



移动阅读

安敏,管小平,杨宁,等. 大型反应器内管式气体分布器的研究进展[J]. 煤炭学报,2020,45(S2):1012-1021.

AN Min, GUAN Xiaoping, YANG Ning, et al. Research progress on pipe-type gas distributors in large-scale reactors

[J]. Journal of China Coal Society, 2020, 45(S2): 1012-1021.

大型反应器内管式气体分布器的研究进展

安 敏^{1,2}, 管小平¹, 杨 宁^{1,2}, 卜亿峰³, 门卓武³

(1. 中国科学院过程工程研究所 多相复杂系统国家重点实验室, 北京 100190; 2. 中国科学院大学 化学工程学院, 北京 100049; 3. 北京低碳清洁能源研究院, 北京 100211)

摘 要:管式气体分布器广泛应用于煤化工、生物制药、废水处理及石油化工等领域。目前分布器的研究报道较为分散,新工艺的开发和反应器的放大研究对分布器提出了新的要求和挑战。因此,从分布器对反应器性能的影响、分布器内变质量流流动行为、分布器的研究方法、设计需求和未来研发建议 5 个方面对管式气体分布器研究进展进行了系统性分析和综述。均匀的分布器布气行为有利于增加反应器的气含率,减小压降和死区,提升相间传递及反应过程,尤其是对于具有较低高径比的示范及工业规模反应器。管式气体分布器的布气行为是摩擦压降和压力回升协调竞争的综合结果。一维理论模型是预测管式分布器内气体分布行为的方法之一,模型预测结果与选用的管道摩擦系数、压力回升系数和孔板阻力系数的表达式有关。压力回升系数本质上与分布孔前后的速度或动能变化率相关,孔板阻力系数与单位动量穿孔流体的压降相关。通过改变分布器的几何结构来调节 3 个特征参量是提升分布器的布气均匀性的有效途径。研究多环和多级大型复杂分布器的布气规律和考虑分布器布气规律与反应器模拟中进口条件的耦合是反应器放大过程中亟需解决的问题。CFD 模拟可以揭示分布器内的局部流动细节,但目前仍难以支撑模拟具有复杂几何结构的大型分布器,未来需要与超级并行计算技术相结合。综合使用理论模型、实验测量和 CFD 模拟 3 种方法可以为工业上大型复杂多级分布器的设计优化和保障反应器的高效运行提供科学指导。

关键词:大型反应器;气体管式分布器;压力回升;摩擦耗损;CFD 模拟**中图分类号:**TQ53;TQ052 **文献标志码:**A **文章编号:**0253-9993(2020)S2-1012-10

Research progress on pipe-type gas distributors in large-scale reactors

AN Min^{1,2}, GUAN Xiaoping¹, YANG Ning^{1,2}, BU Yifeng³, MEN Zhuowu³

(1. State Key Laboratory of Multiphase Complex Systems, Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China; 2. School of Chemical Engineering, University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China; 3. National Institute of Clean-and-Low-Carbon Energy, Beijing 100211, China)

Abstract: Pipe-type gas distributors are widely used in coal chemical, bio-pharmaceutical, wastewater treatment and petroleum chemical industries. However, reported researches about distributors are scarce and scattered, and developments of new process and scale-up, process investigations have led to new requirements and challenges on distributors. A state-of-the-art review on the research progress of distributors is given in this paper, including the distributor effects on reactor performance, non-uniform fluid distribution, models and experiments, design requirements and suggestions

收稿日期:2020-02-12 修回日期:2020-03-24 责任编辑:黄小雨 DOI:10.13225/j.cnki.jccs.2020.0175

基金项目:国家重点研发计划资助项目(2017YFB0602500)

作者简介:安 敏(1990—),女,河北保定人,博士研究生。Tel:010-82544836, E-mail: anmin@ipe.ac.cn

通讯作者:杨 宁(1974—),男,山西阳泉人,研究员,博士生导师。Tel:010-82544913, E-mail: nyang@ipe.ac.cn

for future research and development. Uniform gas distribution can increase gas holdup and mass transfer rate, decrease pressure drop and back-mixing, and avoid dead-zones, especially in the pilot-or industrial-scale reactors of low height-to-diameter ratio. Pressure distribution in distributors is jointly dominated by friction dissipation and pressure recovery. The fluid distribution behavior is determined by friction coefficient, pressure recovery coefficient and resistance coefficients. The pressure rise is positively correlated to pressure recovery coefficient and resistance efficient, and the pressure drop is positively correlated to friction coefficient. Pressure recovery coefficient is essentially relevant to the rate of velocity change or kinetic energy change, and the resistance coefficient is related to the pressure drop of per-unit momentum fluid. The three coefficients are the key to the optimal design of a distributor. Flow distribution in complex multi-ring or multi-stage distributors and coupling of the flow distribution and the inlet boundary condition in CFD simulations are the crucial questions to be addressed in scale-up process of reactors. Direct CFD simulation of distributors of complex geometry still faces several challenges in geometry meshing and computational cost. One-dimensional modeling can reasonably predict the fluid distribution with suitable parameters correlated from experiments, and CFD could be used to reveal the local flow details at each hole. Combination of the three methods may be an effective way for the study and optimization of large-scale complex multi-ring pipe-type gas distributors.

Key words: reactors; gas distributor; pressure recovery; friction dissipation; CFD simulation

气体分布器是使气体经管道、孔板等分配后分散地进入反应器内的设备。气体分布器作为反应器最重要的内构件之一,已被广泛应用于煤化工、生物医药、污水处理及石油化工等领域^[1]。气体分布器直接决定了反应器入口的气泡直径及初始气含率分布,进而影响反应器内流动发展区域的流场结构和气相分布,因此对反应器内的传递及反应行为产生显著影响。特别是大型工业装置的高径比较小,且一般含有大量竖直换热管内构件,因此分布器的影响十分突出^[2]。例如,神华宁煤建有 8 台 50 万 t/a 的费托合成浆态床反应器,其中气体分布器的投资占比不足 10%,却是影响反应器性能的重要因素之一^[3]。

