

水平管气液环状流在新型分配器中的分配研究

梁法春, 王 栋, 林宗虎

(西安交通大学动力工程多相流国家重点实验室, 710049, 西安)

摘要: 设计了一种新型三通型两相分配器, 该分配器主管侧壁均匀分布着直径均为 3.5 mm 的 8 个小孔, 主管中的气液混合物通过安装在主管外壁上的环室进入侧支管. 通过在空气-水实验台上对水平管气液环状两相流通过该分配器进行的实验研究发现: 与传统三通分配器的分配特性不同, 该分配器的液相会优先进入侧支管. 建立了相分配模型, 认为对于环状流, 通过管壁小孔的液膜将被小孔捕获, 从而进入侧支管. 该模型还提出了分配影响区修正系数, 实验发现该系数与入口干度成线性关系. 预测的气液相分流系数、主管出口与直通管间压力损失与实验结果吻合得很好, 最大误差为 7.24%.

关键词: 环状两相流; 三通; 流动分配; 小孔

中图分类号: O359 **文献标识码:** A **文章编号:** 0253-987X(2006)01-0106-05

Phase Split of Horizontal Gas-Liquid Annular Flow in a Novel Distributor

Liang Fachun, Wang Dong, Lin Zonghu

(State Key Laboratory of Multiphase Flow in Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China)

Abstract: A new T-junction type distributor which is different from the conventional T-junction was designed. The distributor was composed of eight small holes with a diameter of 3.5 mm on the pipe wall and a ring casing mounted outside of these holes. The gas-liquid mixture from these small holes will flow through the side arm of the distributor. Experiments were conducted in a horizontal gas-liquid two-phase loop to study the split of annular flow. The results show that the liquid preferentially enters the side arm. In comparison, gas is more easily diverted into the side arm for traditional T-junction. A model was developed to predict the flow splitting characteristics of horizontal air-water annular flow. The model was based on the assumption that the liquid film passing through the small holes would be captured and enter the side arm eventually. Also the coefficient of distribution influence zone in the model is considered to be linearly dependent on the inlet quality. The predictions of the gas extraction ratio, the liquid extraction ratio and the pressure difference between the inlet and run arm agree well with the experimental data.

Keywords: annular two-phase flow; T-junction; flow split; small hole

与单相流动不同, 两相流通过三通等分叉管时会发生相分离, 两支管出口干度可能差别很大, 气相和液相会重新分配. 两相流的这种相分离现象对实际工业生产有很大的影响. 例如, 在注蒸汽开采稠油的过程中, 需要蒸汽分配管网各出口干度一致, 由于在三通处相分离的存在, 如果某些井口注入的基本

是水或只含有少量蒸汽, 这将大大降低开采效果. 在现代大型直流锅炉中, 设计上都要求后面直管中的汽水混合物的流量和干度尽可能分布均匀, 以免质量流量较小的管子因过热而损坏^[1]. 在分析核反应堆失水事故时, 也需要准确掌握气液混合物在分叉管中的分配情况. 鉴于分叉管中两相分配的重要性,

收稿日期: 2005-05-11. 作者简介: 梁法春 (1977~), 男, 博士生; 王 栋 (联系人), 男, 教授. 基金项目: 国家自然科学基金资助项目 (50376051).

在过去几十年内,文献[2-5]对此进行了广泛的研究,并提出了相应的相分配模型.但是,两相流在分叉管中的分配十分复杂,受入口管处流型、分叉管的几何尺寸和几何形状、主管与侧支管的空间方位以及介质性质等多种因素的影响.过去的研究对象多为主管与侧支管等径的传统三通分配,研究者发现由于气体动量较低,容易改变方向进入侧支管,从而使侧支管的干度大于直通支管.然而,在实际工业生产中,可能需要侧支管的干度必须小于直通支管,这样采用传统的三通型分配器就无法满足需要.为了达到所要求的分配特性,必须改变传统的分配器结构.本文设计了一种新型的三通型分配器,主管中的气液混合物不是直接进入侧支管,而是通过侧壁均布的小孔进入侧支管.本文旨在通过对该分配器的实验和理论研究,探讨小孔在水平管环状流分配中的作用,并通过对分配规律的研究,探讨如何根据所要求的分配特性设计合理的分配器.

