

研究论文

DOI: 10.11949/0438-1157.20210871

文丘里卷吸型气液分配器液体分配性能的结构参数研究

莫哈阳^{1,2}, 雍玉梅², 张广积², 于康², 陈文强², 杨超^{1,2}

(1 中国矿业大学(北京)化学与环境工程学院, 北京 100083; 2 中国科学院过程工程研究所, 北京 100190)

摘要: 为了改善滴流床用的内卷吸型气液分配器的液体分散差的现象, 提出了一种文丘里卷吸型气液分配器, 并对其结构参数进行了参数化研究, 定量认识卷吸型分配器的结构参数对其气液分配性能的影响。在冷态实验装置上进行了文丘里卷吸型气液分配器性能实验, 建立了耦合群体平衡模型的欧拉-欧拉两相流模型, 数值模拟了文丘里卷吸型气液分配器气液两相分配流动过程。冷模实验结合数值模拟, 系统性考察了各结构参数对卷吸型气液分配器的液体分布均匀性、喷淋半径以及压降的影响。结果表明, 采用具备缩-扩结构的文丘里管作为降液管能够有效提升卷吸型分配器的分布均匀度和喷淋半径, 并显著降低压降。通过正交试验, 获得了主要结构参数与分配性能的相关性, 给出了结构参数与性能指标的经验关联式。降液管的扩张段是改善液体分配性能的关键结构, 其扩张角为 30° 时液体分配性能最好。

关键词: 气液分配器; 滴流床反应器; 两相流; 计算流体力学; 数值模拟

中图分类号: TQ 028.8

文献标志码: A

文章编号: 0438-1157 (2021) 12-6241-13

Study on the effects of structural parameters of bubble-cap distributor with Venturi downcomer on the liquid distribution performance

MO Hanyang^{1,2}, YONG Yumei², ZHANG Guangji², YU Kang², CHEN Wenqiang², YANG Chao^{1,2}

(¹ School of Chemical & Environmental Engineering, China University of Mining and Technology-Beijing, Beijing 100083, China; ² Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Science, Beijing 100190, China)

Abstract: In order to improve the liquid center aggregation of bubble-cap typed gas-liquid distributor in trickle bed reactor and investigate the relationship between structural parameters and performance of liquid distribution, a new gas-liquid distributor with the Venturi downcomer was designed while the effect of its structure parameters on the distribution quality was explored. A cold experimental bench was established, and the performance of the new gas-liquid distributor was verified. Euler-Euler-PBE mathematical model was built up and validated to simulate the gas-liquid flow in the new gas-liquid distributor. Combining the experimental and numerical data, the effect of the structure parameters on pressure drop, liquid distribution, and spray area was analyzed systematically. The results show that the use of a Venturi with a shrink-and-expansion structure as a downcomer can effectively improve the distribution uniformity and spray radius of the entrainment type distributor, and significantly reduce the pressure drop. Based on the orthogonal cases numerically, the significance of main structure parameters was

收稿日期: 2021-06-28 修回日期: 2021-08-30

通信作者: 雍玉梅(1973—), 女, 博士, 研究员, ymyong@ipe.ac.cn

第一作者: 莫哈阳(1994—), 男, 博士研究生, mohanyang@ipe.ac.cn

基金项目: 国家重点研发计划项目(2019YFC1904204); 国家自然科学基金项目(21978297, 21776283, 91934301)

引用本文: 莫哈阳, 雍玉梅, 张广积, 于康, 陈文强, 杨超. 文丘里卷吸型气液分配器液体分配性能的结构参数研究[J]. 化工学报, 2021, 72(12): 6241-6253

Citation: MO Hanyang, YONG Yumei, ZHANG Guangji, YU Kang, CHEN Wenqiang, YANG Chao. Study on the effects of structural parameters of bubble-cap distributor with Venturi downcomer on the liquid distribution performance[J]. CIESC Journal, 2021, 72(12): 6241-6253

clarified, and empirical correlations of the distribution performance with structural parameters were obtained. The expansion section of the downcomer is a key structure to improve the liquid distribution performance, and the liquid distribution performance is the best when the expansion angle is 30° .

Key words: gas-liquid distributor; trickle-bed reactor; two-phase flow; computational fluid dynamics; numerical simulation

引 言

气液分配器是滴流床反应器中的重要内构件,以确保液体能够均匀分布到整个反应器截面上,使填充的催化剂颗粒能够均匀接触到反应物,达到设计要求的反应效率^[1-3]。按照气液接触机理不同,目前的气液分配器可分为卷吸型^[4]、溢流型^[5]和混合型^[6]。不同类型分配器拥有不同的分配性能、操作弹性、压降等特点。卷吸型分配器是利用泡帽下端条缝附近的高速气流将液体卷吸,经过环隙再流入降液管,最终喷射分布至填料床层的一类分配器^[7]。由于在泡帽中形成了较大的速度和方向改变,它的液滴雾化效果较好,操作弹性大,能抵抗分配塔板倾斜和上层来料不均和推浪等问题^[8]。然而,液体的中心汇聚现象一直是卷吸型气液分配器难以解决的缺陷。被气相夹带的液体在上升至脱离环隙并流入降液管时会经历一次向内侧的 180° 流动方向变化,这使得所有液体的速度方向均指向中心,从而非常容易在降液管中心集聚,并形成非常稳定的液柱,既不利于液体的均布,其持有的高动能还会给填充床最上层的填装颗粒带来磨损^[9]。

也有人尝试通过加设额外内件结构的方式来缓解这个问题。王少兵等^[10]通过在卷吸分配器上开设小泡帽,缓解了中心汇聚,但对液层卷吸效果有明显削弱;张兵等^[11]在降液管上均布圆孔,同时在降液管内部加设布液管,加大了分配器内部的液体通量和气液混合效率。然而,很少有系统的卷吸型气液分配器的结构因素与分配性能关系的研究成果,滴流床气液分配器的工程设计还没有通用的设计准则^[12-13]。实验是探索反应器内构件分配性能的有效途径^[14],通常需要 γ 射线、X射线、涡管测速器或高速摄影机等来获取液速分布数据^[15-17]。但实验效率低、费用高、耗时长,且无法捕捉内构件内的流场及相含率分布细节。

近年来,有许多采用计算流体力学(CFD)模拟反应器内构件的研究^[14,18-19]。欧拉-欧拉多相模型是一种描述相含率高且界面不明显的气液两相流动

的有效方法。Jain等^[20]采用欧拉-欧拉模型对简化后的带有分配器的气液分配盘板进行模拟,初步预测了气液两相在分配器中的分布方式。Martínez等^[21]采用欧拉-欧拉模型对单个卷吸型气液分配器进行模拟,计算得到的液体分布结果与实验测量基本吻合,证明了欧拉-欧拉数学模型用于内构件强化的可靠性。然而,欧拉-欧拉模型因为无法描述卷吸型气液分配器内液滴的聚并与破碎,会影响气液卷吸流动模拟的准确性。群体平衡(population balance equation, PBE)模型是一种描述离散相颗粒直径分布随主体流动变化的数学模型^[22],可与欧拉-欧拉模型耦合,准确描述液滴粒径变化对多相流动的影响。结合实验与先进的数值模拟,利用各自优势,能够形成高效、准确的气液分配器研发流程。

本文基于卷吸型分配器的结构特征,提出了一种新型文丘里降液管卷吸型气液分配器。首先搭建了气液分配器性能实验装置,通过冷态实验验证新型气液分配器的性能优劣;其次建立耦合群体平衡模型的欧拉-欧拉两相流模型,与冷态实验进行模型和程序有效性的验证。按正交试验设计安排实验工况,用数值模拟方法对卷吸型分配器结构参数的显著程度进行了系统研究,并给出主要几何参数与气液分配器性能的经验关联式。研究成果可为工程上卷吸型气液分配器的结构优化与设计提供指导。

1 冷模气液分配器实验装置及流程

1.1 冷模实验流程

气液分配器的研究通常是着眼于单个气液分配器单元的液体分配性能。本文搭建了单个气液分配器单元的冷模实验装置台,实验流程见图1。

冷模实验选用 25°C 下的空气-水体系,空气通过气体压缩机打入,并通过转子流量计调节流量;水直接取用当地自来水,通过提前校正并设置好流量的微量液体泵打入。气液两股流体在T形管内混合,最后通过气液入口导管进入直径为 0.30 m 的密封完好的实验容器内,气体在容器内均布,液体在

