

搅拌槽内不同桨型组合的气-液分散特性

龙建刚 包雨云 高正明*

(北京化工大学化学工程学院, 北京 100029)

摘 要: 在直径为 0.476 m 的椭圆底搅拌槽内, 分别研究径向流桨(八弯叶涡轮 CDT-8)组合、轴流式搅拌桨(四叶宽叶翼形 WH 桨)组合及混合流型组合桨(径向流的六叶半椭圆管盘式涡轮 HEDT 与三窄叶翼形桨 CBY)的通气功率及气含率, 并得到了相应的通气功率和气含率的经验关联式。结果表明: HEDT 底桨配合 CBY 轴流桨的混合流组合桨的 R_{PD} 值下降最少, 轴向流组合次之, 而径向流组合桨 R_{PD} 下降最多; 在相同的通气搅拌功率下, 在低通气量时, 轴向流组合桨的气含率最高, 在较高的通气流量时, 混合流及径向流组合桨的气含率相当, 均高于轴向流组合桨。文中的研究结果可为工业多层桨气-液搅拌槽/反应器的优化设计提供参考。

关键词: 通气功率; 气含率; 多层桨; 气-液搅拌槽

中图分类号: TQ027.32

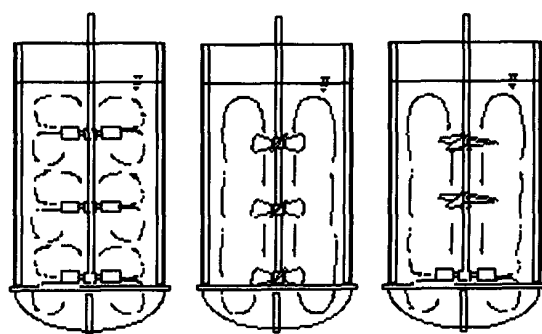
引言

气液搅拌槽在工业生产中有广泛的应用。近年来对搅拌槽内气-液两相分散特性的研究具有以下特点: 所用搅拌桨型由传统的六直叶涡轮桨 RT-6 转变到近几年新出现的搅拌桨型, 如 CD-6, BT-6, Maxflo, A315, A340 等; 开始注重对单层^[1-2]、双层^[3-4]甚至三层组合桨的气液分散性能^[5-8]的研究, 如郝志刚等^[8]研究了气液搅拌槽中径向流半椭圆管涡轮与两层轴流式宽叶桨组合操作时的气液分散特性, 指出径向流底桨比轴向流桨具有更佳的载气性能。目前的研究还远远不能解决多层桨气液搅拌釜设计中所遇到的问题。如工业用的发酵罐经常采用的组合桨为多层径向流桨组合或径向流底桨与窄叶轴向流桨的组合操作, 但对不同流型的搅拌桨进行组合操作时气液分散特性及桨叶层数增加对气液分散特性的研究并不充分。例如目前发酵罐中常用的径向流桨, 在单层桨操作时, 其叶片后气穴的存在会使通气后的功率有较大幅度的下降, 但桨叶层数增加后对通气功率及气含率均会有不同的影响规律。因此, 对不同流型的组合桨气液分散性能进行

研究对发酵罐等多层桨气液搅拌装置的设计具有实用意义。

1 实验方案

依搅拌槽内流型不同可将搅拌桨分为径向流及轴向流桨。气液分散采用的搅拌桨多为径向流桨或宽叶轴向流桨。多层桨气液搅拌槽中, 通常采用径向流桨组合操作; 宽叶轴向流桨组合操作及径向流底桨与轴向流上层桨组合操作的混合流三种情况。如图 1 所示, 径向流桨组合操作时在搅拌槽内会形