气体分布器一般分为板式分布器、喷嘴式分布器和管式分布器^[4]。板式分布器结构简单,布气均匀,但需要承载反应器床层重量,因此适用于实验室规模的反应器。喷嘴式分布器依靠强剪切作用破碎气泡,气泡比表面积大,但压降和能耗高。管式分布器布气均匀,可以浸没于反应器床层,机械强度要求低,因此广泛应用于示范及工业规模的反应器装置。尽管气体分布器的重要性已被广泛认可,但是其研究报道较为分散,目前其设计及操作往往依赖于以往经验,同时反应器放大又对其提出了新的要求和挑战,因此有必要对气体分布器的研究进展进行综述。需要说明的是,笔者侧重于分析反应器放大过程中分布器的影响,因此研究对象仅限于大型反应器中常用的管式气体分布器。

20 世纪中期,气体分布器的研究侧重于通过实验测量方式获取分布孔处压力回升系数和孔板阻力系数^[5],进而建立简单单根管式气体分布器的布气

行为的理论模型^[6]。近几十年来,随着计算能力的提高,CFD(Computational Fluid Dynamics,计算流体力学)数值模拟广泛应用于分布器布气行为及局部流动细节的研究^[7],为认识分布器内变质量流动行为提供了新的研究手段。随着新工艺开发和反应器放大过程研究,对新型分布器设计,特别是对大型多级管式分布器提出了研发需求。但由于工业过程中大型分布器的设计优化对 CFD 模拟过程的网格划分和计算量及模拟可靠性的要求仍然较高,目前 CFD 模拟尚难以独立支撑大型分布器的设计和优化。大型分布器的实验研究具有周期长、费用高等不足。因此,笔者系统性综述了气体分布器的研究进展,包括分布器对反应器性能的影响、分布器内变质量流流动行为、分布器的研究方法、设计需求及未来研发建议,以为分布器的研发及设计优化提供借鉴。

1 气体分布器对反应器性能的影响

当反应器处于鼓泡流型,分布器会影响全塔的流程力学行为。在过渡及充分发展的湍流流型,反应器沿轴向方向大致分为分布器影响区、充分发展区及气液分离区。此时分布器影响区限于高度为反应器直径 2 倍的塔底区域^[8]。但是,管小平和赵远方等^[9-10]报道内构件塔中分布器影响区域会显著扩大,甚至包含整个反应器范围。

表 1 总结了分布器影响反应器内流体力学性能的若干文献。研究表明,提高分布器的布气均匀性有利于增加气含率和传质速率,减小床层压降和返混,减少死区,同时增强气液接触和相间传递。但目前分布器对产率及产物选择性等反应参数直接影响的报

道还很少。ZHANG 等^[15]利用 CFD 模拟了一个气固流化床反应器中圆环形和蜘蛛型分布器对反应器产

率的影响。模拟结果表明圆环型分布器可提供更好的气固接触和更高的 C5+产率。

表 1 分布器对反应器内流体力学行为的影响
Table 1 Effects of distributor on hydrodynamics of reactors

文献	反应器尺寸	操作条件	分布器类型	主要结论
HAQUE 等 ^[11]	鼓泡塔 $D_r = 1 \text{ m}$ $H_r = 2.4 \text{ m}$	$U_g = 0.0015 \sim 0.06 \text{ m/s}$	单喷嘴分布器, 3 喷嘴分布器, 单环分布器, 双环分布器, 4 臂分布器, 4 臂交叉内环分布器, 4 臂交叉外环分布器, 4 臂交叉双环分布器	4 臂双环、4 臂外环、4 臂内环、4 臂和单喷嘴分布器的混合时间逐渐减少 4 臂分布器的气含率最高, 单喷嘴及 3 喷嘴分布器的气含率最低
MICHELE 和 HEMPEL ^[12]	鼓泡塔 $D_r = 0.63 \text{ m}$ $H_r = 6 \text{ m}$	$C_s = 0 \sim 10\%$ $U_g = 0.02 \sim 0.09 \text{ m/s}$	板式分布器, 单根圆环分布器, 单喷嘴分布器	EDM (Electrodiffusion measurement, 电扩散技术, 一种新型无干扰测量技术) 测试液体速度, 表明反应器下部区域受分布器影响显著, 其中单环分布器轴向液速最大
ONE 等 ^[13]	鼓泡塔 $D_r = 0.16 \text{ m}$ $H_r = 2.5 \text{ m}$	$U_g = 0.02 \sim 0.3 \text{ m/s}$ $P = 0.1 \sim 0.4 \text{ MPa}$	板式分布器, 喷嘴分布器	喷嘴分布器的气含率低于板式分布器, 分布器差别在高压下小于常压情况
管小平等 ^[9]	含内构件鼓泡塔 $D_r = 0.8 \text{ m}$ $H_r = 4 \text{ m}$	$U_g = 0.08, 0.12, 0.19 \text{ m/s}$	中心布气, 环隙布气及边壁布气与均匀布气的板式分布器	中心布气条件预测的气含率径向分布最为陡峭, 气体分布器的影响区域在列管塔是全局的
MCCLURE 等 ^[14]	鼓泡塔 $D_r = 0.39 \text{ m}$ $H_r = 2 \text{ m}$	$U_g = 0.08, 0.16, 0.25 \text{ m/s}$	蜘蛛型管式分布器 I: 孔径 3 mm, 对称分布; II: 孔径 0.5 mm, 对称分布 III: 孔径 0.5 mm, 不对称分布	高表观气速时, 分布孔直径影响较小; 不对称分布器对液相流动影响显著, 减少了混合时间

注: D_r 为反应器直径; H_r 为反应器高度; C_s 为颗粒在液固浆液相中的体积分数; U_g 为表观气速。

2 分布器内变质量流流动行为

常见的管式分布器包括圆环式和直管式, 如图 1 所示。管式气体分布器内的流动行为属于变质量流, 即由于分布孔的分流致使主管的流量不断减小。可以将每个分布孔及孔前主管段看做一个基本单元, 而分布器就是若干个基本单元的叠加。

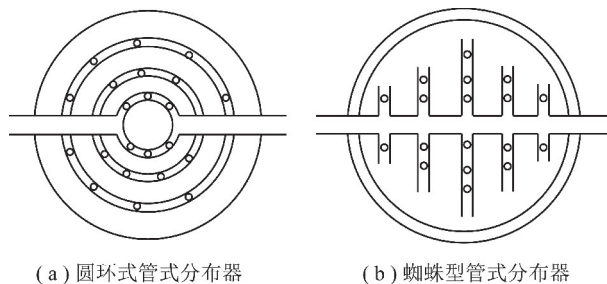


图 1 不同类型的管式气体分布器^[4]