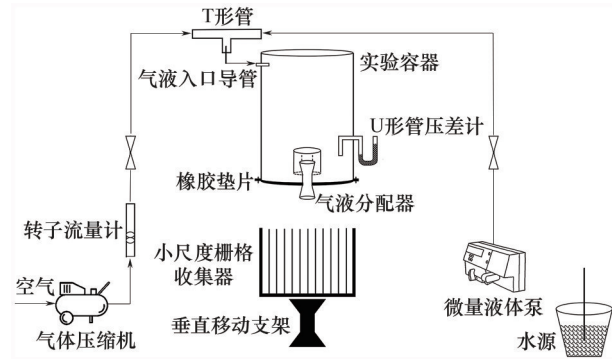


图1 气液分配器的液体分布性能冷模实验流程示意图

Fig.1 Schematic diagram of cold-flow experiment of performance test on gas-liquid distributor

重力作用下在容器底部形成一定厚度的液层。待液层高度逐渐上升,气液分配器在压力差的推动下开始工作,高速气体卷吸最靠近分配器的液层进入分配器内部,参与气液混合。在分配器下侧布置一个可上下移动的栅格收集器,用于捕捉从分配器出口喷出的分散液滴[图2(a)]。

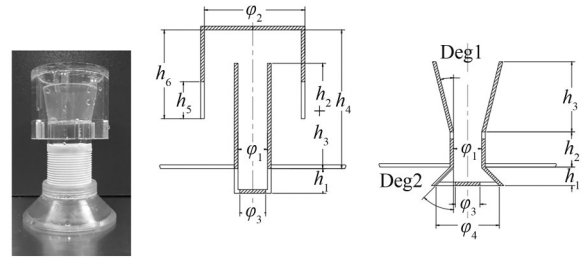
1.2 新型气液分配器的结构

加工了最常见的 Union Oil 卷吸型、本文提出的采用文丘里降液管的溢流型与采用文丘里降液管的卷吸型(下文统一称为新型分配器)三种气液分配器,分别见图2(b)~(d)。新型分配器是近期由作者团队提出的将直筒型降液管改进为具备缩-扩形状的文丘里管降液管的卷吸型分配器^[23]。文丘里降液管的两端敞开,侧壁为向内凹陷的弧形,其两端的直径大于其中间部位的直径。泡帽结构可以设计为直筒形或相似于降液管形,出口设计有碎叶板,强化液体再次分散。图2(d)显示了这种分配器的结构简图,并对分配器的主要结构参数进行了标识。降液管直径 φ_1 作为特征参数,除缩径角 Deg1、扩张角 Deg2 之外的其他所有结构参数均基于 φ_1 进行无量纲化。

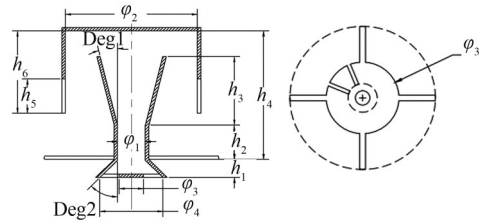
气液分配器冷模实验装置完全由亚克力板制成,其中降液管与泡帽采用3根细支架固定;降液管与实验容器、降液管与扩孔段均采用螺纹和生胶带固定密封。

图2中所示三类分配器的所有结构参数和实验

条件标准值见表1。Union Oil 卷吸型分配器[图2(b)]和采用文丘里降液管的溢流型分配器[图2(c)]在和新型分配器相同的结构上(如降液管直径 φ_1 、花板直径 φ_3 等)采用完全相同的参数,以确保后续分配器类型对比实验的结论可靠性。对于不同的结构特征(比如 Union Oil 卷吸型的泡帽直径 φ_2),则以对应位置速度相等的原则来确定。



(a)分配器装配图 (b)Union Oil 型分配器 (c)文丘里降液管溢流型分配器



(d) 文丘里降液管卷吸型分配器

图2 三种类型的气液分配器实验装备图结构示意图

Fig.2 Schematic of three types of G-L distributor

φ_1 —降液管直径; φ_2 —泡帽直径; φ_3 —碎液板直径; φ_4 —降液管扩张段直径; h_1 —降液管扩张高度; h_2 —降液管喉管高度; h_3 —降液管缩径段高度; h_4 —分配器总高度; h_5 —条缝高度; h_6 —泡帽高度;Deg1—缩径角;Deg2—扩张角

本文以2万吨对苯二甲酸二甲酯(dimethyl terephthalate, DMT)加氢工艺中的滴流床反应器为背景,根据其气液分配塔板的开孔数换算得到单个气液分配器单元的气液流量,并根据降液管处雷诺数相等($Re_g=18975.57$; $Re_l=2594.71$)原则进行换算,得到降液管内速度9.17 m/s,环隙最大速度13.17 m/s、最小速度7.41 m/s,然后进一步换算得到实验气体流量18 m³/h,实验液体流量0.1522 m³/h。

本文采用小尺度栅格液体收集器来采集液体分布数据。它是一种外径为360 mm的容器,并以15 mm为间隔,内置高度为300 mm、厚度为3 mm的方形排布栅格,用于接收不同位置的液体。在实验

表1 气液分配器标准结构和工况参数

Table 1 Standard structural and operation parameters of G-L distributor

φ_1/mm	φ_2/mm	φ_3/mm	φ_4/mm	h_1/mm	h_2/mm	h_3/mm	h_4/mm	n_s	w	h_5/mm	h_6/mm	Deg1/(°)	Deg2/(°)	$U_g/(\text{m}^3/\text{h})$	$U_l/(\text{m}^3/\text{h})$
30	50	27	53	20	29	29	66	6	3	16	65	10	45	18.0000	0.1522

注:1. n_s 为条缝数, w 为条缝宽度。2. U_g 和 U_l 分别为实验气体和液体流量。3. 所有部件的壁厚均为5 mm。

结束后,通过量取所有栅格中的液位,可得知气液分配器在指定截面上的液体分配均匀程度。

如图1所示流程,对 $\varphi_1=30$ mm的新型分配器重复进行两次实验,液体收集器顶端距离分配器出口135 mm,集液计时约为30 s,以液体分布结果进行核对。图3显示了两次实验在 $X=0$ mm位置上沿 Y 方向的液体速度分布。两次实验测得的速度分布非常相近,实验系统误差为1.45%,表明冷模实验系统的可重复性良好。

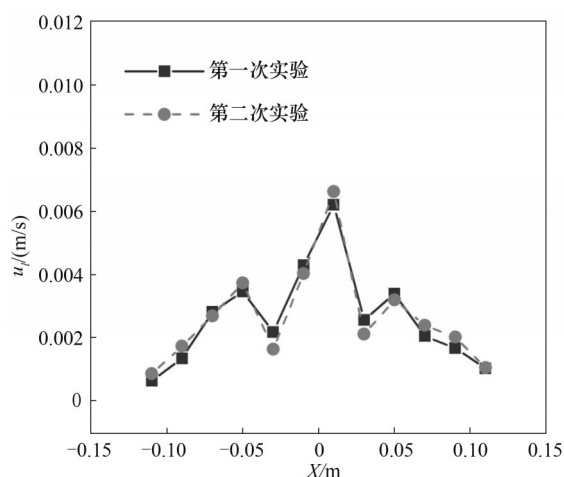


图3 实验可重复性验证(新型分配器, $\varphi_1=30$ mm, $U_g=18$ m³/h, $U_l=0.1522$ m³/h)

Fig.3 Validation on repeatability of cold-flow model experiment (new G-L distributor, $\varphi_1=30$ mm, $U_g=18$ m³/h, $U_l=0.1522$ m³/h)

2 计算流体力学数值模拟方法及正交试验设计

本文建立起耦合PBE的欧拉-欧拉两相流模型,用冷模实验对所建数学模型进行验证,而后基于验证后的模型,对气液分配器内液体分配的性能进行数值模拟。采用数值模拟与实验的方式对气液分配器结构进行系统性研究,用最小代价进行新型气液分配器的研发。

2.1 欧拉-欧拉多相模型

本文采用ANSYS Fluent v15.0内置的欧拉-欧拉(Euler-Euler)多相模型来描述气液分配器内部及出口侧的气液两相流动。欧拉-欧拉多相模型不直接刻画相界面,认为第二相“溶解”在第一相中参与流动,然后根据气液两相流体的滑移速度来计算相间曳力。欧拉-欧拉模型计算对宏观上相界面不明显的流动体系可以展现出较高的可靠性^[24-25]。

