

[研究·设计]

DOI:10.3969/j.issn.1005-2895.2016.04.005

EGSB 反应器布水装置进水方向 对内部流场的影响

王靖洲, 陈 晔

(南京工业大学 机械与动力工程学院, 江苏 南京 211816)

摘 要:针对传统厌氧膨胀颗粒污泥床(EGSB, expanded granular sludge blanket)反应器布水装置进水不均匀、搅拌不充分以及存在较大死区等缺点,提出周向进水的布水方式,采用欧拉-欧拉模型建立 EGSB 反应器内两相流计算流体力学模型,模拟常规布水装置与周向进水装置下反应器的流动状态;通过改变进水管头数量来控制进水流速,模拟不同进水流速下反应器内部流场的流动状态。模拟结果表明周向进水反应器具有更好的泥水混合效果和更高的膨胀床层,周向进水结构能够达到搅拌目的的最小流速为 0.555 m/s。周向旋流式进水方式较传统轴向布水方式能使反应器内介质更充分混合,增加泥水接触面积,提供更有利于生化反应的流态。

关 键 词:布水器设计;EGSB 反应器;计算流体力学;固液两相流;欧拉模型

中图分类号:X703 文献标志码:A 文章编号:1005-2895(2016)04-0022-05

Effect of Water Distributor's Inlet Direction on Flow Field in EGSB Reactor

WANG Jingzhou, CHEN Ye

(School of Mechanical and Power Engineering, Nanjing Tech University, Nanjing 211816, China)

Abstract: According to the disadvantages of uneven water distributing uniformity, inadequate mixing and large dead zone of traditional water distribution device in EGSB reactor, an circumferential water distribution mode was proposed. An Eulerian-Eulerian two-phase solid-liquid flow model was formulated to simulate reaction zone hydrodynamics in an EGSB reactor with traditional water distribution and circumferential water distribution condition. By changing the numbers of the water inlet pipes the flow velocity was controlled, reaction zone hydrodynamics in reactor with different inlet flow velocity was stimulated. The simulation results show that the reactor with circumferential water distribution has better sludge mixing effect and higher sludge expand level, and the minimum flow rate of the mixing flow can be achieved by the circumferential device is 0.555 m/s. Comparing with the traditional axial water distribution mode, the circumferential water distribution mode can make the reactor more fully mixed, and increase the contact area of sludge and water, and provide the flow regime which is more favorable to the biochemical reaction.

Key words: distributor design; EGSB reactor; CFD (computational fluid dynamics); solid-liquid two phase flow; Euler-Euler

1974年,荷兰教授 G. Lettinga 等人研发了升流式厌氧污泥床反应器,将水力停留时间减少到一天以内。从此人们对厌氧反应器的研究进入了新的阶段,开发了众多高效厌氧反应器,主要有:厌氧生物转盘、厌氧折流板反应器、厌氧流化床反应器、厌氧附着膜膨胀床

反应器、厌氧颗粒污泥膨胀床反应器、内循环反应器和厌氧膜生物反应器等。

大部分的高效厌氧反应器都可以处理高、中质量分数工业废水,但在处理低质量分数废水时存在问题。在厌氧反应器中厌氧消化过程产生的甲烷气体

收稿日期:2015-12-22;修回日期:2016-02-20

作者简介:王靖洲(1990),安徽广德人,硕士研究生,主要研究方向废水生化反应器设计。E-mail:505697443@qq.com

能够携带污泥颗粒上升,上升过程中对反应器内部介质进行搅拌。在进水质量分数较低时,甲烷气体产量少,容易导致反应器内搅拌不充分,混合强度低,从而降低污水处理效果。EGSB 反应器是厌氧流化床反应器和 UASB 反应器两种技术的结合。EGSB 通过出水回流提高表面液体升流速度,使反应器内更充分搅拌,改善废水和污泥之间的接触,从而弥补因产气量低而造成的搅拌不均,在处理低浓度废水时有独特的优势^[1]。良好的布水器是 EGSB 反应器正常运行的关键因素,布水器的优劣直接影响废水处理效果。优质的布水器能够在更低的回流量下达到普通布水器的混合效果,减少回流流量,节约能源、缩减运营成本。

