

文章编号:1006-3080(2010)02-0157-08

ECT 研究浅层鼓泡塔中的气含率行为

蔡清白, 沈雪松, 沈春银, 戴干策

(华东理工大学化学工程联合国家重点实验室, 上海 200237)

摘要:在内径 0.14 m 的浅层鼓泡塔内采用电容层析成像技术(ECT)研究了孔口气速和孔径大小对鼓泡塔气含率行为的影响。实验选用空气-去离子水体系, 在轴向高度 4.75、17.75 cm 处同时测定气含率曲线, 孔口气速范围为 4~186 m/s。以单管为气体分布器, 开孔率和孔径范围分别为 0.14%~1.31% 和 5.3~16.0 mm。实验结果表明: 气含率随气速的增大而增大; 当孔径 $d_0 = 10.5$ mm, 孔口气速大于 19 m/s 时, 气含率曲线斜率发生变化, 一定程度上表明此时的流型由鼓泡流开始向射流转变; 在相同孔口气速下, 气含率随孔径的增大而增大, 且能谱图主频大小和谱宽也随孔径的增大而增大; 得到了鼓泡过程中流型转变孔口气速 $u_{N,trans}$, 发现 $u_{N,trans}$ 随孔径增大而减小, 并对比文献认为对于空气-水体系, $d_0 = 10$ mm 可能是区分大小孔径的合理标准。

关键词:浅层鼓泡塔; 气含率; 气体分布器; 快速傅里叶变换; 电容层析成像

中图分类号:TQ021.1

文献标志码:A

Gas Holdup in a Shallow Bubble Column Measured by Electrical Capacitance Tomography (ECT)

CAI Qing-bai, SHEN Xue-song, SHEN Chun-yin, DAI Gan-ce

(State Key Laboratory of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

Abstract: The influence of orifice gas velocity and orifice diameter on time-averaged gas holdup distributions were investigated in a 0.14 m inside diameter shallow bubble column using ECT. In all the experiments, deionised water was liquid phase and air was gas phase. The gas holdup profiles were measured at two axial locations at 4.75 and 17.75 cm above the distributor level. Orifice gas velocity was varied from 4 to 186 m/s. Single nozzle sparger was used as gas distributor. The free area of sparger plates and orifice diameter were varied in the range of 0.14% to 1.31% and 5.3 to 16.0 mm, respectively. It is found that the gas holdup increases with the increase of orifice gas velocity. As the gas velocity increases beyond $u_N = 19$ m/s, a change of slope profile marks the regime transition from bubbling regime to jetting regime. Gas holdup increases with the increase of orifice diameter at the same orifice gas velocity. A higher dominant frequency and a broad band are observed with the increases of orifice diameter. In addition, the transition gas velocity ($u_{N,trans}$) is obtained and decreases with the increase of orifice diameter. Finally, the value of orifice diameter (d_0) that distinguished the small and larger orifice is estimated in air-water systems compared with the results of other researchers.

Key words: shallow bubble column; gas holdup; gas distributor; FFT; ECT

收稿日期:2009-03-12

基金项目:国家 863 重点项目(2007AA04Z159)

作者简介:蔡清白(1983-),男,浙江温州人,博士,研究方向:多相流体力学。E-mail:cqbgood@mail.ecust.edu.cn

通讯联系人:戴干策,E-mail:gdai@ecust.edu.cn

鼓泡塔作为一种基本的气-液两相或气-液-固三相反应器,因其结构简单、易于操作、传热传质性能好、停留时间可控等优点,被广泛用于石油化工、环境保护、生物能源等领域,其典型过程包括氧化、发酵、臭氧化、费托合成等。鼓泡塔内流型十分复杂,在对鼓泡塔进行设计和放大之前必须对其流体力学性能进行深入的考察和研究。

普通鼓泡塔高径比一般为5~10,气体分布器对鼓泡塔流体动力学的影响可以忽略^[1]。工业上为降低压降、减小物系易于发泡或反应等因素的影响,往往采用低高径比鼓泡塔(H/D 低于2~3,甚至更低)。浅层鼓泡塔内,液相流型还未充分发展,气体分布器结构对初始气泡形成、气含率分布、液体循环和塔内流型都有很大的影响,是浅层鼓泡塔设计和放大的关键问题之一。

