

(19)



Europäisches Patentamt
European Patent Office
Office européen des brevets



(11)

EP 1 003 604 B1

(12)

FASCICULE DE BREVET EUROPEEN

(45) Date de publication et mention
de la délivrance du brevet:
02.07.2003 Bulletin 2003/27

(51) Int Cl.7: **B01F 3/04**, B01F 5/02,
B01F 5/10, B01J 10/00,
B01J 19/26

(21) Numéro de dépôt: **99911885.4**

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/FR99/00793

(22) Date de dépôt: **06.04.1999**

(87) Numéro de publication internationale:
WO 99/051331 (14.10.1999 Gazette 1999/41)

(54) **SYSTEME POUR DISPERSER UN GAZ DANS UN LIQUIDE EN VUE D'EFFECTUER DES
REACTIONS CHIMIQUES, BIOCHIMIQUES AVEC OU SANS PARTICULES EN SUSPENSION**

SYSTEM ZUM EINBRINGEN EINES GASES IN EINE FLÜSSIGKEIT ZUR DURCHFÜHRUNG
CHEMISCHER ODER BIOCHEMISCHER REAKTIONEN MIT ODER OHNE
SUSPENSIONSPARTIKELN

SYSTEM FOR DISPERSING A GAS IN A LIQUID TO CARRY OUT CHEMICAL, BIOCHEMICAL
REACTIONS WITH OR WITHOUT SUSPENDED PARTICLES

(84) Etats contractants désignés:
BE CH DE ES FR GB IT LI NL

(72) Inventeur: **Botton, Roger**
69006 Lyon (FR)

(30) Priorité: **07.04.1998 FR 9804597**

(56) Documents cités:
DE-A- 4 237 369 **GB-A- 2 222 098**
US-A- 4 100 071

(43) Date de publication de la demande:
31.05.2000 Bulletin 2000/22

(73) Titulaire: **Botton, Roger**
69006 Lyon (FR)

Remarques:

Le dossier contient des informations techniques
présentées postérieurement au dépôt de la
demande et ne figurant pas dans le présent
fascicule.

EP 1 003 604 B1

Il est rappelé que: Dans un délai de neuf mois à compter de la date de publication de la mention de la délivrance du brevet européen, toute personne peut faire opposition au brevet européen délivré, auprès de l'Office européen des brevets. L'opposition doit être formée par écrit et motivée. Elle n'est réputée formée qu'après paiement de la taxe d'opposition. (Art. 99(1) Convention sur le brevet européen).

Description

[0001] L'invention concerne un système pour disperser un gaz sous la forme de bulles dans un liquide selon la revendication. Ceci, pour effectuer des réactions chimiques, biochimiques ou de simples échanges physiques entre le gaz et le liquide ou le gaz et un solide en suspension dans le liquide.

[0002] Ces opérations se font traditionnellement dans des appareils appelés colonnes à bulles, cuves agitées ou, dans les grands bassins de traitement des eaux, aérateurs de surface. Dans les colonnes à bulles la dispersion est réalisée par un distributeur constitué d'une plaque ou de tubes, judicieusement perforés pour répartir le gaz sur toute la section de la colonne. Dans les cuves agitées le gaz est injecté sous un agitateur qui en effectue la dispersion. Dans les aérateurs de surface, gaz et liquide sont brassés par un agitateur situé près de la surface.

[0003] Le système de dispersion, objet de l'invention, ne comporte ni distributeur ni agitateur.

[0004] Un tel système est connu du document US-4 100 071 qui représente le préambule de la revendication. Le système selon l'invention se distingue de l'état de la technique en ce que la plaque est située à une distance S_o de 0,5 à 0,6 fois le diamètre D_o du tube.

- L'orifice est situé près de la surface de la dispersion réalisée par le système. Cet orifice émet un jet de liquide vertical, dirigé vers le bas. Le tube coaxial au jet reçoit au dessus de la dispersion le jet et le gaz aspiré par le jet puis les véhicule en conservant au mieux la charge (énergie) du jet jusqu'à la plaque ou l'excès de cette charge par rapport à celle de la dispersion à ce niveau est utilisée pour disperser le gaz et le jet par impact sur la plaque. Tout le gaz véhiculé par le jet est dispersé dans le volume situé au-dessus de la plaque. Aucune bulle de gaz n'est présente dans le volume situé en dessous de la plaque où il est, de ce fait, facile de prélever du liquide en vue, par exemple, d'alimenter le jet.