进水分配系统的合理设计对厌氧反应器的正常运转起着至关重要的作用。进水分配装置正常运转需要达到配水和搅拌 2 个要求。优良的配水功能能够让污泥与进入反应器的废水充分接触,增加厌氧反应接触面积。文献[2]对多孔管布水均匀性进行探讨,并通过布水均匀性来判定布水装置的优劣。国内大部分布水器设计的判定方式都是布水的均匀性。叶群峰以布水均匀性的要求来设计环装管网布水器^[3],又在文献[4]中提出均匀进水并不是最有效的进水方式。优良的进水布水装置除具有配水功能外还应具有搅拌能力。在充分搅拌的条件下污泥能得到较高的剪切力,较高水力剪切力都有利于污泥快速颗粒化,文献[5]分析了剪切力对颗粒污泥形成的影响,得出较高的剪切力能够得到高质量的颗粒污泥。在厌氧污水反应器中,颗粒污泥黏附在厌氧消化生产的沼气气泡上,进水搅拌能够打破浮力与重力的平衡使气泡与颗粒脱

离,加速沼气从颗粒中溢出。

目前布水装置设计中的问题主要有:①进水配水不均匀;②搅拌不够充分;③进水口易堵塞;④布水存在结构死区。其中进水均匀性与搅拌能否充分是布水器设计的主要矛盾。

依靠进水提高搅拌能力的途径有 2 种:①总流量相同的情况下增加进水压头减小开孔比从而提高进水速度;②改变进水装置结构。工业上所用的布水装置仅仅依靠增加出水流速增强搅拌是不切实际的,目前 EGSB 进水流速已经超过 $2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,而且高流速容易造成布水不均匀,增加结构死区体积。

近年来国内对布水器的结构研究较多,评价布水器的方法多是在布水均匀性上。本文通过建立固液两相流模型,得到污泥的浓度分布来判定布水装置在不同进水方向上对流场的搅拌效果。

1 计算流体力学模型的建立

EGSB 反应器在实际运行中是 3 相同时存在的流动,分为污泥床区污泥膨胀区以及污泥沉淀区。污泥床区和污泥膨胀区污泥质量分数较高,沉淀区有少量颗粒污泥、絮状污泥以及沼气泡和液体。本文简化 3 相流动为污泥颗粒、废水 2 相流动来分析布水效果。

1.1 实验室尺寸及 EGSB 物理模型

本文模型采用直径为 200 mm,高 1 200 mm 的 EGSB 反应器。并建立 3 种不同的布水器:进水方向竖直向上,进水方向竖直向下,进水方向为周向。如图 1 所示。3 种布水器的进水口位置相同,进水管直径同为 5 mm。

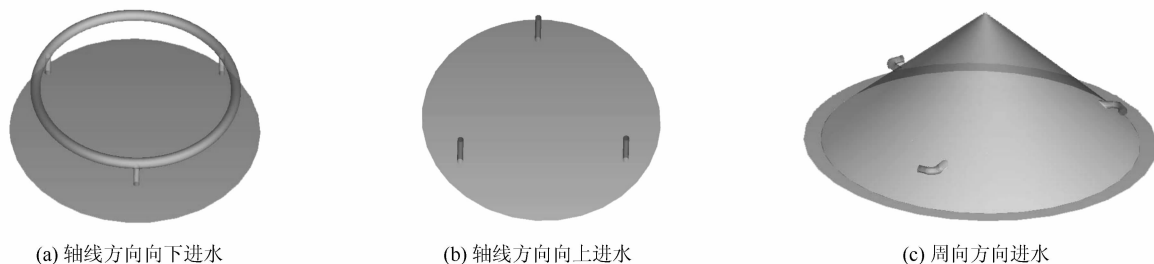


图 1 布水装置物理模型

Figure 1 Physical model of water distribution device

使用软件 ICEMCFD 对反应器模型进行网格划分,采用四面体混合网格并对布水器周围计算域进行网格加密。网格总数为 253 628。将网格文件导入 ANSYS Fluent 14.5 来计算连续方程和动量方程。进一步加密网格,计算结果差异极小。