普通鼓泡塔内气体分布器的研究已有较多的文献报道^[1-2],而浅层鼓泡塔的流体动力学,特别是气体分布器对流体动力学性能的影响却鲜见报道。Haque等^[3]在直径为1 m的低高径比鼓泡塔内研究了气体分布器对混合时间和气含率的影响,认为在低表观气速下浅层鼓泡塔内气体分布器可最优化设计,但缺少对气体分布器结构的系统研究;Veera等^[4]发现鼓泡塔内气含率分布受气体分布器结构的影响,特别在气体分布器控制区内,该效应尤为显著;Page等^[5]在气体分布器控制区内,考察了气体分布器对气泡初始大小的影响;Cheng等^[6]则研究了流型转变与气泡大小之间的关系。近年来,随着测试手段的不断进步、信号处理分析技术和计算流体力学的不断发展,先进的非侵入式技术(电阻层析成像技术ERT、电容层析成像技术ECT等)、脉动压力信号处理、计算流体力学CFD模拟等逐渐在鼓泡塔研究中得到应用,也为揭示鼓泡塔内复杂的流体力学性能提供了一定帮助。靳海波等^[7]采用ERT考察了气体分布器对鼓泡流行为的影响;沈春银、蔡清白等^[8]采用压力波动信号的非线性分析方法提取 $H/D < 3$ 的浅层鼓泡塔内气液两相流的非线性特征信息,建立了浅层鼓泡塔的混沌特征与气液两相流不同状态之间的物理本质联系;Ranade等^[9]采用CFD模拟了气体分布器对浅层鼓泡塔流体力学和液相混合的影响。大多数文献中采用的气体分布器均为多孔板和筛孔板,很少采用工业上常用的大孔径的多管气体分布器。何广湘等^[10]的研究涉及上述分布器,但高径比较大(H/D 为5~7),气体分布器影响已经消失。高气速下,孔径大小对流体力学的影响鲜有报道,而此研究对工业浅

层鼓泡塔放大和设计具有重要的现实意义。

ECT技术具有成本低、响应速度快、非侵入、安全性能好、非辐射等优点,现已被众多学者所认可,并应用于众多研究领域^[11-14],但采用12电极双面ECT系统研究浅层鼓泡塔内的流场行为则很少报道。本文在塔内径140 mm、静液层高度210 mm的浅层鼓泡塔内,利用先进的ECT技术研究了不同孔径、较宽气速范围内的气含率分布,采用快速傅里叶变换(FFT)和标准方差分析对ECT采集的气含率响应信号进行信号处理,揭示和探讨浅层鼓泡塔内大孔径通气情况下的气泡行为和流场结构,为工业鼓泡塔反应器气体分布器的设计提供一定参考。

1 实验部分

1.1 实验装置

实验装置为内径Φ140 mm,高1 500 mm的鼓泡塔反应器,由有机玻璃柱体制造,气体分布器距底部300 mm,该设计可使ECT电极采集到通气口正上方的气泡运动等流场信息,具体实验装置见图1。气体分布器采用不同孔径的单孔气体分布器,孔径大小和开孔率分别为5.3~16.0 mm和0.14%~1.3%。实验中,液相为低介电常数双蒸馏水(2.6~7.6 $\mu\text{s}/\text{cm}$),气相为压缩空气,孔口气速约4~186 m/s,常温常压操作,静液层高度为210 mm(1.5D,浅层鼓泡塔)。实验时,空气由压缩机经减压阀、缓冲罐并经转子流量计计量,再由气体分布器进入鼓泡塔反应器,同时采用英国Process Tomography Ltd研制的PTL-Dual-Plane-ECT系统在线测定不同气速、不同轴向位置的气含率分布。

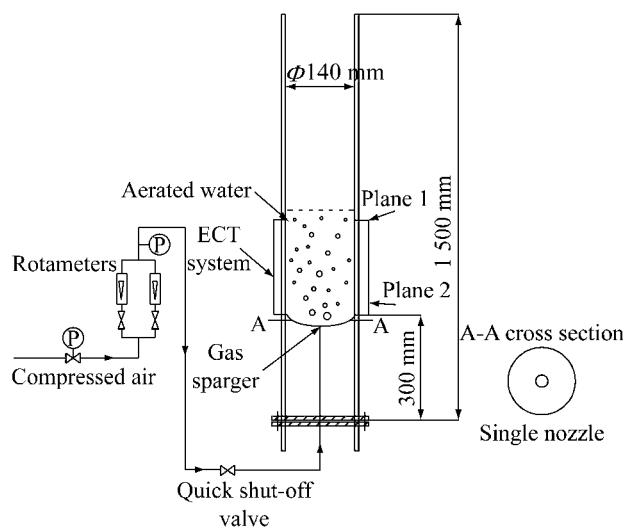


图1 实验装置图

Fig. 1 Schematic diagram of experimental setup

其中 Plane 2 位于分布器正上方 ($Z/D = 0.34$), Plane 1 位于气、液界面附近 ($Z/D = 1.3$), Z 为 ECT 传感器的中心点距反应器底部的距离。

1.2 测试方法

采用英国 Process Tomography Ltd 研制的 12 电极双面 ECT 系统,如图 2 所示,在线实时测量塔内的相分布情况。其中电容传感器阵列为一双面传感器,每一面传感器由 12 个电极组成,并可沿塔外壁上下滑移,测量出塔内任意横截面处的电容数据。每次实验测试前进行校正,设定零点值与满度值,先把低介电常数的空气测定设为零点,注入高介电常数的双蒸馏水至指定液位,测定设为满度值,无因次

