,20 \text{ m.s}^{-1}$: bubble flow).

On constate également le comportement excessivement intéressant des colonnes à bulles à très haute vitesse de gaz ($U_G > 5,5 \text{ m.s}^{-1}$) [2]. Ainsi, les simples colonnes à bulles ainsi que celles à tube de tirage travaillent avec une puissance dissipée de l'ordre de 1 kW/m^3 qui engendre des débits de transfert de l'ordre de $400 \text{ m}^3/\text{h/m}^3$ dans les colonnes à bulles et 600 à $700 \text{ m}^3/\text{h/m}^3$ dans les colonnes à tube de tirage.

La colonne à bulles fonctionnant à très haute vitesse de gaz travaille avec une puissance dissipée de l'ordre de 5 kW/m^3 qui engendre un débit de $2000 \text{ m}^3/\text{h/m}^3$, soit $400 \text{ m}^3/\text{h}$ par kW.

Il en résulte qu'à très haute vitesse de gaz, une colonne à bulles est aussi performante sur le plan énergétique qu'une colonne à bulles classique et au moins 5 fois plus petite en volume à débit de transfert fixé.

Nomenclature

a	Aire interfaciale par unité de volume d'émulsion ou de réacteur	$\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$
C	Concentration en phase liquide	$\text{mole} \cdot \text{m}^{-3}$
$C_{O_2}^*$	Concentration en oxygène dissous à l'interface en équilibre avec le gaz à l'interface	$\text{mole} \cdot \text{m}^{-3}$
D_I	Diamètre du tube de tirage (tube intérieur)	m
D_L	Coefficient de diffusion en phase liquide	$\text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$
D_T	Diamètre de la colonne	m
E	Puissance dissipée	W
g	Accélération de la pesanteur	$\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$

G	Débit molaire de gaz inerte de l'effluent gazeux	$\text{moles} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
h	Hauteur au-dessus de l'introduction de gaz	m
Ha	Critère de Hatta	
H_L	Hauteur de liquide clair	m
H_m	Hauteur de l'émulsion	m
k_G	Conductance partielle de transfert en phase gazeuse	$\text{mole} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$
k_L	Conductance partielle de transfert en phase liquide	$\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$
K	Constante	
p_e	Pression partielle du gaz soluble à l'entrée du réacteur gaz-liquide	atm.
p_s	Pression partielle du gaz soluble à la sortie du réacteur gaz-liquide	atm.
P_t	Pression totale dans le réacteur gaz-liquide	atm.
r	Vitesse de la réaction chimique mise en œuvre	$\text{mole} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-3}$
U_G	Vitesse en fût vide du gaz	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
U_{G_o}	Vitesse des gaz à la sortie du distributeur	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
U_L	Vitesse en fût vide du liquide	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
U_{L_o}	Vitesse du liquide à la sortie du distributeur	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
V_L	Volume de liquide clair	m^3
V_m	Volume d'émulsion	m^3
V_R	Volume de réacteur ou d'émulsion	m^3
z, z_1, z_2	Hauteur de liquide dans les prises de pression (voir figure 1c)	m
Z	Coefficient stoechiométrique	

Symboles grecs

ϵ_G	Rétention gazeuse	
ϵ_L	Rétention liquide	
ρ_E	Masse volumique de l'émulsion	kg.m^{-3}
ρ_G	Masse volumique du gaz	kg.m^{-3}
ρ_L	Masse volumique du liquide	kg.m^{-3}
Φ	Flux d'absorption	$\text{mole.m}^{-3}.\text{h}^{-1}$

Références

- [1] BOTTON R., COSSERAT D. et CHARPENTIER J.C. – *Chem. Eng. Jl.*, 16 (1978) 107.
- [2] Brevet français n° 7822094
- [3] Contrat DGRST - Comité Energie et Génie Chimique – n° d'aide 76-7-0398, 1977.
- [4] FREEDMAN W. et DAVIDSON M.A. – *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 47 (1969) T. 251.
- [5] HILLS J.H. – *Chem. Eng. Jl.*, 12 (1976) 89
- [6] LAURENT A., CHARPENTIER J.C. et PROST C. – *Jl. Chim. Phys.* 71 (1974) 613.
- [7] NICKLIN D.J. – *Chem. Eng. Sci.*, 17 (1962) 693
- [8] PORTER K.E., DAVIES B.T. et WONG P.F.Y. – *Trans. Inst. Chem. Eng.* 45 (1967) T. 265.

Discussion

Président : M. Y. TRAMBOUZE

Le Président. – Je remercie M. COSSERAT. Je pense que des questions seront posées au sujet de ce qui vient de nous être dit concernant une série de résultats inédits sur les colonnes à bulles fonctionnant à des vitesses relativement importantes : vous avez, en effet, exploré jusqu'à 10 m/s, ce qui est inhabituel et ouvre de nouvelles possibilités dans le domaine des contacts gaz-liquide.