Fig. 1 Different types of pipe-type gas distributors^[4]

流体在分布器内流动会因为摩擦损耗而压力降低。ANWAR^[16]认为, 分布器的开孔率一般较小, 可以忽略分布孔对主管摩擦系数的影响。王峻晔等^[17]报道当总开孔率较小时, 多孔管与光滑管摩擦系数相

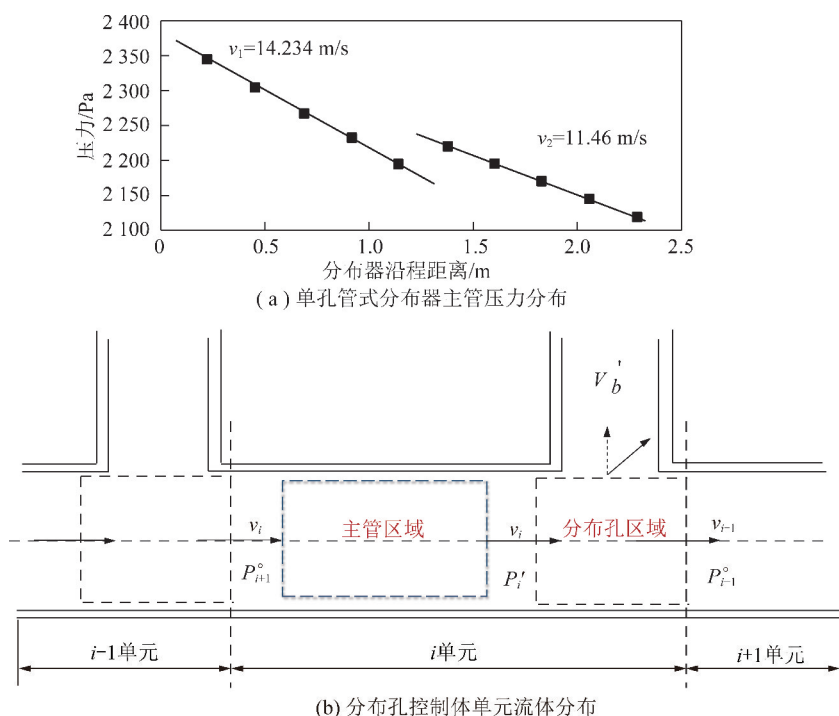
同; 当总开孔率较大时, 分布孔本身造成管道粗糙度增加及分布孔处射流作用引起粗糙峰, 因此多孔管的摩擦系数要高于光滑管; 当分布孔直径较大时, 分布孔分流现象明显, 此时多孔管摩擦系数要小于光滑管。

ACRIVOS 等^[6]在实验过程中发现了分布器的压力回升现象, 即流体经分布孔进行分流后主管压力骤然升高的现象。图 2(a) 为 ACRIVOS 等^[6]测量的一个单孔分布器内的压力分布, 在分布孔之前, 压力因为摩擦耗损而逐渐下降; 在经过分布孔之后, 管道压力骤然升高 55.26 Pa。

压力回升现象可以通过流体在主管轴向方向上的动量定理进行解释。以第 i 个分布孔前后的管道区域作为控制体单元, 如图 2(b) 所示。控制体内发生液体分流, 故采用以欧拉坐标为基准的动量定理来描述管道压力变化。在假设分流流体垂直经过分布孔的理想状态下, 对控制体部分列出管道轴向方向的动量定理并化简得到方程(1), 即

$$P_{i+1}^o - P_i^i = \rho(v_i^2 - v_{i+1}^2) \quad (1)$$

其中, P_{i+1}^o 为第 i 个分布孔后侧的管道压强; P_i^i 为第

图 2 分布器主管内压力分布及控制单元示意^[6]Fig. 2 Pressure distribution in distributor and schematic diagram of the control unit^[6]

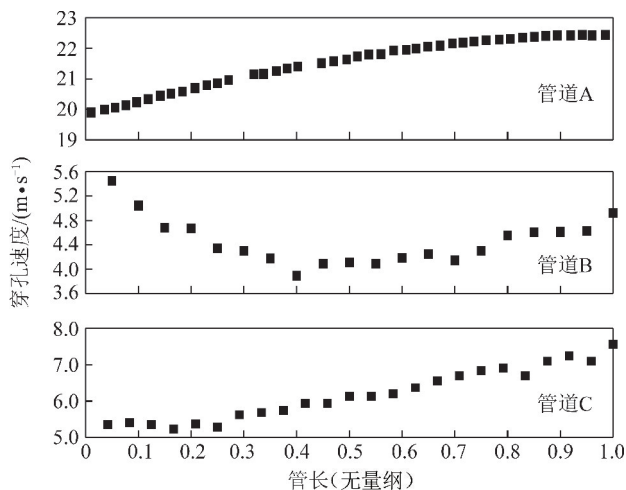
i 个分布孔前侧的管道压强; ρ 为流体密度; v_i 为第 i 个分布孔前侧的管道平均流速; v_{i+1} 为第 i 个分布孔后侧的管道平均流速。可见, 主管内的压力回升是由于流体轴向速度分量的减小。由于实际流动过程中, 流体并不会垂直地流出分布孔, 因此穿孔流体分支也有一个轴向分量, 但由于该流体分支与轴向方向的角度未知, 该分量不便于直接表达, 故方程 (2) 通过引入压力回升系数 C_r (≤ 1) 来替代该流体分支的轴向分量影响

$$P_{i+1}^{\circ} - P_i' = C_r \rho (v_i^2 - v_{i+1}^2) \quad (2)$$

分布孔的流量与分布孔内外的压差成正相关, 因此分布器沿程分布孔的流量分布往往与主管内压力分布一致。同时, 分布孔流量受孔板阻力系数影响。

分布器的压力分布趋势, 或沿程分布孔流量分布趋势本质上是摩擦压降和压力回升竞争协调的综合结果, 包括不断下降、先下降再上升和不断上升 3 种情况。例如, 图 3 汇总了 3 个不同分布器的分布孔流速的分布趋势。管道 A^[4] 是单侧开孔的小型单根直管分布器 ($v_0 = 14.5$ m/s, $D = 0.028$ m, $d = 0.002$ m, $L = 0.44$ m, 其中, v_0 为分布器入口处流体速度, D 为分布器主管直径, d 为分布器的分布孔直径, L 为分布器主管长度); 管道 B^[5] 是带有 81 对管道双侧开孔的大型单根直管分布器 ($v_0 = 11.4$ m/s, $D = 0.198$ m, $d = 0.025$ m, $L = 49.5$ m); 管道 C^[6] 是带有 24 个分支管的单根直管分布器 ($v_0 = 14.39$ m/s,