化即得 0 值与 1 值,然后进行实验。实验中设定数据的采样频率为 100 Hz,采集时间为 120 s,共计 12 000 幅相分布图片。采用系统自带的 ECT32 软件分析图像,得到 32×32 分辨率的像素矩阵图。对某一横截面特定径向位置的气含率,可取贯穿直径的 8 个像素点所对应值的几何平均值,进而测得该截面径向气含率分布曲线(图 3)^[15];同时,积分得到不同时刻截面平均气含率的时间序列信号(图 4)。选用 Matlab 工具箱的快速傅里叶变换对信号进行转换得到功率谱,进行截面平均气含率的方差分析,分析鼓泡塔内的气泡运动和流场结构。

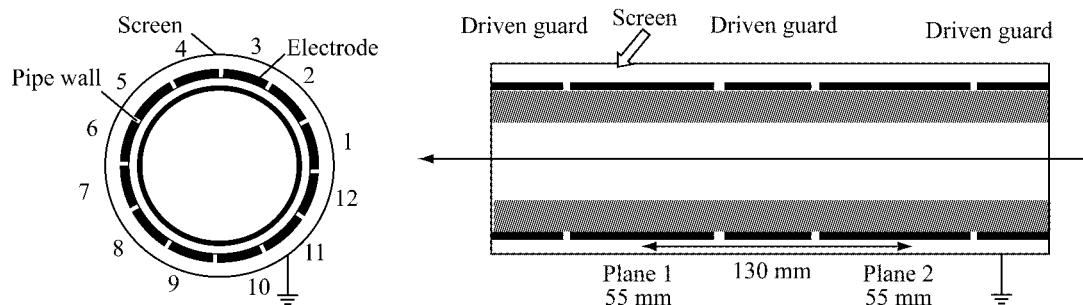


图 2 PTL-Dual-Plane-ECT 系统

Fig. 2 PTL-Dual-Plane-ECT systems

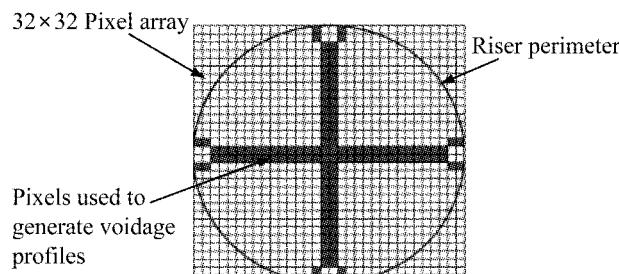


图 3 径向气含率分布的测定方法

Fig. 3 Pixels used to generate radial voidage profiles from the ECT images

2 结果与讨论

鼓泡塔内存在非常复杂的非线性动力学特征行为,近年来,非线性分析方法结合图像处理系统是公认的能够正确描述相间关系和流型的有力工具之一^[14]。本文选用 Matlab 7.0 工具箱的快速傅里叶变换对截面气含率时间序列信号进行信号转换得到功率谱,并进行截面平均气含率的方差分析,以便客观分析和了解体系内的精细结构。

2.1 ECT 测试系统的可靠性

采用静态测试的方法确认空隙率(相含率)测量的精度,即将不同直径大小的聚丙烯棒插入装满双

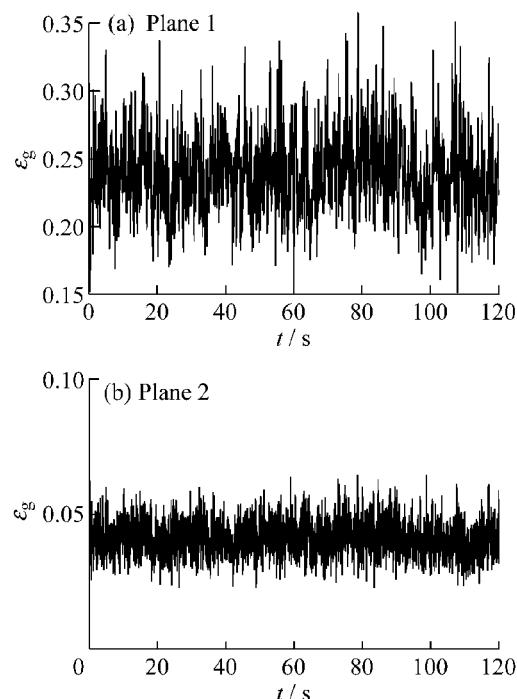


图 4 截面平均气含率的时间序列信号

Fig. 4 Time series of average cross-section gas holdup
Single nozzle, $d_0 = 5.3$ mm; $u_N = 76$ m/s