- Au niveau de la plaque la charge du jet est de préférence supérieure à deux fois celle de la dispersion au même niveau.

- La distance de l'orifice au niveau de la dispersion est faible et maintenue constante. Les distances préférées sont de l'ordre de 0,1 à 0,2m ou de 10 fois le diamètre de l'orifice. Cet orifice est de préférence un orifice de type parois mince alimenté par un tube d'environ deux fois son diamètre.

- Le tube coaxial au jet émerge au-dessus du niveau de la dispersion sans gêner l'accès au jet du gaz à aspirer. Si D_o est son diamètre et d_o celui de l'orifice, $D_o = 2,5 d_o$ est l'une des valeurs préférées

- Le tube D_o est de préférence percé à sa partie supérieure de trous immergés pour permettre à la dispersion d'y pénétrer afin d'être, ainsi que le gaz aspiré par le jet, véhiculée par ce dernier vers la plaque d'impact afin d'y être aussi dispersée.

- Un diamètre P de la plaque d'au moins 4 fois le diamètre D_o du tube est préféré.

- Si le liquide pour alimenter le jet est repris au fonds de l'appareil dans lequel est réalisée la dispersion, la distance de la périphérie de la plaque aux parois du fonds est de préférence au moins égale à 3 fois le diamètre D_o du tube coaxial.

[0005] L'invention concerne aussi l'utilisation du système pour remplacer le répartiteur de gaz dans les colonnes à bulles, le distributeur de gaz et l'agitateur dans les cuves agitées ainsi que les aérateurs dans les bassins de traitement des eaux usées. Cette utilisation permet de disperser, en même temps que le gaz, des poudres fines susceptibles de jouer un rôle dans des transformations chimiques, biochimiques ou physiques.

[0006] Pour illustrer l'invention, la figure 1 donne deux exemples de réalisation d'un tel système et de leur installation dans une cuve. Pour celui installé dans une cuve de 0,48m de diamètre :

- L'orifice est un orifice simple (de type à parois mince) de $d_o = 0,024m$ d'axe vertical alimenté par un tube de diamètre $d = 0,050m$. Cet orifice est placé à une distance $h_o = 0,2m$ du niveau de la dispersion fixé par un déversoir N . La hauteur de la dispersion est de : 2,35m.

- Le tube coaxial à l'orifice a un diamètre de $D_o = 0,057m$. Il émerge au-dessus du niveau de la dispersion où il supporte l'orifice en restant assez ouvert pour ne gêner l'accès au jet du gaz G aspiré. Au-dessous, à des distances du niveau de la dispersion X_1, X_2, X_3 , de 0,225, 0,325 et 0,43m, il est percé de six trous au total répartis par groupes de deux de 0,027m de diamètre. Face à sa sortie, à une distance de $S_o = 0,030m$, se trouve la plaque d'impact horizontale. - La plaque d'impact, a un diamètre de $P = 0,24m$. Sa périphérie est positionnée à une distance $h_s = 0,2m$ du fonds de la cuve où est branché l'aspiration de la pompe qui alimente l'orifice.

[0007] Pour en illustrer le mode de fonctionnement, la cuve est remplie d'eau jusqu'à son déversoir, puis l'orifice est alimenté avec de l'eau, prélevée au bas de la cuve, dont on augmente lentement le débit. Le jet progresse vers le bas du tube D_o puis atteint la plaque d'impact sur laquelle il s'écrase en dispersant l'air qu'il a véhiculé. Très rapidement le gaz dispersé est assez abondant pour envahir tout le volume de la cuve situé au-dessus de la plaque d'impact.