在使用欧拉-欧拉模型求解气液两相流动时,气液两相流体分别拥有各自的速度场,共享一个压力场。式(1)和式(2)分别为欧拉-欧拉模型的连续性方程和动量方程。

连续性方程:

$$\frac{\partial(\alpha_q \rho_q)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_q u_q \rho_q)}{\partial x_j} = 0 \quad (1)$$

动量方程:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_q \rho_q u_q)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_q \rho_q u_{jq} u_{jq})}{\partial x_j} = & -\alpha_q \frac{\partial P}{\partial x_j} + \\ & \frac{\partial \left(\alpha_q \mu_q \left(\frac{\partial u_{jq}}{\partial x_j} + \frac{\partial u_{jq}}{\partial x_i} \right) \right)}{\partial x_j} + K_{gl} (u_g - u_l) + \alpha_q \rho_q g + F_b \end{aligned} \quad (2)$$

式(2)中, K_{gl} 为气液两相滑移速度的系数项,其计算方法为:

$$K_{gl} = \frac{\rho_l F_D}{6\tau_l} d_l A \quad (3)$$

$$F_D = \frac{C_D}{24} Re_{slip} = \frac{C_D}{24} \times \frac{\rho_l d_l (U_g - U_l)}{\mu_l} \quad (4)$$

$$\begin{cases} C_D = \frac{24}{Re_{slip}} & Re < 1 \\ C_D = \frac{24}{Re_{slip}} (1 + 0.1 Re_{slip}^{0.75}) & 1 \leq Re \leq 1000 \\ C_D = \frac{2}{3} \left(\frac{d_l}{\sqrt{\sigma/g(\rho_l - \rho_g)}} \right) \left(\frac{1 + 17.67(1 - \alpha_l)^{18/7}}{18.67(1 - \alpha_l)^3} \right)^2 & Re \geq 1000 \end{cases} \quad (5)$$

$$\tau_l = \frac{\rho_l d_l^2}{18\mu_{eff}} \quad (6)$$

其中, σ 为气液界面表面张力; μ_{eff} 是有效黏度; d_l 为液相颗粒直径,可通过实验采集液滴数据将其指定为常数或关联式。本文曾尝试采用指定粒径为常数的方式进行模拟,但在与冷模实验进行验证时发现单纯的欧拉-欧拉两相流模型很难获得准确的液体分布。因为液层被气相卷吸至分配器中并破碎为液滴时存在明显的粒径变小的现象,而单独使用欧拉-欧拉模型无法体现这一过程。因此,本文将群体平衡模型耦合欧拉-欧拉两相流模型中,体现液滴粒径分布对液体分布的影响。

2.2 群体平衡模型

群体平衡(population balance equation, PBE)模型是一种描述颗粒相粒径分布时空变化的模型方法,常用于流化床^[26]和分配盘板的模拟^[27],但目前未见将其用于填充床内气液分配器单元的文献。本文通过使用PBE模型,获得液滴粒径 d_l 在整个气液分配器计算区域内的变化和分布,用于欧拉-欧拉模

型的数值模拟,进而更准确地预估气液两相在分配器内及出口的分布。

PBE模型中描述粒径分布的最常用方法是QMOM方法(quadrature method of moments)^[28]。然而,使用QMOM方法需要获得气液入口处的准确液滴粒径分布,用于计算 n 阶分布矩。本文所设计的实验装置无法获取这些信息,故本文采用了最为直观的离散分布法。不同于QMOM方法,离散分布法只需要输入粒径分布的上下限范围和各个档的液滴数量所占比例作为初始条件就可以开始计算。

本文将离散PBE的阶数 n 设置为8,给定液滴的粒径分布范围为0.40~2.20 mm,并给定入口处的平均液滴半径为1.76 mm。

在离散PBE模型中,将第 n 档液滴的直径设定为 d_n ,其液滴粒径数量分布比 $r_{l,n}$ 的传输方程见式(7):

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_{l,n}\rho_l) + \nabla \cdot (r_{l,n}\rho_l \mathbf{u}_l) = \rho_l V_n (B_{br,n} - D_{br,n}) \quad (7)$$

其中, $B_{br,n}$ 和 $D_{br,n}$ 分别为由第 $n+1$ 档的液滴破碎而使第 n 档液滴占比提升的速率和由当前一档的液滴破碎而使自身占比降低的速率。 $B_{br,n}$ 和 $D_{br,n}$ 的计算方法分别见式(8)和式(9):

$$B_{br,n} = \sum_{k=n+1, n \neq N}^N \Omega_B(V_k, V_n) + \sum_{k=n+1, n \neq N}^N x_{n+1,k} \Omega_B(V_{n+1}, V_k) + \sum_{k=n+1, n \neq N}^N (1 - x_{n+1,k}) \Omega_B(V_n, V_k), \quad n = 1, \dots, N \quad (8)$$

$$D_{br,n} = \sum_{k=1}^{n-1} \Omega_B(V_n, V_k), \quad n = 2, \dots, N \quad (9)$$

其中, Ω_B 是颗粒的破碎速率,本文采用Luo破碎模型来计算液滴在气液分配器中的破碎速率^[29]。在求解式(7)~式(9)获得每一档内的液滴分布占比后,就可以通过式(10)求得Sauter平均粒径 d_{32} 。

$$d_{32} = \frac{\sum_{n=1}^N (r_{l,n} d_n^3)}{\sum_{n=1}^N (r_{l,n} d_n^2)} \quad (10)$$

获得 d_{32} 后,将其代替式(3)、式(5)和式(6)中的 d_l ,即可实现PBE模型与欧拉-欧拉模型的耦合。

2.3 计算域、边界条件和网格划分策略

本文从滴流床反应器的分配塔板上选取一块分配器单元,先采用Solidworks 2018对气液分配器的计算区域进行三维几何建模,并提前布置好液体分布监控面[图4(a)],然后将几何模型导入ICEMCFD,采用混合区块策略对几何体进行混合网格的建立和边界条件的设定[图4(b)、(c)]。气液分配器单元位于计算域的最上方,分配器出口设置超过30倍 φ_1 高度的远场,以消除回流对液体分配结果的影响。

对于边界条件,本文在入口处采用气液两相的速度入口,出口处采用压力出口,其他墙壁全部处理为无滑移墙壁。在模拟初始化时先人为填充一层一定厚度的液面以减小计算量。随着卷吸过程的进行,液面会逐渐趋于一个稳定的高度,并待分配器操作稳定后不再变化。

混合网格,指的是结构化网格(规则排列的正六面体网格)与非结构化网格(不规则排列的异形网格)的一种组合。通常而言,结构化网格能使流场计算取得更精准的结果,但只有简单的几何结构容易进行网格结构化划分。对于很难进行结构化网格划分的或划分网格数巨大的复杂结构,只能采用贴体的非结构化网格进行过渡。

对于气液分配器,其复杂结构在于降液管部分的花板结构[图4(b)],若采用结构化网格划分,结构网格数量大于300万,其计算代价工程应用很难接

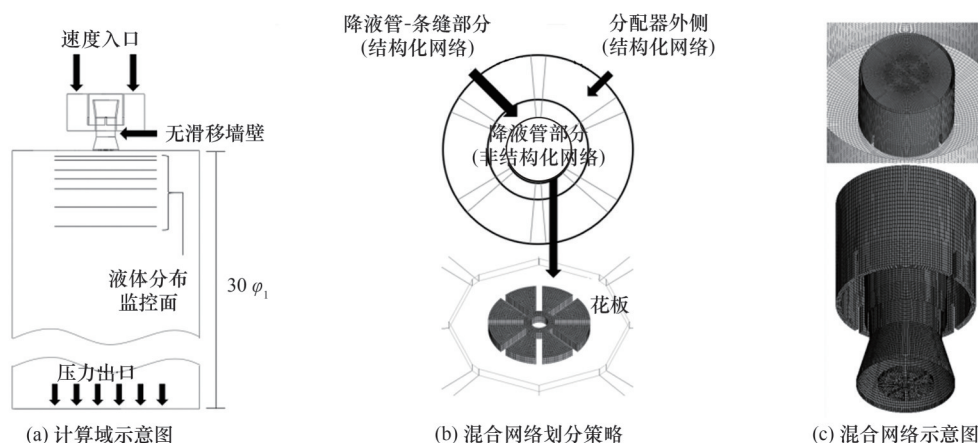


图4 气液分配器网格划分

Fig.4 Mesh configuration of G-L distributor in simulations

受。本文对降液管区域采用非结构化网格,其他区域采用正六面体结构化网格。

非结构化网格有较多种类,本文采用的非结构网格是一种正六面体与五面体棱柱网格组合的扫掠型网格。这种网格能够平稳实现结构性网格和非结构性网格的过渡,在高度方向上能够保持正交性质,因此比常用的四面体网格直接过渡具备更好的网格质量。