(a) 径向流组合桨 (b) 轴向流组合桨 (c) 混合流组合桨
图 1 不同组合桨搅拌槽内流型示意

Fig. 1 Flow patterns of different agitators types

成径向流桨典型的分区流型; 轴向流桨组合操作时在搅拌槽内形成由桨叶向下沿搅拌槽壁向上的整体循环流动; 径向流底桨与轴向流桨组合操作时, 搅拌槽内底桨处形成两个分区而底桨以上部分为整体循环流动。实验拟采用三种流型的组合桨来研究搅拌槽内流型和桨叶层数变化对气液分散特性的影响。

收稿日期: 2004-10-13

基金项目: 教育部优秀青年教师资助计划项目(2002350)

第一作者: 男, 1977 年生, 硕士生

*通讯联系人

E-mail: gaozm@mail.buct.edu.cn

1.1 不同流型组合桨的影响

采用 1~4 层 CDT-8 (见图 2, 八弯叶盘式涡轮桨) 作为径向流组合; 采用 1~4 层 WH-I_D (见图 3, 改进型四宽叶翼形轴流桨, 下压操作) 为轴向流桨组合; 以 HEDT (见图 4, 半椭圆管盘式涡轮桨) 为底桨, 1~3 层 CB Y (见图 5, 三叶翼形轴流桨) 做为中、上层桨组成 1~4 层的混合流组合桨。

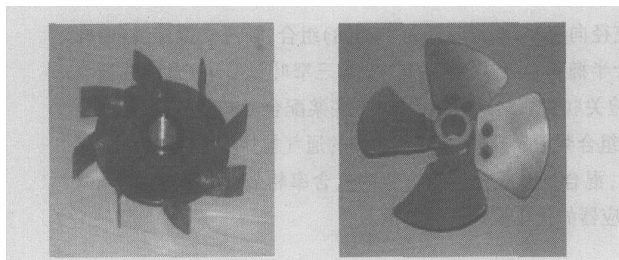


图 2 CDT-8 桨

Fig. 2 CDT-8 impeller

图 3 WH-I 桨

Fig. 3 WH-I impeller

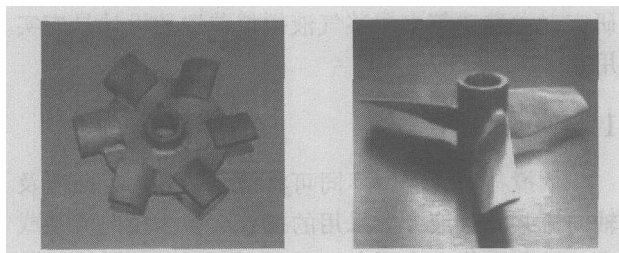


图 4 HEDT 桨

Fig. 4 HEDT impeller

图 5 CB Y 桨

Fig. 5 CB Y impeller

1.2 搅拌桨层数的影响

分别考察上述径向流、轴向流、混合流组合桨在 2, 3, 4 层操作时气液分散状况的变化, 主要包括通气功率及气含率的研究。并将实验数据回归得到通气功率准数 (用 N_{pg} 表示) 及全槽气含率 (用 ϵ 表示) 的关联式, 与文献值进行对比, 研究结果为气液搅拌槽的设计提供参考。

2 实验装置

实验装置如图 6 所示, 搅拌槽为圆柱形椭圆底有机玻璃槽, 直径 $T = 0.476$ m, 槽内均布四块挡板, 挡板宽 45 mm, 距槽壁 5 mm。

CDT-8 及 HEDT 的 $D/T = 0.33$, 其它桨的 $D/T = 0.4$ 。底桨距槽底 $C = 0.138$ m, 多层桨间距 $L = 0.18$ m。在 1, 2 层桨操作时液位为 $1T$, 3 层桨操作时, 液位为 $1.5T$, 4 层桨操作时, 液位为 $1.8T$ 。采用单管分布器, 直径为 10 mm, 分布器距槽底为 $0.21T$ 。