1.2 多相流模型

1.2.1 控制方程

欧拉多相流模型中,2 相共享压力场,并分别对每一相建立控制方程。

各相的连续性方程为

$$\frac{\partial(\rho_k \lambda_k)}{\partial t} + \nabla(\rho_k \lambda_k u_k) = 0. \quad (1)$$

式中: $k=l, s$, 其中 l 表示液相, s 表示固体颗粒相; ρ 为密度/($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$); λ 为相体积分/%; u 为速度/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)。

假定各相流体不可压, 且密度 ρ 为常数, 则式(1)可以简化为

$$\nabla(\rho_k \lambda_k u_k) = 0. \quad (2)$$

且 λ_k ($k=l, s$) 满足

$$\sum \lambda_k = \lambda_l + \lambda_s = 1. \quad (3)$$

各相的动量方程为:

$$\frac{\partial(\rho_l \lambda_l u_l)}{\partial t} + \nabla(\rho_l \lambda_l u_l u_l) = -\lambda_l \nabla p + \nabla(\lambda_l \mu_{\text{eff}} \cdot (\nabla u_l + (\nabla u_l)^T)) + \rho_l \lambda_l g + R_{sl} + F_l; \quad (4)$$

$$\frac{\partial(\rho_s \lambda_s u_s)}{\partial t} + \nabla(\rho_s \lambda_s u_s u_s) = -\lambda_s \nabla p + \nabla(\lambda_s \mu_{\text{eff}} \cdot (\nabla u_s + (\nabla u_s)^T)) + \rho_s \lambda_s g + R_{sl} + F_s. \quad (5)$$

式中: g 为重力加速度/($\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$); p 为压力/Pa; μ_{eff} 为有效黏度/($\text{Pa} \cdot \text{s}$); R_{sl} 为固液相间曳力/N; F_s 为升力/N; u_s 为固相速度矢量; u_l 为液相速度矢量。

1.2.2 相间作用力

本文中两相流模型相间曳力可用 Syamlal-O' Brien 模型^[6]表示为

$$R_{sl} = K_{sl} \cdot (u_s - u_l) = \frac{3}{4} \frac{C_D}{\mu \cdot u_{rs}^3} \rho_l^2 \lambda_s \lambda_l (u_s - u_l)^3.$$

式中: u_{rs} 为颗粒末端速度/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$); K_{sl} 为固液交换系数; C_D 为曳力系数。曳力系数由 Dalla Valle^[7] 公式计算得到, 即

$$C_D = \left\{ 0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{Re_s/u_{rs}}} \right\}^2.$$

式中 Re_s 为颗粒雷诺数, 且有:

$$Re_s = \frac{\rho_l d_s}{\mu_l} |u_s - u_l|.$$

式中: d_s 为颗粒直径/m; μ_l 为液相黏度/($\text{Pa} \cdot \text{s}$)。

升力 $F_{ls} = -F_{ll}$, 且有:

$$F_l = -C_l \rho_l \lambda_s (u_l - u_s) \times (\nabla \times u_l).$$

式中 C_l 为升力系数, 由 saffman-Mei 模型计算^[8,9], 即

$$C_l = \frac{3}{2\pi \sqrt{Re_w}} C'_1.$$

式中: Re_w 为涡量雷诺数, 且有

$$Re_w = \frac{\rho_l |\nabla \times u_l| d_s^2}{\mu_l};$$

C'_1 由 Mei 和 Klausner^[10] 给出, 且有

$$C'_1 = \begin{cases} 6.46 \times f(Re_s, Re_w), & Re_s \leq 40; \\ 6.46 \times 0.0524 (\beta Re_s)^{1/2}, & 40 < Re_s < 100. \end{cases}$$

式中: β 与 f 为无量纲系数, 且有:

$$\beta = 0.5 (Re_w / Re_s);$$

$$f(Re_w, Re_s) = (1 - 0.3314 \beta^{0.5}) e^{-0.1 Re_s} + 0.3314 \beta^{0.5}.$$

1.2.3 边界条件

本文建立了欧拉-欧拉两相流模型, 该模型适用于分散相体积分较高的情况。废水为连续相, 定义其材料为纯水, 设置其密度为 $1050 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 进口流速为 $0.37 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。污泥颗粒为分散相密度为 $1500 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 颗粒直径为 1 mm , 进口流速为 0 , 污泥初始空间位于占反应器底部占计算域的 33% , 体积分数为 55% ^[11]。反应器顶部设为压力出口, 反应器壁面设为无滑移壁面边界条件。各模型均在 400 步计算以内各相残差小于 1×10^{-3} 且进出口流量达稳定值。判断结果收敛。计算该模型所用计算机配置为: 32 GB 内存; Xeon(R) CPU 2.4 GHz (2 处理器)。