2.4 网格无关性验证

本文对计算区域内网格无关性进行验证。如图5所示,一共设计了3种不同网格划分方案进行模拟计算,对喷淋高度为0.135 m处的液体速度分布进行三种网格划分方案的比较。结果显示,当网格数达到910000后,速度分布曲线随网格数的变化很小。为了节省计算资源,本文选择910000网格划分方案。

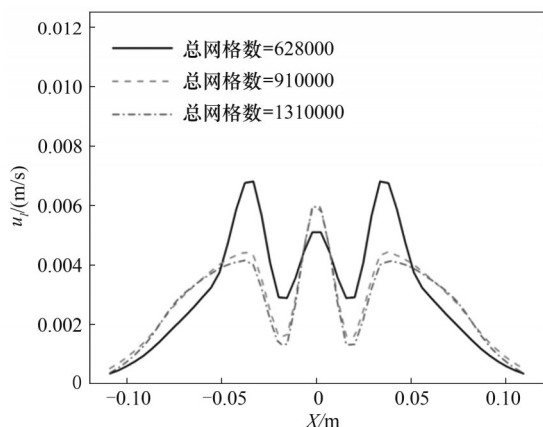


图5 Euler-PBE模型的网格无关性验证(新型分配器, $\varphi_1=30$ mm, $U_g=18$ m³/h, $U_l=0.1522$ m³/h)

Fig.5 Mesh independence test on Euler-PBE model with experimental data (new G-L distributor, $\varphi_1=30$ mm, $U_g=18$ m³/h, $U_l=0.1522$ m³/h)

3 液体分布性能评估方法

3.1 分布不均匀度

利用液体速度分布的变异系数(coefficient of variance, CoV)来代表气液分配器的分布性能^[30]。CoV的定义式为:

$$\text{CoV} = \frac{\sqrt{\frac{\sum (u_i - \bar{u}_l)^2}{N}}}{\bar{u}_l} \quad (10)$$

其中, u_i 代表当地液速; $\bar{u}_l$ 为平均当地液速。在冷模实验中, u_i 通过一定时间内各个栅格捕获的液

体含量换算得到;在数值模拟中, u_i 可以通过读取各网格点的信息直接得到。

CoV的数学意义是标准差与均值的商。因此, CoV越大代表分布越不均匀,反之亦然。

3.2 喷淋半径

喷淋半径是评估气液分配器性能的指标之一,关系到气液分配器在盘板上的排列布置的设计^[31]。目前尚未有文献清晰定义喷淋半径的计算方法。本文提出利用阈值的阶跃函数来获取离散采样范围的喷淋面积(S_c),据此计算当量喷淋半径 R_c :

$$R_c = \sqrt{\frac{S_c}{\pi}} = \sqrt{\frac{\sum (\varepsilon(u_{\text{eff}})A)}{\pi}} \quad (11)$$

其中, A 是每个采样区域的面积; $\varepsilon(u_{\text{eff}})$ 是间断点 u_{eff} 的阶跃函数; u_{eff} 是需要设置的阈值。通过统计所有采样点的 u_{eff} 是否大于所设阈值,大于阈值则将当地采样面积加和进喷淋面积 S_c 中。 $\varepsilon(u_{\text{eff}})$ 的物理含义是:当局部液速大于阈值 u_{eff} 时,阶跃函数 $\varepsilon(u_{\text{eff}})$ 取1,代表采样当地处有液体覆盖;反之,则代表液体没有覆盖,或液体量少至不足以使该区域的液量得到累积。最后,在认为气液分配器的喷淋形状是一个类圆形的假设上,再将得到的 S_c 换算为当量喷淋半径 R_c 。 $\varepsilon(u_{\text{eff}})$ 的表达式见式(12)。

$$\varepsilon(u_{\text{eff}}) = \begin{cases} 1, & u_i \geq u_{\text{eff}} \\ 0, & u_i < u_{\text{eff}} \end{cases} \quad (12)$$

可见, u_{eff} 的选取直接影响了喷淋半径的大小。在冷模实验上,本文定义 u_{eff} 为累积1%的集液管高度所对应的当地液速。1%集液管高度是冷模实验中液体含量的测量下限,将该值换算为液相速度,就可以确定 u_{eff} 。也可以将 u_{eff} 的选取理解为当某一处的液速低于最高液速100倍时,认为液体没有覆盖到该处。由此,可以看出 u_{eff} 与取样时间无关。由于冷模实验和数值模拟都采用液体速度进行评价,因此两种方法沿用了同一个 u_{eff} 。

3.3 压力降

压力降(ΔP)是指气液两相流体通过气液分配器时造成的动能损失,优选的气液分配器应该具备高分配性能、低压力降的特点。在数值模拟和冷模实验中,气液分配器的压力降都可通过计算出入口的压力差来获取。

4 结果分析与讨论

4.1 冷模实验数据分析

4.1.1 不同种类分配器的液体分布性能比较 首

先通过实验进行三种气液分配器比较,评价新型气液分配器性能的优劣。图6给出了三种气液分配器(φ_1 均为30 mm)在流动距离为0.135 m处的液速分布云图。每张云图上标注了喷淋半径(R_c),并用虚线圈示意了喷淋面积。

由图6可见,Union Oil卷吸型气液分配器的液速分布在中心部分很大,而周围较小,代表中心汇聚现象最为严重,喷淋半径最低, $R_c=0.0961$ m。采用文丘里降液管的溢流型气液分配器和新型气液分配器的中心汇聚得到缓解,喷淋半径也比Union Oil卷吸型的稍大。采用文丘里降液管的溢流型和新型气液分配器的性能都优于Union Oil卷吸型气液分配器,说明文丘里降液管是液体分布性能改善的关键结构。

图7显示了三种气液分配器的压力降和在流动距离为0.135 m处的CoV和 R_c 。相比Union Oil型气液分配器,新型气液分配器的压降低,气液分布更均匀,喷淋半径更大。

由图6、图7可知,无论是对于溢流型还是卷吸型,采用新设计的文丘里降液管均明显减弱了中心汇流,其分配性能比采用直降液管的Union Oil型气液分配器都更好。

4.1.2 气液比对液体分布性能的影响 在滴流床加氢反应器运行时,其操作条件会根据床层温度在一定范围上进行调整。本文通过调节气速,使气液比在98~138的范围内变化,检验新型分配器在工艺操作条件下的操作弹性。

图8显示了新型分配器在不同实验气液比(分别为 $U_g=14.4, 18.0, 21.6$ m³/h并固定 $U_l=0.1522$ m³/h)下的压力降和在流动距离为0.135 m处的CoV和 R_c 。可见,本文提出的新型分配器在气液比发生一定程度改变时,液体的分配性能不会发生显著变化,这说明新型气液分配器的稳定操作弹性良好。

4.1.3 扩孔角度对液体分布性能的影响 文丘里降液管是本文提出的新型气液分配器区别于常规卷吸型的主要结构特性,其中扩张段的扩孔角度决定了气液混合流体离开降液管的喷射角度。因此,本文冷模实验测试不同角度的扩孔对新型分配器性能的影响。

图9显示了在 $U_g=18$ m³/h, $U_l=0.1522$ m³/h,扩孔角度 $\text{Deg}2=30^\circ$ 、 45° 和不加装扩孔的情况下新型气液分配器的液体分配性能。 $\text{Deg}2=30^\circ$ 时所对应的气液分配器的液体的CoV最低、 R_c 最高;而当 $\text{Deg}2=$