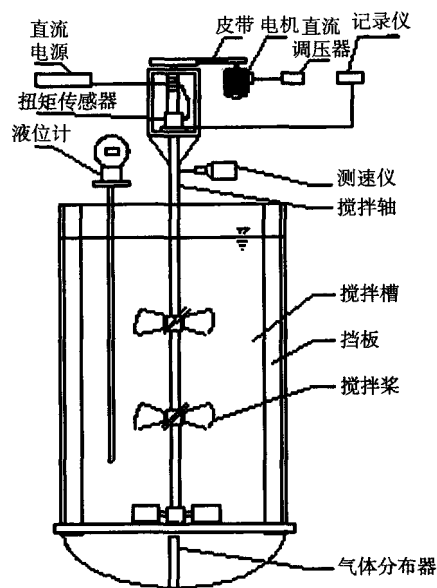


图 6 实验装置图

Fig. 6 Scheme of the experimental arrangement

以自来水-压缩空气为实验物系。利用转子流量计计量空气流量, 气量范围为 $2.5 \sim 80 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 表观气速范围为 $0.0039 \sim 0.125 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$; 搅拌转速范围为 $3.5 \sim 9.5 \text{ r/s}$ 。采用扭矩传感器测定功率消耗, 雷达式液位计 (Krohne BM100A) 分别测定通气前后搅拌槽内液位, 并用下式计算气含率

$$\epsilon = (H_g - H_0) / H_g$$

其中, ϵ 为通气后的气含率, H_g 为通气后搅拌槽内液位, H_0 为通气前搅拌槽内液位。

3 结果与讨论

3.1 通气搅拌功率

搅拌槽内通入气体会造成搅拌功率比纯液相时有所下降。定义在相同的搅拌转速下通气后功率消耗 P_g 与未通气时功率消耗 P_0 的比值为相对功率消耗 (Relative Power Demand, 简记为 R_{PD})。 R_{PD} 值偏离 1 越远, 对应的搅拌功率就下降的越多, 搅拌桨的泵送能力也降低的越多, 越不利于气-液分散和混合。

图 7 给出三种流型组合桨 2~4 层操作的 R_{PD} - F_{lg} (F_{lg} 为流量准数, 反映通气量对功率准数的影响) 曲线, 搅拌转速为 9.5 r/s 。

图 7 显示, 对于同一类组合桨, 2, 3, 4 层桨操作时 R_{PD} 相差不大。以 HEDT 为底桨, CB Y 为上层桨的混合流组合桨 R_{PD} 最高。通气准数为 0.45 时,

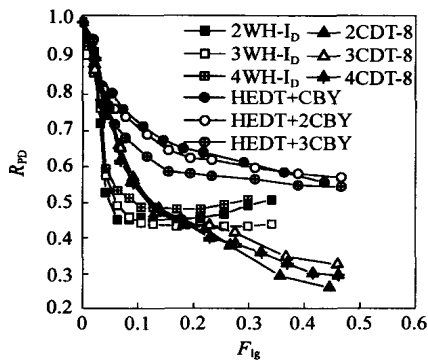


图 7 不同组合桨的的 R_{PD} 曲线

Fig. 7 R_{PD} of different agitators

R_{PD} 也可达 0.55 以上。这是因为采用 HEDT 为底桨操作时,由于其叶片为半椭圆形,利用叶片的凹面推动流体运动时,桨叶后方形成的气穴尺寸与传统的六直叶涡轮相比大大减少^[10],可保证 R_{PD} 较大,气液分散性能最佳。轴流式组合桨由于其宽叶、下压操作方式,其 R_{PD} 曲线与其它两类桨不同:当通气准数大于 0.05 时, R_{PD} 迅速下降至 0.4~0.5 左右,而通气量继续增加时,由于气流与搅拌的液流方向相反,表现在 R_{PD} 不降反而略有增加。而径向流组合桨与混合流组合桨由于底桨型式类型相近,因此 R_{PD} 曲线形式相似,但由于八弯叶涡轮桨叶后易形成气穴,因此 R_{PD} 降低较为严重。