$D = 0.026$ m, $d = 0.008$ 05 m, $L = 1.83$ m)。在相似的流体进口速度下, 具有不同几何结构和尺寸的分布器具有不同的流量分布。这说明分布器的分布规律对分布器的结构参数十分敏感。

图 3 3 个管式气体分布器的穿孔流速分布^[4-6]Fig. 3 Distributions of the velocity through holes of three different pipe-type gas distributors^[4-6]

3 管式气体分布器的研究

分布器的一维理论模型是分布器流动行为研究的有效方法。ACRIVOS 等^[6] 较早建立了分布器的理论模型并分析了不同控制因素的影响, 具有里程碑的意义。对于一个基本单元, 其理论模型包括分布孔前

侧主管段的摩擦压降方程(3)、分布孔位置处的管道压力回升方程(2)和分布孔分流前后的质量守恒方程(4)。分布孔前后主管段的流量差等于分布孔的分流流量,该流量可以通过分布孔的内外压差计算得到。

$$P_i^{\circ} - P_i' = f\rho \frac{\Delta x}{D} \frac{v_i^2}{2} \quad (3)$$

$$D^2(v_i - v_{i+1}) = C_d d^2 \sqrt{\frac{P_i' + P_{i+1}^{\circ}}{\rho}} \quad (4)$$

其中, f 为主管段的摩擦阻力系数; Δx 为分布孔间距,即基本单元的长度; D 为管道直径; C_d 为孔板阻力系数。

差分形式的理论模型通过迭代求解,适用于结构复杂的气体分布器,但需要计算机程序或相应软件辅助计算。分布器的理论模型也可以表达为连续的微分方程形式^[7],见方程(5)。在一定的简化条件下,微分形式的理论模型通过积分求解可以得到解析解,适用于分析机理,使用方便。微分形式的理论模型在物理上对应于分布器开了一条侧缝或是布气孔数量较多的情况。

$$\left(\frac{d^2 U}{dy^2}\right) \left(\frac{dU}{dy}\right) + U \left(\frac{dU}{dy}\right) + F_0 U^{7/4} = 0 \quad (5)$$

$$U = \frac{v}{v_0} \quad (6)$$

$$y = \left(\frac{4\alpha C_r}{D} \sqrt{2C_d}\right) \Delta x \quad (7)$$

$$F_0 = \frac{f}{2^{2.5} C_r^{1.5} \alpha C_d} \quad (8)$$

$$M_0 = \frac{(P - P_0)}{C_r \rho v_0^2} \quad (9)$$

其中, F_0 为无量纲摩擦阻力系数,与压力下降幅度成正比; α 为开孔率,即所有分布孔面积与管道内表面积的比值; v_0 为分布器的入口速度; x 为沿分布器轴向的位置;无量纲参数 M_0 为单位动能流体的压力值, M_0 越大,压力回升幅度越小; P_0 为分布孔外侧压力。

相较于 ACRIVOS 等的理论模型^[6], WANG^[18] 建立了一套更具有一般性的模型,其质量守恒方程和动量守恒方程见方程(10)和(11)。WANG 认为该一般性主要体现在 3 个方面。首先 ACRIVOS 等建立的模型中 F_0 同时包含摩擦因数和压力回升系数, WANG 模型中将有关 f 的摩擦项和有关 U 的压力回升项分开表示,更方便度量及分析不同因素的作用程度。同时 WANG 模型中的摩擦因数可根据不同工况带入不同的关联式,适用范围更广泛。最重要的是 WANG

模型可以获得解析解,而 ACRIVOS 等的模型只能以图表的形式展示结果。

$$dFW = dF \left(W + \frac{dW}{dx} dx \right) + dF_c U_c \quad (10)$$

$$\frac{1}{d} \frac{dP}{dx} + \frac{f}{2D} W^2 + 2W \frac{dW}{dx} + \frac{F_c n}{FL} U_c W_c = 0 \quad (11)$$

其中, F 为主管横截面积; W 为流体在主管的平均流速; F_c 为分布孔面积; U_c 为流体分支在分布孔的速度; n 为分布孔个数; W_c 为分布孔处流速的轴向分量,是压力回升相关的参量。

WANG 等^[18-19] 在假设主管内流量分布已知的情况下,对微分形式的理论模型进行积分并求解得到方程的解析解。以主管内流量线性减小,即分布孔均匀分流情况为例, WANG 模型得到的主管内压力分布的无量纲形式解析解为

$$\Delta \bar{P}_{x,0} = k [1 - (1 - \bar{X})^2] - \frac{L_f}{6D} [1 - (1 - \bar{X})^3] \quad (12)$$

其中, $\Delta \bar{P}_{x,0}$ 为无量纲压力; k 为与压力回升现象相关的参量,且 $k < 1$; \bar{X} 为无量纲长度。

模型预测的准确性依赖于所使用的模型参数,即摩擦阻力系数,压力回升系数和孔板系数。模型参数主要来源于实验数据关联。早期的实验研究主要是针对具有简单结构的分布器,例如带有等距排列的分布孔的单根直管或单根圆环分布器。实验主要是测量主管压力及分布孔流量分布。实验过程中一般利用压力传感器测量主管沿程压力,测压点一般位于 2 个相邻分布孔的中间位置。由于分布孔孔口速度具有强烈的波动性而难以直接测量,一些学者将分布孔替换为分支管而改为测量分支管的出口流量^[6],也有学者通过测量测压点位置的动压反推出分布孔的出口流量^[5]。近年来随着测量技术的发展,一些学者利用粒子图像测速技术(Particle Image Velocimetry, PIV)^[20]和高速摄像系统测量分布孔流量^[21]。气体分布器中每个基本单元内压降及压力回升幅度都较小,因此对压力传感器的测量精度具有较高要求。合理设计测量方案以尽量减小实验波动以及测量装置的干扰引起的误差是实验测量的重点。