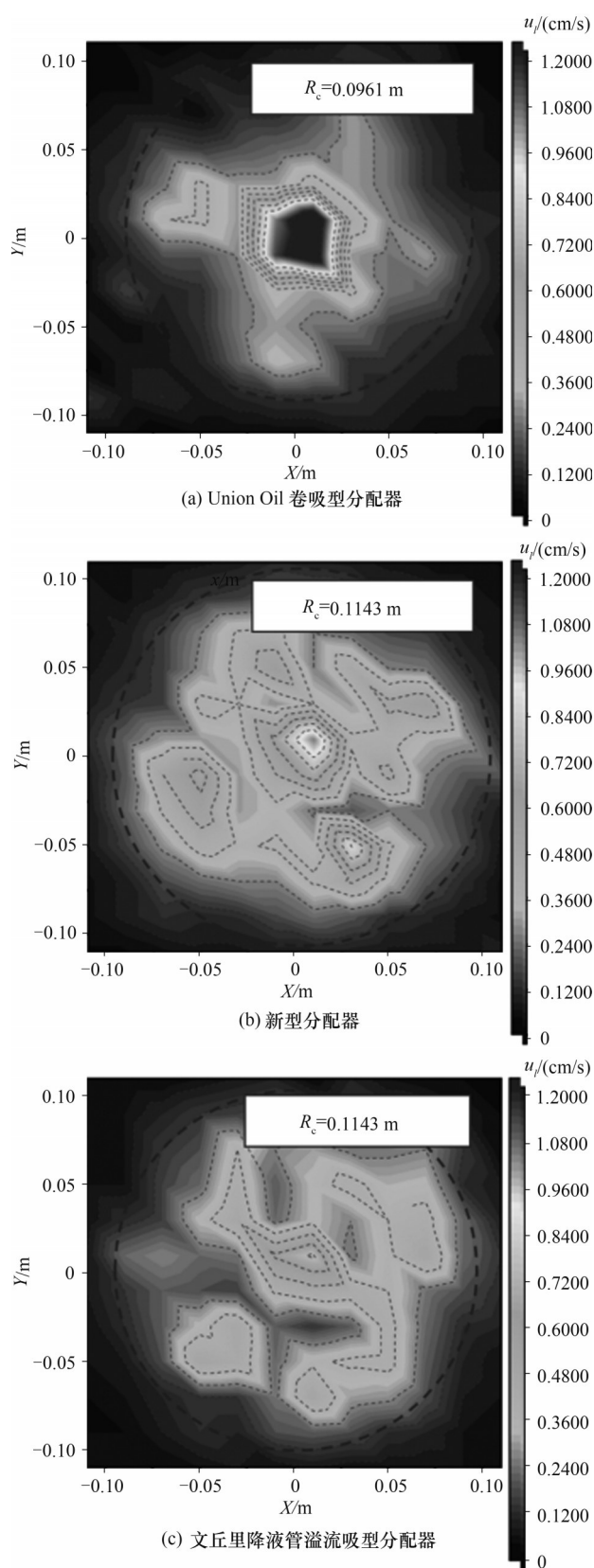


图6 不同气液分配器($\varphi_1=30$ mm)在流动距离0.135 m处的液体速度分布云图

Fig.6 Contours of liquid velocity distribution at flow distance of 0.135 m of different types of G-L distributor ($\varphi_1=30$ mm)

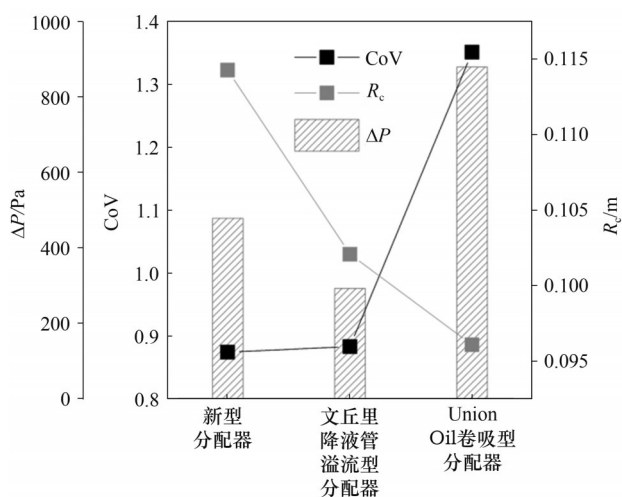


图7 不同气液分配器($\varphi_1=30$ mm)的压力降和流动距离0.135 m处的液相 CoV 和 R_c

Fig.7 ΔP , CoV and R_c of different G-L distributor ($\varphi_1=30$ mm) at flow distance of 0.135 m

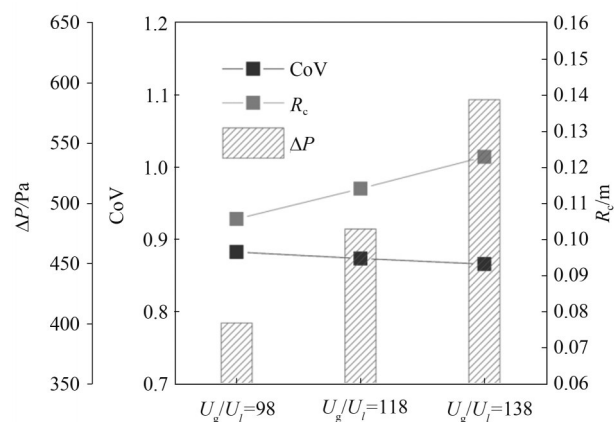


图8 不同气液比(U_g/U_l)下的压力降和流动距离0.135 m处的液相 CoV 和 R_c ($U_g=14.4 \sim 21.6$ m³/h, $U_l=0.1522$ m³/h)

Fig.8 ΔP , CoV and R_c under different U_g/U_l at flow distance of 0.135 m ($U_g=14.4 \sim 21.6$ m³/h, $U_l=0.1522$ m³/h)

45°, CoV 和 R_c 反而出现了逆向趋势,在扩孔处可能发生了边界层分离,气体不具备足够的径向动能,裹挟液滴向外围运动分布。后面的模拟工作中证实了这个现象。

4.2 数值模拟数据分析

4.2.1 数学模型的验证 实验验证了本文所提出的新型气液分配器性能的优势,为了认识新型气液分配器的几何参数对其性能的定量关系,本文接下来采用数值模拟方法对不同结构参数的新型分配器进行研究,以减少实验时间和费用。首先本文验证所建耦合 PBE 的欧拉-欧拉流体模型的可靠性。

图 10 给出了两种数学模型的数值模拟和冷模实验获得截面液速分布。由图可见,仅用欧拉-欧拉

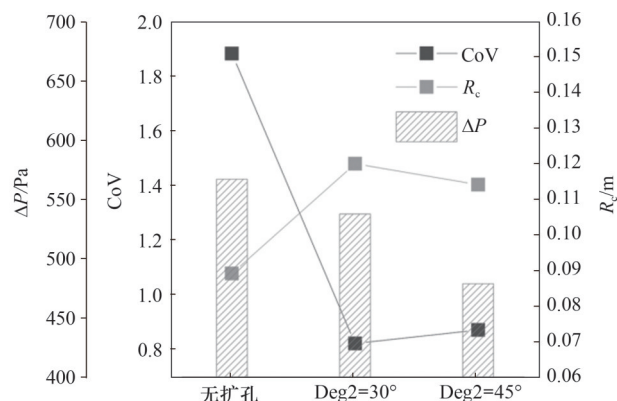


图9 不同扩孔角度(Deg2)的压力降和流动距离0.135 m处的液相 CoV 和 R_c

Fig.9 ΔP , CoV and R_c of different Deg2 at flow distance of 0.135 m

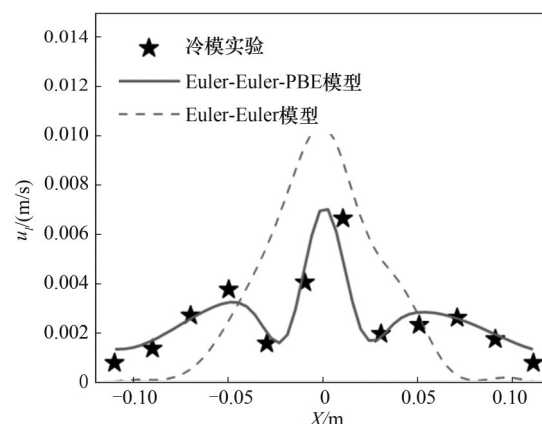


图10 数值模拟与冷模实验在流动距离0.135 m处的 U_l 验证

Fig.10 Comparison of U_l profiles based on numerical simulation and experimental data at flow distance of 0.135 m

模型进行计算的分布值与实验结果相差较远,没有捕捉到两个小峰;而采用欧拉-欧拉模型与 PBE 模型耦合的模拟值与实验值吻合较好,说明在模拟气液分配器内气液流动过程时有必要引入 PBE 模型,通过描述液滴的粒径,获得更准确的液体分布。

4.2.2 PBE 计算液滴粒径分布 本文采用离散 PBE 模型来描述卷吸型气液分配器内部的液滴粒径分布。离散 PBE 需要给定入口边界处的粒径分布组成和粒径的变化范围。由于实验无法准确获取分配器内部的液滴粒径变化范围,本文假设入口处液体初始直径为 2.20 mm。