为考察通气量和搅拌转速对 N_{pg} (N_{pg} 为通气后组合桨的功率准数)的影响,利用下式来关联通气后的功率准数 N_{pg}

$$N_{pg} = a F_{lg}^{-b} Fr^{-c} \quad (1)$$

式中, Fr 为弗罗德数,它反映的是叶轮搅拌速度对功率准数的影响。关联结果见表 1,最后一列数据为回归关联式的相关因数 R^2 。式(1)中 a 为关联式的因数,当流量准数和弗罗德数为 1 时,它反映的是该组合桨的通气功率准数的大小。表 1 数据表明,径向流组合功率准数最高、混合流组合次之,而轴流流组合桨的功率准数最低。 b 和 c 的大小分别反映了通气量和搅拌转速对功率准数的影响,表 1 显示关联式中同种类型组合桨 b 和 c 相近。即桨叶层数由 2 层变为 4 层对 b, c 影响不大,通气及搅拌转速对通气后功率准数的影响程度相近。轴流流组合桨与径向流桨相比, b 相近, c 比径向流桨大约一倍。这是由于轴流流组合桨的桨叶直径约为径向流组合桨的 1.2 倍,对于相同的搅拌转速时,轴流流组合桨 Fr 较大, c 也较高,总的影响幅度相近。从表

1 相关因数可以看出,回归所得关联式的误差都在 10 % 以内,适合工业计算的要求。

表 1 由式(1)得到的回归系数及指数

Table 1 Regression results of equation (1)

	桨型组合	a	b	c	R^2
径向流	CDT-8	0.88	0.23	0.22	0.92
	2CDT-8	1.75	0.26	0.23	0.97
	3CDT-8	2.96	0.21	0.22	0.93
	4CDT-8	3.63	0.24	0.26	0.91
轴向流	WH-ID	0.23	0.18	0.46	0.94
	2WH-ID	0.52	0.19	0.43	0.92
	3WH-ID	0.74	0.21	0.37	0.96
	4WH-ID	1.03	0.19	0.33	0.96
混合流	HEDT	1.14	0.13	0.05	0.97
	HEDT+CBY	1.18	0.15	0.11	0.99
	HEDT+2CBY	1.46	0.12	0.15	0.99
	HEDT+3CBY	1.55	0.13	0.14	0.93

3.2 气含率

图 8~图 10 给出了三种组合桨 2,3,4 层操作时的气含率与 P_m (单位质量流体功耗),表观气速分别为 0.007 8,0.023 4 及 0.054 6 m/s。

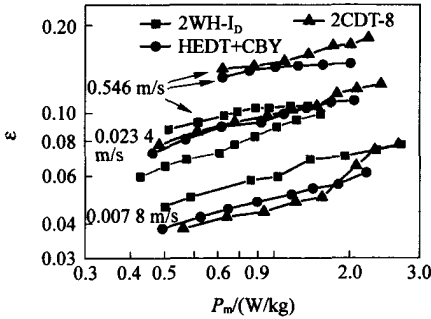
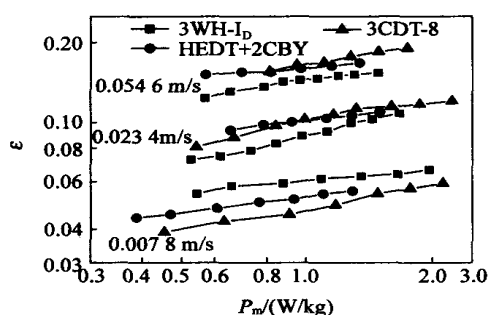
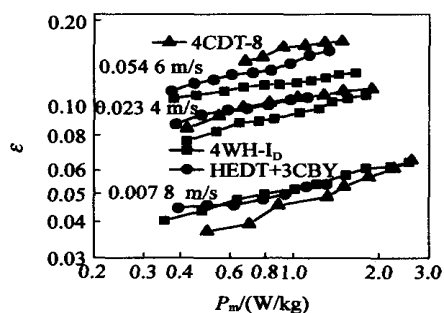