蒸馏水的鼓泡塔中,比较 ECT 测量值和水的实际空隙率,结果吻合较好,平均误差在 $\pm 5\%$ (图 5);同时,实验中对比了通气状态下,分别采用 ECT 和床

层膨胀法所得平均气含率值,两者差异不大(图6)。可见,ECT测试系统是可靠的。

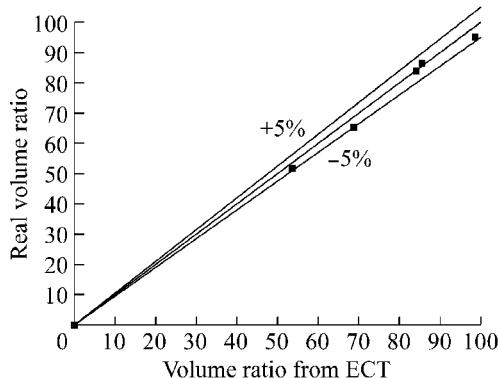


图5 ECT 测定空隙率与实际空隙率对比结果

Fig. 5 Comparisons between mean volume ratio from ECT and real volume ratio

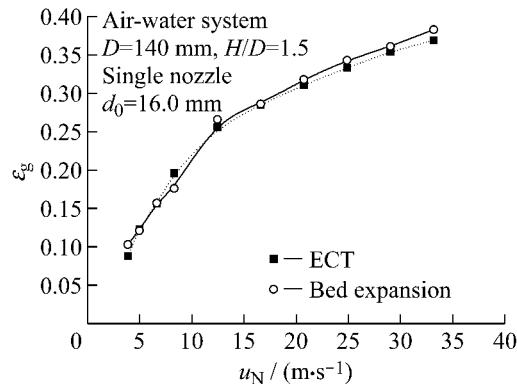


图6 通气状态下,ECT 与床层膨胀法测定气含率对比结果
Fig. 6 Comparisons between gas holdup obtained using ECT and bed expansion measurements

2.2 孔口气速的影响

当 $d_0=10.5 \text{ mm}$ 时,孔口气速对气含率分布影响的实验结果见图7。由图可见,随着孔口气速的增大,局部气含率增大;孔口气速进一步增大($u_N > 19 \text{ m/s}$),径向气含率分布在 r/R 为 $0.7 \sim 0.9$ 处开始出现拐点,这一结果与文献[4]一致,表明此时循环液相速度超过气泡上升速度,部分气泡开始被液相“卷吸”,夹带回反应器底部。以孔口气速为横坐标,以 r/R 为纵坐标(见图8),发现当孔口气速 $u_N > 19 \text{ m/s}$ 时,斜率曲线逐渐发生转变。这可能是由于鼓泡过程中发生了鼓泡流向喷射流的转变引起的。

2.3 孔径的影响

在相同孔口气速($u_N=30 \text{ m/s}$)下,孔径对气含率分布影响的实验结果见图9。由图可见,相同孔口气速下,气含率随孔径增大而增大。随孔径和轴向高度的增大,2.2节中描述的气含率分布曲线的“拐点”现象愈加明显。沈雪松等^[16]的研究表明,在

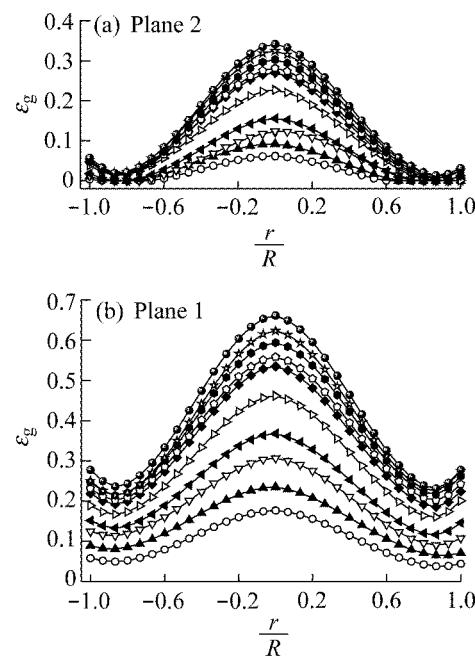


图7 孔口气速对气含率分布的影响

Fig. 7 Effect of orifice gas velocity on gas holdup
 $u_N / (\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$: ○—8; ▲—12; ▽—15; ◀—19; ▷—29;
◆—38; ◇—47; ●—58; ★—67; •—77