图 11(a)显示了 PBE 模型耦合欧拉-欧拉模型的计算结果,展示了液滴粒径在分配器内的等值面分布。可见,液层在被气体夹带卷吸至泡帽内时,液滴粒径显著下降;然后又随着降液管中的流动进一步下降。图 11(b)显示了通过 PBE 模型计算的分配

器出口液滴粒径分布。可知分配器出口处的液滴平均粒径为0.98 mm,比入口处的2.20 mm有着显著降低,同时也与文献值较为接近,符合卷吸型气液分配器内液滴卷吸破裂聚并过程。

4.2.3 正交工况设计 为了探究新型气液分配器结构参数对分配性能的贡献程度,并对新型卷吸型气液分配器的设计提出指导,本文使用SPSSAU在线正交试验设计软件设计了9因素3水平的正交模拟工况,见表2。为了和实验加工件保持一致,所有壁面厚度均为5 mm。

4.2.4 新型气液分配器几何结构参数的显著性分析 在已验证的数学模型基础上,针对表2所示的正交工况开展了模拟实验,研究新型气液分配器不同几何结构参数对CoV、 R_c 及压降的影响程度。

图12显示了所有正交试验样本中液体分布的最优和最劣性能的水平配置(分别为表2中的实验1和实验2),结果显示,在表2的水平配置下设计新型气液分配器,其性能会在本文设计的工况范围内出现差异,如CoV的变化范围在0.77~2.53, R_c 的变化范围在0.12~0.05 m。这说明在工程上仍存在较大的研发新型气液分配器和优化已有气液分配器的必要性,因为其性能还有较大的提升空间。

图13显示了9个因素对CoV、 R_c 及压降的相关显著程度。条缝高度、泡帽高度、扩孔角度、花板直径对CoV和 R_c 的相关性都比较显著;而泡帽直径、降液管高、变径角度和扩径角度对压降显著。同时,CoV和 R_c 有着高度的一致性,强化液体分布的均匀性也会增大喷淋半径,扩径角度对CoV和 R_c 显著

表2 气液分配器模拟工况设计(L27(3,9))

Table 2 Orthogonal experiments of numerical simulation on G-L distributor(L27(3,9))

实验序号	φ_2/mm	$(h_2+h_3)/\text{mm}$	$\alpha/(\circ)$	n_s	h_5/mm	w	$(h_4-h_6)/\text{mm}$	Deg2/ $(\circ)$	φ_3/mm
1	50	21+29	7.5	4	13	2.5	9	15	23
2	50	21+29	7.5	6	16	3	17	45	31
3	50	21+29	7.5	8	19	3.5	13	30	27
4	50	28+29	15.12	4	16	3.5	9	30	31
5	50	28+29	15.12	6	19	2.5	17	15	27
6	50	28+29	15.12	8	13	3	13	45	23
7	50	35+29	10.12	4	19	3	9	45	27
8	50	35+29	10.12	6	13	3.5	17	30	23
9	50	35+29	10.12	8	16	2.5	13	15	31
10	53	21+29	15.12	4	19	3	17	30	23
11	53	21+29	15.12	6	13	3.5	13	15	31
12	53	21+29	15.12	8	16	2.5	9	45	27
13	53	28+29	10.12	4	13	2.5	17	45	31
14	53	28+29	10.12	6	16	3	13	30	27
15	53	28+29	10.12	8	19	3.5	9	15	23
16	53	35+29	7.5	4	16	3.5	17	15	27
17	53	35+29	7.5	6	19	2.5	13	45	23
18	53	35+29	7.5	8	13	3	9	30	31
19	56	21+29	10.12	4	16	3.5	13	45	23
20	56	21+29	10.12	6	19	2.5	9	30	31
21	56	21+29	10.12	8	13	3	17	15	27
22	56	28+29	7.5	4	19	3	13	15	31
23	56	28+29	7.5	6	13	3.5	9	45	27
24	56	28+29	7.5	8	16	2.5	17	30	23
25	56	35+29	15.12	4	13	2.5	13	30	27
26	56	35+29	15.12	6	16	3	9	15	23
27	56	35+29	15.12	8	19	3.5	17	45	31

注: h_4-h_6 为泡帽高度; h_2+h_3 为降液管高度。

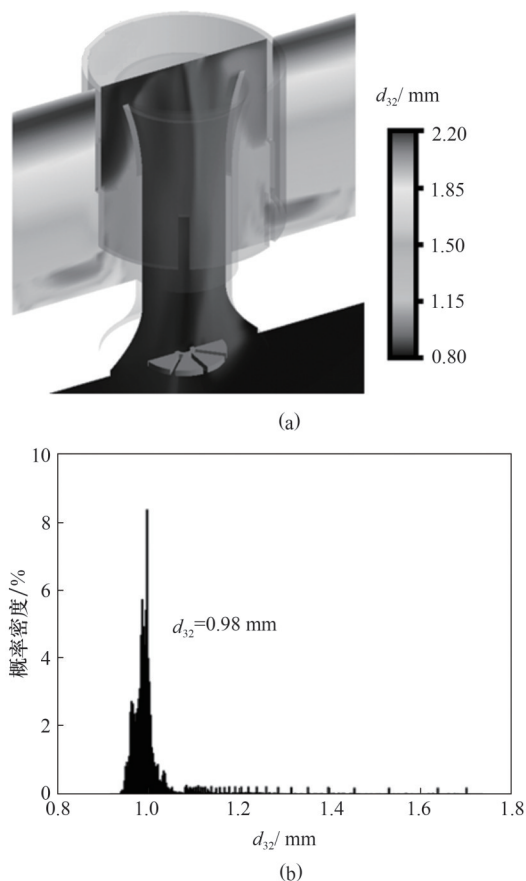
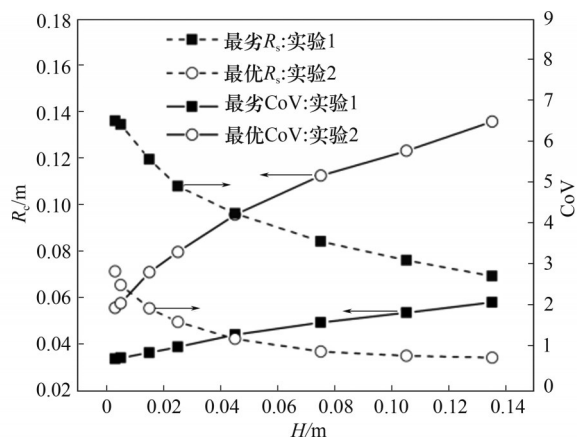


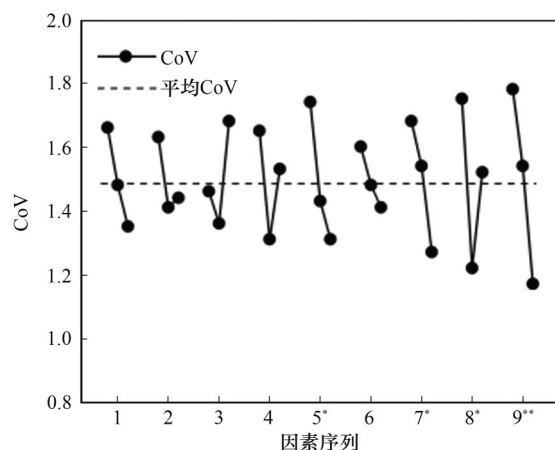
图11 液滴粒径在卷吸型分配器内的分布

Fig.11 Distribution of droplet size in bubble cap distributor

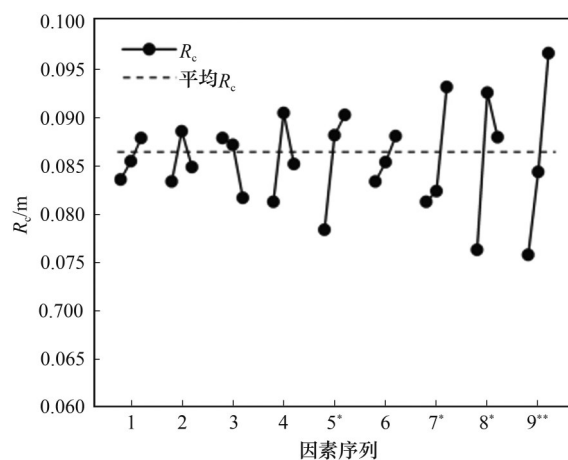
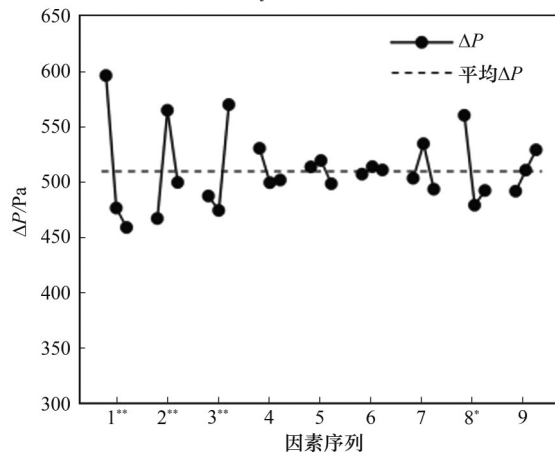
图12 正交样本下的最优与最劣 CoV 与 R_c 变化曲线Fig.12 Best and worst profiles of R_c and CoV in orthogonal experiments