图 8 双层桨的气含率- P_m

Fig. 8 Gas holdup vs P_m with double-impeller

低表观气速下,轴流流组合桨的气含率比其它两种流型的组合桨大,这是因为轴流流桨的下压式操作可以将由分布器进入的气体推入槽底,增加了气体的停留时间,从而使得气含率增大;但在表观气速较高时,由于轴流流桨无圆盘结构,故气流可以直接穿过搅拌桨沿搅拌轴逸出液面,使得气含率相对于其它两种桨型组合来说偏低,通气量越大,相同输入功率时轴流流组合桨的气含率比其它两类组合桨低得越多。此结果与郝志刚^[8]的研究相符。

图 8~10 还可看出,在较高的表观气速下,相同

图9 三层桨的气含率- P_m Fig. 9 Gas holdup vs P_m with triple-impeller图10 四层桨的气含率- P_m Fig. 10 Gas holdup vs P_m with four-impellers

输入功率时,混合流组合桨与径向流组合桨的气含率基本相同,但明显高于轴向流组合桨,表明采用混合流组合桨与径向流组合桨对于在较高气量操作时具有良好的气-液分散特性。由于混合流组合桨 R_{PD} 要明显高于径向流组合桨,目前新的工业气-液搅拌槽/反应器广泛采用混合流组合桨。

$$= P_m V_s \quad (2)$$

关联三种不同流型组合桨的四种不同层数操作,关联式中 ε 为回归气含率, V_s 代表全槽表观气速, a 和 b 分别为 P_m 和 V_s 的指数项,回归得到 a 和 b 的值及相关因数列于表2中。

轴向流组合桨的 ε 值比其它两类组合桨都要小,三类组合桨型的 ε 值基本上相差不大,都在0.3左右,与文献值^[3]一致,而三类组合桨型的 ε 值有所区别,轴向流组合桨的 ε 值偏低,平均值为0.28,混合流桨组合和径向流桨组合的平均值分别为0.55,0.66,这是由于轴向流桨 WH-ID 无圆盘分散气体,气体容易直接沿搅拌轴上升而由槽内液相逸出,造成气含率偏低,同时相对于单位质量流体功耗来说,全槽表观气速对气含率的影响也小一些。表中各关联式的相关因数都在0.9以上,可以满足工业计算的要求。

表2 气含率关联式中的回归数据

Table 2 Regression results of equation (2)

桨型组合					R^2
径向流	CDT-8	1.34	0.30	0.71	0.98
	2CDT-8	0.75	0.40	0.56	0.97
	3CDT-8	0.96	0.44	0.62	0.92
	4CDT-8	1.51	0.37	0.76	0.97
轴向流	WH-ID	0.50	0.51	0.44	0.95
	2WH-ID	0.22	0.38	0.28	0.96
	3WH-ID	0.51	0.38	0.45	0.97
	4WH-ID	0.41	0.23	0.40	0.95
混合流	HEDT	0.72	0.32	0.58	0.95
	HEDT + CBY	0.79	0.44	0.58	0.91
	HEDT + 2CBY	0.81	0.34	0.55	0.97
	HEDT + 3CBY	0.60	0.26	0.48	0.97

4 结论

(1) 通气后混合流组合桨型的 R_{PD} 降低最小,其次为轴向流组合桨,而径向流组合桨 R_{PD} 下降最多。但轴向流与径向流组合桨的多层桨操作 R_{PD} 值均较单层桨操作时高。