Puis ceci fait, ce volume de dispersion s'enrichit de plus en plus en bulles tandis que le déversoir évacue des volumes d'eau égaux à ceux des bulles de gaz présentes dans la dispersion. Les volumes de bulles par unité de volume de dispersion ainsi obtenus correspondent en premier à ceux des colonnes à bulles puis atteignent ceux notés dans les cuves agitées puis deviennent supérieurs à ces derniers. Durant cette expérience aucune bulle n'a été véhiculée jusqu'à l'aspiration de la pompe.

[0008] Pour illustrer les performances, des tests ont été faits selon la méthode usuelle utilisée pour apprécier les performances d'un appareil de dispersion d'un gaz dans un liquide. Cette méthode consiste à mesurer les rétentions en gaz et les débits de transferts obtenus en fonction de l'énergie dissipée pour deux systèmes gaz-liquide : Le système air eau pour lequel les bulles générées sont susceptibles de coalescer (appelé système coalescent) et le système air-solution de sulfite de soude (à 100g/l) pour lequel les bulles ont très peu tendance à coalescer (appelé système non coalescent). Les mesures de débit de transfert sont basées sur la vitesse de solubilisation de l'oxygène pour le premier système et sur la vitesse d'oxydation du sulfite de soude pour le deuxième. Les techniques de mesures sont bien établies et connues des hommes de l'art. Les systèmes selon l'invention testés respectaient en proportions les dimensions données à la figure 1, mis à part les cuves dans lesquels ils étaient installés et la hauteur du tube coaxial D_o . Cette dernière étant adaptée à la hauteur H_E de la dispersion dont le niveau était toujours fixé avec un déversoir. Dans les expériences, le diamètre de l'orifice d_o a varié de 0,008m à 0,024m, la vitesse du liquide à la sortie de l'orifice V_o de 4 à 14m/s, la hauteur de la dispersion H_E de 0,50 à 2,50m, le diamètre des cuves T de 0,25 à 0,48m et les puissances dissipées P_W ont atteint 5000 watts par mètre cube de dispersion.

- La charge du jet est repérée en mesurant sa pénétration P_o dans un tube coaxial vertical. Ces distances de pénétration P_o (en m) du jet dans le tube coaxial D_o varient comme $(D_o/d_o)^{-2,5}$ et pour $D_o = 2,5d_o$ selon la relation : $P_o = 0,07V_o^2$. Pour $P_o = H_E$ les premières bulles atteignent le bas du tube D_o . Au de là, la dispersion est bien établie pour V_o qui, d'après la relation, correspond à $P_o = 1,3H_E$. Elle est intense à $P_o = 2H_E$.
- L'énergie dissipée par le système, calculée à l'entrée de l'orifice, est en Watt :

$P_W = K \cdot \rho_L \cdot Q_L \cdot (V_o^2/2)$ où K est le coefficient de l'orifice utilisé (1,57 mesuré dans le système décrit à la figure 1), Q_L le débit de liquide (en m^3/s) de masse spécifique ρ_L (en kg/m^3) émis par l'orifice à la vitesse V_o (en m/s).

- Les mesures des rétentions en gaz ε_G (fraction volumique du gaz dans la dispersion), des débits de transfert Q_T (en m^3/s) et des débits de gaz aspirés Q_G (en m^3/s) ont donné les relations :

$$\varepsilon_G V_E = a \cdot (P_W / \rho_L)$$

$$Q_T = b \cdot (P_W / \rho_L)$$

$$Q_G = c \cdot Q_L \cdot V_o$$

où V_E , est le volume (en m^3) de la dispersion et a , b , c des constantes dont les valeurs sont :

en milieu coalescent	$a=0,127$	$b=0,063$	$c=0,20$
en milieu non coalescent	$a=0,26$	$b=0,46$	$c=0,25$

On remarquera que ces relations sont indépendantes des dimensions des cuves dans lesquelles les expériences ont été faites ainsi que de la hauteur des dispersions.

[0009] Les avantages par rapport aux colonnes à bulles et aux cuves agitées peuvent être en partie illustrés en comparant : énergie dissipée et débit de transfert obtenu.

