
Study of the New Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators

Abstract

Separation of oil and gas is the crucial technics of oil & gas gathering & transferring. Current the vessel-type separator is the primary equipment that separate and measure the gas and oil. The vessel-type separator is large, heavy, and expensive to purchase. Recently, the Gas Liquid Cylindrical Cyclone separator is one compact and efficient alternative of the vessel-type separator.

Based on the relate experiments and theory analyses published, the mechanistic models which describe the Gas Liquid Cylindrical Cyclone separators are set up. These models comprise the inlet nozzle model, the bubble trajectory model, the droplet trajectory model and the equilibrium liquid level model.

The design of the Gas Liquid Cylindrical Cyclone separators for experiment and measure without control system is based on the mechanistic models. The horizontal and declining inlet pipe has been designed. The same time, in order to resolve the difficult question of accurate measure, the bubble and droplet caught and gathered equipments have been designed at the gas and liquid leg, which are used to measure gas carry-under in the liquid stream and liquid carry-over in the gas stream of the separator. The measure effect is better by experiment.

The Gas Liquid Cylindrical Cyclone separator of design was experimentally investigated by inserting it into the Multiphase Test Loop of the University of Petroleum (East China). The results indicated that the separating of gas and water was very successful. The max value of gas carry-under in the liquid stream didn't exceed $0.0013 \text{ m}^3/\text{m}^3$ (liquid), far lower the criteria of $0.02 \text{ m}^3/\text{m}^3$ (liquid); the max value of liquid

carry-over didn't exceed $0.01 \text{ cm}^3/\text{m}^3$ (gas), far lower the criteria of $0.05 \text{ cm}^3/\text{m}^3$ (gas). The separating of gas and oil was not ideal yet meet criteria at the experimental region. The max value of gas carry-under in the liquid stream didn't exceed $0.0014 \text{ m}^3/\text{m}^3$ (liquid) and the max value of liquid carry-over didn't exceed $0.05 \text{ cm}^3/\text{m}^3$ (gas).

The strongly swirling turbulent flow in the gas liquid cylindrical cyclone separator was simulated with the help of CFD software. The velocity distribution, volume fraction of per phase and separating effect of different phase in the separator was obtained. The primary computing results indicated that the simulating results consistently agreed with the experimental data.

Based on the theory analyses, experimental investigation and CFD simulation, a completed set of technical design method used in the engineering of the Gas Liquid Cylindrical Cyclone separator has been firstly summarized.

Key words: cylindrical, cyclone, gas liquid separator, experiment, CFD simulation

独创性声明

本人声明所提交的论文是我个人在导师指导下进行的研究工作及取得的研究成果。尽我所知，除了文中特别加以标注和致谢的地方外，论文中不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果，也不包含为获得石油大学或其它教育机构的学位或证书而使用过的材料。与我一同工作的同志对本研究所做的任何贡献均已在论文中作了明确的说明并表示了谢意。

签名： 黄庆堂 03年 6月 6日

关于论文使用授权的说明

本人完全了解石油大学有关保留、使用学位论文的规定，即：学校有权保留送交论文的复印件及电子版，允许论文被查阅和借阅；学校可以公布论文的全部或部分内容，可以采用影印、缩印或其他复制手段保存论文。

(保密论文在解密后应遵守此规定)

学生签名： 黄庆堂 03年 6月 6日

导师签名： 曹政 03年 6月 6日

第1章 前言

在石油工业中,为了满足油井产品计量、初加工、储存和长距离输送的需要,必须将石油按液体和气体分开,成为通常人们所说的原油和天然气,这就是气液分离。气液分离通常在分离器中进行,这是油田用的最多、最重要的设备之一。

纵观气液分离器的发展过程(见图1-1)^[1],大体分为三个阶段,最早出现并大量使用的是常规容器式(立式和卧式)分离器与容器式凝析液捕集器。经过几十年的发展,该项技术已基本成熟,当前研究的

重点是研制高效的内部填料以提高其分离效率。容器式分离器仅仅依靠气液相密度差实现重力分离,需要较长的停留时间,因此容器式分离器体大、笨重、投资高。特别是对于海上油气田的开发,容器式分离器更显示了难以克服的缺点。为

为了提高经济性,同时提高设备的分离效率,产生了许多更好的分离设计方案,研制出了更小型化、更轻便的气液分离装置,如气体旋流器、水力旋流器以及指状凝析液捕集器等,这些技术正在高速发展中。近几年来,出现了更加紧凑、高效的管柱式气液旋流分离器(Gas-Liquid Cylindrical Cyclone 简写 GLCC)。这样的分离器虽然 20 世纪 90 年代才刚刚开始出现,但由于其体积小、分离效率高等诸多优点而呈现出强劲的发展势头。

管柱式气液旋流分离器是新近提出的一种分离装置^[2],它是带有倾斜切向入口和气体及液体出口的垂直管(见图1-2)。既没有可移动部件,也无需内部装置。气液混合物由切向入口进入旋流分离器后形成的旋流产生了比重力高出许多倍的离心力,由于气液相密度不



图1-1 分离技术发展的“S”曲线

同,所受离心力差别很大,重力、离心力和浮力联合作用将气体和液体分离。液体沿径向被推向外侧,并向下由液体出口排出;而气体则运动到中心,并向上由气体出口排出。这一成本低、重量轻的新型分离器在替代传统容器式分离器方面具有很大的吸引力。在油和气的流量分别为 $16000\text{m}^3/\text{d}$ 和 $1980\text{Mm}^3/\text{d}$, 分离压力为 680kPa 的分离工况下,若分别采用管柱式旋流分离器、传统容器形立式和卧式分离器,模拟计算表明管柱式旋流分离器结构尺寸为 $1.5\text{m} \times 6\text{m}$, 相当于同等规模的传统立式分离器($2.7\text{m} \times 10.5\text{m}$)的一半左右,相当于传统卧式分离器($5.8\text{m} \times 29\text{m}$)的四分之一左右^[3]。

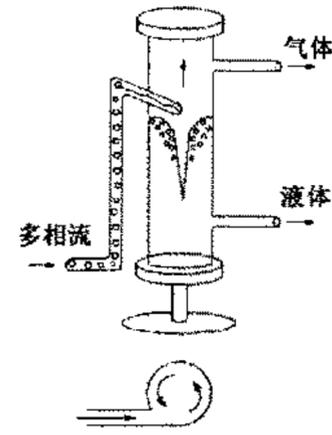


图 1-2 GLCC 分离器结构图

管柱式气液旋流分离器是新型高效分离装置,在欧美陆上及海上油气田开发中已有多个成功应用的实例^[4]。归纳起来,主要有以下四类:

(1) 单相流量计计量用分离器(见图 1-3),经管柱式气液旋流分离器分离后的气液相由单相流量计完成计量。

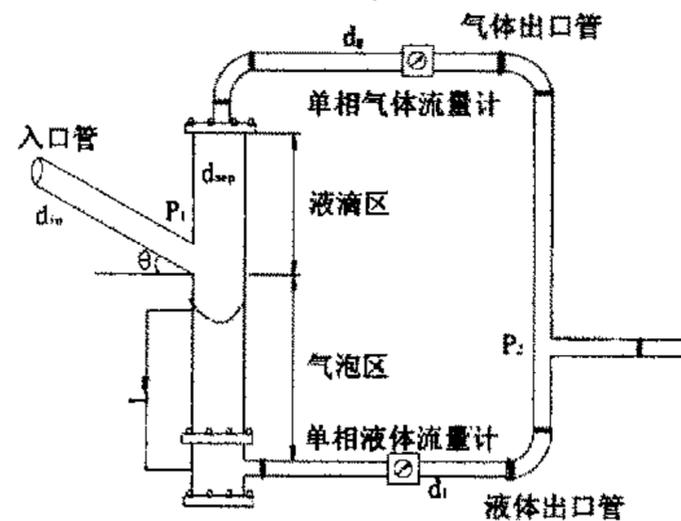


图 1-3 计量用 GLCC 分离器

(2) 多相流流量计计量用分离器,对于高气油比工况,经过管柱式气液旋流分离器分出大部分气相,分出气相由单相流量计计量,含气率大大减小的液相经由多相流量计完成计量。

(3) 传统容器式分离器或液塞捕集器预分离装置,在原有容器式分离器或液塞捕集器的前面串联管柱式气液旋流分离器,为原有分离装置提供初步分离的平稳来流,提高原有分离装置的处理能力和分离效果。可作为现有容器式分离器的改造措施。