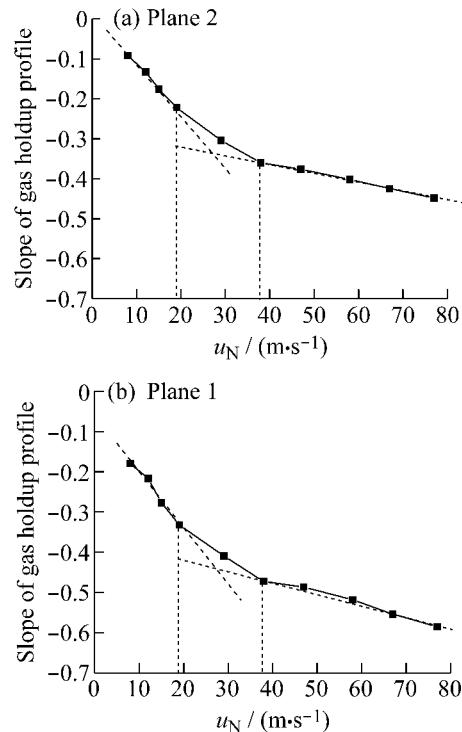


图8 气含率分布曲线斜率 vs. 孔口气速

Fig. 8 Slope of gas holdup profile vs. orifice gas velocity

相同孔口气速下,初始气泡直径随孔径的增大而增大;气泡尺寸越大,气泡表面不稳定性越强,也越容易破碎成小气泡。同时孔径增大,气相质量通量、孔口雷诺数等参数也增大,鼓泡流容易转变为喷射流,从而加快液体循环,夹带大量小气泡。

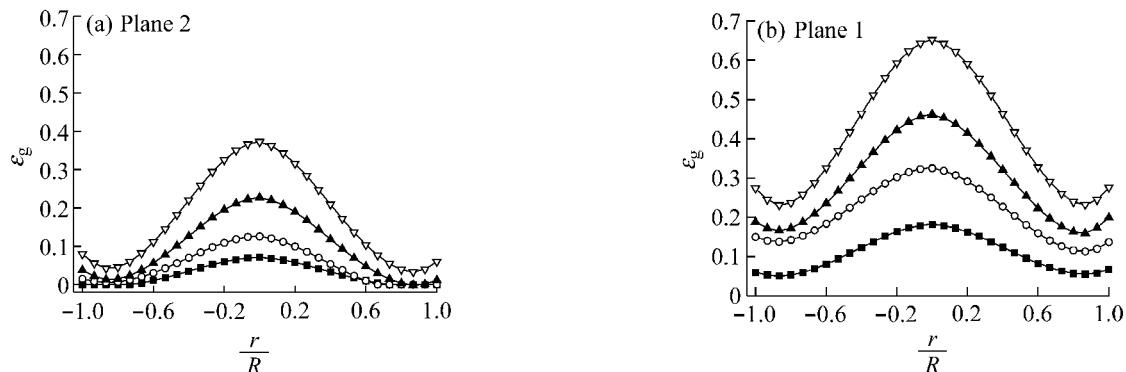


图9 孔径大小对气含率分布的影响

Fig. 9 Effect of orifice diameter on gas holdup

d_0/mm : ■—5.3; ○—7.4; ▲—10.5; ▽—16.0

2.4 能谱分析

在相同孔口气速($u_N = 30 \text{ m/s}$)下,不同孔径下的能谱分析结果见图10。通常认为,频谱的宽度代表气泡数目,而主频代表上升气泡的频率,间接揭示气泡上升速度和气泡大小^[17-18]。由图可见,当 $d_0 = 5.3 \text{ mm}$ 时,主频约为 2.5 Hz ,频谱宽度也较窄;随着孔径的增大,主频由 $2 \sim 3 \text{ Hz}$ 逐渐增大至 $5 \sim 6 \text{ Hz}$,频谱的宽度也逐渐增大。谱图中逐渐出现多峰现象,表明随着孔径增大,上升气泡频率增大,也表示此时气泡平均直径变大,相应的气泡上升速度增大,引起大气泡破碎的小气泡数目也增多。同时,主频数值大小的转变也在一定程度上预示着此时体系流型发生变化。

2.5 标准方差分析

标准方差常用于分析脉动压力信号以揭示流场流型转变。本文也采用此方法对 ECT 采集的信号进行分析,以得到流场精细结构。其中标准方差 σ_s 数学定义如下:

$$\sigma_s = \pm \sqrt{\frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (\epsilon_g - \bar{\epsilon}_g)^2} \quad (1)$$

不同孔径下,截面气含率时间信号的标准方差分析结果见图11。由图可见,各种孔径的标准方差曲线斜率均随孔口气速增大逐渐发生转变,该转变点可认为是鼓泡过程流型转变的孔口气速 $u_{N,\text{trans}}$ 。鼓泡过程流型转变与初始气泡大小、气泡的破碎等运动关系密切,本文对比沈雪松等^[16]的实验结果,发现两者吻合较好,这也进一步确认了采用本方法

