

## 不同叶片形状盘式涡轮搅拌桨的气-液分散特性

马志超, 包雨云, 高娜, 高正明

(北京化工大学化学工程学院, 北京 100029)

**摘要:** 在直径为 0.48 m 的椭圆底搅拌槽中, 采用包括半椭圆(HEDT)及抛物线(PDT)形叶片的 4 种盘式涡轮桨, 研究了叶片形状对气液两相体系中临界分散、通气功率和气含率的影响. 结果表明, 由载气到气泛测得的泛点比气泛到载气测得的泛点明显滞后; 比较相同条件下 PDT 桨与 HEDT 桨的通气功率和气含率, 相同通气准数时, PDT 桨的相对功率消耗( $P_g/P_0$ )较高, 通常大于 0.75, 且受通气量影响较小; 功率消耗相同时, 在较宽气量范围内 PDT 的气含率较 HEDT 高约 5%. PDT 桨在相同气量时达到气液分散所需的功率略低, 推荐用于工业气液搅拌反应器中.

**关键词:** 搅拌槽; 盘式涡轮桨; 气泛; 通气功率; 气含率

**中图分类号:** TQ027.32      **文献标识码:** A      **文章编号:** 1009-606X(2009)05-0854-06

### 1 前言

气液搅拌反应器广泛应用于石油、化工、生物制药等行业, 针对高效分散气体、增加气-液接触面积、提高气-液传质速率等方面已进行了深入研究<sup>[1]</sup>. 自 20 世纪 50 年代以来, Rushton 涡轮桨一直被视为气液混合装置的标准配置, 其研究也较全面. 但随 Riet 等<sup>[2,3]</sup>提出气穴理论, 搅拌器设计也开始由传统的 Rushton 涡轮桨转变到新开发的管叶片涡轮桨, 如 Lightmin 公司的径向流凹叶盘式涡轮桨 R130, Chemineer 公司的 CD-6, BT-6, ICI 公司的 GasFoil<sup>[4-6]</sup>等. 近年来, 北京化工大学在 BT-6 基础上改进而成的半椭圆管盘式涡轮桨(HEDT)由于在多层浆气-液-固体系中表现出优异的固液悬浮和气液分散性能而被关注, 并正逐步展开研究<sup>[7-9]</sup>. 而另一种桨型—抛物线形叶片涡轮桨(Parabolic Blades Disk Turbine, PDT)在近期的数值模拟中也被证明具有较好的结果, 但在气液分散方面的应用尚缺乏实验数据支持<sup>[10]</sup>.

搅拌桨气液分散性能的应用研究主要包括: 不同搅拌桨的载气性能、通气后的功率消耗变化、气含率随通气及转速的变化等. 对于同一种搅拌桨, 研究的对象则为其尺寸(如桨径、叶片长度等)对流体学性能的影响. Nienow 等<sup>[11]</sup>对 Rushton 桨与其他类型搅拌桨的气液混合特性进行了比较; Sardeing 等<sup>[12]</sup>则对适合上提和下压操作的 A315 型桨与径向流 Rushton 桨进行了气液分散和传质方面的研究, 分别得出了各种桨适合的操作条件及优缺点; 侯治中等<sup>[13]</sup>对各种桨的功率、气含率和气泡停留时间等都进行了系统的研究和数据对比, 并得出了一些结论和数据关联结果. 对于 HEDT 桨的研究多见于多层桨的混合特性方面, 张新年<sup>[9]</sup>对不同直径的 HEDT

桨进行了研究, 得出了桨径变化对气液分散的影响. 但对 HEDT 桨叶片长度变化的影响还未见报道. 同时, 抛物线形叶片涡轮桨(PDT)在模拟计算中尽管得到了较好结果, 但还缺乏实验证明. 因此, 对 PDT 桨展开深入研究, 并对 HEDT 桨叶片长度的影响进行补充实验, 对于优化桨的结构参数、新型桨的工艺设计及机械设计均有十分重要的意义.

本工作采用 4 种径向流的 HEDT 和 PDT 桨, 对临界分散状态、通气搅拌功率及气含率变化等进行研究, 同时对实验结果进行了数据回归, 得到了一些有参考价值的关联式, 为相应的工业设计和应用提供参考.