随着计算能力的提高和相关本构模型认识的深入,CFD 已经成为研究分布器布气行为及设计优化的重要方法。表 2 总结了一些分布器相关的 CFD 模拟工作。分布器的分布孔或者分支管与主管的连接处一般采用非结构网格。文献中大多采用稳态计算

的 $k-\varepsilon$ 湍流方程来模拟分布器内的单相变质量流动行为^[23,26]。CROQUER 等^[7]报道采用 Scalable 壁面函数模拟的主管压力与实验值偏差较大。压力入口和流量出口边界条件可以实现较准确的分布器模拟^[4,7]。但大多情况下出口流量未知,因此流量入口和压力出口组合或流量入口和 outflow 出口组合更为普遍。需要注意的是,模拟的几何结构需要严格与实验装置保持一致,否则入口处流体流动的充分发展程度会显著影响模拟结果。利用模拟的局部流场信息

可以具体展示分布孔附近的流场,探究分布孔流量的影响因素,进而设计针对性的改善措施。但是目前利用模拟对局部流场的分析和研究尚不够深入和全面。此外,综合考虑网格数量和模拟可靠性,反应器模拟过程中往往不会直接模拟分布器内流动行为,而是根据经验以简化的入口条件代替分布器沿程分布孔的布气规律。例如,SHI 等^[27]提出了一个新的径向气含率分布函数来代替直接模拟气体分布器布气行为,作为反应器的进口条件。

表 2 管式分布器内流动行为的 CFD 模拟

Table 2 CFD simulations of flow field in the perforated-pipe gas spargers

文献	网格	模型	几何结构	模拟工况
KULKANI 等 ^[4]	中间是正四面体网格,但是边壁是 5 层棱柱网格,要求壁面网格 $y^+ > 11$	standard $k-\varepsilon$, 欧拉模型标准壁面函数	带孔直管,孔径在 2~5 mm,间距为孔径的 2~8 倍,管道总长在 0.6 m 或 1.5 m,直径 0.028 m	常温常压空气,进口速度 13~39 m/s
KULKANI 等 ^[22]	中间是正四面体网格,但是边壁是 5 层棱柱网格,要求壁面网格 $y^+ > 11$ 。	standard $k-\varepsilon$, 欧拉模型标准壁面函数 CFX10, 质量流量入口,静压出口,三维稳态计算	圆环和蜘蛛型管式分布器,直径 0.012 m	入口速度 20~90 m/s, 常温常压空气
GANDHI 等 ^[23]	在分支部位采用正四面体网格,其他区域采用六面体结构网格,共计 35 万网格	速度入口,出口 outflow,壁面无滑移,离散二阶迎风	带有分支流和合并流的管式分布器	入口流速在 52~100 m/s, 入口操作雷诺数在 5.64 万~6.85 万,介质包括空气和水
WANG 和 PRIESTMAN ^[24]	非结构性网格	自适应网格,压力入口,出口是充分发展,无滑移壁面条件,离散格式包括一阶迎风和 quick 格式,重点对比了 3 个湍流模型及 3 个壁面函数的模拟	1 个八孔漩涡放大器	常压空气
CROQUER 等 ^[7]	四面体非结构网格	评估了两组边界条件,一是速度入口和压力出口,scalable 壁面边界;另一是压力入口和速度出口;无滑移壁面边界,稳态计算	1 根直管带有 10 根支管,主管直径逐渐减小	入口的质量流量为 640 kg/s;水,水油混合物
SUBASCHANDER 和 SAKTHIVEI ^[25]	结构网格	进口质量流量,出口常压, $k-\varepsilon$ 模型	1 个简易 T 型管道,用来混合冷热水,竖管上包含冷水进口和热水进口,横管为出口	进口为 20 °C 冷水,质量流量 1 kg/s,和 80 °C 的热水,质量流量为 0.4 kg/s
TOMOR 和 KRISTOF ^[26]	主体是六面体结构网格,T 型连接区域是四面体非结构网格	$k-w$ 湍流模型,二阶迎风格式,速度入口边界条件,压力出口,以无限长的管道的计算结果作为入口条件	带有 1 个支管的直管分布器	水主管雷诺数:1 万~30 万

注: y^+ 为管道壁面首层边界层网格无量纲高度。

分布器的理论建模工作的特点是模型简单,预测足够准确且计算快,方便使用。但其严重依赖于所采用的参数模型。实验研究是得到数学模型中模型参数的有效方法。同时,CFD 模拟也越来越多的用于分布器研究,可以更为直观的观察流动细节,辅助精

准设计和优化。由于计算量和网格划分复杂度等的限制,目前 CFD 模拟还不适用于模拟具有复杂几何的大型分布器,需要与 GPU 图形加速和超级并行计算相结合^[28]。综合以上分析,联合不同方法的优点对分布器进行综合全面的研究,是未来研究大型复杂

多级管式分布器的主要手段。

4 设计需求

分布器的设计主要考虑是否漏液、压降和布气均匀性3方面。分布孔的孔速要高于某个临界速度来防止回灌现象。该临界速度与分布孔外侧压力值相关,因此受反应器操作压力,液层高度及物料性质等影响。例如,KULKARNI^[29]报道的临界速度 $v_{\text{ocritical}}$ 见式(13)

$$v_{\text{ocritical}}^2 = 1.25 \left[\frac{d_o g (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G} \right] \times \left[0.37 + 140 H_L \left(\frac{\Delta x}{d_o} \right)^{-1.6} \left(\frac{t}{d_o} \right) \right]^{0.75} \quad (13)$$

其中, d_o 为分布孔直径; t 为分布孔壁厚; H_L 为液层高度。在规定的表观气速下,根据计算的分布孔临界速度可以得到设计分布器的总开孔面积。

分布器的压降主要与分布器结构尺寸,流量及物性等相关。分布器压降值可以反映分布器布气状态。例如,当分布器压降显著减小时往往发生了气体短路现象。在流化床中,分布器压降一般占据反应器整体压降的30%左右^[30]。