定义流型转变气速的合理性和可靠性(图12,13)。相同孔口气速下,不同孔径对体系流型影响很大。当孔口气速 $u_N = 30 \text{ m/s}$, $d_0 = 10.5, 16.0 \text{ mm}$ 时, $u_N > u_{N,\text{trans}}$, 此时体系处于喷射流区域;而当 $d_0 = 5.3, 7.4 \text{ mm}$ 时, $u_N < u_{N,\text{trans}}$, 则为鼓泡流区域。这一结果也证实了2.2~2.4节的分析和讨论。

此外,文献中有关大小孔径区分尚未定论。Thorat 等^[19]基于气体分布器对气含率的影响,将孔径尺寸划分为小于 3 mm 的小孔径和大于 6 mm 的大孔径; Ishii 等^[20]则分析相似理论和混合黏度模型,推导得到不同体系内临界气泡尺寸关联式 $d_c = 4(\sigma/g\Delta\rho)^{0.5}$, 并依此区分大小气泡,对空气-水体系,临界气泡尺寸约为 10 mm 。

由图13可见,当 $d_0 < 10 \text{ mm}$ 时,孔口转变气速 $u_{N,\text{trans}}$ 随孔径 d_0 增大显著减小;而当 $d_0 > 10 \text{ mm}$ 时,孔径 d_0 对 $u_{N,\text{trans}}$ 作用不明显。这一结果与 Ishii 所得结论一致。当塔径足够大,壁面效应可以忽略时,初始形成气泡主要取决于孔径、孔口气速、液体性质、气体密度、温度、压力等因素,而与开孔率大小无关。在空气-水体系内,在相同条件下,大孔径所形成的初始气泡均大于孔径,为大气泡,极易破碎成小气泡,且孔口雷诺数等参数也较大,容易发生鼓泡流至喷射流的转变。因而本文认为,在空气-水体系下,孔径 $d_0 = 10 \text{ mm}$ 是区分大小孔径的临界孔径。如前所述,相同孔口气速下,不同孔径范围内,鼓泡塔流型可能差异很大,从而导致气含率分布等相关流体力学性能的不同。