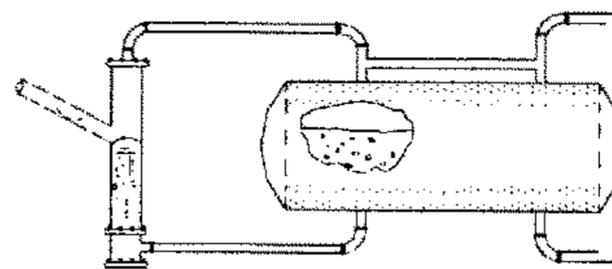


图 1-4 预分离用 GLCC 分离器

(4) 完全代替传统的分离器, 节省占地、减少投资, 对海洋油气田的开发具有重要意义。

管柱式气液旋流分离器虽然已有多个成功应用的实例, 但是, 由于其结构紧凑, 它较传统的分离器对来流流型变化更为敏感。在间歇流中, 液体界面难以控制。在气液分离器中存在气体中携带液体^[5]的现象和液体中携带气体^[6]的现象。因此, 需要对其进行全面的研究。

管柱式气液旋流分离器从一出现就表现出良好的经济性和使用价值。在国外, 为了适应这一领域技术发展的需要, Tulsa 大学成立了分离技术工程组 (TUSTP) 来专门研究 GLCC 分离器。目前已经取得了一定的进展。

在理论研究方面, 建立了平衡液位、旋涡形状及位置、气体中液体携带率、液体中气体携带率、气泡轨迹分析、统一微粒轨迹模型等机理模型^[7-14], 对分离器内部流场进行分析研究。

由于将机理模型与真实数据进行验证并非总是可以实现的, 在理论研究的同时, 又采用 CFD 模拟对机理模型进行修正与改进。GLCC 分离器的 CFD 模拟可以大体分为两类: 带有粒子运动的单相流动和两相流动。

两相流动 CFD 模拟的应用最为广泛的最简化的模拟方式是采用带有运动粒子(气泡)的单相流动形式进行研究, 采用这种方式既不会彼此影响也不会影响流动的状态。事实上, 这是将粒子运动附加于单相流场的简化解决办法。另外, 在切向速度沿轴向衰减方面(衰减 5%~7% L/d) CFD 模拟也对机理模型进行了验证。在 Erdal, F. 等 1997 年的文章^[15]中也对轴向反向流动区域的存在进行了预测, 在此区域内, 靠近器壁处液流向向下流动, 在核心处则向上。气泡收集半径 R_{cap} 定义为径向上的某一位置, 在此位置处轴向速度分量为零, 即刚好流动方向由向下转为向上。运动到收集半径区域内的气泡被分离出, 并向上运动到 GLCC 的上半部分。在 Erdal, F. 等 1998 年^[16]又对进入分离器下部的气泡的轨迹进行了模拟, 指出气泡在 GLCC 分离器下部运动的三种情况。

真正的两相流 CFD 模拟仍处于不成熟阶段。这样的模拟应当能够对分散相对连续相流动的影响及两相之间的界面进行预测, 给出速度场分布及气体空隙比分布的详细信息。该模拟还可给出气体与液体(旋涡)之间的自由界面, 且与试验数据能较好地吻合。

管柱式气液旋流分离器用于陆上已开发油气田, 在已有油气分离

器前串联它，可增加原有分离器的处理能力和效益；对于新开发油气田，可用于计量分离和完全分离；对于滩海油气田的开发，更具意义，不仅可节约平台面积，设备投资也大大减少。可以预计，管柱式气液旋流分离器的开发应用将对陆地、滩海油气田的开发和改造具有重要意义，具有较大的经济效益潜力。

在我国还没有管柱式气液旋流分离器方面的研究报道。由于缺乏对其分离性能的深入认识，限制了它的推广应用。研究器内气液流动特性、建立气液分离模型是实现管柱式气液旋流分离器设计和安全运行的关键。本课题就是基于这一情况提出的，主要目的是对管柱式气液旋流分离器的分离模型进行创新性研究，对器内流场进行实验研究和数值模拟，并在此基础上总结出管柱式气液旋流分离器的工艺设计方法，设计出适于工程应用的高效气液分离装置。

本文采用实验研究、理论分析和数值模拟计算相结合的方法。对管柱式气液旋流分离器的分离机理进行详细的理论和实验研究，同时应用 $k-\varepsilon$ 模型和双流体模型对分离器内部流场进行数值模拟，并与实验结果对比分析，选出合适的计算模型，以使用此模型进行多结构、多参数的计算，分析影响分离效率的因素，优化分离器的结构。在实验研究、理论分析和数值模拟的基础上建立起管柱式气液旋流分离器的工艺设计方法，使其适用于工程设计。

第2章 机理模型

国外虽已有管柱式气液旋流分离器成功应用的报道，但由于缺乏对其分离性能的深入认识，限制了它的推广应用。研究器内气、液流动特性，建立气、液分离模型是实现气液旋流分离器设计和安全运行的关键。本章研究的重点就是在参考大量文献的基础上，总结分析管柱式气液旋流分离器的室内实验和现场应用数据，建立描述管柱式气液旋流分离器的机理模型。

2.1 新型管柱式气液旋流分离器的分离机理模型

如图2-1所示，管柱式气液旋流分离器由入口区（段）、入口分流区、旋涡区、气泡区、液滴区、气相和液相出口配管等部分组成。

2.1.1 入口区

由于管柱式气液旋流分离器主要依靠旋流产生的离心力实现气液的高效分离，而入口结构决定了分离器的入口气、液相分布及气、液相切向入口速度的大小。因此入口结构是影响管柱式气液旋流分离器分离特性的关键因素之一。如图2-2，管柱式气液旋流分离器入口区主要由入口管、喷嘴和入口槽三部分组成。

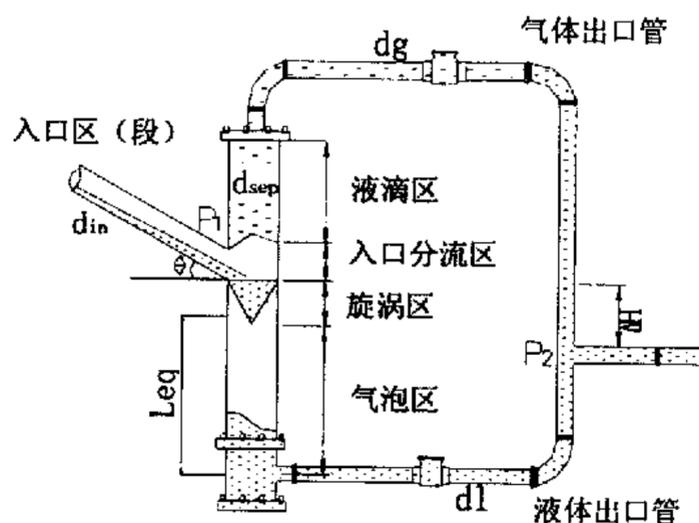


图2-1 GLCC分离器结构图

(1) 入口管分析

气液相流速的不同，油气两相或油气水多相流在入口管和喷嘴内可能呈现分层流、断塞流、分散气泡流或环状流等多种流型。Kouba

的实验研究表明^[4]，采用向下倾斜的入口管，保证入口管流型呈现分层流将在很大程度上改善气液分离效果、扩展管柱式气液旋流分离器

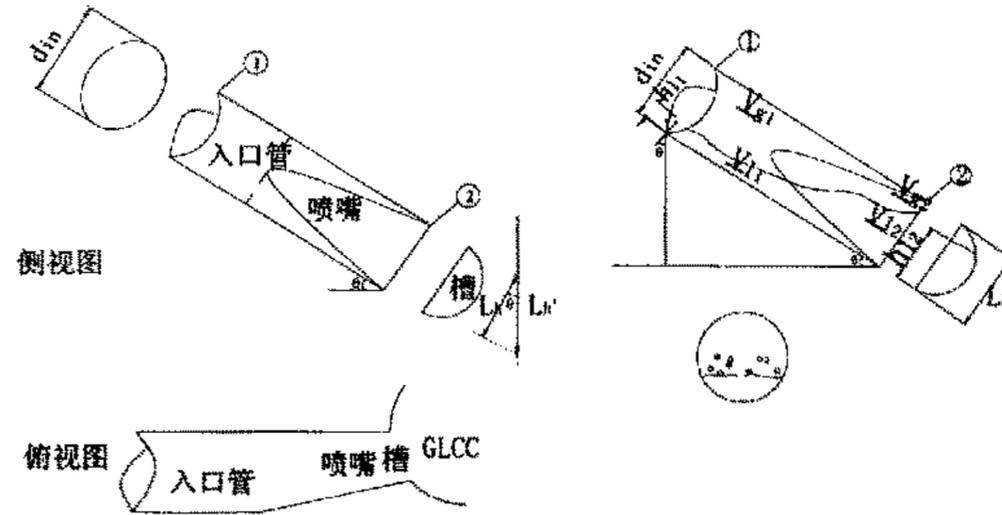


图 2-2 入口区（段）结构图 图 2-3 入口区（段）层流结构图

的适用范围，而传统分离器采用的入口结构通常为垂直于筒体的结构（目前很多分离器采用的分气包亦为类似结构），实验证明采用垂直结构的管柱式气液旋流分离器，气液分离效果差，工作范围大约是倾斜向下的入口结构分离器的一半。入口管向下倾斜，在重力作用下有利于形成分层流，实现气液两相的初步分离。同时，向下的倾斜结构使经过初步分离的液相在入口下方旋转一圈后形成旋流场，避免了对气相向分离器上方运动的阻塞。