分布器的布气均匀性是摩擦压降和压力回升竞争协调后的综合结果。根据分布器理论模型推导,分布器的布气均匀性可以通过压力回升系数、孔板阻力系数和摩擦系数3个参量进行预估。ACRIVOS等^[6]报道以无量纲参数 F_0 (式(8))代表管道压力因摩擦耗损的下降趋势,无量纲参数 M_0 (式(9))代表主管压力因管道分流的压力回升现象。在恒定 M_0 情况下,逐渐增加 F_0 ,分布器主管压力分布趋势会从不断上升逐渐过渡到不断下降。在某个特定的 F_0 处,可以实现压力或流量的近似均匀分布。WANG提出了通过参量 $M(kD/fL)$ 来预测主管内压力分布趋势^[18]。

M 为压力回升与压力损耗的相对程度。当 $M \geq 1/4$ 时,分布器处于压力回升控制机制,分布器内流体压力沿流动方向逐渐上升;当 $1/6 \leq M < 1/4$ 时,分布器处于压力损耗和压力回升协调控制机制,分布器内流体压力沿流动方向先下降后上升;当 $0 < M < 1/6$ 时,分布器处于压力损耗控制机制,分布器内流体压力沿流动方向逐渐减小。

此外,BAJURA^[31]提出利用 $\sin \beta$ 来粗略估计分布器布气行为的均匀性, β 为最大的分布孔流量与最小的分布孔流量的比值

$$\beta = A_r \sqrt{\frac{2 - \gamma}{H}} \quad (14)$$

式中, A_r 为开孔率; γ 为压力回升系数; H 为孔板阻力系数。

KUBO和UEDA^[32]定义了一个参量 σ_D ,利用参量方程(15)预测分布器布气行为

$$\sigma_D = \frac{\eta_d}{(1 + \zeta + \lambda l/d)m^2} \quad (15)$$

其中, η_d 为压力回升系数, $(\zeta + \lambda l/d)$ 为阻力系数; m 为开孔率。

CHOU和LEI^[33]提出了一个与摩擦因数和压力回升系数相关的关于分布器主管直径的关联式来设计具有较高均匀性的分布器。

分布器分布趋势主要受摩擦因数、压力回升系数以及孔板阻力系数3个关键参数所决定。表3总结了文献中常用的3个重要参数的关联式模型。ACRIVOS等^[6]采用常数形式的压力回升系数和孔板阻力系数。KULKARNI等^[4]认为不同操作条件和几何条件下的分布器,其压力回升系数和孔板阻力系数不同,但同一根分布器的不同分布孔采用相同值。其中,压力回升系数与雷诺数、孔径及总开孔率成正相关。孔板阻力系数与雷诺数及总开孔率成负相关。BAILEY^[5]采用与分布孔相关的局部参数,来计算每个分布孔的压力回升系数和孔板阻力系数。其认为孔板阻力系数与单位动量穿孔流体的压差值成正相关且增加到0.63之后便保持不变。压力回升系数主要与分布孔与主管直径比值和分布孔前后速度变化率相关。金涌等^[34]通过实验关联了与局部变量相关的参数模型。其认为压力回升系数主要与分布孔前后的动能变化率相关。WANG等^[19]也关联了压力回升系数与管道结构参数和动能变化率的关联式。关于文献中不同参数模型报道,原因可能在于作者实验测试用的管道结构及流量范围不同。目前,文献中还鲜有关于对比不同参数模型适用性的报道。

在操作条件和物性确定的情况下,一般可以通过调节分布器的结构参数来改变摩擦和动量作用的相对强弱进而来提高分布器的布气均匀性。金涌等在保证较大的喷嘴总面积的情况下,通过调节分布器沿程不同喷嘴的直径来修正布气均匀性^[34]。CZETANY等^[35]和CROQUER等^[7]通过逐渐减小主管横截面积,即利用渐缩管道来维持管道内流速的近似恒定,进而保持管道压力和分布孔流量的稳定,来提高分布器布气均匀性。ACRIVOS^[6]指出增加管道横截面积可以减小流体平均速度,有助于压力损耗增加同时压力回升幅度会减小。WANG等^[20]认为要将摩擦耗损和压力回升的影响转化为结构参数及入口雷诺数的调控。

表 3 摩擦因数、压力回升系数及孔板阻力系数模型

Table 3 Models of friction coefficient, pressure recovery coefficient and resistance coefficient