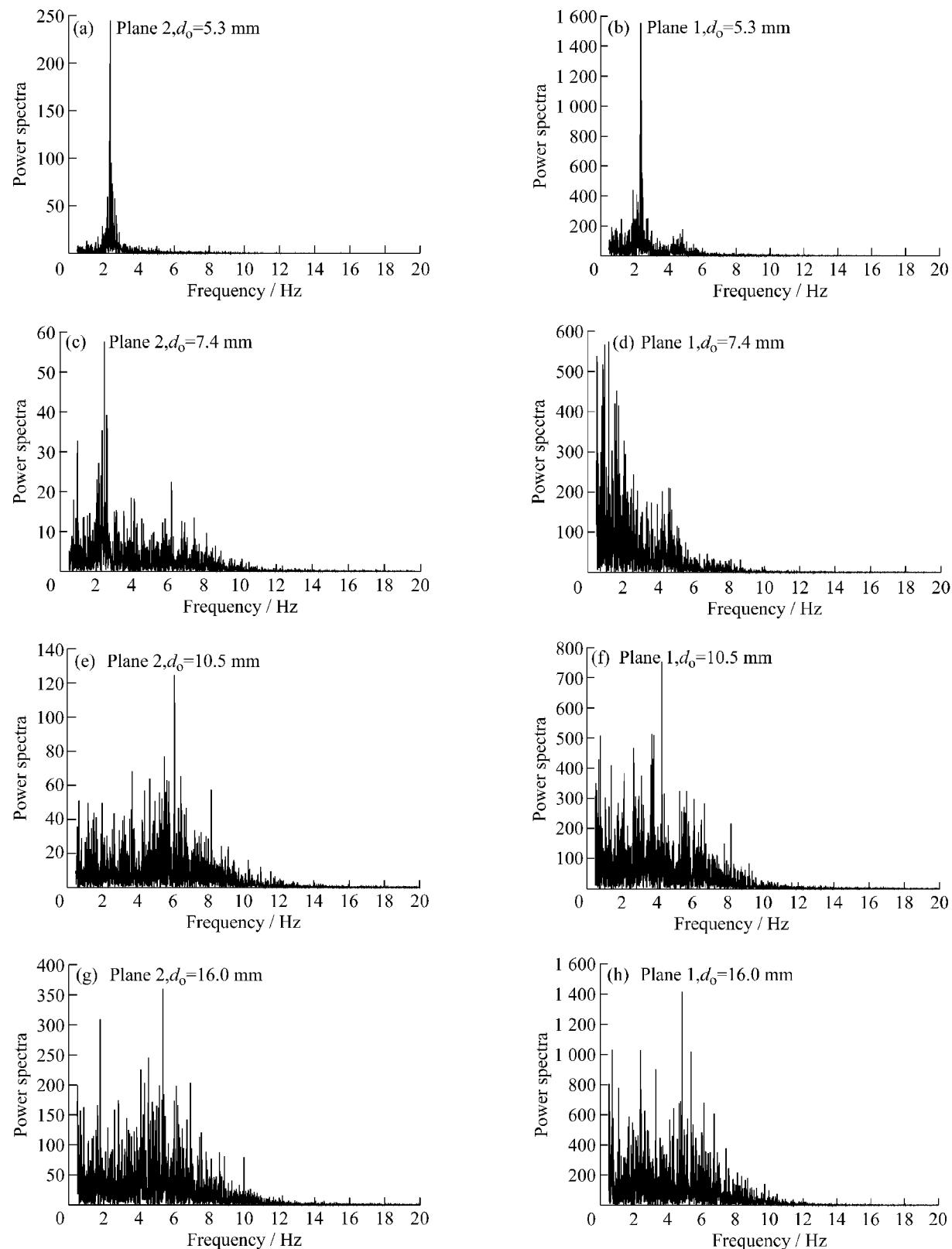


图 10 不同孔径对应的能谱分析图

Fig. 10 Power spectra analysis for different orifice diameters

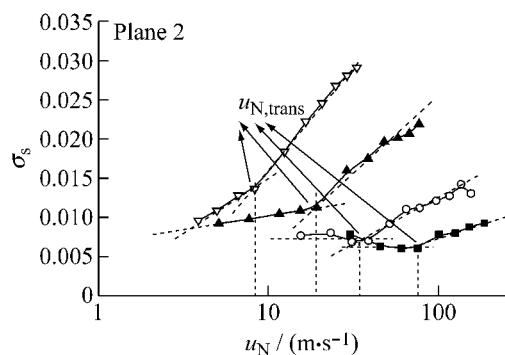


图 11 孔口气速对截面平均气含率标准方差的影响

Fig. 11 Effect of orifice gas velocity on standard

deviation of average gas holdup

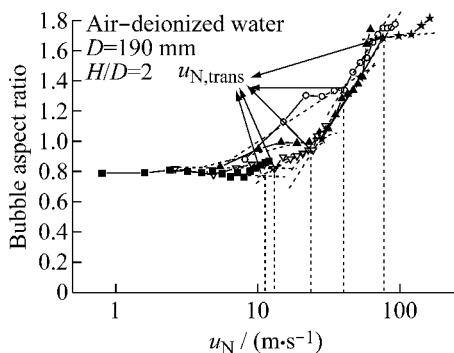
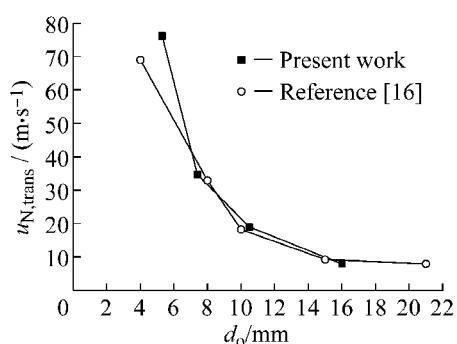
 d_0/mm : ■—5.3; ○—7.4; ▲—10.5; ▽—16.0图 12 孔口气速对气泡长径比的影响^[16]Fig. 12 Effect of orifice gas velocity on bubble aspect ratio E d_0/mm : ★—4; ○—8; ▲—10; ▽—15; ■—21

图 13 ECT 测定结果与高速摄像所得结果对比

Fig. 13 Comparisons between ECT results and the result by high-speed video camera

3 结 论

本文采用先进测试技术 ECT 研究浅层鼓泡塔内的气含率和流场结构, 考察了孔口气速和孔径对气含率行为的影响。实验发现, 孔径大小对体系内流场行为有十分重要的作用。气含率随孔口气速增

大而增大; 当 $d_0=10.5 \text{ mm}$, 孔口气速 $u_N>19 \text{ m/s}$ 时, 气含率曲线斜率发生变化, 这在一定程度上表明此时流型由鼓泡流开始向射流转变; 在相同孔口气速下, 气含率随孔径的增大而增大, 且能谱图主频大小和谱宽也随孔径增大而增大, 由 $2\sim3 \text{ Hz}$ 增至 $5\sim6 \text{ Hz}$, 相应地频谱宽度也随之增大; 由标准方差分析得到流型转变孔口气速 $u_{N,\text{trans}}$, 并发现 $u_{N,\text{trans}}$ 随孔径增大而减小; 在相同孔口气速 u_N 下, 不同孔径体系流型可能有很大差异; 最后, 对比文献[16]认为, $d_0=10 \text{ mm}$ 可能是区分大小孔径的合理标准。文中限于 ECT 测试设备的局限性, 主要在空气-水体系内常温常压下进行研究, 但液体性质和温度效应等对气含率和气泡运动也有很大的影响, 这一工作还有待继续深入。

致谢:本文的研究工作和 ECT 测试得到了华东理工大学联反所程振民教授、黄子宾博士、兰江安硕士等人的帮助,在此一并表示感谢!