1 实验分配器

图 1 为实验分配器示意图.主管、直通支管以及侧支管直径分别为 51、51 以及 25 mm.主管管壁沿周向均匀开设 8 个直径为 3.5 mm 的小孔,小孔相当于一个微小侧支管.小孔外设置一个环室,气液两相流通过分配器时一部分气液混合物直接流入直通支管,另一部分气液混合物通过管壁周围的小孔进入环室空间,进而流入水平放置的侧支管.

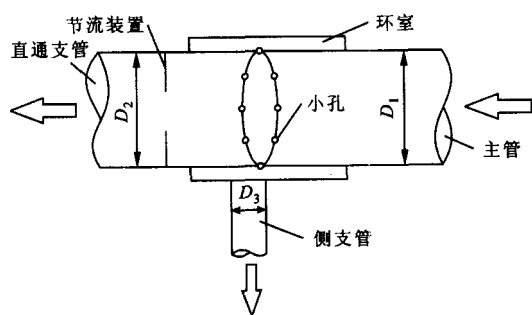


图 1 实验分配器示意图

实验在气-液两相流实验台上进行,介质为空气和水.在实验过程中压缩空气和高压水分别计量后经混合器混合后进入实验段.两相流流过实验分配器时被分成两部分:一部分直接进入直通支管,经分离器分离后气体直接排空,液体进入液体储罐进行循环;另一部分经侧支管,进入另一分离器.在该分离器上部安装有文丘里喷嘴流量计用来计量气相流

量,水流量用称重法在分离器下部计量.实验还用差压变送器测量了分配小孔的两侧压差 Δp_{13} .

2 预测模型

实验分配器共有 8 个基本参数,分别为主管工质干度 X_1 ,主管质量流量 M_1 ,直通支管工质干度 X_2 ,直通支管质量流量 M_2 ,侧支管工质干度 X_3 ,侧支管质量流量 M_3 ,主管进口到侧支管的出口压力差为 Δp_{13} .对于一般工程问题,通常给出其中的 3 个参数,如 M_1 、 X_1 、 Δp_{13} ,其余 5 个参数需要联立求解 5 个方程得出.

2.1 连续性方程

根据质量守恒很容易得到以下混合连续性方程和气体连续性方程:

两相流混合连续性方程

$$M_1 = M_2 + M_3 \quad (1)$$

气体连续性方程

$$M_1 X_1 = M_2 X_2 + M_3 X_3 \quad (2)$$

2.2 压差计算方程

气液两相流通过管壁小孔的流动,可以与两相流流过孔板等效.文献[1]根据修正的分相流动模型导出了气液两相流通过孔板的压降计算式,已成为广泛采用的公式之一.该孔板公式可以写成

$$\left(\frac{\Delta p_{TP}}{\Delta p_0} \right)^{1/2} = \theta + X \left[\left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{1/2} - \theta \right] \quad (3)$$

Δp_0 根据下式计算

$$(\Delta p_0)^{1/2} = \frac{M_{TP}(1 - \beta^4)^{1/2}}{\psi C A (2\rho_L)^{1/2}} \quad (4)$$

式中: M_{TP} 为气液混合物总流量 (kg/s); Δp_{TP} 是孔板两侧压差; C 为孔板流量系数; ψ 为热膨胀系数; A 为孔口截面积 (m^2); β 为直径比; ρ_L 、 ρ_G 分别为液、气体密度 (kg/m^3); θ 为修正系数,与气液相密度比有关.

在公式(3)中当静压和温度变化不大时, θ 接近一个常数.因此,林氏公式可以改写成

$$(\Delta p_{TP}/\Delta p_0)^{1/2} = a + bX \quad (5)$$

气液两相流通过管壁小孔产生的压差以及通过节流孔板产生的压差,均可用上式计算,当然系数值 a 、 b 会有所不同,需要通过实验确定,这样只需要一个分配方程就可以解决所有未知参数.

2.3 分配方程

环状流是由沿管壁缓慢流动的液膜、中间高速流动的气体以及气体所携带的液滴组成.由于液膜

的运动速度较低,而气体的速度较高但密度很小,中间气芯中的液滴速度基本和气流速度相同,这三部分动能比约为 1 5 2 500^[1]. 由于液膜的动能很低,极易改变方向,可穿过管壁上的小孔进入环室,最终到达侧支管,因此我们认为沿管壁运动的环状液膜流经小孔时能完全被小孔捕捉,进入侧支管. 对于水平管环状流,由于重力影响造成液膜沿管壁厚度分布不均匀,底部液膜较厚,顶部液膜较薄,但将液膜看作等厚度计算也是可行的. 这是因为实验分配小孔是沿管壁均匀分布的,液体通过顶部小孔的流量较小,但通过底部小孔的流量相对较大,从而对上部小孔的小液量进行了补偿,起到一种平衡作用.