(2) 相同输入功率时,当表观气速较低时,轴向流组合桨的气含率最高;当表观气速较高时,混合流组合桨和径向流组合桨的气含率相近,但均比轴向流组合桨高。

(3) 综合考虑 R_{PD} 和气含率两方面因素,混合流组合桨最适宜于气-液分散。

(4) 利用实验数据回归得到了在本实验条件下关于通气功率准数和回归气含率的关联式

$$N_{Pg} = a F_{lg}^{-b} Fr^{-c} = P_m V_s$$

参 考 文 献

- [1] Ozkan O, Calimli A, Berber R, *et al.* Effect of inert solid particles at low concentrations on gas-liquid mass transfer in mechanically agitated reactors[J]. Chemical Engineering Science, 2000, 55(14): 2737 - 2740
- [2] Vrabel P, Van der Lans R G J M, Luyben K, *et al.* Mixing in large-scale vessels stirred with multiple radial or radial and axial up-pumping impellers: Modeling and measurements[J]. Chemical Engineering Science, 2000, 55(23): 5881 - 5896
- [3] Vasconcelos J M T, Orvalho S C P, Rodrigues A, *et al.* Effect of blade shape on the performance of six-bladed

- disk turbine impellers[J]. Ind Eng Chem Res, 2000, 39(1): 203 - 213
- [4] Oldshue J Y, Post T A, Westman R, *et al.* Comparison of mass transfer characteristics of radial & axial flow impellers[C]. 6th European Conference on Mixing Pavir-a, Italy: Associazione Italiana Di Ingegneria Chimica, 1988
- [5] Bao Y Y, Hao Z G, Gao Z M, *et al.* Suspension of buoyant particles in a three phase stirred tank[J]. Chem Eng Sci, 2005, 60(8 - 9): 2283 - 2292
- [6] Smith J M, Gao Z. Power demand of gas dispersing impellers under high load conditions [J]. Chem Eng Res Des, 2001, 79: 575 - 580
- [7] Gao Z, Smith J M. Gas dispersion in sparged and boiling reactors [J]. Trans IChemE, 2001, 79(Part A): 973 - 978
- [8] 郝志刚, 包雨云, 高正明. 多层组合桨搅拌槽内气-液分散特性的研究[J]. 高校化学工程学报, 2004, 18(5): 547 - 552
- [9] Joshi J B, Pandit A B, Sharma M M. Mechanically agitated gas-liquid reactors[J]. Chemical Engineering Science, 1982, 37(6): 813 - 844
- [10] 侯治中, 李允明, 冯连芳, 等. 挡板进气多级搅拌槽内的气-液分散特性[J]. 合成橡胶工业, 1995, 18(4): 218 - 220

Gas-liquid dispersion in a stirred tank with different impeller combinations

LONG Jian-gang BAO Yu-yun GAO Zheng-ming

(College of Chemical Engineering, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

Abstract: Power demand and gas holdup were studied in a stirred tank of 0.476 m diameter with different impeller combinations. Three types of impeller combination named radial flow impeller combinations consisting multiple curved disk turbines (CDT), axial flow impeller combinations consisting multiple 4-wide-blade hydrofoil impellers (WH) and mixed flow impeller combinations consisting half elliptical disk turbine (HEDT) and 3-narrow-blade hydrofoil impellers (CBY), were used in the experiments. The gassed power demand and the gas holdup correlations for different impeller combinations were obtained by regressing the experimental data. The results show that the mixed flow impeller combinations have the highest relative power demand (RPD) and the next is the axial flow impeller combinations. Under the same gassed power input, when the gas flow rate is lower, the gas holdup of the axial flow impeller combinations is the highest and when it is higher the gas holdup of the mixed flow impeller combinations is similar to that of the radial flow impeller combinations, and both are significantly that of the axial flow impeller combinations. The results are of importance to the design of the industrial multi-impeller gas-liquid stirred tank/ reactors.

Key words: gassed power demand; gas holdup; multi-impeller; gas-liquid stirred tank

(责任编辑 云志学)