文献	摩擦因数	压力回升系数	孔板系数
ACRIVOS 等 ^[6]	$f_i = f_0 U^{-1/4}$ f_0 为分布器第 1 个分布孔前侧管道的摩擦阻力系数; f_i 为第 i 个分布孔前侧管道的摩擦阻力系数; U 为无量纲形式的管道速度	0.6~0.8 之间的一个常数	—
KULKANI 等 ^[4]	$f_i = f_0 U^{-1/4}$	$K = 0.03Re^{0.3}Eu^{0.15}F_A^{0.012}\left(\frac{\Delta x}{d_0}\right)^{-0.49} \times \left(\frac{\Delta x}{L}\right)^{-0.05}$ K 为压力回升系数; Re 为 $\frac{\rho DV}{\mu}$; Eu 为 $\frac{2(P_{in} - P_{out})}{\rho v_{in}^2}$, P_{in} 为分布器入口处压力, P_{out} 为分布孔外侧用实力, v_{in} 为分布器入口速度, F_A 为分布器开孔率	$C = 0.018Re^{-0.016}Eu^{-0.328}\left(\frac{\Delta x}{d_0}\right)^{-1.63} \times F_A^{1.64}\left(\frac{\Delta x}{L}\right)^{0.79}$
BAILEY ^[5]	$\frac{1}{\sqrt{f_D}} = -2\lg\left(\frac{2.51}{Re\sqrt{f_D}}\right)$ f_D 为管道的摩擦阻力系数	$\varphi = 0.284 + 0.098 \lg\left(\frac{d}{D}\right)$ $C_r = 0.78 + \varphi \lg\left(\frac{v_1}{v_1 - v_2}\right)$ C_r 为压力回升系数; v_1 为分布孔前侧管道的流体速度; v_2 为分布孔后侧管道的流体速度	$C_d = 0.62 + 0.07\beta - 0.088\beta^2, \beta < 0.394$ $C_d = 0.63, \beta \geq 0.394$ $\beta = \lg\left[\lg\left(1 + \frac{p_1 + p_2}{v^2}\right)\right]$ C_d 为分布孔的孔板系数; p_1 为分布孔前侧的管道压力; p_2 为分布孔后侧的管道压力; v 为流体流经分布孔的速度
WANG 等 ^[19]	$\lambda = \frac{64}{Re}, Re < 2\ 200$ $\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}, 2\ 200 < Re < 10^5$ $\lambda = 0.0032 + \frac{0.221}{Re^{0.237}}, Re > 10^5$ λ 为管道的摩擦阻力系数	$k = \alpha + \beta \frac{\Delta w^2}{w^2}$ $\alpha \cong 0.5, \beta \cong 0.146, L/D = 20 \sim 30$ $\alpha \cong 0.6, \beta \cong 0.15, L/D = 30 \sim 40$ k 为压力回升系数; w^2 为管道中流体速度的平方; Δw^2 为流体管道速度平方的变化量	—
金涌等 ^[34]	—	$K = 0.6041 - 0.156 \frac{w_i^2 - w_{i+1}^2}{w_i^2}$ K 为压力回升系数; w_i 为分布孔前侧流体速度; w_{i+1} 为分布孔后侧的流体速度	(1) $\frac{q}{d} = 0.4 - 3.8, \zeta = a\left(\frac{u}{w}\right)^{-1.3} + C$ $a = 1.559 - 0.5\left(\frac{q}{d}\right) + 0.0516 \times \left(\frac{q}{d}\right)^2$ $C = 1.36 + 0.153\left(0.2 + \frac{q}{d}\right)^{-1.715}$ (2) $\frac{q}{d} > 3.8, \zeta = \left[0.404\left(\frac{u}{w}\right)^{-1.3} + 1.374\right] + \left[\lambda \frac{(q - 3.8d)}{d}\right]$ $\lambda = \left[1.14 - 2\lg\left(\frac{\Delta}{d}\right)\right]^{-2}, Re > 2\ 300$ $\lambda = \frac{64}{Re}, Re < 2\ 300$ q 为支管长度; d 为支管直径; ζ 为孔板系数; u 为流体流经支管的速度; w 为支管前侧管道的流体速度; λ 为管道的摩擦阻力系数; Δ 为管内壁面粗糙度

除分布器的调控之外,KULKANI 和 JOSHI^[36-37]还报道了分布器的设计步骤和不同类型分布器的评价。

5 结论及展望

(1)管式气体分布器对工业规模反应器性能具有显著影响。分布器主管压力分布是摩擦压降和压力回升竞争协调后的综合结果。分布器沿程分布孔的流量分布与主管压力分布趋势一致。通过计算和改变摩擦因数、压力回升系数和孔板阻力系数的值可以有效预测及调节分布器的布气行为。压力回升系数根本上是与分布孔前后动能或速度变化率相关,孔板阻力系数与单位动量流体的压降相关。在规定的操作条件及物性情况下,通过改变分布器的结构参数可以调节3个参量相对值。

(2)目前文献报道中大多是关于简单的单根分布器,而工业装置中为优化布气均匀性,合理使用分布器空间,减少死区,往往使用多环甚至是多级复杂分布器。复杂分布器的模型及不同环的分布规律和设计需要进一步考察。

(3)分布器布气均匀性对反应器性能影响显著。由于分布器结构比较复杂,反应器的 CFD 模拟中一般凭经验对分布器进行简化。这虽提高了反应器的模拟速度,但与分布器真实的布气状态差别较大。因此,利用理论模型得到分布器的流量分布规律,并将该分布作为反应器的入口条件,同时,将反应器计算的分布器压力分布作为分布器的出口条件,实现分布器与反应器的双相耦合,是解决这一矛盾的有效方法。

参考文献(References):

- [1] 王峻晔. 径向流体分布器的均布理论与射流组特性研究[D]. 上海:华东理工大学,1995:1-11.
WANG Junye. Theory of radial flow distributor and characteristics of a parallel-multiple jet[D]. Shanghai: East China University of Science and Technology, 1995:1-11.
- [2] 管小平. 大型鼓泡塔中布气方式与列管内构件对流动的影响[D]. 杭州:浙江大学,2015:56-69.
GUAN Xiaoping. Effects of gas distribution and pipe bundle on hydrodynamics of large bubble columns[D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2015:56-69.
- [3] 张晓方,冯留海,卜亿峰,等. 费托合成浆态床反应器结构与工程放大研究进展[J]. 石油化工高等学校学报,2018,31(5):3-12.
ZHANG Xiaofang, FENG Liuhai, BU Yifeng, et al. Development of fischer-tropsch slurry bubble column reactor on reactor structure and engineering Scale-Up[J]. Journal of Petrochemical Universities, 2018,31(5):3-12.
- [4] KULKARNI A V, ROY S S, JOSHI J B. Pressure and flow distribu-

tion in pipe and ring spargers: Experimental measurements and CFD simulation[J]. Chemical Engineering Journal, 2007, 133(1-3): 173-186.