入口管倾角以 -27° 为宜，管长取 $1.0\sim 1.5$ 米，入口管直径的选取应保证流型为分层流，由 Taitel & Dukler 预测模型确定^[17]，分层流转变为间歇流或环状流的判别准则为：

$$F^2 \left[\frac{1}{C_2^2} \frac{\tilde{\omega}_g^2 d\tilde{A}_l / d\tilde{h}_l}{\tilde{A}_g} \right] \geq 1 \quad (2-1)$$

式中： $C_2 = 1 - \tilde{h}_l$ (2-2)

$$F = \frac{\omega_{sg}}{\sqrt{dg \cos \theta}} \sqrt{\frac{\rho_g}{(\rho_l - \rho_g)}} \quad (2-3)$$

$$\frac{d\tilde{A}_l}{d\tilde{h}_l} = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \quad (2-4)$$

$$\tilde{\omega}_g = \tilde{A} / \tilde{A}_g \quad (2-5)$$

$$\tilde{A} = A/d^2 \quad (2-6)$$

$$\tilde{A}_g = 0.25 \left[\cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) - (2\tilde{h}_l - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \right] \quad (2-7)$$

式中 d 为入口管直径, A 是它的横截面积, \tilde{h}_l 是无量纲液位高。

迭代求解方程 (2-1), d 和 \tilde{h}_l 作为迭代参量, 直至方程 (2-1) 左端小于 1, d 即为满足分层流条件最小入口管直径。

(2) 入口喷嘴分析

喷嘴是入口段最后一个影响进入分离器气液相流速分布和入口切向流速大小的因素。气液通过截面渐缩的喷嘴, 流速增加, 有利于提高分离效果。通过对三种不同入口开槽结构 (矩形、同心圆形及新月形) 的初步实验发现^[3], 同心圆形喷嘴 (缩口管) 结构的分离特性最差, 而矩形结构喷嘴的分离效果最佳, 新月形结构喷嘴的分离效果与矩形喷嘴接近, 由于矩形槽结构加工困难, 推荐采用新月形结构。

入口喷嘴面积的选取应保证入口液相流速在 4.0~6.0 米/秒之间^[9]。液相流速过小将难以发挥旋流离心分离的作用, 但液相流速过大将形成过高的旋涡区, 在简体中过早出现气相夹带液滴和液相夹带气泡现象, 影响分离效果。

为了方便分析, 将新月形入口槽近似以矩形表示 (如图 2-3), 则入口槽截面积^[4]:

$$S_{槽} = W_{矩} \cdot L_h (L_h < d_{in}) \quad (2-8)$$

式中 $W_{矩}$ 为等价矩形的宽, L_h 为入口槽高。

分层流工况下, 入口管内流动参量: 液相流速 V_{ll} 、气相流速 V_{gl} 及液位高 h_{ll} 由 Taitel&Dukler 模型确定。入口喷嘴一般较短, 摩擦阻力较小, 近似认为经过喷嘴的流动是无摩擦、一维、稳态流动, 在①、②截面上应用伯努利运动方程和连续性方程。

对于液相，

$$\frac{P_1}{\rho_l} + \frac{v_{l1}^2}{2} + g \left(l \sin \theta + \frac{h_{l1}}{\cos \theta} \right) = \frac{P_2}{\rho_l} + \frac{v_{l2}^2}{2} + g \frac{h_{l2}}{\cos \theta} \quad (2-9)$$

$$v_{l2} = \frac{q_l}{W_{\text{矩}} h_{l2}} \quad (2-10)$$

同理，对气相流动忽略重力影响，

$$\frac{P_1}{\rho_g} + \frac{v_{g1}^2}{2} = \frac{P_2}{\rho_g} + \frac{v_{g2}^2}{2} \quad (2-11)$$

$$v_{g2} = \frac{q_g}{W_{\text{矩}} (L_h - h_{l2})} \quad (2-12)$$

整理方程 (2-9) ~ (2-12)，并让压差 $\Delta P_g = \Delta P_l$ ，得：

$$ah_{l2}^5 + bh_{l2}^4 + ch_{l2}^3 + dh_{l2}^2 - eh_{l2} + f = 0 \quad (2-13)$$

$$\text{式中 } a = \frac{g}{\cos \theta} \quad (2-14)$$

$$b = \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right) \frac{v_{g1}^2}{2} - \frac{v_{l1}^2}{2} - g \left(\sin \theta + \frac{h_{l1}}{\cos \theta} \right) - \frac{2gL_h}{\cos \theta} \quad (2-15)$$

$$c = v_{l1}^2 L_h + 2g \left(\sin \theta + \frac{h_{l1}}{\cos \theta} \right) L_h + \frac{gL_h^2}{\cos \theta} - \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right) v_{g1}^2 L_h \quad (2-16)$$

$$d = \frac{1}{2} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right) \left[v_{g1}^2 L_h^2 - \frac{q_g^2}{W_{\text{矩}}^2} \right] - \frac{v_{l1}^2 L_h^2}{2} - g \left(\sin \theta + \frac{h_{l1}}{\cos \theta} \right) L_h^2 + \frac{q_l^2}{2W_{\text{矩}}^2} \quad (2-17)$$

$$e = \frac{q_l^2 L_h}{W_{\text{矩}}^2} \quad (2-18)$$

$$f = \frac{q_l^2 L_h^2}{2W_{\text{矩}}^2} \quad (2-19)$$

用牛顿迭代法对方程(2-13)求数值解 h_{12} 。由于管内层流工况类似于明渠流动,采用明渠流动三次方程多项式的解作初值,以加快方程(2-13)的收敛速度。 $P_1 = P_2$,整理方程(2-9)(2-10)得三次多项式方程:

$$a_1 h_{12}^3 + b_1 h_{12}^2 + c_1 = 0 \quad (2-20)$$

式中

$$a_1 = \frac{2W_{\text{矩}}^2 g}{\cos \theta}$$

$$b_1 = \left(\frac{v_{11}^2}{2} + g \sin \theta + \frac{gh_{11}}{\cos \theta} \right) 2W_{\text{矩}}^2$$

$$c_1 = q_l^2$$

由 h_{12} 数值解,容易求出入口槽处气液相流速 v_{g2} 、 v_{l2} 。垂直于分离器筒体轴线的切向速度分量形成了旋流场,气液相切向流速:

$$v_{ll} = \frac{q_l}{h_{12} W_{\text{矩}}} \cos \theta \quad (2-21)$$

$$v_{lg} = \frac{q_g}{S_{\text{槽}} - (h_{12} - W_{\text{矩}})} \cos \theta \quad (2-22)$$

2.1.2 入口分流区

入口分流区即与入口槽连接的筒体部分(如图2-1),显然入口分流区高 $L_h = L_{\text{槽}} / \cos \theta$ 。气液相经入口槽进入入口分流区实现气液的初步分离,上部的气相、下部的液相分别沿筒壁旋转形成旋流场。

2.1.3 旋涡区

实验测试和数值模拟研究表明^[9]，经初步分离的气液相以入口切向速度沿筒壁旋转形成强制旋流，除壁面附近，切向流速近似呈线性分布。该旋流可看作刚体转动，如图 2-4 所示，微元控制体以恒定角速度 $\omega = v_u/R$ 旋

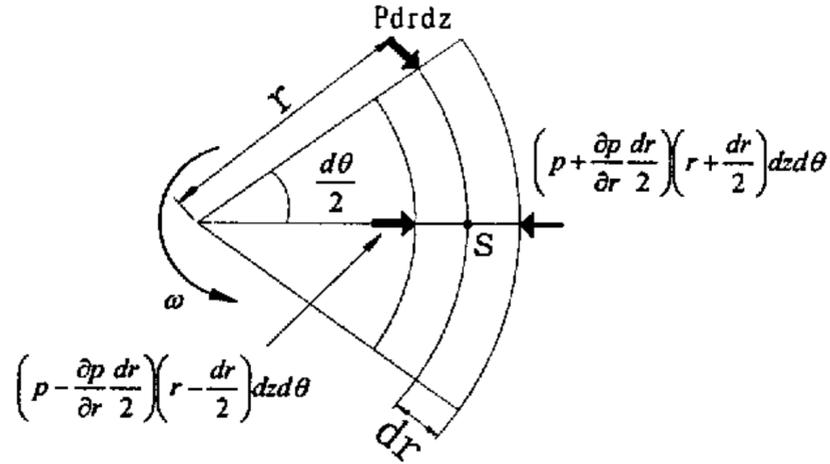


图 2-4 旋转控制体的受力分析

转。流动是轴对称的、各分速度沿 z 轴变化不大，因此假设微元控制体在轴向、切向上没有加速度，径向加速度 $a_r = -\omega^2 r$ ，应用欧拉方程式得径向和轴向运动微分方程：

$$\frac{\partial p}{\partial r} = \rho_m \omega^2 r = \left[\rho_g + (\rho_l - \rho_g) \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \omega^2 r \quad (2-23)$$

$$\frac{\partial p}{\partial z} = -(\rho_l - \rho_g)g \quad (2-24)$$

式中 ρ_m 为含气泡液相混合物密度， R 为筒体半径， $R = d_{sep}/2$ 。

控制体压力微分方程：

$$dp = \frac{\partial p}{\partial r} dr + \frac{\partial p}{\partial z} dz \quad (2-25)$$