### 2 实验装置及测试方法

实验在图 1 所示的直径  $T=0.48$  m 的椭圆底圆柱形有机玻璃搅拌槽中进行.

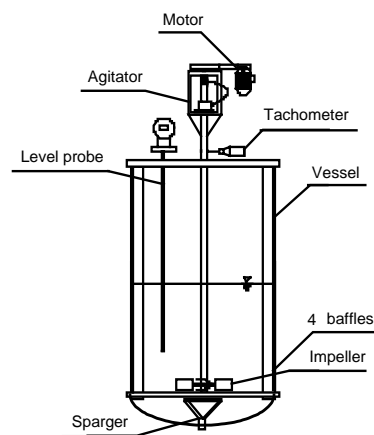


图 1 实验装置图  
Fig.1 Scheme of the experimental apparatus

搅拌槽内均布 4 块挡板,宽约  $T/10$ ,底部安有不锈钢制环形气体分布器,环形圈径为 0.152 m,距槽底约  $T/3$ ,实验液位高度  $H=0.5$  m.

实验采用直径( $D$ )均为 0.19 m 的 HEDT 和 PDT 搅拌桨,叶片形状和搅拌桨外观分别如图 2 和 3 所示.其中,HEDT-L 及 HEDT-S 叶片长度分别为  $0.28D$  和  $0.20D$ ,PDT-A 的叶片形状满足抛物线方程  $x=0.08y^2$ ,PDT-B 的叶片形状满足  $x=0.18y^2$ ,叶片长度均为  $0.28D$ .搅拌桨距槽底距离  $C=0.4T$ .实验中搅拌桨旋转方向为叶片凹面迎流体,各桨在纯液相中的功率准数见表 1.

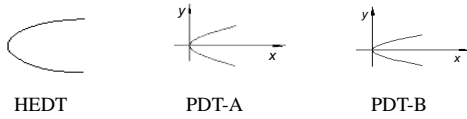


图 2 桨叶片形式(径向视图)  
Fig.2 Blade shapes (radial view)

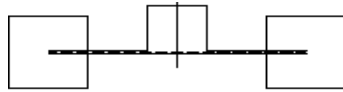


图 3 搅拌桨  
Fig.3 Impeller

表 1 实验所用搅拌桨功率准数  
Table 1 Power number for impellers

Impeller	$N_p$
PDT-A	2.10
PDT-B	1.51
HEDT-L	2.25
HEDT-S	1.90

实验以去离子水为液相,压缩空气为气相,气相经转子流量计计量由气体分布器进入槽内,采用的气量范围在  $0\sim 30$  m<sup>3</sup>/h,相应的表观气速为  $0\sim 0.0468$  m/s.由扭矩传感器测定扭矩,并计算功率消耗;通气前后的液位高度由 BM100A 雷达液位计(德国科隆公司)进行测定,并用下式计算体系的总气含率:

$$\varepsilon=(H_g-H_0)/(H_g-H), \quad (1)$$

本实验装置  $H=0.040$  m.

### 3 结果与讨论

#### 3.1 临界分散

搅拌槽内的气泛是指气体未能被分散到除搅拌桨外搅拌槽的其他区域,而直接由搅拌桨叶轮区沿搅拌轴上升至液面附近.此时,气体在搅拌槽内不能被完全分散,达不到良好的气-液传质效果.而临界分散转速是指在一定气量时,能消除气泛现象而使气泡恰好能水平到达槽壁时的搅拌转速,也称为泛点转速.临界分散转速反映了搅拌器的载气能力,临界转速越低,说明搅拌器

的载气能力越大<sup>[14]</sup>.泛点测定的方法不同,所得的结论也不尽相同,Smith 等<sup>[15]</sup>研究 Rushton 和 CD-6 等桨型时,增大固定转速和减小气量得到的泛点并不相同.本实验采取目测观察与功率曲线测定相结合的方法,控制一定的搅拌转速,测定增加气量得到由载气到气泛(L-F)和逐渐减小气量由气泛至载气(F-L)2 个过程的泛点转速.