图2为液体分配原理图. 由于液膜较薄,小孔直径较小,角度 2α 对应的外壁弧长为小孔直径 d ,于是近似认为 $\alpha = d/D$,并假设液膜中液体流速为 v_f ,则进入一个小孔的液体流量可用下式计算

$$m_h = \frac{d}{4D} (D^2 - (D - 2\delta)^2) v_f \quad (6)$$

整个液膜中液体流量为

$$m_f = \frac{\pi}{4} (D^2 - (D - 2\delta)^2) v_f \quad (7)$$

式中: d 和 D 分别为小孔直径和主管直径; δ 为平均液膜厚度; v_f 为液膜中的液体流速.

进入一个小孔的液体流量与整个液膜流量之比为

$$K'_L = \frac{m_h}{m_f} = \frac{d}{\pi D} \quad (8)$$

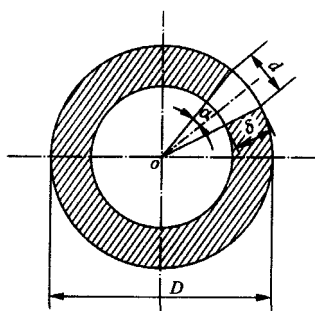


图2 液体分配原理图

由式(8)可知,进入单个小孔的液体流量与整个液膜流量的比值只与小孔和主管直径比有关,与液膜厚度无关,因此无需计算液膜厚度的方程.

对于环状流,由于中心高速运动的气体所携带的液滴动量很大,不会进入侧支管,同时考虑多个小孔的存在以及主管干度对分配的影响,进入侧支管的液体流量占入口液体流量的份额可以用下式计算

$$K_L = \frac{nd}{\pi D} (1 - E) K_d \quad (9)$$

式中: n 为小孔数目; E 为中间气芯所携带的液体份额,可用文献[6]推荐的公式计算; K_d 为分配影响区修正系数. 当管壁液膜通过小孔时,如果液膜较厚,通过小孔上方的液膜不能完全进入小孔,此时 K_d 小于 1. 另一方面,如果液膜厚度较薄,小孔正上方的液膜将完全被小孔捕获,随后气相进入小孔,高速气流携带着小孔临近区的液膜也进入小孔,此时 K_d 会大于 1.

3 结果与讨论

实验发现,液膜影响区修正系数与主管入口干度 X_1 有关(见图3),二者具有如下线性关系

$$K_d = 0.403 + 1.69 X_1 \quad (10)$$

K_d 随着干度的增加而增大,这是因为在一定的液相流量下,随着干度的增加即气量的增大,气体运动速度加快,在相间的剪切力作用下,贴壁环状液膜速度增加,液膜变薄,分配影响区范围变大, K_d 也随之变大.

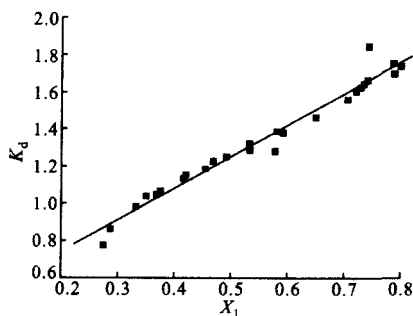


图3 分配影响区修正系数与入口干度的关系

根据入口干度确定出液膜影响区修正系数后,再根据式(9)就可以计算出液相分流比,同时液相分流比与主、支管干度和流量具有如下关系

$$K_L = \frac{M_3(1 - X_3)}{M_1(1 - X_1)} \quad (11)$$

由给定的主管入口与侧支管间的压差,再联合式(11)、式(1)、式(2)、式(5),就可以计算出侧支管、直通支管的出口干度、流量以及主管与直通支管间的压差等参数.

图4为液相折算速度分别为 0.075、0.015 m/s 时进入侧支管的气液混合物流量与主管入口总流量之比和相应的干度比的关系. 对于完全相分离,即主管中的气体完全从侧支管逸出时,有 $M_3 X_3 =$

$M_1 X_1$, 对于等相分离则 $X_3 = X_1$. 对于常规三通分配器, 实验点通常处于完全相分离曲线和等相分离曲线之间, 侧支管出口干度通常大于主管干度. 但是, 对于本文实验的新型分配器, 可以看到其分配特性与传统分配器完全不同, 侧支管干度远小于主管入口干度, 也就是说液体更容易进入侧支管.