M. BAILLEUX. – Avez-vous mesuré la taille des bulles créées dans les colonnes à bulles classiques et dans les colonnes à tube de tirage ? Le gain observé pour les colonnes à tube de tirage n'est-il pas lié à la taille des bulles ? Les bulles créées dans vos colonnes coalescent-elles ou que se passe-t-il s'il n'y a pas coalescence ?

M. COSSERAT. – Nous n'avons pas effectué de mesure de diamètre de bulles, mais avec le type de distributeur utilisé (plateaux perforés), le diamètre des bulles est d'environ 5 mm.

En régime d'écoulement du type bulles ($U_G < 0,20$ m/s), les bulles ne coalescent pratiquement pas en système air-eau. Lorsqu'il n'y a pas coalescence, l'émulsion comporte beaucoup de petites bulles ayant une faible vitesse ascensionnelle dans le liquide. Il en résulte une rétention gazeuse et une aire interfaciale plus importante que lorsque le milieu est coalescent.

Le Président. – Vous avez fait les mesures hydrodynamiques seulement avec l'air et l'eau ?

M. COSSERAT. – Nous avons également utilisé les systèmes suivants :

- air-solution aqueuse de glycol ($\mu = 3,9$ cPo)
- air-solution aqueuse de tensio-actif ($\sigma = 28$ dynes/cm)

L'influence des propriétés physiques, viscosité et tension interfaciale, n'est que peu importante dans le domaine étudié.

Le Président. – Dans les colonnes munies d'un tube de tirage, avez-vous différencié la zone émulsionnée de celle qui ne l'est pas ?

M. COSSERAT. – Nous avons toujours rapporté les valeurs obtenues du point de vue transfert de matière et énergie dissipée à la totalité du volume du réacteur.

M. FONTEIX. – Comment avez-vous vérifié l'existence du régime de réaction instantanée de surface lors de la mise en œuvre du système gaz sulfureux-carbonate ? En effet, pour le système gaz sulfureux-soude, en mesurant l'efficacité en phase gazeuse en fonction de la concentration en soude, j'ai constaté

que cette concentration devait être supérieure à 0,8 mole/l pour que le régime cité plus haut soit réalisé, alors que la condition théorique classique donnait une concentration limite de 0,07 mole/l.

M. COSSERAT. – Nous avons effectué une étude systématique de cette réaction et nous avons notamment défini le domaine de valeurs de P_H dans lequel nous devons nous trouver pour être en régime de réaction instantanée de surface.

Nous avons ensuite choisi ce système de façon à nous trouver dans des conditions proches de celles dans lesquelles nous avons mesuré a et $k_L a$; nous pouvons ainsi appréhender correctement k_G .

M. MONDIN. – Vos mesures de pression le long de la colonne vous donnent la rétention gazeuse. Le terme de pression est négligeable pour les faibles vitesses, mais avez-vous vérifié qu'il en est bien ainsi pour les vitesses plus élevées ?

M. COSSERAT. – Oui. Nous avons fait un bilan de quantité de mouvement sur un élément différentiel de la colonne et nous nous sommes rendu compte qu'aux très hautes vitesses de gaz, les termes correctifs ne représentaient que 2 à 3 % du terme principal. Nous les avons donc négligés.

M. DELHAYE. – La représentation $\epsilon_g = f(U_g)$ ne semble pas adaptée au calcul de ϵ_g . En effet il faudrait tenir compte de la vitesse du liquide U_L qui peut être du même ordre de grandeur que U_G . Le diagramme le plus adéquat est celui de Zuber et Findlay qui représente ϵ_g/U_G en fonction de $U_G + U_L$. Les valeurs de la pente et de l'ordonnée à l'origine des droites représentatives des différents types d'écoulement sont données dans un rapport ANL de M. ISHII paru en 1977 (One-dimensional drift flux model and constitutive equations for relative motion between phases in various two-phase flow regimes, ANL-77-47).

M. COSSERAT. – L'essentiel de notre travail a été effectué pour des vitesses de gaz importantes (U_G de l'ordre de 2 m/s) et de faibles vitesses de liquide (U_L de l'ordre de 0,1 m/s). Dans ces conditions, l'influence de U_L sur la rétention gazeuse est faible.

Par contre, lorsque U_G et U_L sont du même ordre, une représentation telle que celle que vous proposez permet, effectivement, de bien mettre en évidence l'influence du débit de liquide ; nous nous en sommes rendu compte en traçant ce type de graphique pour les faibles vitesses de gaz.