图 4 为 HEDT-L 和 PDT-B 桨在相同转速下的相对功率消耗  $P_g/P_0$  与通气准数  $Fl_g(=Q_g/ND^3)$  关系图,其中  $P_g$  与  $P_0$  分别为通气与不通气时的功率消耗.图中的阶跃点即为泛点.由图可见,减小气量得到的泛点(F-L)与增大气量所得泛点(L-F)并不相同,存在明显的滞后现象,这与文献[9]中用此法研究泛点的结论相符.目测法和功率变化方法判定的泛点十分一致.

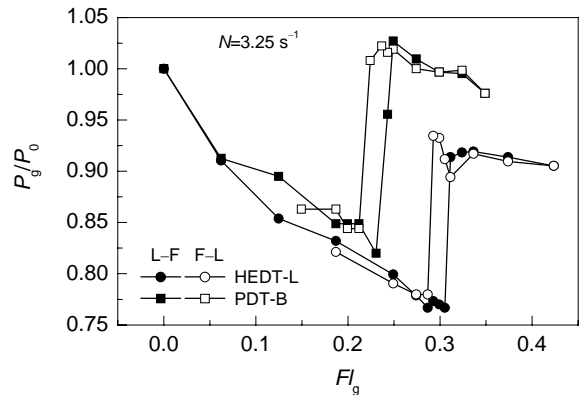


图 4 增大和减小气量时  $P_g/P_0$  随通气准数的变化  
Fig.4 Relationship between  $P_g/P_0$  and  $Fl_g$  with rising and falling gas rates

图 5 为双对数坐标下,L-F 和 F-L 过程中,4 种桨发生气泛时的佛鲁德准数  $Fr(=N^2D/g)$  与  $Fl_g$  的关系图.从图可看出,各桨由载气到气泛(L-F)和由气泛到载气

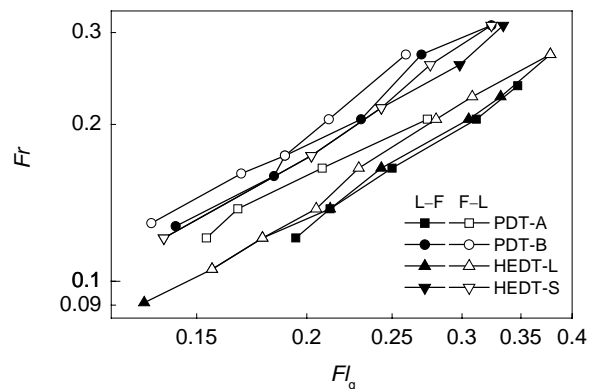


图 5 不同搅拌桨发生气泛现象时  $Fl_g$  与  $Fr$  的关系  
Fig.5 Relationship between  $Fl_g$  and  $Fr$  at the flooding transition with different impellers

(F-L)所得的泛点均不相同,后者高于前者。

采用式  $Fr=AFl_g^B$  对实验数据回归,结果表明,指数  $B$  均在 0.9~1.1 范围内,因此本工作采用  $B=1$  的简化式(2)对数据进行回归,可通过比较系数  $A'$  的大小对比较气性能.表 2 为回归所得  $A'$  及相关系数  $R^2$ .

$$Fr=A'Fl_g \quad (2)$$

表 2 不同搅拌桨泛点数据回归结果  
Table 2 Regression results based on Eq.(2) for different impellers

Impeller	L-F		F-L	
	$A'$	$R^2$	$A'$	$R^2$
PDT-A	0.661	0.986	0.767	0.973
PDT-B	0.940	0.969	0.986	0.959
HEDT-L	0.687	0.990	0.715	0.990
HEDT-S	0.893	0.991	0.921	0.980

系数  $A'$  的大小反映了  $Fl_g$  一定时,达到泛点时的  $Fr$ ,即相应的临界分散转速  $N$  的高低. $A'$  越小,说明  $Fl_g$  一定时达到泛点的  $N$  越低, $N$  大于该值即可达载气状态,即该桨的载气性能越好.由图 5 及表 2 可以看出,依临界分散转速判断的 4 桨载气性能依次为 PDT-A>HEDT-L>HEDT-S>PDT-B.但各种桨型的  $N_p$  并不相同(表 1),因此有必要对各桨在不同气量时泛点对应的输入功率进行对比.如图 6 所示,也采用双对数坐标.有趣的是,4 种桨在不同气量时达到泛点时的输入功率相差并不大,PDT 桨的功率消耗略低于 HEDT.从输入功率来评价,这 4 种桨型达到气液良好分散时所需的功率相近.