- En système non coalescent. Les relations relatives aux divers appareils entre le débit de transfert et l'énergie dissipée présentent assez d'analogies pour attribuer à b une valeur à chacun d'eux. Pour les colonnes à bulles, des mesures faites en parallèle à celles effectuées sur le système selon l'invention ont donné $b=0,26$ (à comparer à 0,46). En cuves agitées, en se plaçant dans les meilleures conditions possibles (agitateur à pales verticales, débit de gaz correspondant à une vitesse superficielle de 0,025m/s énergies dissipées de 2000 à 3000 watts/ m^3 ...) la valeur la plus élevée rencontrée pour b est voisine de 0,20 (Midoux N. «les réacteurs gaz liquide à cuves agitées» thèse I.N.P.L. Nancy France 1978). Des valeurs de l'ordre de 0,10 semblent plus classiques (Van Riet K

«Trends in Biotech. 1 n°4 113-120 1983 et Botton R. et al *Chem.Eng.Sci* 35 82-89 (1980)

- En système coalescent. Les relations données pour le système selon l'invention ne sont valables que pour $Q_T/V_L < 0,125 \text{ s}^{-1}$. où V_L est le volume de liquide. Au de là Q_T varie comme $(P_W/\rho_L)^{0,5}$.

Pour $Q_T/V_L < 0,125 \text{ s}^{-1}$ les performances des colonnes à bulles sont meilleures que celles du système selon l'invention ($b=0,11$ et $0,063$) et celles des cuves agitées très nettement inférieures (L'obtention de $Q_T/V_L = 0,125 \text{ s}^{-1}$ exige moins de 2000 Watt/m³ de liquide avec le système selon l'invention et plus de 5000 avec une cuve agitée). L'obtention de valeurs supérieures à $0,125 \text{ s}^{-1}$ n'est pratiquement pas possible en cuve agitée mais l'est facilement avec le système.

[0010] Les pertes de performances subies par le système lorsqu'on s'éloigne de la description donnée sont illustrées ci-dessous par quelques exemples, assez inattendus pour certains.

- Si l'on veut diminuer la dissipation énergétique en remplaçant l'orifice par un ajutage profilé on assiste à une diminution du débit de gaz aspiré accompagnée d'une baisse du débit de transfert plus importante que celle de la dépense énergétique. Ceci suggère que le débit d'aspiration du jet soit sensible à sa turbulence.
- Si l'on supprime les trous immergés situés en haut du tube D_o , on note une chute de plus de 20% sur le débit de gaz aspiré et de plus de 30% sur le débit de transfert.
- La suppression du tube D_o entraîne une chute totale de la pénétration du jet et une chute de plus de 50% sur les débits de transfert.
- Les débits du gaz aspiré chutent de 25 et 50% si l'on gêne son accès au jet par des pertes de charge de 0,5 et 1m de colonne d'eau. Ceci suggère, lorsque l'application le permet, de l'alimenter avec une légère surpression par rapport au niveau de la dispersion.
- Le débit de transfert est inchangé si l'on remplace l'orifice par plusieurs orifices de même section totale. La pénétration possible diminue.

[0011] Les avantages rencontrés lors de la mise en application du système autre que les gains en énergie sont illustrés ci-après par quelques exemples.

- Le système peut, dans une colonne à bulles, remplacer le distributeur qui effectue la répartition du gaz Il peut aussi, dans une cuve agitée, remplacer le distributeur de gaz et l'agitateur. Ceci conduit à un nouveau contacteur qui peut, en particulier, intéresser certains procédés délicats. L'énergie est apportée en totalité par le liquide. Les points d'interventions éventuelles en, exploitation sont à l'extérieur du réacteur. Il n'est pas imposé de choisir une hauteur de dispersion proche du diamètre de la cuve comme pour les cuves à un agitateur. Si la transformation du gaz est faible par passe (oxydations...), le jet peut le recycler aux conditions de la dispersion (température, vapeur saturantes). Ces contacteurs peuvent être associés pour réaliser des circulations du liquide et du gaz ainsi que peut le suggérer la science des réacteurs selon les transformations physiques chimiques ou biochimiques envisagées.
- La présence de poudres fines susceptibles de jouer un rôle dans des transformations chimiques, biologiques ou physiques n'en modifie pas le fonctionnement. Elles se dispersent avec les bulles.
- Les très grands bassins d'épuration des eaux usées sont maillés avec des aérateurs. On peut remplacer les aérateurs par le système décrit. Les orifices et les reprises du liquide pour les alimenter peuvent être reliées à des lignes de distribution et de collecte. On peut aussi conserver les système isolés les uns des autres en installant pour chacun d'eux sa pompe sur un flotteur qui supporterait aussi le système. La position du système dont celle de l'orifice par rapport au niveau du bassin serait bien maintenue constante. Chaque système étant autonome il est aisé de modifier leurs positions relatives donc d'optimiser à vue l'aération d'un bassin.

