

# 一种新型隔板塔气体分配器的性能研究

李春利<sup>1,2\*</sup>, 马帅明<sup>1</sup>, 姜挺<sup>1</sup>, 闫磊<sup>1</sup>, 李东川<sup>1</sup>

(1.河北工业大学化工学院, 天津 300130;

2.化工节能过程集成与资源利用国家地方联合工程实验室, 天津 300130)

**摘要:**提出了一种新型的隔板塔气体分配装置, 运用计算流体力学(CFD)建立了三维模型, 采用双欧拉均相多相流模型对此装置进行了模拟。同时, 搭建了此装置的实验流程, 将此装置对于隔板两侧气体分配的效果与实验数据进行对比, 验证建立的CFD模型。结果表明, 模型的模拟结果与实验结果吻合较好, 此新型隔板塔气相分配装置能够调节隔板两侧的气相流量。

**关键词:**隔板塔; 气体分配; 计算流体力学; 模型

中图分类号: TQ028.13

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2018)02-0198-04

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2018.02.048

## Study on performance of a new gas distributor for dividing wall column

LI Chun-li<sup>1,2\*</sup>, MA Shuai-ming<sup>1</sup>, JIANG Ting<sup>1</sup>, YAN Lei<sup>1</sup>, LI Dong-chuan<sup>1</sup>

(1.School of Chemical Engineering, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China;

2.National-Local Joint Engineering Laboratory for Energy Conservation of Chemical Process Integration and Resources Utilization, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China)

**Abstract:** A new type of gas distributor for dividing wall column is proposed. A three-dimensional model is established by using computational fluid dynamics (CFD) and the double Eulerian homogeneous multiphase flow model is used to simulate this gas distributor. At the same time, the experimental process of this distributor is set up. The effect of this distributor on the gas distribution on both sides of the partition is compared with the experimental data to verify the established CFD model. The results show that the simulation results of the model are in good agreement with the experimental results. This new type of gas distributor for dividing wall column can adjust the gaseous phase flow on both sides of the partition.

**Key words:** dividing wall column; gas distribution; computational fluid dynamics; model

隔板塔从概念提出到工业应用, 经历很长一段发展时期, 究其原因主要是热耦合引起的系统复杂度增加, 给设计、操作和控制等方面带来严重困难。其中隔板塔内部互联气液流股的分配及实现就是一个非常重要的影响因素<sup>[1-5]</sup>。研究表明, 液体和气体分配比存在一个优化操作区, 在该区域内操作对应于最低能耗。如果隔板塔未在最优化气液分配比下运行, 则节能优势就会变弱甚至完全丧失<sup>[6-7]</sup>。本文中提出了一种新型的隔板塔气体分配装置, 进行了实验研究与数值计算。

果, 在两相接触表面产生一定的曳力, 此曳力随气速的增加而不断增大。喷淋密度一定时, 单位高度填料层的压降随着气速的增加而变大; 同样, 当空塔气速一定时, 随着液体喷淋密度的增大填料层的压降也在逐渐变大<sup>[8]</sup>。

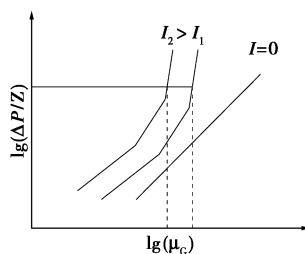


图1 填料层压降随气速变化关系图

## 1 冷模实验

### 1.1 气体分配装置的工作原理及结构

图1为气体通过填料层压降随气速变化关系图, 由图1可以发现, 在干填料的情况下, 当气体通过填料床层时, 压降与气速在双对数坐标上呈直线关系。当液体以一定的喷淋密度自填料层顶部喷淋时, 液体靠重力的作用沿填料的表面形成一个润湿的液膜, 自上而下流动, 由于两相间相互流动的结果,