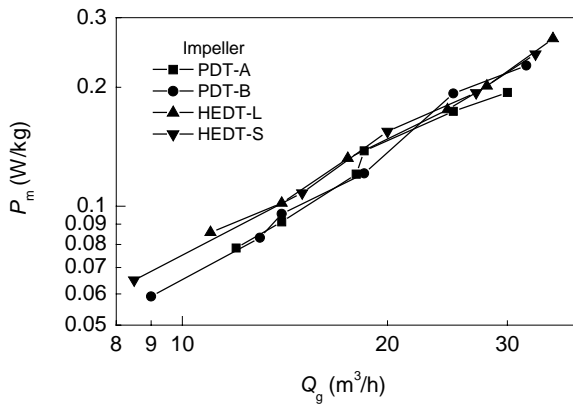


图 6 不同搅拌桨 L-F 泛点时功率消耗  
Fig.6  $P_m$  at L-F flooding points for different impellers

张新年<sup>[9]</sup>在总结了 Warmoeskerken 等<sup>[16]</sup>、Nienow 等<sup>[17]</sup>的研究成果的基础上,对  $D/T=0.4$  的不同搅拌桨的 F-L 泛点转速进行了对比,得出了相同功率消耗时 HEDT-L 桨的载气性能优于 Rushton 桨.本工作选用的 PDT 桨在相同通气量时达到气液分散所需的功率比 HEDT 还略低,具有更佳的气液分散性能。

### 3.2 通气功率

在气液分散过程中,通入气体通常会使得气-液两相的搅拌功率降低而小于纯液相时的功率.通常采用  $P_g/P_0$  来表示通气及搅拌转速变化对通气功率的影响. $P_g/P_0$  值越接近 1,说明通气后搅拌功率下降越少,即搅拌桨输送能力下降越少,对气液的分散和混合越有利<sup>[13]</sup>.在整个实验过程中,搅拌转速都在泛点转速之上。

图 7 为 HEDT 桨叶片长度对  $P_g/P_0$  的影响.表明 HEDT-S 的  $P_g/P_0$  低于 HEDT-L,即因通气造成的 HEDT-S 功率下降更大,说明该桨的载气能力降低.这是由于叶片较短时,叶片对气体的覆盖作用减小,使气体更易将叶片包围,从而在叶片后方形成较大气穴,导致功率下降程度增加.图 7 也表明,随  $N$  增加,2 种 HEDT 桨的  $P_g/P_0$  并没有明显降低,即在相同的气量下, $P_g/P_0$  受  $N$  的影响较小。

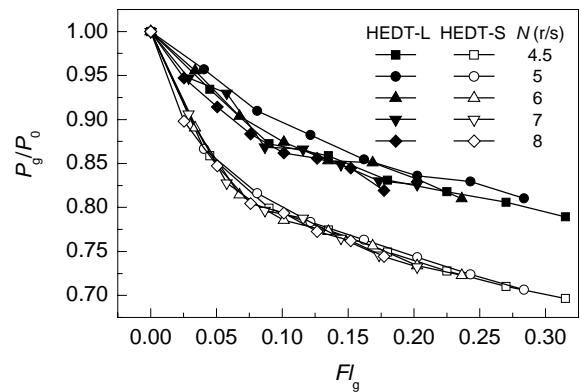


图 7 HEDT-L 与 HEDT-S 的  $P_g/P_0$  比较  
Fig.7 Comparison of  $P_g/P_0$  data for HEDT-L and HEDT-S

图 8 为 2 种 PDT 桨的  $P_g/P_0$  曲线比较,PDT-A 和 PDT-B 的  $P_g/P_0$  都随  $N$  和  $Fl_g$  增加而明显减小,但 PDT-B 的  $P_g/P_0$  始终大于相同条件下的 PDT-A,且前者在整个操作条件范围内都维持在较高水平。

图 9 为 4 种桨的  $P_g/P_0$  综合比较,可看出通气后各桨功率消耗的变化情况.在相同  $N$  和  $Fl_g$  下, $P_g/P_0$  依次为 PDT-B>HEDT-L>PDT-A>HEDT-S. $P_g/P_0$  的差异主要是不同叶片后方形成的气穴大小和形状各异所致<sup>[18]</sup>,抛物线形的 PDT-B 桨在叶片后方形成的负压区域最小,而且其偏离常压的程度也最低<sup>[10]</sup>,因此在叶片后方形成的气穴相对较小,表现为通气后功率下降程度较小,更有利于气体在搅拌槽内分散。