把方程 (2-23)、(2-24) 代入 (2-25)，并沿等压旋涡表面积分 ($\int dp = 0$)

得：

$$\frac{\rho_g \omega^2 r^2}{2} + \frac{\Delta \rho \omega^2 r^4}{4R^2} = \Delta \rho g z - C \quad (2-26)$$

整理上式即可得到旋涡方程：

$$z = N_{\rho} \frac{\omega^2 r^2}{g} + C \quad (2-27)$$

$$N_{\rho} = \left[\frac{\rho_g}{2(\rho_l - \rho_g)} + \frac{1}{4} \left(\frac{2r}{d_{sep}} \right)^2 \right] \quad (2-28)$$

利用旋涡方程积分可得入口分流区下方液相总体积，应用液相体积守恒：

$$\pi R^2 L_{eq} = \int_0^R 2\pi z r dr \quad (2-29)$$

式中 L_{eq} 指平衡液位高度（见图 2-1）。

把方程（2-27）代入（2-29），积分得到常数 C，旋涡形状方程如下：

$$z = L_{eq} - \frac{N_{\rho} \omega^2 d_{sep}^2}{4g} \left[\frac{1}{2} - \left(\frac{2r}{d_{sep}} \right)^2 \right] \quad (2-30)$$

从旋涡方程（2-30）求解旋涡高度 L_v ：

$$L_v = z|_{r=R} - z|_{r=0} = \left(\frac{(\rho_l - \rho_g) + 3\rho_g}{4(\rho_l - \rho_g)} \right) \frac{v_d^2}{2g} \quad (2-31)$$

2.1.4 旋流场特性

（1）旋流场强度

分离器内连续相旋流场分布对气、液分离至关重要。连续相切向速度 v_{ct} 、径向速度 v_{cr} 和轴向速度 v_{cz} 构成了旋流场^[9]。由于粘性耗散和壁面摩擦阻力的作用，切向速度沿轴向逐渐减小，采用旋流强度表征旋流场的衰减特性。旋流强度 Ω 定义为在某一高度截面上连续相切向动量通量与总轴向动量通量的比。

$$\Omega = \frac{2\pi\rho_c \int_0^R v_{cz}(r)v_{cl}(r)rdr}{\pi\rho_c R^2 v_{avg}^2} \quad (2-32)$$

式中 v_{avg} 是轴向平均流速，下标 c 表示连续相。

旋流强度沿轴向变化的关系式为

$$\Omega = 1.48 \left(\frac{M_{in}}{M_{sep}} \right)^{0.93} \times \exp[-0.113 \left(\frac{M_{in}}{M_{sep}} \right)^{0.35} \left(\frac{z}{d_{sep}} \right)^{0.7}] \quad (2-33)$$

式中动量通量之比：

$$\frac{M_{in}}{M_{sep}} = \frac{m_{in}^2 A_{sep}}{m_{sep}^2 A_c} \quad (2-34)$$

式中： m_{in} 是连续相（气相或液相）入口质量流量，

m_{sep} 是器内对应连续相（气相或液相）的质量流量。

A_{sep} 指分离器横截面积，

A_c 指对应连续相入口实际流通面积。

(2) 旋流场流速分布

根据实验与数值模拟研究^[18, 19]，径向流速通常较切向流速和轴向流速低二个数量级，对气、液分离效率影响非常小，因此忽略径向速度。沿旋转半径方向上，切向速度的变化非常显著，按照其不同变化规律，可以将旋流分成两个旋转区域：近壁面处的自由涡旋区和中心强制涡旋区。忽略壁面附近的自由涡旋区，将旋流场视为强制涡旋运动，切向流速近似呈线性分布；将轴向流动视为匀速运动，轴向流速等于平均流速。对于工程应用，以上的假设是趋于保守的。下标 c 表示连续相，p 表示分散粒子（气泡或液滴）。切向速度分布：

$$v_{cl}(r) = v_{tw}(z) \frac{r}{R} \quad (2-35)$$

将切向速度表达式代入旋流强度定义式得：

$$\Omega = \frac{2 \int_0^R v_{cz}(r) v_{ct}(y) r dr}{R^2 v_{avg}^2} = \frac{2}{3} \times \frac{R^3 v_{tw}(z)}{R^3 v_{avg}^2} = \frac{2}{3} \times \frac{v_{tw}(z)}{v_{avg}} \quad (2-36)$$

根据定义 Ω 是分离器截面位置 (z) 的函数，确定了某截面的旋流强度，即可求得壁面处（忽略壁面附近的自由涡旋区）的最大切向速度。

$$v_{tw}(z) = \frac{3}{2} \times v_{avg} \times \Omega \quad (2-37)$$

2.1.5 气泡区和液滴区

分离器上部，气相为连续相，液滴分散其中，称液滴区；下部，液相为连续相，气泡分散其中，称气泡区。连续相做涡旋运动，由于气液相密度差，分散相粒子（气泡或液滴）与连续相间存在滑脱。研究分散相粒子的运动轨迹，可以分析分离特性。

(1) 气泡轨迹分析

在旋涡区，较大直径的气泡容易被捕获分出，因此气泡轨迹的研究区域是从旋涡底部开始的涡流区。假设液相涡流区小气泡均匀分布，气泡的径向滑脱速度为 v_{br} ，轴向滑脱速度为 v_{bz} ，忽略连续相—液相的径向速度，轴向速度即液相折算速度为 v_{sl} ，这样，气泡的径向绝对速度为 $v_{ar} = -v_{br}$ ，轴向（向下）的绝对速度为 $v_{az} = v_{sl} - v_{bz}(r)$ ，显然实现气泡分离的必要条件是壁面处气泡运动至中心气核的时间应少于气泡随连续相—液相流出分离器的时间。

(2) 液滴轨迹分析

经过入口分流区初步分离后的旋转气流携带液滴进入分离器上部的液滴区，与气泡区不同的是，由于分散粒子液滴的密度大于连续相气相密度，液滴被甩向器壁。假设径向液滴滑脱速度为 v_{dr} ，轴向滑脱速度为 v_{dz} ，忽略气相的径向流速，气相的轴向速度即折算速度为

v_{sg} ，这样，液滴径向绝对速度为 $v_{ar} = v_{dr}$ ，轴向（向上）的绝对速度为 $v_{az} = -v_{sg} + v_{dz}(r)$ ，液滴能够分出的必要条件是分离器中心处的液滴到达器壁的时间应少于液滴随旋转气流流出分离器的时间。到达器壁的液滴，在旋转气流的作用下，将在器壁上形成螺旋状薄层液流沿器壁向下流动分出，完成气液分离。

(3) 气泡、液滴轨迹模型

假设：

- (1) 气泡或液滴分散粒子为球形，在运动中不变形；
- (2) 粒子间及粒子与器壁间没有相互作用力；
- (3) 气泡或液滴的运动为定常流动；
- (4) 作用在气泡或液滴上的各种力的合力为零，分散粒子做匀速运动；
- (5) 分离系统与外界没有热交换，视为等温系统；没有旋涡脱落现象。

径向上，分散粒子受离心力和阻力作用，根据受力平衡，气泡径向滑脱速度：

$$v_{br}(r) = \frac{4}{3} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_l} \right) \frac{v_{gt}(r)^2}{r} \frac{d_b}{c_{d1}} \frac{1}{v_{bs}(r)} \quad (2-38)$$

同理，液滴径向滑脱速度：

$$v_{dr}(r) = \frac{4}{3} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{v_{dt}(r)^2}{r} \frac{d_d}{c_{d2}} \frac{1}{v_{ds}(r)} \quad (2-39)$$

式中 d_b 、 d_d 为气泡和液滴直径；

$v_{gt}(r)$ 、 $v_{dt}(r)$ 为气液连续相切向速度，由方程 (2-21) (2-22)