目前大多数隔板塔的气相分配比往往是在设计阶段已经确定, 但是由于在操作过程中预分馏段以及主分馏段两侧的压降是相同的, 故而隔板的液相分配比变化会导致隔板两侧的气体流量不同。由图1可以发现, 当预分馏段的液体喷淋密度大于主分馏段时, 由于隔板两侧压降相同, 使得预分馏段的气

收稿日期: 2017-08-27; 修回日期: 2017-12-08

基金项目: 化工分离系统能效分析与能量集成研究(16964502D); 热集成变压精馏系统高效节能的研究与控制(16214505D)

作者简介: 李春利(1963-), 男, 博士, 教授, 主要从事化工过程节能与集成的研究, 通讯联系人, 022-60202246, ctstmashuaiming@163.com。

体量少于主分馏段,最终结果是预分馏段的液体量增多,但是气体量却减少,严重影响了两相间的气液传质过程,降低了整个隔板塔的分离效率。基于原理研发了一种隔板塔的气相调配装置,如图2所示为此装置的三维图形,装置主要由升气管道、调节板以及气体分布器组成,同时在隔板一侧开矩形孔,在升气管道所在塔板上存有一定液位高度的液体。当左侧预分馏段的喷淋密度增加时,由于隔板两侧压降相同的关系使得左侧的气体量减少,此时可以提高液位高度,增大气体进入主塔段的局部阻力,导致主塔段的压降增大,塔系统提高预分馏段的压降,故而使得进入预分馏段的气体量自动增加,加强了气液两相传质。

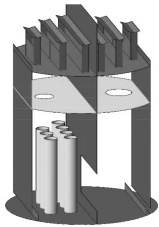
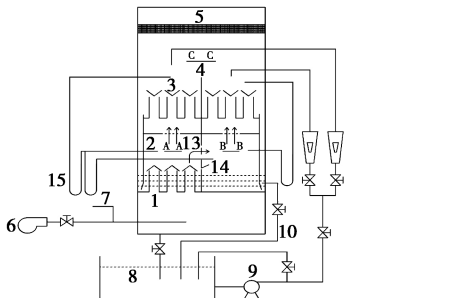


图2 隔板塔气体分配模型图

## 1.2 实验装置

利用此新型装置搭建了实验操作流程。流程如图3所示,搭建了一套直径600 mm的隔板塔,整个塔以空气-水为物系。进气管道上装有补偿型微压计7,液体由离心泵输送到塔内,而塔板上的液位高度则由调节阀10来控制。调节板2主要是测量隔板两侧的气体流量。同时调节板上装有气体分布器3,使得气体分布均匀。对于液位高度的测量则由升气板上连有液位计,而整个塔的压降由U型管压差计测量。

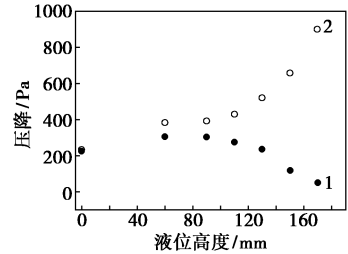


1—升气管道;2—调节板;3—气体分布器;4—隔板;5—除沫器;  
6—离心式通风机;7—补偿型微压计;8—水槽;9—离心泵;  
10—回流管道;11—转子流量计;12—进水管;13—气体流向;  
14—矩形孔;15—U型管压差计

图3 隔板塔气体分配器试验装置

## 2 实验结果

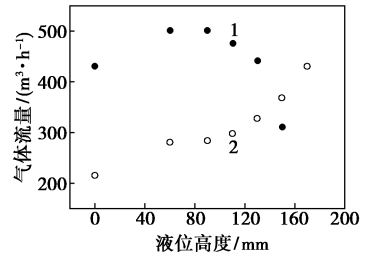
首先是对隔板两侧的压降进行了研究,基于伯努利方程可得隔板塔两侧的压降是一样的( $\Delta P_{A-C} = \Delta P_{A-B} + \Delta P_{B-C}$ )。实验过程中对不同液位高度隔板两侧的压降进行了测量。如图4所示,为空塔动能因子  $F_0 = 1.0、1.2 \text{ m}/[\text{s}(\text{kg}/\text{m}^3)^{0.5}]$  时隔板两侧的压降图。