图 5 为模型预测的液相分流系数 $K_{L,m}$ 与实验值的对比, 可以看出, 二者符合得非常好, 最大误差为 7.24%. 图 6 为预测的主管入口与直通支管出口之间的压差损失 $\Delta p_{12,y}$ 与实测值 $\Delta p_{12,EXP}$ 的对比, 在实验范围内, 二者非常吻合, 最大误差为 6.85%.

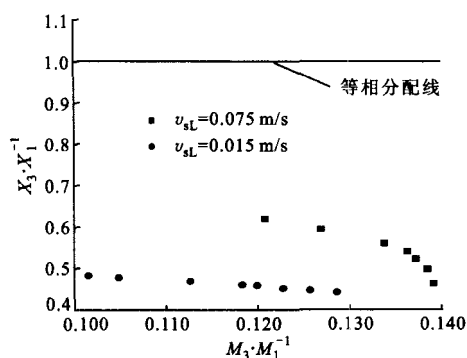


图 4 侧支管-主管干度比与相应流量比的关系

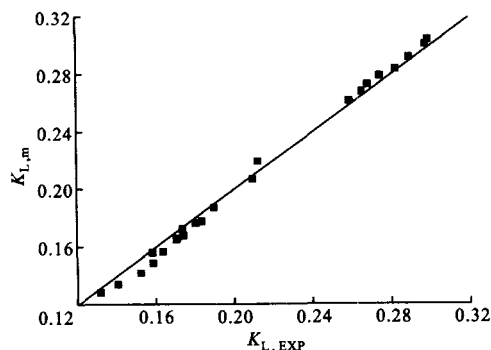


图 5 液相分流比预测值与实测值对比

以往的研究者在研究气液两相流通过侧支管水平放置的 T 型三通时发现, 由于气相动量较小, 容易改变方向进入侧支管, 从而侧支管出口两相混合物的干度大于直通支管, 有人还据此原理制成了气体分离器. 但是, 对于实验所设计的新分配器, 实验结果和模型预测都发现进入侧支管的液体份额远大于气体份额. 实验中 K_L 的范围为 0.08 ~ 0.35, K_G 为 0.035 ~ 0.08, 这主要是沿管壁分布的小孔起作用的结果. 由于小孔直径较小, 如果同样份额的气体和液体同时进入小孔, 由于气体密度远小于液体

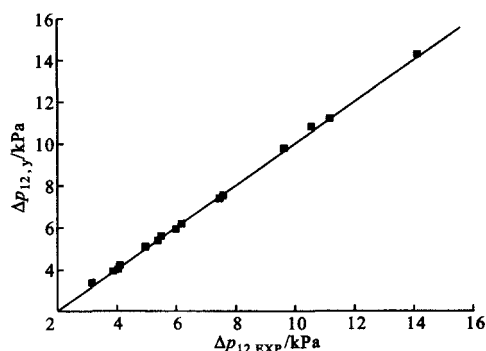


图 6 主管入口与直通支管出口之间的差压损失与实测值的对比

密度, 气体速度将远大于液体速度, 而流过小孔产生的压差与速度的平方成正比, 与液体相比, 同等份额的气体将会产生比液体大得多的压差. 由于环状流液膜贴着管壁流动, 因此液体将优先进入侧支管, 而由于气体对压差变化的敏感性, 随着气体进入小孔的阻力增大, 只有小部分气体能够进入侧支管. 因此, 尽管对于传统的三通分配器, 侧支管出口干度会大于直通支管, 即气体容易进入侧支管, 但通过改变分配器的结构, 液体也可能比气体更容易进入侧支管, 本文所设计的分配器正是如此.

4 结 论

设计了一新型的三通分配器, 气液两相流首先通过均匀布置在管壁的小孔, 随后通过外壁环室进入侧支管. 通过对水平管气液两相流体通过该分配器的实验研究和理论分析, 得出了以下结论.

(1) 与传统三通分配器不同, 对于实验分配器液体优先进入侧支管, 从而侧支管干度远小于直通支管.

(2) 提出了相分配模型, 认为流过小孔正上方的液膜能够完全被小孔捕获进入侧支管, 同时提出了分配影响区修正系数, 该系数考虑了入口干度对分配的影响.

(3) 提出了相应的压力预测模型, 认为气液两相流通过管壁小孔与通过小孔板的作用相同, 可以用林氏公式计算. 模型的预测值与实验结果吻合完好.