采用式(3)对不同桨型的  $P_g/P_0$  进行关联,结果示于表 3。

$$P_g/P_0 = aFl_g^{-b}Fr^{-c} \quad (3)$$

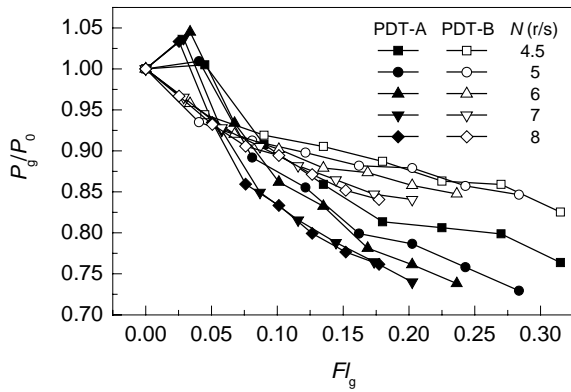


图 8 PDT-A 与 PDT-B 的  $P_g/P_0$  比较  
Fig.8 Comparison of  $P_g/P_0$  data for PDT-A and PDT-B

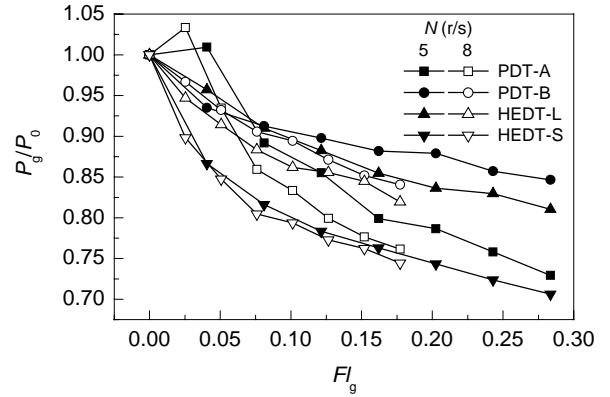


图 9 不同搅拌桨的  $P_g/P_0$  比较  
Fig.9 Comparison of  $P_g/P_0$  data for different impellers

表 3 不同桨型  $P_g/P_0$  回归结果

Table 3 Regression results of  $P_g/P_0$  based on Eq.(3)

Impeller	a	b	c	R <sup>2</sup>
PDT-A	0.580	0.158	0.077	0.912
PDT-B	0.766	0.065	0.023	0.95
HEDT-L	0.727	0.078	0.013	0.959
HEDT-S	0.625	0.102	0.004	0.989

通气量和搅拌转速对各桨的影响可通过关联式中  $Fl_g$  和  $Fr$  的指数表示. 由表 3 可清楚地看到,  $Fl_g$  指数  $b$  以 PDT-B 和 HEDT-L 的最小, 表明通气量变化对 PDT-B 的影响较小, 增加通气量使该桨的  $P_g/P_0$  下降最少; 2 种 HEDT 桨的  $Fr$  指数  $c$  均很小, 说明  $N$  变化对该桨的  $P_g/P_0$  影响不大, 这两点结论与图 7~9 吻合.

Michel 等<sup>[19]</sup>对 Rushton 桨功率消耗进行经验式关联, 变式(3)为  $P_g/P_0 = CFl_g^{-0.25}Fr^{-0.05}$ , 指数比表 3 中的 PDT-B 和 HEDT-L 大很多, 说明本工作采用的这两种桨受  $N$  和  $Fl_g$  影响比 Rushton 桨小得多, 具备更好的气-液分散性能.