确定；

c_{d1} 、 c_{d2} 为气泡和液滴阻力系数。

阻力系数采用文献^[20]提出的关系式求解：

$$c_{d1} = \frac{16}{Re_b} \left\{ 1 + \left[\frac{8}{Re_b} + \frac{1}{2} (1 + 3.315 Re_b^{-0.5}) \right]^{-1} \right\} \quad (2-40)$$

$$c_{d2} = \frac{24}{Re_d} (1 + 0.15 Re_d^{0.687}) \quad (2-41)$$

式中: $Re_b = \frac{\rho_l v_{bs}(r) d_b}{\mu_l}$, $Re_d = \frac{\rho_g v_{ds}(r) d_d}{\mu_g}$

轴向上气泡受重力和阻力的作用,但由于连续相为油相,粘度大,滑脱速度小,其流态一般总处于层流区,因而 Stokes 公式适于求解气泡的滑脱速度:

$$v_{bz}(r) = \frac{(\rho_l - \rho_g) d_b^2}{18 \mu_l} \quad (2-42)$$

同样,液滴在轴向上受重力和阻力作用,根据受力平衡,液滴轴向滑脱速度:

$$v_{dz}(r) = \frac{4}{3} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) g \frac{d_d}{c_{d2} v_{ds}(r)} \quad (2-43)$$

气泡或液滴所受阻力与气泡或液滴的合成速度有关,其滑脱速度分别为:

$$v_{bx}(r) = \sqrt{v_{br}^2(r) + v_{bz}^2(r)} \quad (2-44)$$

$$v_{dx}(r) = \sqrt{v_{dr}^2(r) + v_{dz}^2(r)} \quad (2-45)$$

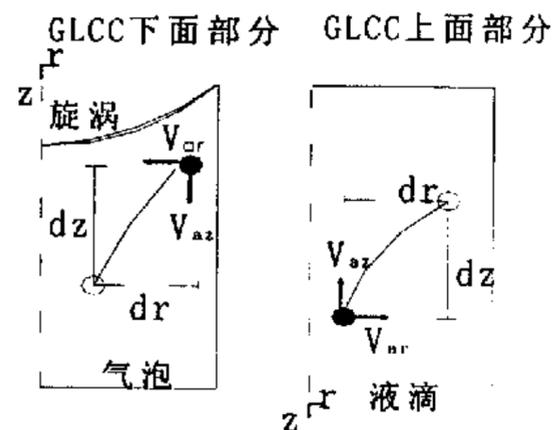
根据上面的气泡和液滴轨迹分析, Δt 时间间隔中,气泡或液滴在径向和轴向的位移(见图 2-5),

$$dr = v_{ar}(r) \Delta t$$

$$dz = v_{az}(r) \Delta t$$

消去 Δt , $\frac{dr}{v_{ar}(r)} = \frac{dz}{v_{az}(r)}$, 即为气泡和

液滴轨迹控制方程,积分得气泡或液滴的轴向位移,



12-5. 气泡和液滴轨迹示意图

$$\Delta z_b = \int \frac{v_{sl} - v_{bz}(r)}{v_{br}(r)} dr$$

$$\Delta z_d = \int \frac{-v_{sg} + v_{dz}(r)}{v_{dr}(r)} dr \quad (2-46)$$

根据气泡或液滴实现分离的必要性， Δz_b 或 Δz_d 即为气泡或液滴区的最小高度。

2.2 新型管柱式气液旋流分离器的液位控制

根据管柱式气液旋流分离器用途的不同，气体出口管和液体出口管可以汇合也可以分离配置，这里重点考察用于计量的分离工况（见图 2-1）。分离器内液位的控制对分离特性影响很大。正常工况下，分离筒体内的液位应保持在入口以下，以避免气体流经下部液相区出现气相夹带液滴现象。同时，该液位还应足够高，以避免液相夹带气泡和液相出口管气泡析出影响计量精度。依据压力平衡，忽略气液相间的相互作用，气相和液相出口管的压差分别为^[2]：

$$\Delta P_g = \rho_g g \Delta H - \Phi_g \quad (2-47)$$

$$\Delta P_l = \rho_l g \Delta H - \left(\Phi_l + \frac{f_l L_{eq} \rho_l v_{sl}^2}{d_{sep} 2} \right) \quad (2-48)$$

式中 Φ_g 和 Φ_l 是气相和液相出口管路的摩擦阻力损失，包括摩阻损失和管件局部损失两部分，

$$\Phi_l = \frac{\rho_l}{2} \left(\sum_{i=2}^n \frac{f_l L_i v_i^2}{D_i} + \sum_{i=1}^n K_i v_i^2 \right)_l$$

$$\Phi_g = \frac{\rho_g}{2} \left(\sum_{i=1}^n \frac{f_l L_i v_i^2}{D_i} + \sum_{i=1}^n K_i v_i^2 \right)_g$$

令气液相管路的压力损失相等得平衡液面：

$$L_{eq} = \frac{(\rho_l - \rho_g)g\Delta H - (\Phi_l - \Phi_g)}{\left(\frac{\rho_l v_{sl}^2}{2} \frac{f_l}{d_{sep}} \right)} \quad (2-49)$$

第3章 实验模型设计与实验方案

3.1 特定管路流型划分计算

3.1.1 计算步骤

以往的流型分界图都是以实验观察为基础的,既缺乏理论依据,带有一定的主观性,又无统一的纵横坐标,并且没有全面地考虑气液物性、管径、管路倾角对流型转变的影响,把这些流型图应用于其它管路的可靠性也值得怀疑。于是, Taitel & Dukler^[17] 从流型转变的机理入手导出了流型转变的数学模型,用数学模型可直接求得两相管路的流型。但是, Taitel & Dukler 作出的以 X、F 为纵横坐标的流型图和以气、液相折算速度为纵横坐标的流型图只是针对某一具体的管路的,即水—空气为介质、25°C、接近大气压、25 毫米管径的情况。它并不适合实验室的特定管路。因此,这就需要利用 Taitel & Dukler 的思想方法,针对实验室工况和现有设备,重新计算分层流与其它流型的转变情况,画出此情况下两相管路流型分界图,以便可以很方便地看出分层流的范围。

实验室情况为管路下倾 27°, 空气、油两相流, 30°C, 绝对压力 0.3Mpa, 油的粘度为 0.04423Pa.s, 密度 861.6Kg/m³。指定一管径, 计算步骤如下:

1. 由 Taitel & Dukler 预测模型, 分层流转变为间歇流或环状流的判别准则为:

$$F^2 \left[\frac{1}{C_2^2} \frac{\tilde{\omega}_g^2 d \tilde{A}_l / d \tilde{h}_l}{\tilde{A}_g} \right] \geq 1 \quad (3-1)$$

$$\text{式中: } \tilde{h}_l = h_l / d \quad (3-2)$$

$$C_2 = 1 - \frac{h_l}{d} \quad (3-3)$$

$$F = \frac{\omega_{sg}}{\sqrt{dg \cos \theta}} \sqrt{\frac{\rho_g}{(\rho_l - \rho_g)}} \quad (3-4)$$

$$\frac{d\tilde{A}_l}{d\tilde{h}_l} = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \quad (3-5)$$

$$\tilde{\omega}_g = \frac{\tilde{A}}{\tilde{A}_g} \quad (3-6)$$

$$\tilde{A} = A/d^2 \quad (3-7)$$

$$\tilde{A}_g = 0.25 \left[\cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) - (2\tilde{h}_l - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \right] \quad (3-8)$$

假设一 F 值（很小，比如 10^{-4} ），代入式 (F-1) 并令其为 1，可迭代计算出 \tilde{h}_l 。

2. 由式 (F-4) 可以算出 ω_{sg} 。

3. 由 ω_{sg} 代入下式可得 Y 值，

$$Y = \frac{(\rho_l - \rho_g) g \sin \theta}{\frac{C_g}{d} \left(\frac{\omega_{sg} d}{\nu_g} \right)^{-m} \frac{\rho_g \omega_{sg}^2}{2}} \quad (3-9)$$

4. 将 Y、 \tilde{h}_l 代入下式可得 X 值。

$$X^2 \left[(\tilde{\omega}_l \tilde{d}_l)^n \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_l} \right] - \left[(\tilde{\omega}_g \tilde{d}_g)^{-m} \tilde{\omega}_g^2 \left(\frac{\tilde{S}_g}{\tilde{A}_g} + \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_l} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_g} \right) \right] - 4Y = 0 \quad (3-10)$$

$$\text{式中： } \tilde{A}_l = 0.25 \left[\pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) + (2\tilde{h}_l - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \right] \quad (3-11)$$

$$\tilde{S}_l = \pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) \quad (3-12)$$

$$\tilde{S}_g = \cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) \quad (3-13)$$

$$\tilde{S}_l = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \quad (3-14)$$

$$\tilde{\omega}_l = \tilde{A} / \tilde{A}_l \quad (3-15)$$

$$\tilde{d}_l = d_l / d = 4\tilde{A}_l / \tilde{S}_l \quad (3-16)$$

$$\tilde{d}_g = d_g / d = 4\tilde{A}_g / (\tilde{S}_g + \tilde{S}_l) \quad (3-17)$$