(4) 本文研究表明, 通过在三通管主管侧壁布置小孔可以改变其分配特性, 如何通过改变小孔的数目和形状等参数设计出符合既定分配特性的分配器, 将是下一步需要研究的内容.

参考文献:

- [1] 林宗虎. 管路内气液两相流特性及其工程应用[M]. 西安: 西安交通大学出版社, 1992.
- [2] Azzopardi B J, Whalley P B. The effect of flow pattern on two-phase flow in a T-junction[J]. Int J Multiphase Flow, 1982, 8(5): 491-507.
- [3] Shoham O, Brill J P. Two-phase flow splitting in a tee junction experiment and modelling[J]. Chem Engng Sci, 1987, 42(11): 2667-2676.
- [4] Hwang S T, Soliman H M. Phase separation in dividing two-phase flow[J]. Int J Multiphase Flow, 1988, 14(4): 439-458.
- [5] Hart J, Hamersma P J. A model for predicting liquid route preference during gas-liquid flow through horizontal branched pipelines[J]. Chem Engng Sci, 1991, 46(7): 1609-1662.
- [6] Gomez L E, Shoham O. A unified mechanistic model for steady-state two-phase flow in wellbores and pipelines[A]. SPE Annular Technical Conference and Exhibition. Houston, USA, 1999.

(编辑 王焕雪)

(上接第 100 页)

参考文献:

- [1] Zhou L X, Huang X Q. Prediction of confined gas-particle jets by an energy equation model of particle turbulence[J]. Science in China, 1990, 33(1): 53-59.
- [2] Zhou L X, Liao C M, Chen T. A unified second-order moment two-phase turbulence model for simulating gas-particle flows[A]. Crowe C T, Johnson R. Numerical Methods in Multiphase Flows, ASME-FED[C]. Washington: Washington State University, 1994. 307-313.
- [3] Cheng Y, Guo Y C, Wei F, et al. Modeling the hydrodynamics of downer reactors based on kinetic theory[J]. Chem Eng Sci, 1999, 54(13-14): 2019-2027.
- [4] Zheng Y, Wan X T, Qian Z, et al. Numerical simulation of the gas-particle turbulent flow in riser reactor based on $k\text{-}\varepsilon\text{-}k_p\text{-}\varepsilon_p\text{-}\Theta$ two-fluid model[J]. Chem Eng Sci, 2001, 56(24): 6813-6822.
- [5] 曾卓雄, 胡春波, 姜培正, 等. 密相、湍流、可压、气固两相流理论及在管道中的应用[J]. 空气动力学学报, 2001, 19(1): 109-118.
- [6] Yu Y, Zhou L X. A second-order moment two-phase turbulence model for dense gas-particle flows[A]. Matsumoto Y, Hishida K. Proc 5th Int Conf on Multiphase Flow[C/CD]. Tokyo: Tokyo Institute of Technology, 2004. Paper 161.
- [7] Hanjalic K, Launder B E, Schiestel R. Multiple-time-scale concepts in turbulent transport modeling[A]. Bradbur L J S. Turbulent Shear Flows: 2[C]. New York: Springer-Verlag, 1980. 36-49.
- [8] Kim S W, Chen C P. A multiple-time-scale turbulence model based on variable partitioning of the time turbulent kinetic energy spectrum[J]. Numerical Heat Transfer: Part B, 1989, 16(2): 193-211.
- [9] 蔡树棠, 刘宇陆. 湍流理论[M]. 上海: 上海交通大学出版社, 1993.
- [10] Yonemura S, Yamamoto M. Proposal of a multiple-time-scale Reynolds stress mode for turbulent boundary layers[A]. Daiguji H, Miyake Y. Proc Int Symp on Mathematical Modeling of Turbulent Flows[C]. Tokyo: The University of Tokyo, 1995. 381-386.
- [11] 周力行. 多相湍流反应流体力学[M]. 北京: 国防工业出版社, 2002.
- [12] Tsuo Y P, Gidaspow D. Computation of flow patterns in circulating fluidized beds[J]. AIChE J, 1990, 36(6): 885-896.
- [13] Xu Y, Zhou L X. Experimental studies on two-phase fluctuation velocity correlation in sudden-expansion flows[A]. Stock D E. Proceedings of ASME-FEDSM '99[C/CD]. Washington: Washington State University, 1999. Paper FEDSM99-7909.

(编辑 葛赵青)