2 模拟结果与分析

2.1 污泥分布

污泥床层的膨胀程度与水力停留时间和布水器形式相关。能够反映污泥与废水的混合程度, 污泥膨胀程度越高泥水接触面积越大, 越有利于废水消化。本文模拟分析进水流量和流速相同条件下不同进水方向对反应器内介质流动的影响。周向进水条件下污泥膨胀程度较轴向进水高, 并提取计算域中心线 centre 上污泥分布, 如图 2 所示。沿轴线向上进水条件下污泥膨胀床高度为 550 mm ; 沿轴线向下进水条件下污泥膨胀床高度为 525 mm ; 周向进水条件下的污泥膨胀床高为 750 mm 。布水管周向进水比轴线方向进水能使反应器得到更高的污泥膨胀床; 轴线进水条件下污泥床底部污泥体积分较周向进水高; 说明周向进水能够达到更好的搅拌效果。

2.2 流场分析

为分析第 2 相(颗粒污泥)在流场中的流动状态, 建立中心轴线和靠近壁面一条轴向直线, 并分析第 2 相在这 2 条线上的分布。如图 3 所示。由图 3(a) 和图 3(b) 可知, 轴线方向进水条件下, 反应器周边速度小于中心速度, 但流动变化形式基本一致。由图 3(c) 可知, 周向进水条件下反应器周边流动速度为正值, 速度方向向上流动。而反应器中心速度在高 $100 \sim 360 \text{ mm}$ 处为负值, 说明污泥在反应器中心区域向下运动。为更加清晰表示反应器内部流动特征, 将周向进水条

件下的模拟数据导出到 tecplot 中进行处理,得到反应器的流线图,如图 4 所示。反应器内的流动出现周向与轴向的旋转流动,使介质能够螺旋上升,并在中心区域沉降。

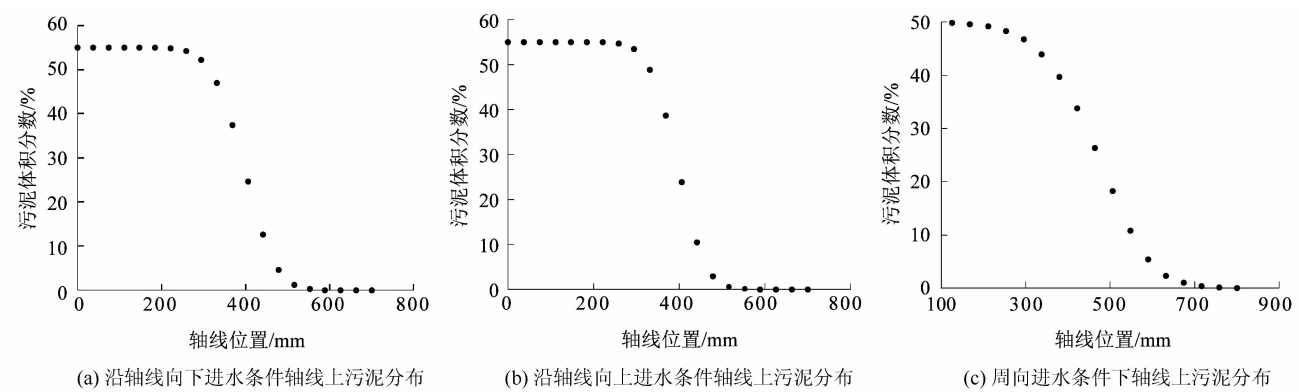


图 2 不同进水方向下轴线各点污泥分布图

Figure 2 Sludge distribution in each point of axis under different inlet direction