### 3.3 气含率

在讨论搅拌功率对气含率的影响时, 侯治中等<sup>[13]</sup>定义了输入体系的总功率由电机输入功率与压缩空气自分布器上升至液面处排开液体的势能两部分组成, 即  $P_T = P_g + P_e$ , 其中  $P_e$  由下式计算:

$$P_e = \rho_L g (H_g - S) Q_g \quad (4)$$

图 10 为对数坐标下不同气量时 4 种搅拌桨气含率随单位质量流体输入总功率  $P_{Tm}$  的变化关系. 在较小通气量 ( $V_S = 0.0078$  m/s) 下  $P_{Tm}$  相同时 4 种桨的气含率相差不多; 但随通气量逐渐增大, 相同  $P_{Tm}$  下 PDT 桨的气含率开始变大,  $V_S = 0.0156$  m/s 时 PDT-B 桨的气含率比其他 3 种桨型高 5%~10%, 并且这种优势一直维持到  $V_S = 0.0312$  m/s 时. 进一步增加  $V_S$  至 0.0468 m/s, 2 种 PDT 桨气含率相差很小, 且 HEDT-S 桨的气含率较同功率下的 HEDT-L 桨大.

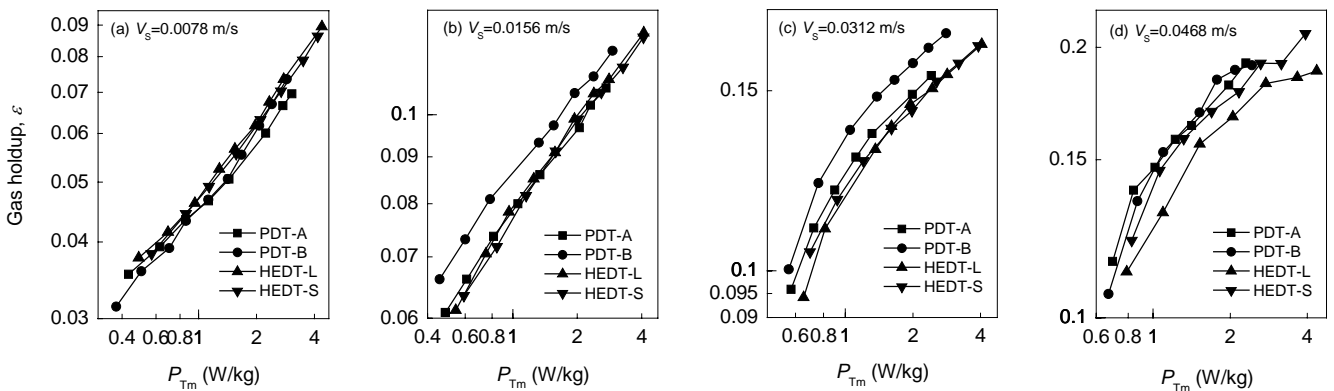


图 10 不同通气量下桨型对气含率的影响  
Fig.10 Influence of impeller type on gas holdup at different air flow rates

气液分散过程中气含率的差别可以从桨叶的剪切速率和槽内气体循环<sup>[10,20]</sup>两方面进行分析. 以 HEDT-L 与 HEDT-S 为例, 这两种桨叶片形状完全相同, 仅叶片长度有区别, 达到相同  $P_{Tm}$  时, HEDT-L 的功率准数大于 HEDT-S, 前者的操作转速势必会低于后者. 这两种桨低气量下桨叶长度对气含率影响不大, 但气量增加时, HEDT-S 在相同  $P_{Tm}$  时因  $N$  较高可获得更大剪切速率, 气泡可破碎得更小, 使其停留时间延长, 体系气含率较使用 HEDT-L 时大.

PDT-B 浆气含率较其他 3 种浆高, 一方面是由于该浆  $N_p$  低, 达到相同  $P_{Tm}$  时  $N$  高, 因此桨叶对气泡的剪切作用强, 有利于气泡的破碎并延长气泡在搅拌槽内的停留时间而使气含率增加; 另一方面, 由于该桨叶片后方的负压区最小, 负压程度低, 因此不大可能形成大气穴, 这也减小了形成大气泡的可能性.

用式(5)对不同浆型气含率进行关联, 结果见表 4.

$$\varepsilon = \alpha P_{Tm}^\beta V_s^\gamma \quad (5)$$

表 4 不同浆型气含率回归结果

Impeller	$\alpha$	$\beta$	$\gamma$	$R^2$
PDT-A	0.939	0.328	0.600	0.985
PDT-B	0.828	0.335	0.558	0.964
HEDT-L	0.590	0.287	0.482	0.972
HEDT-S	0.751	0.282	0.541	0.989

对比表 4 中  $P_{Tm}$  的指数  $\beta$  可以发现, PDT 浆的  $\beta$  大于 HEDT 浆, 说明  $P_{Tm}$  增加使 PDT 类浆气含率增加的幅度大于 HEDT 浆. 对比  $V_s$  的指数  $\gamma$  也可以看出, 增大气量时, PDT 浆气含率增大的幅度也较 HEDT 浆大, 而 HEDT-L 浆随  $V_s$  增加气含率增大的幅度最小.