1—主塔段;2—预分馏段

图4 两侧压降随液位高度变化图

由图4得知,随着液位高度的增加,预分馏段的压降越来越大,由于进入主塔段的气体量越来越少,导致主塔段的压降越来越小。基于此规律,可以发现通过此装置可以调节隔板两侧的压降。同样通过调节液位的高度,得到了隔板两侧的气体流量图,如图5所示,可以发现随着液位高度的升高,预分馏段的气体流量在逐渐升高,而主塔段的流量在逐渐降低,当预分馏段的喷淋密度增大时可以调节液位高度使得预分馏段的气体量增加,此装置对于隔板两侧气体流量的调节起到了一定作用。



1—主塔段;2—预分馏段

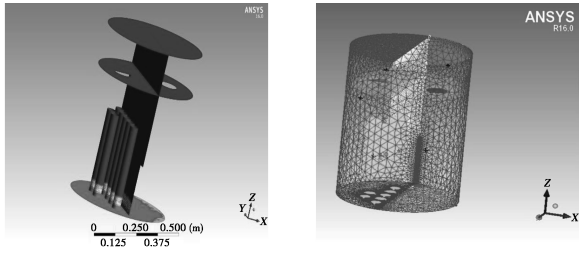
图5 两侧气体流量随液位高度变化图

## 3 CFD模型

### 3.1 几何结构与网格划分

对于网格的划分,建立了直径600 mm,高度800 mm的隔板塔几何模型。划分网格采用的ANSYS ICEM CFD软件是一款计算前与计算后处理软件。整个模型主要是四面体非结构网格,同时设置气体的进口以及隔板,矩形孔存在三棱柱边界层

网格<sup>[9-11]</sup>。如图 6 所示,整个模型包括节 124 502 Nodes, 753 723 Elements。



(a) (b) 图 6 CFD 模型及网格图

### 3.2 数学模型以及边界条件

对于隔板两侧气液两相的运动,假设流体的密度不变,主相为空气,离散相液滴为水,分别用欧拉和拉格朗日方法来处理。同时采用双欧拉均相多相流模型来模拟塔内气相流动情况<sup>[12]</sup>。

#### 3.2.1 主相的处理

塔内的气体流动为湍流流动。描述气相运动的方程有连续性方程、雷诺 N-S 方程、湍动能  $k$  和湍动能耗散率  $\epsilon$  方程<sup>[13-14]</sup>。

连续性方程:

$$\rho(\partial u_x/\partial x + \partial u_y/\partial y + \partial u_z/\partial z) = 0$$

在标准的  $k-\epsilon$  模型中,  $k$  和  $\epsilon$  是 2 个基本的未知量,与之相应的输运方程为:

$$\begin{aligned} &(\partial/\partial t)(\rho\epsilon) + (\partial/\partial x_i)(\rho u_i\epsilon) = \\ &(\partial/\partial x_j)[(\mu + \mu_t/\sigma_\epsilon)(\partial\epsilon/\partial x_j)] + \\ &C_{1\epsilon}(\epsilon/k)(G_k + G_{3\epsilon}C_b) - G_{2\epsilon}\rho(\epsilon^2/k) + S_\epsilon \\ &(\partial/\partial t)(\rho k) + (\partial/\partial x_i)(\rho u_i k) = \\ &(\partial/\partial x_j)[(\mu + \mu_t/\sigma_k)(\partial k/\partial x_j)] + \\ &G_k + G_b - \rho\epsilon - Y_M + S_k \end{aligned}$$