的因素,扩径角度 $\text{Deg}2=30^\circ$ 时, R_c 最大、CoV 和压降最低。

在冷模实验中,扩径角度 $\text{Deg}2=30^\circ$ 的液体分布性能明显好于其他扩径角度,本文认为这是因为当 $\text{Deg}2$ 超过 30° 时出现了边界层分离现象。图14显示了 $\text{Deg}2=15^\circ$ 、 30° 和 45° 时的扩张角结构和对应的



(a) CoV 的显著性因素分布

(b) R_c 的因素显著性分布(c) ΔP 的因素显著性分布图13 CoV、 R_c 与压力降的因素显著性Fig.13 Main effect plots response for CoV, R_c , and ΔP

1—泡帽直径;2—降液管高;3—变径角度;4—一条缝数量;5—一条缝高度;6—一条缝宽度;7—泡帽高度;8—扩孔角度;9—花板直径;

*—显著 ($p < 0.05$); **—非常显著 ($p < 0.01$)

气相流线。 $\text{Deg}2=15^\circ$ 时气相流线在扩张处比较光滑,但受结构所限无法向径向外侧运动; $\text{Deg}2=30^\circ$ 时气相流线在扩张处虽然存在非常不明显的旋涡,

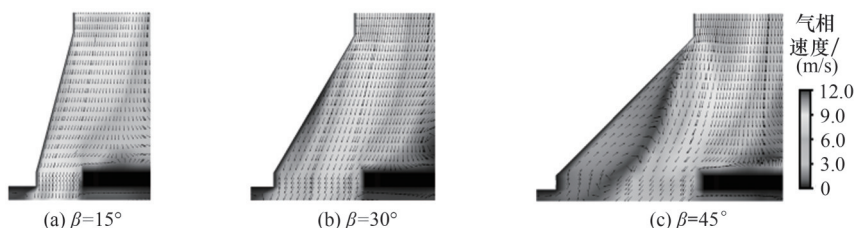


图14 不同Deg2的扩张段内部的气相速度矢量分布

Fig.14 Vector of gas phase velocity in expanding part with different Deg2

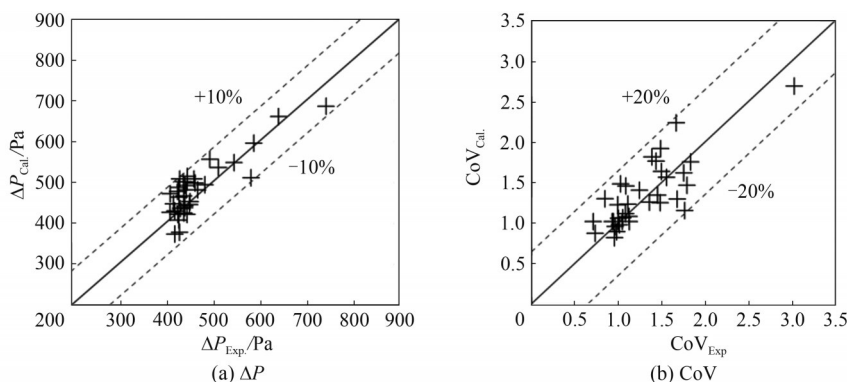


图15 CoV与压力降的经验关联式计算值与实验值的对比

Fig.15 Comparison of empirical and experimental data on CoV and ΔP

但能够相对平滑地向外运动;Deg2=45°时在扩张处则存在明显的逆向流旋涡,代表边界层分离现象的出现。结合数值模拟和冷模实验结果,说明边界层分离现象的出现不利于气相裹挟液滴向外运动,在设计扩张段角度时应进行规避。

4.3 分布变异系数与压降的经验关联式

为了获得正交工况的定量成果,本文通过多元非线性拟合的方法,对新型气液分配器的压降和液体分布的变异系数 CoV 进行了显著因素的经验关联式拟合 $Re_g=15180.46\sim 22770.68$ 且 $Re_l=2075.768\sim 3113.652$:

$$\Delta P = 251.68 \times \left(\frac{\varphi_2}{\varphi_1} \right)^{-2.51} \left(\frac{h_2 + h_3}{\varphi_1} \right)^{0.23} \left(\frac{\text{Deg1}}{30} \right)^{0.25} \left(\frac{\text{Deg2}}{30} \right)^{-0.14} \left(\frac{\varphi_3}{\varphi_1} \right)^{0.26} \left(\frac{Re_g}{Re_l} \right)^{1.12} \quad (12)$$

$$\text{CoV} = 0.08 \times \left(\frac{h_5}{\varphi_1} \right)^{-0.88} \left(\frac{h_4 - h_6}{\varphi_1} \right)^{-0.33} \left(-0.26 \times \sin \left(\left(\frac{\text{Deg2}}{30} \right)^2 \right) + 0.87 \right) \left(\frac{\varphi_3}{\varphi_1} \right)^{-1.28} \left(\frac{Re_g}{Re_l} \right)^{-0.06} \quad (13)$$

图15给出了使用式(12)和式(13)的计算值与实验值的对比。可见, ΔP 和 CoV 的所有数据点都落在了误差范围内。 ΔP 的误差更小,而 CoV 的误差更大一些。式(12)和式(13)可为气液分配器设计和优化

提供充分的理论支持和依据。

5 结 论

本文提出了一种具有文丘里降液管的新型卷吸型气液分配器,搭建了气液分配器性能实验冷态装置,进行了新型气液分配器性能实验;建立了耦合群体平衡模型的欧拉-欧拉两相流模型,数值模拟了文丘里卷吸型气液分配器气液两相分配流动过程。实验和数值模拟结合,系统性考察了各结构参数对卷吸型气液分配器性能的影响。主要结论如下。

(1)冷模实验证明本文提出的新型文丘里降液管卷吸型气液分配器,其气液分配性能要明显好于常见的 Union Oil 卷吸型分配器。

(2)使用耦合 PBE 的欧拉-欧拉模型能够获得卷吸型气液分配器内更准确的气液分布。

(3)冷模实验和数值模拟表明:文丘里降液管结构是改善气液分布性能的关键,降液管扩张角度 Deg2=30° 时对液体分布最有利。

(4)正交工况模拟结果表明:分布均匀度与喷淋半径的大小存在一致性,良好的分布均匀度意味着更大的喷淋半径;条缝高度、泡帽高度、扩孔角度、花板直径对 CoV 和 Re_c 的相关性都比较显著;而泡帽直

径、降液管高、变径角度和扩径角度对压降显著。

(5) 基于实验和数值模拟获得数据, 拟合新型气液分配器压降和液体分布的变异系数的关联式, 其相对误差限分别为10%和20%, 处于工程设计可接受的范围。

符 号 说 明

- A —— 采样区域面积, m^2
- $B_{br,n}$ —— 由第 $n+1$ 档的液滴破碎导致的第 n 档液滴数量分布比增加的速率, $\text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$
- C_D —— 曳力系数
- CoV —— 液速分布的不均匀系数
- $D_{br,n}$ —— 由第 n 档的液滴破碎导致的第 n 档液滴数量分布比减小的速率, $\text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$
- $Deg1$ —— 气液分配器中的文丘里管缩径段角度, $(^\circ)$
- $Deg2$ —— 气液分配器中的文丘里管扩张段角度, $(^\circ)$
- d_i —— 液相粒径, m
- F_D —— 曳力
- H —— 液相离开气液分配器出口的距离, m
- h —— 气液分配器中的长度结构参数, m
- $K_{e,l}$ —— 相间动量交换系数, $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$
- N —— 样本数量
- p —— 当地压力
- $r_{l,n}$ —— 第 n 档的液滴数量占总液滴数量分布的比值
- R_c —— 喷淋半径, m
- Re_g, Re_l, Re_{slip} —— 分别为气相、液相和滑移雷诺数
- S_c —— 喷淋面积, m^2
- u_{eff} —— 阈值液相速率, m/s
- u_g, u_l —— 分别为当地的气速、液速, m/s
- V_n —— 第 n 档的液滴体积, m^3
- α_g, α_l —— 分别为当地的气液相含率
- μ_q —— 第 q 相黏率
- ρ_g, ρ_l —— 分别为气、液相密度, kg/m^3
- τ_l —— 液相松弛时间, s
- φ —— 气液分配器中的直径结构参数, m
- 下角标**
- i —— 笛卡尔坐标系下的任意方向
- j —— 与 i 方向正交的任意方向
- $\max$ —— 最大值
- $\min$ —— 最小值
- n —— PBE模型中第 n 档
- q —— 任意相, $q=g$ 为气相, $q=l$ 为液相

参考文献

[1] Singh B K, Jain E, Buwa V V. Feasibility of electrical resistance tomography for measurements of liquid holdup distribution in a trickle bed reactor[J]. Chemical Engineering Journal, 2019, **358**:

564–579.