5. 将 X 、 ω_{sg} 值代入下式可得 ω_{sl} 。

$$X^2 = \frac{\frac{C_l \left(\frac{\omega_{sl} d}{\nu_l} \right)^{-n} \frac{\rho_l \omega_{sl}^2}{2}}{\frac{C_g \left(\frac{\omega_{sg}}{\nu_g} \right)^{-m} \frac{\rho_g \omega_{sg}^2}{2}}}{\quad} \quad (3-18)$$

(在求 X^2 、 Y 时, 对于层流: $C_l = C_g = 64$, $n = m = 1$;

对于紊流: $C_l = C_g = 0.184$, $n = m = 0.2$)

6. 由下面的公式可以算出每小时的液体流量和标况下每小时的气体流量。

$$q_l = 900\pi d^2 \omega_{sl} \quad (3-19)$$

$$q_g = \frac{3600 \times 3 \times 273 \pi d^2 \omega_{sg}}{4 \times 303} = 2432.67 \pi d^2 \omega_{sg} \quad (3-20)$$

这样就得到相应的 X 、 F 、 ω_{sg} 、 ω_{sl} 、 q_l 、 q_g 的值。由小到大给出一系列的 F 值, 重复上面步骤 1~6, 就得到一系列的 X 、 F 、 ω_{sg} 、 ω_{sl} 、 q_l 、 q_g 值, 利用这些值就可以得到本实验室情况下的以 X 、 F 为

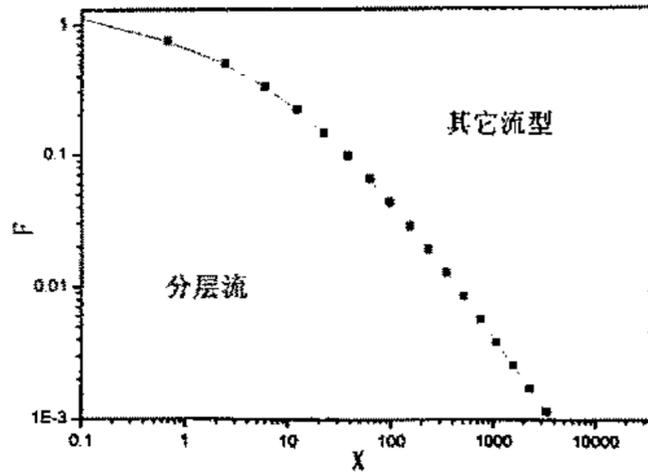
纵横坐标的流型分界图，以 ω_{sg} 、 ω_{st} 为纵横坐标的流型分界图和以 q_l 、 q_g 为纵横坐标的流型分界图。

令 θ 等于零，重复上述步骤，就可以得到本实验室情况下水平管的三种流型分界图。

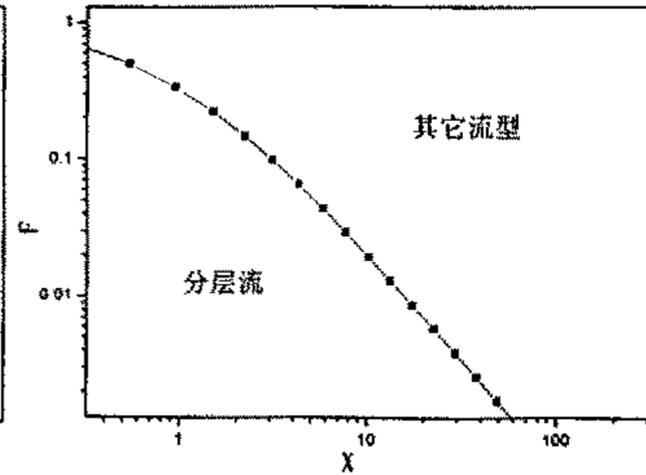
3.1.2 由计算得到的三种流型分界图

下面给出由计算得到的管径分别为 81 毫米、63 毫米和 51 毫米的三种流型分界图，由图可以看出，在其它参数相同的情况下，分层流的范围在下倾管中比在水平管中要大得多。

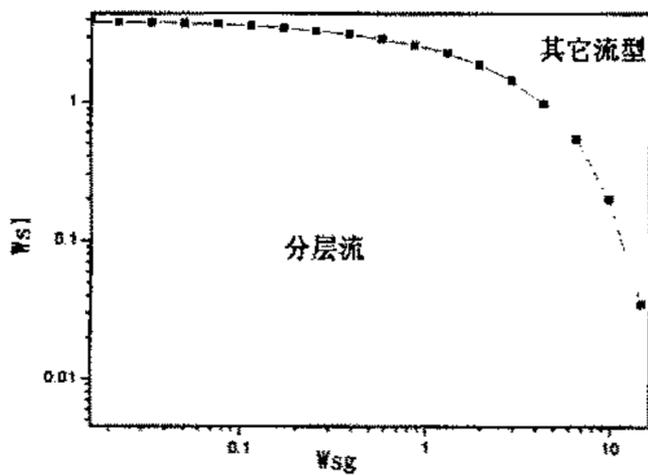
一、管径 81 毫米的三种流型分界图：



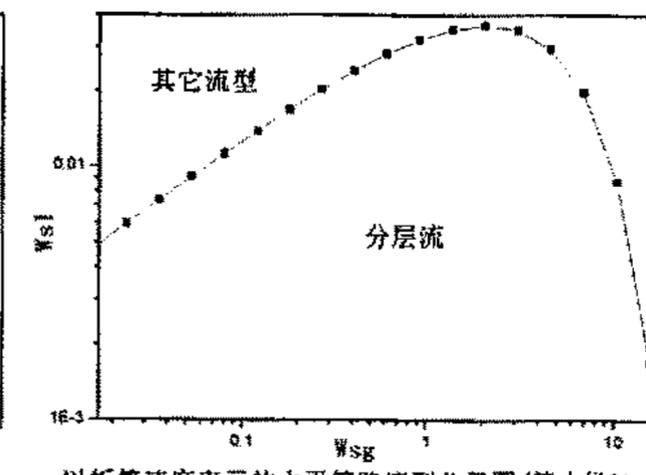
以X-F表示的下倾27度管路流型分界图(管内径81mm)



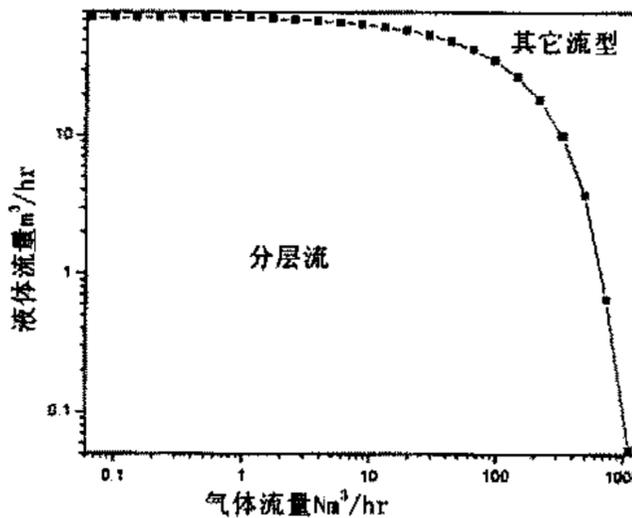
以X-F表示的水平管路流型分界图(管内径81mm)



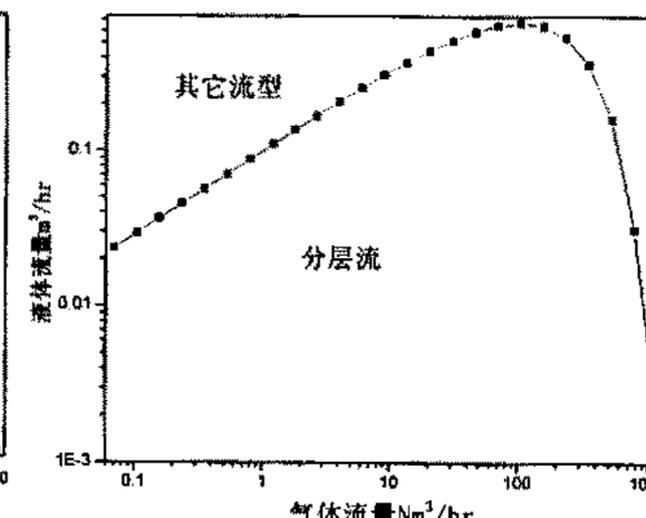
以折算速度表示的下倾27度管路流型分界图(管内径81mm)



以折算速度表示的水平管路流型分界图(管内径81mm)