符号说明:

- d_0 —孔径, mm
- D —塔直径, mm
- E —气泡长径比
- H —静液层高度, mm
- H/D —高径比
- r —径向坐标位置, mm
- R —塔半径, mm
- u_N —孔口气速, m/s
- Z —ECT 传感器的中心点距反应器底部的距离, mm
- σ_s —标准方差
- ϵ_g —局部气含率
- $\bar{\epsilon}_g$ —截面平均气含率

参考文献:

- [1] Abraham M, Sawant S B. Effect of sparger design on the hydrodynamic and mass transfer characteristics of a bubble column[J]. Indian Chem Eng, 1989, **31**(4):31-36.
- [2] Thorat B N, Shevade A V, Joshi J B, et al. Effect of sparger design and height to diameter ratio on fractional gas hold-up in bubble columns[J]. Trans IChemE: Part A, 1998, **76**(7):823-834.
- [3] Haque M W, Nigam K D P, Joshi J B. Optimum gas sparger design for bubble columns with a low height-to-diameter ratio [J]. Chem Eng J, 1986, **33**(2):63-69.
- [4] Veera U P, Joshi J B. Measurement of gas holdup profiles by gamma ray tomography effect of sparger design and height of dispersion in bubble column[J]. Trans IChemE: Part A,

- 1999, **77**(A4):303-317.
- [5] Page R E, Harrison D. The size distribution of gas bubbles leaving a three-phase fluidized bed [J]. Powder Technol, 1972, **4**:245-249.
- [6] Cheng H, Hills J H, Azzopardi B J. Effects of initial bubble size on flow pattern transition in a 28.9 mm diameter column [J]. Int J Multiphase Flow, 2002, **28**(6):1047-1062.
- [7] Jin H B, Wang M, Williams R A. The effect of sparger geometry on gas bubble flow behaviors using electrical resistance tomography[J]. Chin J Chem Eng, 2006, **14**(1): 127-131.
- [8] 沈春银, 蔡清白, 戴干策. 浅层气液两相鼓泡塔非线性混沌特征[J]. 华东理工大学学报: 自然科学版, 2008, **34**(4): 461-466.
- [9] Ranade V V, Tayalia Y. Modelling of fluid dynamics and mixing in shallow bubble column reactors: Influence of sparger design[J]. Chem Eng Sci, 2001, **56**(4):1667-1675.
- [10] 何广湘, 张同旺, 斯海波, 等. 喷管分布器大型浆态鼓泡床反应器气含率的研究[J]. 石油化工, 2003, **32**(6):495-498.
- [11] Warsito W, Fan L S. Measurement of real-time flow structures in gas-liquid and gas-liquid-solid flow systems using electrical capacitance tomography (ECT) [J]. Chem Eng Sci, 2001, **56**(21-22):6455-6462.
- [12] Warsito W, Fan L S. Dynamics of spiral bubble plume motion in the entrance region of bubble columns and three-phase fluidized beds using 3D ECT[J]. Chem Eng Sci, 2005, **60**(22):6073-6084.
- [13] Bennett M A, West R M, Luke S P, et al. The investigation of bubble column and foam processes using electrical capacitance tomography[J]. Miner Eng, 2002, **15**(4), 225-234.
- [14] Marcus S, Chaplin G., Pugsley T. The hydrodynamics of the high-density bottom zone in a CFB riser analyzed by means of electrical capacitance tomography (ECT) [J]. Chem Eng Sci, 2005, **60**(19), 4129-4138.
- [15] Pugsley T, Tanfara H, Marcus S, et al. Verification of fluidized bed electrical capacitance tomography measurements with a fibre optic probe[J]. Chem Eng Sci, 2003, **58**(17): 3923-3934.
- [16] 沈雪松, 沈春银, 李光, 等. 大孔径高气速单孔气泡形成研究[J]. 化工学报, 2008, **59**(9):2220-2225.
- [17] Makkawi Y T, Wright P C. Fluidization regimes in a conventional fluidized bed characterized by means of electrical capacitance tomography[J]. Chem Eng Sci, 2002, **57**(13): 2411-2437.
- [18] Makkawi Y T, Wright P C. Electrical capacitance tomography for conventional fluidized bed measurements-remarks on the measuring technique[J]. Powder Technol, 2004, **48**(2-3):142-157.
- [19] Thorat B N, Shevade A V, Joshi J B, et al. Effect of sparger design and height to diameter ratio on fractional gas hold-up in bubble columns[J]. Trans IChem: Part A, 1998, **76**(7): 823-834.
- [20] Ishii M, Zuber N. Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows[J]. AIChE J, 1979, **25**(5):843-855.