$G_b$  是由于浮力引起的湍动能  $k$  的产生项,对于不可压缩流体,  $G_b = 0$ 。  $Y_M$  代表可压湍流中脉动扩张的贡献,对于不可压流体,  $Y_M = 0$ 。在标准  $k-\epsilon$  模型中,根据 Launder 等<sup>[15-16]</sup> 的推荐值来进行实验验证,模型常数的取值:  $C_{1\epsilon} = 1.44$ ,  $C_{2\epsilon} = 1.92$ ,  $C_\mu = 0.09$ ,  $\sigma_k = 1.0$ ,  $\sigma_\epsilon = 1.3$ 。

#### 3.2.2 边界条件

主相空气的边界条件

##### (1) 气体进口

气体进口设置为速度进口,进气速度则由实际气量与开孔面积的比值可得:

$$U_{G,in} = Q_G/N_h A_{hole}$$

##### (2) 出口

隔板两侧的出口设置为压力出口,压力具体值为 0 Pa。两侧出口的静压值相等,同时出口处流体

的回流方向垂直于边界(normal to boundary)。

### (3) 壁面条件

求解方法的设置选择压强-速度关联算法,同时用于 SIMPLE 关联算法。松弛因子的控制采用 fluent 中默认的设置。求解的时间步长设置为 0.01 s。

## 4 结果与讨论

### 4.1 模拟结果

#### 4.1.1 气相速度矢量图

图 7 显示了塔内水的体积分数以及气体的流线图,可以看到在隔板处矩形孔的位置上,隔板两侧存在液面高度差,同时液体表面存在着大量的泡沫层。图 8 描述了在 Y 截面上进入塔内气体的矢量图颜色,表述气体的矢量速度,由于液位高度的存在,当预分馏段的液体喷淋密度增大时,可以调节液位高度使得进入主塔段的气体量减少,加强了预分馏段的气液接触传质。

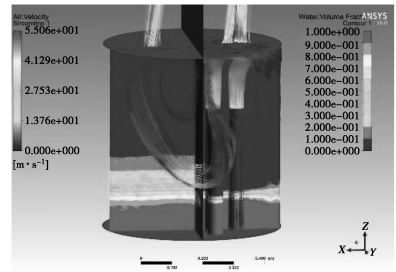


图 7 气体流线图

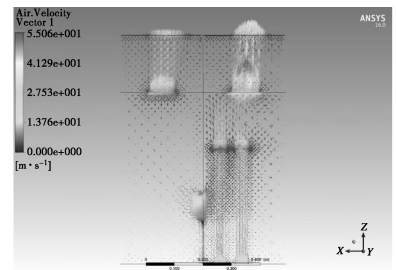
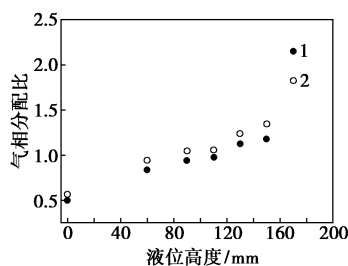


图 8 气相速度矢量图

#### 4.1.2 模型的验证

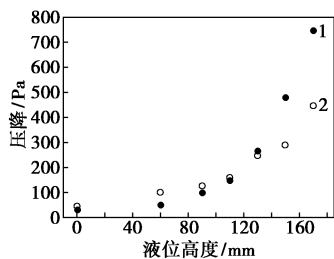
对于模拟结果,定义了气相的分配比  $R_v = V_{left}/V_{right}$ ,即预分馏段气体量与主塔段气体量的比值。由图 9 可以发现,随着液位高度的升高,模型的气体分配比以及实验结果都在逐渐增大,两者的趋势基本一致,并且分配量由最初的 0.5 最终变化到 2.0 左右,说明主塔段的气体量随着液位高度的增加在一直变少。