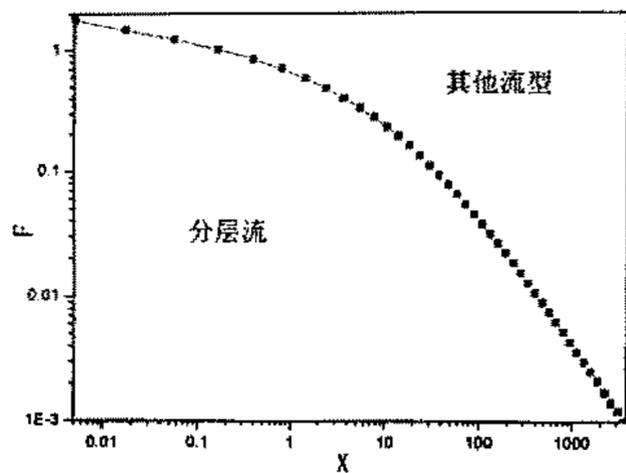


以流量表示的下倾27度管路流型分界图(管内径81mm)

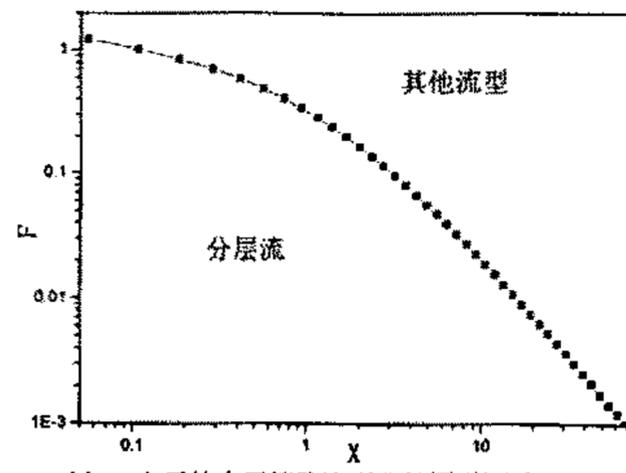


以流量表示的水平管路流型分界图(管内径81mm)

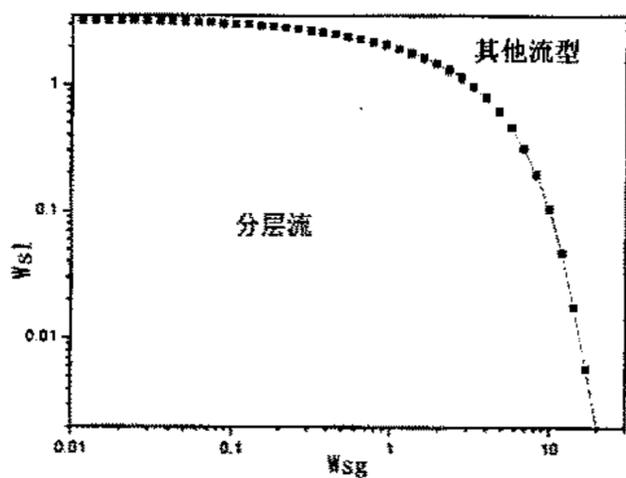
二、管径 63 毫米的三种流型分界图：



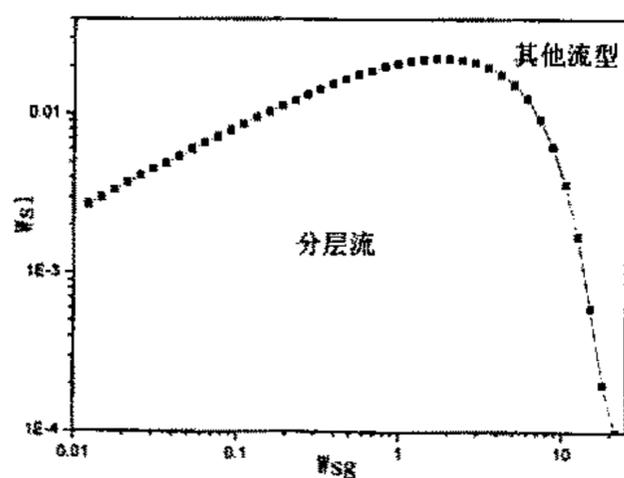
以X-F表示的下倾27度管路流型分界图(管内径63mm)



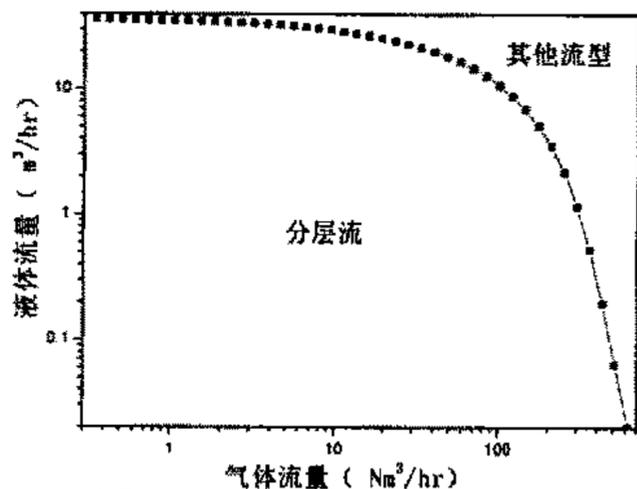
以X-F表示的水平管路流型分界图(管内径63mm)



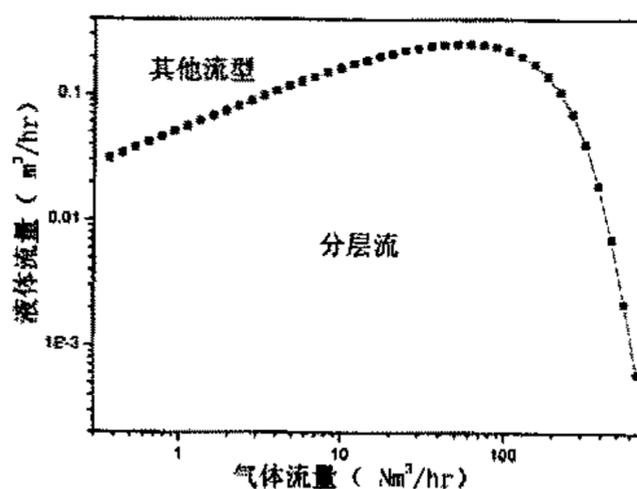
以折算速度表示的下倾27度管路流型分界图(管内径63mm)



以折算速度表示的水平管路流型分界图(管内径63mm)

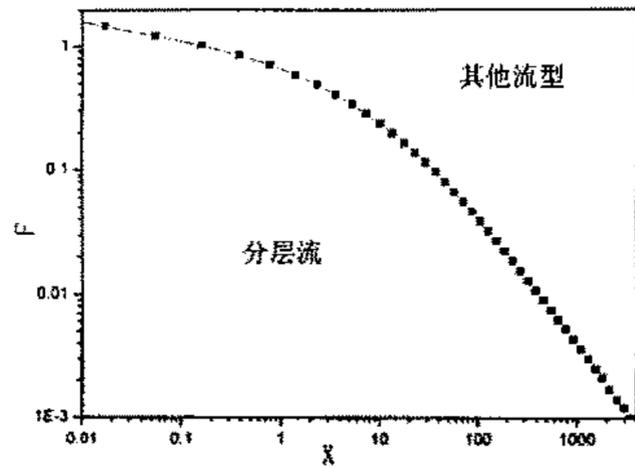


以流量表示的下倾27度管路流型分界图(管内径63mm)

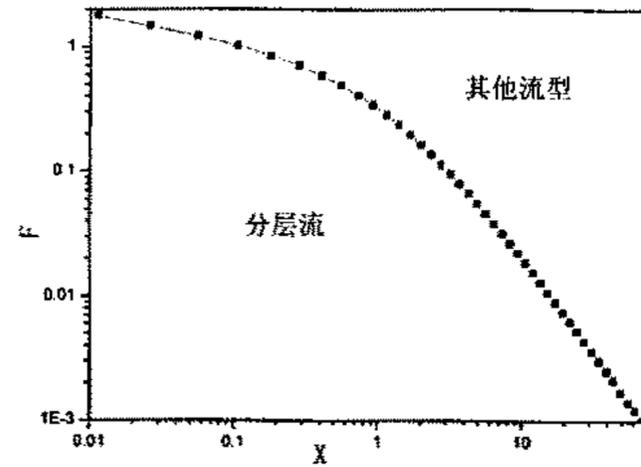


以流量表示的水平管路流型分界图(管内径63mm)