Revendications

1. Système pour disperser un gaz dans un liquide comportant

- un tube dont un bout est muni
 - d'un orifice coaxial au tube pour y introduire un liquide sous forme d'un jet ; et
 - d'un orifice pour l'accès d'un gaz disposé de telle manière que le jet de liquide aspire le gaz ; et
- une plaque disposée devant l'autre bout du tube

caractérisée en ce que

- la distance S_0 de la plaque à la sortie du tube est de 0,5 à 0,6 fois le diamètre D_0 du tube.

2. Système selon les revendications 1, **caractérisé en ce que** si D_0 est le diamètre du tube et d_0 celui de l'orifice qui introduit le liquide, $D_0=2,5d_0$ est la valeur préférée.

3. Système selon les revendications 1 et 2 **caractérisé en ce que** le tube est percé à sa partie supérieure de trous immergés dans la dispersion pour permettre à celle-ci d'y pénétrer afin d'être, avec le gaz aspiré par le jet, véhiculée par le jet vers la plaque.

4. Système selon les revendications 1 à 3 **caractérisé par le fait que** si le liquide pour alimenter le jet est pris sous la plaque, la distance de la périphérie de la plaque aux parois de l'appareil est de préférence supérieure à 3 fois le diamètre D_0 du tube.

Patentansprüche

1. Ein Apparat der dazu dient, ein Gas in eine Flüssigkeit zu dispersieren.

Der Apparat besteht hauptsächlich aus einem Rohr das Dispersionsrohr, in dem Flüssigkeit und Gas eingeführt werden :

- die Flüssigkeit durch eine Koaxiale Leitung, die am oberen Ende in das Dispersionsrohr mündet.
- das Gas durch Öffnungen im Dispersionsrohr.

Die Mischung Gas-Flüssigkeit schlägt gegen eine Platte, die am unteren Ende des Dispersionsrohres angebracht ist, und deren Distanz zu diesen Ende vorzüglich 0,5-0,6 Mal D_0 sein soll, D_0 =Durchmesser des Dispersionsrohres.

2. Ein Apparat nach Anspruch 1, in dem der Durchmesser d_0 der Zugangsleitung der Flüssigkeit vorzüglich 2,5 Mal kleiner ist als derjenige des Dispersionsrohres, also $D_0=2,5d_0$.

3. Ein Apparat nach Ansprüchen 1 und 2, in dem das Dispersionsrohr am oberen, eingetauchten Teile weitere Öffnungen aufweist, die der Flüssigkeit Zugang zum Dispersionsrohr geben.

4. Ein Apparat nach Ansprüchen 1, 2, 3, in dem die Flüssigkeit unter der Platte herausgeführt wird, um recycelt zu werden. Die Distanz der Platte zum Behälter soll vorzüglich grösser sein als 3 D_0 .

Claims

1. System to disperse a gas into a liquid comprising

- One pipe with at one end
 - One orifice coaxial to this pipe to introduce a liquid jet; and
 - One orifice for access of a gas disposed in way that liquid sucks gas; and
- One plate disposed in front of other end of pipe

So that

- Distance S_0 of this plate to end of pipe is 0.5 to 0.6 times diameter D_0 of pipe.

2. System according claim 1 in which, if D_0 is pipe diameter and d_0 this of orifice that introduce liquid $D_0=2.5d_0$ is preferred value.