1—实验结果;2—模拟结果

图9 气相分配比随液位变化图

同时,对于气体通过隔板的压降也进行了测量,如图10所示。实验值与模拟结果吻合也较好。当液位高度升高到150 mm以后,实验的隔板压降急剧上升,由于隔板上矩形孔的缩小,通过隔板的气体速度也急剧上升,导致通过隔板的压降增大。通过此图也可以发现,当主塔段的压降减小时,通过升高液位高度的操作,增大了通过隔板处的局部阻力,保持了两侧的压降一致,同时使得主塔段的气量减少,提高传质质量。



1—实验结果;2—模拟结果

图10 隔板压降随液位高度变化图

## 5 结论

通过对新型气体分配器的冷模试验,可以得到以下结论。

(1)用 Fluent 模拟了隔板塔两侧气体流量、压降以及通过隔板压降随液位高度的变化,并与实验结果对比。模拟结果与实验结果的趋势一致,有较好的吻合性。但由于气液两相接触时流动性较复杂,没有考虑到气液两相接触时产生的气泡之间的作用力,出气口的边界条件考虑不全面,模拟结果存在一定误差,但误差在可接受范围内。故而本文中使用的 CFD 模型用于研究此新型装置是可行的。

(2)通过搭建装有新型隔板塔气相分配装置的实验流程,根据隔板两侧压降相同的原理,通过调节

液位高度使得隔板两侧的气相分配比由最初的0.5可以调节到2.0,调节范围宽泛,同时保持隔板两侧的压降相同,加强了气液两相的传质。

## 参考文献

- [1] Dejanovic I, atijasevic L, lujic Z. Dividing wall column—Abreak-through towards sustainable distilling[J]. Chem Eng Process, 2010, 9(6):559-580.
- [2] Asprien N, Kaibel G. Dividing wall columns: Fundamentals and recent advances[J]. Chem Eng Process, 2010, 49(2):139-146.
- [3] 孙兰义,李军,李青松. 隔壁塔技术进展[J]. 现代化工, 2008, 28(9):38-41.
- [4] 方静,王宝东,李春利,等. 隔板塔共沸精馏分离二氯甲烷-乙腈-水-硅醚体系[J]. 化工学报, 2013, (3):963-969.
- [5] 潘国昌. 填料塔进料气体分布研究[J]. 化学工程, 1998, 6(1):6-11.
- [6] 王二强. 隔板塔内部气液分配装置的研究进展[J]. 现代化工, 2013, 33(11):101-103.
- [7] 陈文义,孙姣,葛化强,等. 隔板塔气体调配装置数值模拟及实验研究[J]. 化工学报, 2015, (10):4032-4038.
- [8] 王树楹. 现代填料塔技术指南[M]. 北京:中国石化出版社,1998.
- [9] 王福军. 计算流体动力学分析—软件原理与应用[M]. 北京:清华大学出版社,2004.
- [10] Abadi Smanr, Kouhikamali R. CFD-aided mathematical modeling of thermal vapor compressors in multiple effects distillation units[J]. Applied Mathematical Modelling, 2016, 40(15/16):6850-6868.
- [11] 张文卿. 大型填料塔分布器内计算流体力学行为研究及优化设计[D]. 天津:天津大学,2004.
- [12] Mohammad Ali Salehi, Ali Basiry. Dynamic simulation of volume fraction and density solid phase effect on phase hold-up in 3 phase fluidize bed column through CFD[J]. Engineering, 2015, 7(1):766-788.
- [13] Iliuta I, Petre C F, Iarachi F. Hydrodynamic continuum model for two-phase flow structured-packing-containing columns[J]. Chem Eng Sci, 2004, 59:879-888.
- [14] Tierney M, Nasr A, Quarini G. The use of proprietary computational fluid dynamics codes for flows in annular packed beds[J]. Separation and Purification technology, 1998, 13(2):97-107.
- [15] Launder B E, Spalding D B. Lectures in mathematical models of turbulence[D]. London: Academic Press, 1972.
- [16] Stephenson P L. Theoretical study of two-dimensional boundary layers with the aid of the k-ε model of turbulence[D]. Comput Methods Appl Mech Eng, 1981, 25:365-383. ■