综合以上分析可知, 工业气液搅拌反应器采用 PDT 浆比 HEDT 浆具有更佳的气液分散性能, 尤其以 PDT-B 的载气性能最佳, 推荐用于工业实践.

## 4 结论

(1) 对半椭圆形(HEDT)与抛物线形(PDT)盘式涡轮桨的载气特性进行对比显示, 两种桨型由载气到气泛和由气泛到载气测得的泛点并不相同, 均存在滞后现象. 从泛点功率对比可以看出, PDT 和 HEDT 浆的载气性能相差不大, PDT 浆功率略低.

(2) 在相同的通气准数时, 相对功率消耗  $P_g/P_0$  依次为 PDT-B>HEDT-L>PDT-A>HEDT-S. PDT-B 的  $P_g/P_0$  较 PDT-A 受通气量的影响小, 并能一直维持在较高水平, 有利于气-液分散; HEDT 浆的  $P_g/P_0$  受搅拌转速影响很小, 但 HEDT-L 浆较高, 比 HEDT-S 优势更明显.

(3) 通气量较低时, 4 种浆型气含率相差不大; 但

随通气量增大, 在较宽通气量范围内 PDT 浆的气含率较 HEDT 高约 5%. 综合评价这两类浆型可以看出, PDT 浆载气性能好, 通气后的功率下降不明显, 相同条件下气液分散气含率较高, 推荐用于工业气液搅拌反应器中.

符号表:

$a$	系数
$A'$	系数
$b, c$	幂指数
$C$	搅拌桨至槽底距离 (m)
$D$	搅拌桨直径 (m)
$Fl_g$	通气准数 [ $Fl_g=Q_g/(ND^3)$ ]
$Fr$	佛鲁德准数 ( $Fr=N^2D/g$ )
$g$	重力加速度 ( $m^2/s$ )
$H$	液位高度 (m)
$H_0$	未通气时搅拌槽内液面高度 (m)
$H'$	液位修正系数
$H_g$	通气时搅拌槽内液面高度 (m)
$N$	搅拌转速 (r/s)
$N_p$	功率准数 [ $N_p=P/(\rho L N^3 D^5)$ ]
$P_0$	未通气时的搅拌功率 (W)
$P_e$	压缩空气带入体系的势能 (W)
$P_g$	通气时的搅拌功率 (W)
$P_m$	单位质量液体的搅拌功率 (W/kg)
$P_T$	输入体系的机械能 (W)
$P_{Tm}$	单位质量液体的输入功率 (W/kg)
$Q_g$	输入的压缩空气体积流量 ( $m^3/h$ )
$Re$	搅拌雷诺数 ( $Re=\rho L N^2 D/\mu$ )
$S$	气体分布器距槽底的距离 (m)
$T$	搅拌槽直径 (m)
$V_s$	表观气速 (m/s)
$\alpha$	系数
$\beta, \gamma$	幂指数
$\varepsilon$	气含率
$\rho_L$	液相密度 ( $kg/m^3$ )

参考文献:

- [1] 崔法兵. 气液两相搅拌器的研究进展 [J]. 轻工机械, 2004, 3(1): 41-43.
- [2] Van't Riet K, Smith J M. The Behavior of Gas-Liquid Mixtures Near Rushton Turbine Blades [J]. Chem. Eng. Sci., 1973, 28(4): 1031-1037.
- [3] Van't Riet K, Bruijn W, Smith J M. Real and Pseudo-turbulence in the Discharge Stream from a Rushton Turbine [J]. Chem. Eng. Sci., 1976, 44(10): 2207-2221.
- [4] Warmoeskerken M M C G, Smith J M. The Hollow Blade Agitator for Dispersion and Mass Transfer [J]. Chem. Eng. Res. Des., 1989, 67(2): 193-198.
- [5] Vasconcelos J M T, Orvalho S C P, Rodrigues A M A F, 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.
- [6] 包雨云, 高正明, 施力田. 多相流搅拌反应器研究进展 [J]. 化工进展, 2005, 24(10): 1124-1130.
- [7] 郝志刚, 包雨云, 高正明. 多层组合浆搅拌槽内气-液分散特性的研究 [J]. 高校化学工程学报, 2004, 18(5): 547-552.
- [8] 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.
- [9] 张新年. 半椭圆管盘式涡轮搅拌桨气-液分散特性 [J]. 过程工程学报, 2008, 8(3): 444-448.
- [10] 李志鹏. 涡轮桨搅拌槽内流动特性的实验研究和数值模拟 [D]. 北京: 北京化工大学, 2004. 161-164.

- [11] Nienow A W. Gas-Liquid Mixing Studies: A Comparison of Rushton Turbines with Some Modern Impellers [J]. *Trans. IChemE*, 1996, 74(A): 417-422.
- [12] Sardeing R, Aubin J, Xuereb C. Gas-Liquid Mass Transfer: A Comparison of Down- and Up-pumping Axial Flow Impellers with Radial Impellers [J]. *Trans. IChemE*, 2004, 82(A12): 1589-1596.
- [13] 侯治中, 冯连芳, 李允明, 等. 不同类型搅拌器的气-液分散和混合特性 [J]. *合成橡胶工业*, 1995, 18(3): 147-150.
- [14] Bombac A, Zun I. Individual Impeller Flooding in Aerated Vessel Stirred by Multiple Rushton Impellers [J]. *Chem. Eng. J.*, 2006, 116(2): 85-95.
- [15] Smith J M, Gao Z. Power Demand of Gas Dispersing Impellers under High Load Conditions [J]. *Trans. IChemE*, 2001, 79(7): 575-580.
- [16] Warmoeskerken M M C G, Smith J M. Flooding of Disc Turbines in Gas-Liquid Dispersions: A New Description of the Phenomenon [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 1985, 40(11): 2063-2071.
- [17] Nienow A W, Warmoeskerken M M C G, Smith J M, et al. On the Flooding/Loading Transition and the Complete Dispersal Condition in Aerated Vessels Agitated by a Rushton-turbine [A]. *British Hydromechanics Research Association. Proceedings of the 5<sup>th</sup> European Conference on Mixing* [C]. Bedford: The Fluid Engineering Centre Cranfield, 1985. 143-154.
- [18] Bruijn W, Van't Riet K, Smith J M. Power Consumption with Aerated Rushton Turbines [J]. *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, 1974, 52: 88-104.
- [19] Michel B J, Miller S A. Power Requirements of Gas-Liquid Agitated Systems [J]. *AIChE J.*, 1962, 8(2): 262-266.
- [20] 吴莹. 搅拌槽内流动结构的 PIV 研究 [D]. 北京: 北京化工大学, 2007. 49-50.

## Gas-Liquid Dispersion by Hollow-blade Disk Turbines with Different Blade Shapes

MA Zhi-chao, BAO Yu-yun, GAO Na, GAO Zheng-ming

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

**Abstract:** The influences of different blade profiles on critical impeller speed for gas dispersion, gassed power consumption and gas holdup were studied in a 0.48 m i.d. stirred tank with dished base agitated by four different hollow-blade disk turbines respectively, which were identified as parabolic blades disk turbine (PDT) and half elliptical blades disk turbine (HEDT). The results show that the flooding transitions measured from loading to flooding show a hysteresis compared with that measured from flooding to loading with increasing and falling gas rates. Comparing the gassed power consumption and gas holdup between PDT and HEDT impellers, under the same flow number, PDT impeller has higher relative power demand ( $P_g/P_0$ , the ratio of gassed power to ungassed power), usually higher than 0.75, and has less influence to the gas rates, PDT impeller has about 5% higher gas holdup than HEDT impeller over a wide range of gas rates and better loading capacity. Moreover, the power consumption of PDT impeller is lower to obtain the gas-liquid dispersion at the same gas flowing rate, therefore it is recommended to the industrial application of the gas-liquid stirred reactors.

**Key words:** stirred tank; hollow blade disk turbine; flooding; gassed power consumption; gas holdup