3. System according claim 1 and 2 in which, upper part of pipe is perforated of holes immersed into dispersion to authorise it to penetrate into pipe and be, with gas sucked, carried until plate by jet.

4. System according claim 1, 2 and 3, in which, if liquid to feed jet is taken under plate, distance from periphery plate

EP 1 003 604 B1

to walls installation is preferred to be upper than 3 times tube diameter D_o

5

10

15

20

25

30

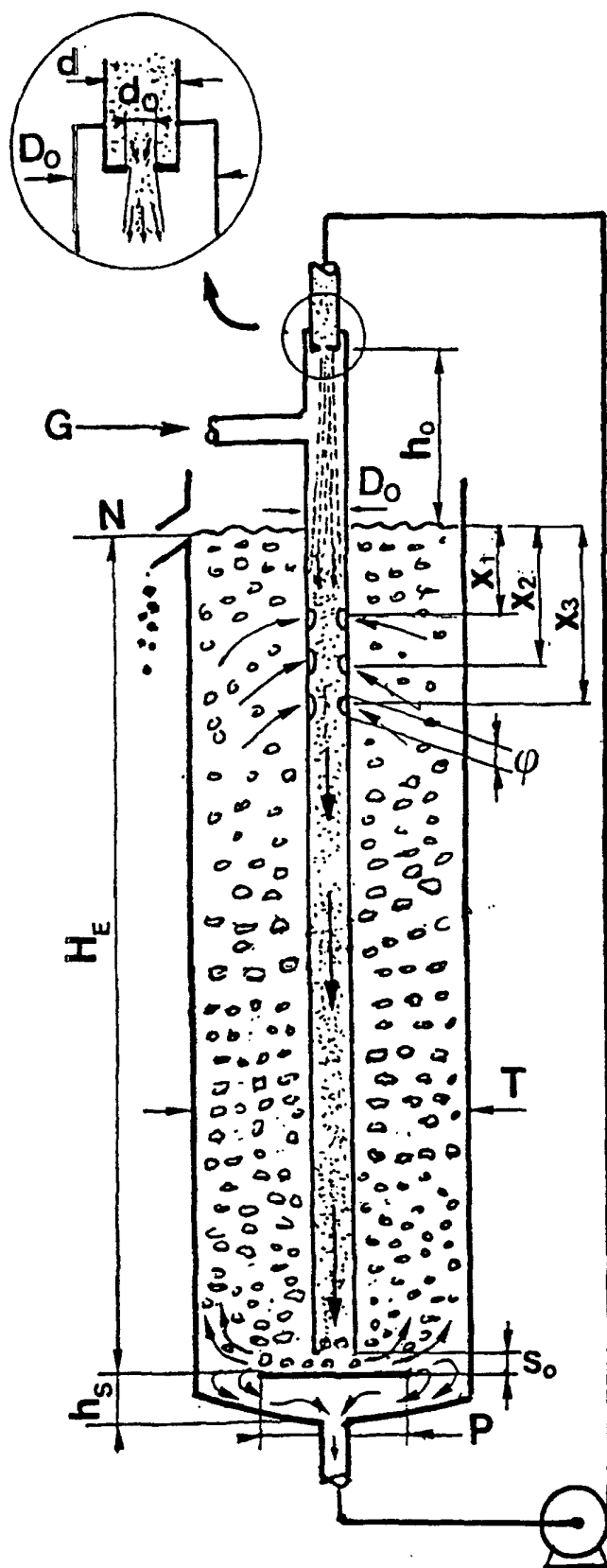
35

40

45

50

55



T_{mm}	250	480
$H_{\text{E mm}}$	850	2350
$h_{\text{s mm}}$	100	200
$h_{\text{o mm}}$	<200	
$d_{\text{o mm}}$	12	24
$D_{\text{o mm}}$	33	57
$S_{\text{o mm}}$	20	30
P_{mm}	120	240
ϕ_{mm}	16	27
$X_{1 \text{ mm}}$	130	225
$X_{2 \text{ mm}}$	190	325
$X_{3 \text{ mm}}$	250	430
N_l	3X2	
d_{mm}	25	50

FIG. 1