- [2] Dang-Vu T, Doan H D, Lohi A, et al. A new liquid distribution factor and local mass transfer coefficient in a random packed bed [J]. Chemical Engineering Journal, 2006, **123**(3): 81–91.
- [3] Maiti R N, Nigam K D P. Gas – liquid distributors for trickle-bed reactors: a review[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2007, **46**(19): 6164–6182.
- [4] Y. 阿鲁恩, F. 巴泽尔-巴希, F. 奥吉耶, 等. 装有对水平度缺失很不敏感的分配元件的气液混合物的分配器盘: 103906563B [P]. 2016–12–28.
- Yacine H, Frederic B B, Frederic A, et al. Distributor plate for gas/liquid mixture equipped with distributor elements largely insensitive to the lack of horizontality: 103906563B[P]. 2016–12–28.
- [5] 孙凤侠, 刘俊涛, 刘国强. 滴流床反应组件: 205235933U[P]. 2016–05–18.
- Sun F X, Liu J T, Liu G Q. Trickle bed reaction subassembly: 205235933U[P]. 2016–05–18.
- [6] 周秋成, 张相平. 一种壳式气液混合器及一种壳式气液分配器: 208449276U[P]. 2019–02–01.
- Zhou Q C, Zhang X P. Shell type gas –liquid mixer and shell type gas –liquid distributor: 208449276U[P]. 2019–02–01.
- [7] 蔡连波. BL型气液分配器的试验研究[J]. 石油化工设备, 2009, **38**(2): 1–4.
- Cai L B. Experimental study on BL type vapor–liquid distributor [J]. Petro–Chemical Equipment, 2009, **38**(2): 1–4.
- [8] 佟博, 陈宇宁. 加氢反应器中气液分配器的发展与应用[J]. 当代化工研究, 2018(6): 111–112.
- Tong B, Chen Y N. Development and application of gas–liquid distributor in hydrogenation reactor[J]. Modern Chemical Research, 2018(6): 111–112.
- [9] 王岩, 彭德强, 李欣, 等. 新型气液分配器在加氢反应器的应用[J]. 当代化工, 2016, **45**(9): 2147–2149.
- Wang Y, Peng D Q, Li X, et al. Application of new gas–liquid distributor in hydrogenation reactors[J]. Contemporary Chemical Industry, 2016, **45**(9): 2147–2149.
- [10] 王少兵, 张占柱, 曾祥根, 等. 一种抽吸分流型气液分配器: 2757911Y[P]. 2006–02–15.
- Wang S B, Zhang Z Z, Zeng X G, et al. Suction split flow type gas liquid distributor: 2757911Y[P]. 2006–02–15.
- [11] 张兵, 李建明, 阮杰, 等. 滴流床反应装置气液分布器: 205042449U[P]. 2016–02–24.
- Zhang B, Li J M, Ruan J, et al. Trickle bed reaction unit gas – liquid distributor: 205042449U[P]. 2016–02–24.
- [12] Sie S T, Krishna R. Process development and scale up(III): Scale-up and scale-down of trickle bed processes[J]. Reviews in Chemical Engineering, 1998, **14**(3): 203–252.
- [13] Al-Dahhan M H, Larachi F, Dudukovic M P, et al. High-pressure trickle-bed reactors: a review[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1997, **36**(8): 3292–3314.
- [14] 王少兵, 张占柱, 毛俊义. 新型气液分配器的开发与应用[J]. 计算机与应用化学, 2016, **33**(3): 287–291.
- Wang S B, Zhang Z Z, Mao J Y. Development and application of the novel gas–liquid distributor[J]. Computers and Applied Chemistry, 2016, **33**(3): 287–291.
- [15] Marchot P, Toye D, Crine M, et al. Investigation of liquid maldistribution in packed columns by X-ray tomography[J]. Chemical Engineering Research and Design, 1999, **77**(6): 511–518.

- [16] Sederman A J, Gladden L F. Magnetic resonance imaging as a quantitative probe of gas-liquid distribution and wetting efficiency in trickle-bed reactors[J]. *Chemical Engineering Science*, 2001, **56**(8): 2615-2628.
- [17] Tyagi P, Buwa V V. Experimental characterization of dense gas-liquid flow in a bubble column using voidage probes[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2017, **308**: 912-928.
- [18] 侯亚飞, 李伟, 柳士开, 等. 加氢反应器气液分配器数值模拟与结构优化[J]. *石油炼制与化工*, 2018, **49**(5): 97-102.
Hou Y F, Li W, Liu S K, et al. Numerical simulation and structure optimization of distributor in hydrogenation reactor[J]. *Petroleum Processing and Petrochemicals*, 2018, **49**(5): 97-102.
- [19] 范勇, 荣蕾, 聂永广, 等. 加氢反应器气液分配盘数值模拟[J]. *化学反应工程与工艺*, 2017, **33**(4): 349-355.
Fan Y, Rong L, Nie Y G, et al. Numerical simulation of gas-liquid distribution plate in hydrogenation reactor[J]. *Chemical Reaction Engineering and Technology*, 2017, **33**(4): 349-355.
- [20] Jain E, Sau M, Buwa V V. Eulerian simulations of liquid distribution generated by chimney and bubble cap distributors[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2021, **421**: 127799.
- [21] Martínez M, Pallares J, López J, et al. Numerical simulation of the liquid distribution in a trickle-bed reactor[J]. *Chemical Engineering Science*, 2012, **76**: 49-57.
- [22] Bazer-Bachi F, Haroun Y, Augier F, et al. Experimental evaluation of distributor technologies for trickle-bed reactors[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2013, **52**(32): 11189-11197.
- [23] 雍玉梅, 杨超, 莫啥呀, 等. 一种降液管及抽吸型、溢流型、混合型气液分配器: 112546967A[P]. 2021-03-26.
Yong Y M, Yang C, Mo H Y, et al. Downcomer, suction type gas-liquid distributor, overflow type gas-liquid distributor and mixed type gas-liquid distributor: 112546967A[P]. 2021-03-26.
- [24] Solomenko Z, Haroun Y, Fourati M, et al. Liquid spreading in trickle-bed reactors: experiments and numerical simulations using Eulerian-Eulerian two-fluid approach[J]. *Chemical Engineering Science*, 2015, **126**: 698-710.
- [25] Zhang L, Gao G H, Sui H, et al. CFD simulation and experimental validation of fluid flow in pre-distributor[J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2011, **19**(5): 815-820.
- [26] Akbari V, Borhani T N G, Godini H R, et al. Model-based analysis of the impact of the distributor on the hydrodynamic performance of industrial polydisperse gas phase fluidized bed polymerization reactors[J]. *Powder Technology*, 2014, **267**: 398-411.
- [27] Akbari V, Nejad Ghaffar Borhani T, Aramesh R, et al. Evaluation of hydrodynamic behavior of the perforated gas distributor of industrial gas phase polymerization reactor using CFD-PBM coupled model[J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2015, **82**: 344-361.
- [28] McGraw R. Description of aerosol dynamics by the quadrature method of moments[J]. *Aerosol Science and Technology*, 1997, **27**(2): 255-265.
- [29] Lehr F, Millies M, Mewes D. Bubble-size distributions and flow fields in bubble columns[J]. *AIChE Journal*, 2002, **48**(11): 2426-2443.
- [30] Hanusch F, Künzler M, Renner M, et al. Liquid distributor design for random packed columns[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2019, **147**: 689-698.
- [31] Moore F, Rukovena F. Liquid and gas distribution in commercial packed towers[J]. *Chem. Plants & Processing*, 1987, **8**: 11-15.