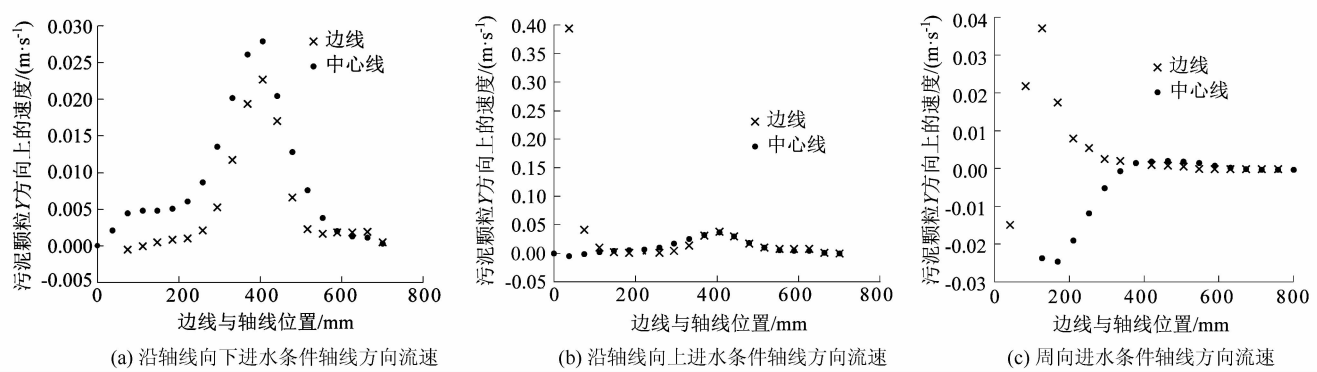


图 3 反应器中心与周边颗粒污泥流动状态

Figure 3 Flow state of sludge in center of reactor and surrounding area

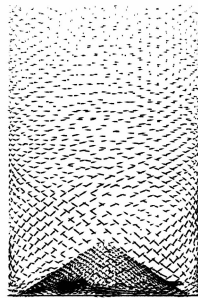


图 4 周向进水条件下流线图

Figure 4 Streamline under circumferential inlet

2.3 周向进水速度因素分析

在反应器上升流速一定的情况下,反应器进水口流速与开孔比相关。污泥床产生膨胀势能来自于进水动能的转化。污泥的膨胀状态与进水流速相关。升流速为 $5\text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$,通过改变进水管头个数(3~6 个)来

改变进口流速,不同流速下得到污泥床层膨胀高度见表 1。

表 1 不同进水流速下污泥床层膨胀高度

Table 1 Expansion height of sludge bed under different influent flow rate

编号	进水管头 数目/个	开孔比/%	进水流速/ ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)	污泥床层 膨胀高度/mm
I	3	0.19	0.740	750
II	4	0.25	0.555	720
III	5	0.31	0.444	550
IV	6	0.38	0.370	590

污泥在反应器轴截面上的体积分数分布,如图 5 所示。在 I 条件下污泥床层膨胀程度高,II 条件下反应器进水截面至反应器底面区域有相对较高体积分数的污泥,污泥床层膨胀状态略低于 I 条件。III 条件与 IV 条件下污泥床层膨胀程度低,其原因在于进水流速

较低,不足以带动污泥旋转,能够使污泥随水流旋转的最大开孔比为0.25%。

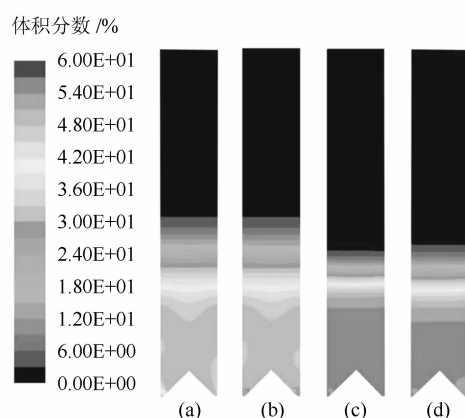


图5 污泥体积分数在轴截面分布

Figure 5 Distribution of sludge volume fraction in shaft section

3 结语

本文建立EGSB反应器内部两相流计算流体模型,对轴向和周向进水条件下对反应器内介质流动进行模拟。模拟结果表现出周向进水较轴向进水能够得到更好的泥水混合效果,相同水力条件下得到更高的膨胀床高度,并且周向进水能够使流场呈现周向和轴向的旋流,有利于泥水混合。本文探究了周向进水产生旋流的水力条件,在 $5 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ 的上升流速下开孔比最大为0.25%时,其出水能够使污泥旋转。所得结果