- [5] BAILEY B J. Fluid-flow in perforated pipes[J]. Journal of Mechanical Engineering Science, 1975, 17(6): 338-347.
- [6] ACRIVOS A, BABCOCK B D, PIGFORD R L. Flow distributions in manifolds[J]. Chemical Engineering Science, 1959, 10(1-2): 112-124.
- [7] CROQUER S, VIEIRO J, CHACON C, et al. CFD multi-phase flow analysis across diverging manifolds: Application in the oil-gas industry[A]. Proceedings of the ASME 2014 International Mechanical Engineering Congress and Exposition[C]. 2014.
- [8] VEERA U P, JOSHI J B. Measurement of gas hold-up profiles in bubble column by gamma ray tomography-Effect of liquid phase properties[J]. Chemical Engineering Research & Design, 2000, 78(A3): 425-434.
- [9] 管小平,李兆奇,赵远方,等. 气体分布方式对带列管内构件的鼓泡塔流动规律的影响[J]. 化工学报,2014,65(9):3350-3356.
GUAN Xiaoping, LI Zhaoqi, ZHAO Yuanfang, et al. Impact of gas distributor configuration on hydrodynamics in bubble column with pipe internals[J]. CIESC Journal, 2014, 65(9): 3350-3356.
- [10] 赵远方,李兆奇,管小平,等. 列管内构件对鼓泡塔流动发展的影响[J]. 高校化学工程学报,2015,2(29):270-276.
ZHAO Yuanfang, LI Zhaoqi, GUAN Xiaoping, et al. Effects of pipe bundles on the sparger zone development in bubble columns[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2015, 29(2): 270-276.
- [11] 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]. Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal, 1986, 33(2): 63-69.
- [12] MICHELE V, HEMPEL D C. Liquid flow and phase holdup-measurement and CFD modeling for two-and three-phase bubble columns[J]. Chemical Engineering Science, 2002, 57(11): 1899-1908.
- [13] ONE B C, GUPTA P, YOUSSEF A, et al. Computed tomographic investigation of the influence of gas sparger design on gas hold-up distribution in a bubble column[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2009, 48(1): 58-68.
- [14] MCCLURE D D, WANG C, KAVANAGH J M, et al. Experimental investigation into the impact of sparger design on bubble columns at high superficial velocities[J]. Chemical Engineering Research & Design, 2016, 106: 205-213.
- [15] ZHANG X, ZHAI G, QIAN W, et al. Numerical simulation of effect of gas distributor on Fischer-Tropsch synthesis in fluidized-bed reactor[J]. Particuology, 2019, 45: 98-104.
- [16] ANWAR A A. Friction correction factors for center-pivots[J]. Journal of Irrigation and Drainage Engineering, 1999, 125(5): 280-286.
- [17] 王峻晔,葛晓陵,吴东棣. 分支流理论研究进展[J]. 力学进展, 1998, 28(3): 392-401.
WANG Junye, GE Xiaoling, WU Dongli. Progress for flow in mani-

- folds[J]. *Advances In Mechanics*, 1998, 28(3):392-401.
- [18] WANG J. Theory of flow distribution in manifolds[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2011, 168(3):1331-1345.
- [19] WANG J Y, GAO Z L, GAN G H, et al. Analytical solution of flow coefficients for a uniformly distributed porous channel[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2001, 84(1):1-6.
- [20] WANG J, PRIESTMAN G H, WU D. A theoretical model of uniform flow distribution for the admission of high-energy fluids to a surface steam condenser[J]. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power-Transactions of the Asme*, 2001, 123(2):472-475.
- [21] SATO R, MIYAYOSHI T, HAYASHI K, et al. Effects of azimuthal angle of aeration hole on flows inside and outside an air diffuser pipe[J]. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 2017, 89:90-97.
- [22] KULKARNI A V, BADGANDI S V, JOSHI J B. Design of ring and spider type spargers for bubble column reactor: Experimental measurements and CFD simulation of flow and weeping[J]. *Chemical Engineering Research & Design*, 2009, 87(12A):1612-1630.
- [23] GANDHI M S, GANGULI A A, JOSHI J B, et al. CFD simulation for steam distribution in header and tube assemblies[J]. *Chemical Engineering Research & Design*, 2012, 90(4):487-506.
- [24] WANG J, PRIESTMAN G H. Flow simulation in a complex fluidics using three turbulence models and unstructured grids[J]. *International Journal of Numerical Methods for Heat & Fluid Flow*, 2009, 19(3-4):484-500.
- [25] SUBASCHANDAR N, SAKTHIVEL G. Performance Improvement of a Typical Manifold using Computational Fluid Dynamics[A]. In 2016 7th International Conference on Mechanical, Industrial, and Manufacturing Technologies[C]. AbouElHossein, 2016, 54.
- [26] TOMOR A, KRISTOF G. Hydraulic loss of finite length dividing junctions[J]. *Journal of Fluids Engineering-Transactions of the Asme*, 2017, 139(3):31104.
- [27] SHI W B, YANG N, YANG X G. A kinetic inlet model for CFD simulation of large-scale bubble columns[J]. *Chemical Engineering Science*, 2017, 158:108-116.
- [28] SHU S L, ZHANG J C, YANG N. GPU-accelerated transient lattice Boltzmann simulation of bubble column reactors[J]. *Chemical Engineering Science*, 2020, 214:1-10.
- [29] KULKARNI A V. Design of a pipe/ring type of sparger for a bubble column reactor[J]. *Chemical Engineering & Technology*, 2010, 33(6):1015-1022.
- [30] 徐俊, 秦新潮, 李晓曼, 等. 流化床管式分布器内流场模拟和布气性能分析[J]. *化工学报*, 2010, 61(9):2280-2286.
- XU Jun, QIN Xinchao, LI Xiaoman, et al. Flow field simulation and distribution performance analysis of a gas pipe distributor in fluidized bed[J]. *CIESC Journal*, 2010, 61(9):2280-2286.
- [31] BAJURA R A. A Model for Flow Distribution in Manifolds[J]. *Journal of Engineering for Power*, 1971:7-12.
- [32] KUBO T, UEDA T. On the characteristics of divided flow and confluent flow in headers[J]. *Bulletin of JSME*, 1969, 12(52):802-809.
- [33] CHOU H T, LEI H C. Outflow uniformity along a continuous manifold[J]. *Journal of Hydraulic Engineering-Asce*, 2008, 134(9):1383-1388.
- [34] 金涌, 余芷青, 孙竹范, 等. 流化床多管式气流分布器的研究(II)分布器设计参数的确定[J]. *化工学报*, 1984, 3(2):203-213.
- JIN Yong, YU Zhiqing, SUN Zhufan, et al. Investigations on branched pipe distributors for fluidized beds(II) Determination of design parameters for branched pipe distributors[J]. *CIESC Journal*, 1984, 3(2):203-213.
- [35] CZETANY L, SZANTHO Z, LANG P. Rectangular supply ducts with varying cross section providing uniform air distribution[J]. *Applied Thermal Engineering*, 2017, 115:141-151.
- [36] KULKANI A V, JOSHI J B. Design and selection of sparger for bubble column reactor. Part I: Performance of different spargers[J]. *Chemical Engineering Research & Design*, 2011, 89(10A):1972-1985.
- [37] KULKANI A V, JOSHI J B. Design and selection of sparger for bubble column reactor. Part I; Part II: Optimum sparger type and design[J]. *Chemical Engineering Research & Design*, 2011, 89(10A):1986-1995.