对旋流布水装置的工业设计提供依据。但本文尚未提到周向布水装置的具体设计方法,物理模型是按照实验室尺寸进行设计。具体的布水装置设计和放大方法的研究对周向布水装置的工业应用具有重要意义。

参考文献:

- [1] 胡纪萃. 废水厌氧生物处理理论与技术[M]. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003: 218-219.
- [2] 陈水倬. 多孔管配水均匀性的理论探讨[J]. 给水排水, 1995(5): 5-10.
- [3] 叶群峰, 杨玲霞. 环状管网布水器的水力设计[J]. 郑州大学学报(工学版), 2002(2): 92-95.
- [4] 叶群峰. 升流式厌氧污泥床(UASB)数值模拟及流态分析[D]. 郑州: 郑州大学, 2002: 67-68.
- [5] 毕蕾. 升流式厌氧反应器中水力剪切力对颗粒污泥的影响研究[D]. 北京: 清华大学, 2007: 69-71.
- [6] SYAMLAL M, O'BRIEN T J. Simulation of granular layer inversion in liquid fluidized beds[J]. International journal of multiphase flow, 1988, 14(4): 473-481.
- [7] DALLAVALLE J M. Micromeritics[J]. Soil science, 1943, 56(2): 151.
- [8] SAFFMAN P G. The lift on a small sphere in a slow shear flow[J]. Journal of fluid mechanics, 1965, 22(2): 385-400.
- [9] SAFFMAN P G, SAFFMAN P G. Corrigendum to the paper "The lift on a small sphere in slow shear flow" [J]. Journal of fluid mechanics, 1968, 96(2): 385-400.
- [10] MEI R, KLAUSNER J F. Shear lift force on spherical bubbles[J]. International journal of heat & fluid flow, 1994, 15(1): 62-65.
- [11] 王旭. EGSB生物制氢反应器流场数值模拟与优化[D]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2010: 33-34.

(上接第16页)

- [5] NIEUWSTADT F T M, DIRKZWAGER M. A fluid mechanics model for an axial cyclone separator [J]. Industrial and engineering chemistry research, 1995, 34(10): 3399-3404.
- [6] 吴剑华, 闫星峰, 王宗勇. 螺旋式旋流器的径向速度分析[J]. 轻工机械, 2009, 27(2): 20-23.
- [7] 张才华, 顾超华, 郑水英. 减小进口气流角对高压轴流风机性能的影响[J]. 轻工机械, 2014, 32(4): 31-35.
- [8] 姜新春, 曾劲松, 黄煌. CFD技术在流体机械中的应用与发展[J]. 轻工机械, 2014, 32(3): 108-111.
- [9] BOYSAN F, AYERS W H, SWITENBAN J. A fundamental mathematical modeling approach to cyclone design [J]. Transactions of the institution of chemical engineers, 1982(60): 222-230.
- [10] FRASER S M, ABDEL-RAZEK A M, ABDULLAH M Z. Computational and experimental investigations in a cyclone dust separator[J]. ARCHIVE proceedings of the institution of mechanical

engineers part E: journal of process mechanical engineering, 1997, 211(4): 247-257.

- [11] HOEKSTRA A J, DERKSEN J J, Van Den AKKER H E A. An experimental and numerical study of turbulent swirling flow in gas cyclones[J]. Chemical engineering science, 1999, 54 (suppl 13/14): 2055-2065.
- [12] GONG Guangcai, YANG Zhouzhou, ZHU Shaolin. Numerical investigation of the effect of helix angle and leaf margin on the flow pattern and the performance of the axial flow cyclone separator[J]. Applied mathematical modelling, 2012, 36(8): 3916-3930.
- [13] DELGADILLO J A, RAJAMANI R K. A comparative study of three turbulence-closure models for the hydrocyclone problem [J]. International journal of mineral processing, 2005, 77(4): 217-230.
- [14] 金向红. 轴流式气液旋流分离器的试验研究与数值模拟[D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2009: 86.