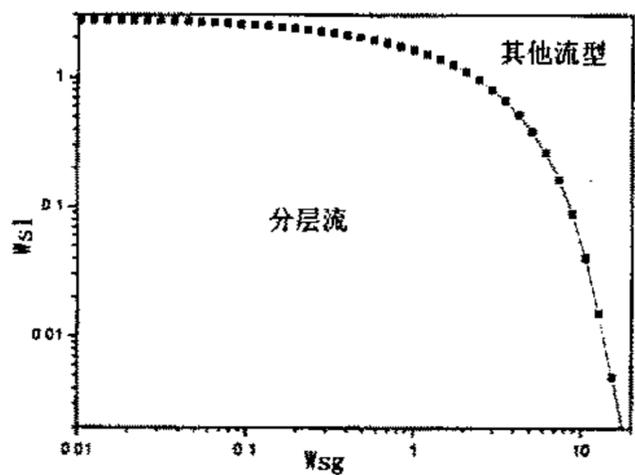
三、管径 51 毫米的三种流型分界图：



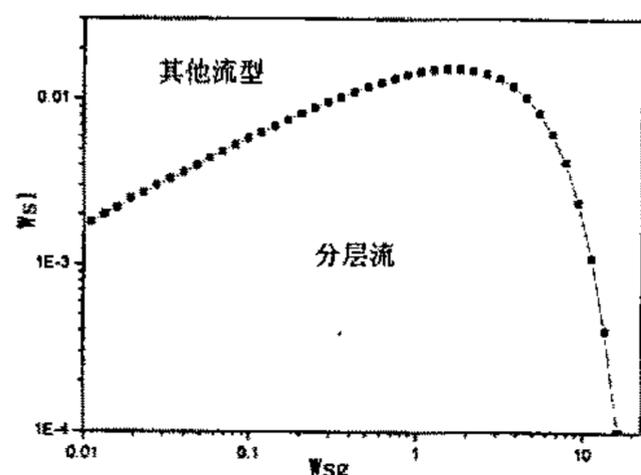
以X-F表示的下倾27度管路流型分界图(管内径51mm)



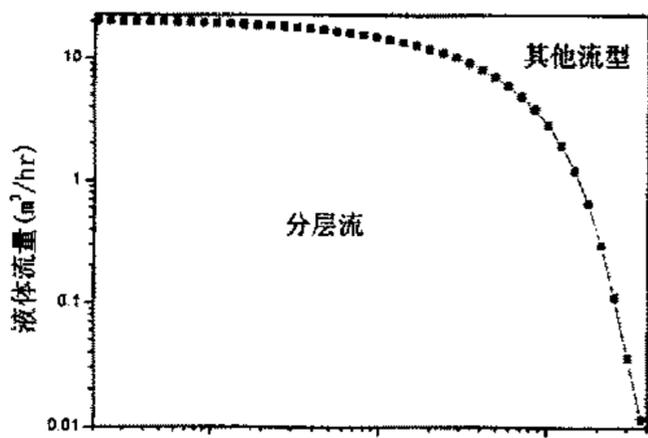
以X-F表示的水平管路流型分界图(管内径51mm)



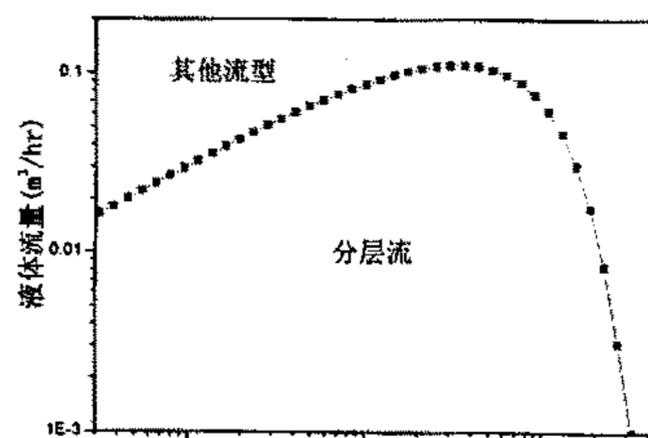
以折算速度表示的下倾27度管路流型分界图(管内径51mm)



以折算速度表示的水平管路流型分界图(管内径51mm)



以流量表示的下倾27度管路流型分界图(管内径51mm)



以流量表示的水平管路流型分界图(管内径51mm)

3.2 实验模型的工艺计算

根据实验室现有条件和普通油井产量，计算工况选为绝对压力 0.3Mpa，温度 30℃，工质为空气和油，油的密度为 861.6Kg/m³，动力粘度 0.04423Pa.s，液体流量 4m³/h 左右，气体流量 180Nm³/h 左右。为了利于形成分层流，使入口管向下倾斜 27 度（扩大分层流范围，预测计算结果参看上节的流型分界图）。

下面是利用机理模型所述的方法计算得到的几种不同气液体流量情况的管柱式气液旋流分离器尺寸（以下计算入口管直径选取的依据是：根据流型分界图提供的数据，保证在实验工况下使入口管始终处于分层流。）：

1) 入口管直径取 81mm：

入口管直径取 81mm，在以上所提供的气液体流量情况下，肯定能满足分层流，但是液相流速 2.0066m/s，远远低于设计准则，流体进入管柱式气液旋流分离器筒体后，旋流分离效果很差，故不予采用。

2) 入口管直径取 63mm：

(1) 液体流量在 4m³/h，气体流量 200Nm³/h 时的计算结果：

$$f_x = 1.0392140 > 1 \quad \text{不满足分层流的要求，下面不再计算。}$$

(2) 液体流量在 4m³/h，气体流量 180Nm³/h 时的计算结果：

$$X = 1.7778770 \quad Y = 146.5343000 \quad \tilde{h}_l = 0.2309238$$

$$f_x = 0.9391040 < 1 \quad \text{入口管内两相流处于分层流}$$

$$A_{slot} = 0.0009351737 \quad L_h = 0.05969387 \quad W_{eqv} = 0.01566616$$

$$v_{ll} = 2.0397920 \quad v_{gl} = 7.5901400$$

$$v_{sl} = 0.3564400 \quad v_{sg} = 6.2638130$$

$$v_{l2}=4.0389740 \quad v_{g2}=29.5811900$$

$$v_{ll}=3.5987520 \quad v_{lg}=26.3570300$$

$$d_{sepg}=0.07543141\text{m} \quad d_{sepl}=0.09711542\text{m}$$

取 $d_{sep}=0.1000\text{m}$ 进行气泡区高的计算：

用文献统一微粒轨迹模型算得： $z_b=0.5729488$

用本文气泡轨迹模型算得： $z_b=0.985086$

$$\text{出口管：} \quad d_g=0.040 \quad d_l=0.063$$

(3) 液体流量在 $4\text{m}^3/\text{h}$ ，气体流量 $190\text{Nm}^3/\text{h}$ 时的计算结果：

$$X=1.8576850 \quad Y=146.5343000 \quad \tilde{h}_l=0.2366327$$

$$f_x=0.9831511 < 1 \quad \text{入口管内两相流处于分层流}$$

$$A_{slot}=0.00093517370 \quad L_h=0.0596938 \quad W_{eqv}=0.01566616$$

$$v_{l1}=2.0689350 \quad v_{g1}=7.6471530$$

$$v_{sl}=0.3742620 \quad v_{sg}=6.2638130$$

$$v_{l2}=4.0682000 \quad v_{g2}=30.1140500$$

$$v_{ll}=3.6247920 \quad v_{lg}=26.8318100$$

$$d_{sepg}=0.07543141 \quad d_{sepl}=0.09951369$$

取 $d_{sep}=0.1000\text{m}$ 进行气泡区高的计算：

用文献统一微粒轨迹模型算得： $z_b=0.5963975$

用本文气泡轨迹模型算得： $z_b=1.0225650$

出口管： $d_g=0.042$ $d_l=0.063$

(4) 液体流量在 $4.2\text{m}^3/\text{h}$ ，气体流量 $180\text{Nm}^3/\text{h}$ 时的计算结果：

$$X=1.9503160 \quad Y=161.5122000 \quad \tilde{h}_l=0.2367905$$

$$f_x=0.8835061 < 1 \quad \text{入口管内两相流处于分层流}$$

$$A_{slot}=0.0009351737 \quad L_h=0.05969387 \quad W_{equiv}=0.01566616$$

$$v_{l1}=2.0669820 \quad v_{g1}=7.2461830$$

$$v_{sl}=0.3742620 \quad v_{sg}=5.9341390$$

$$v_{l2}=4.0268110 \quad v_{g2}=28.6593800$$

$$v_{ll}=3.5879150 \quad v_{lg}=25.5357000$$

$$d_{sepg}=0.07341955 \quad d_{sepl}=0.09951369$$

取 $d_{sep}=0.1000\text{m}$ 进行气泡区高的计算：

用文献统一微粒轨迹模型算得： $z_b=0.6190592$

用本文气泡轨迹模型算得： $z_b=1.0562600$

出口管： $d_g=0.0390000$ $d_l=0.06300000$

3) 入口管直径取 51mm:

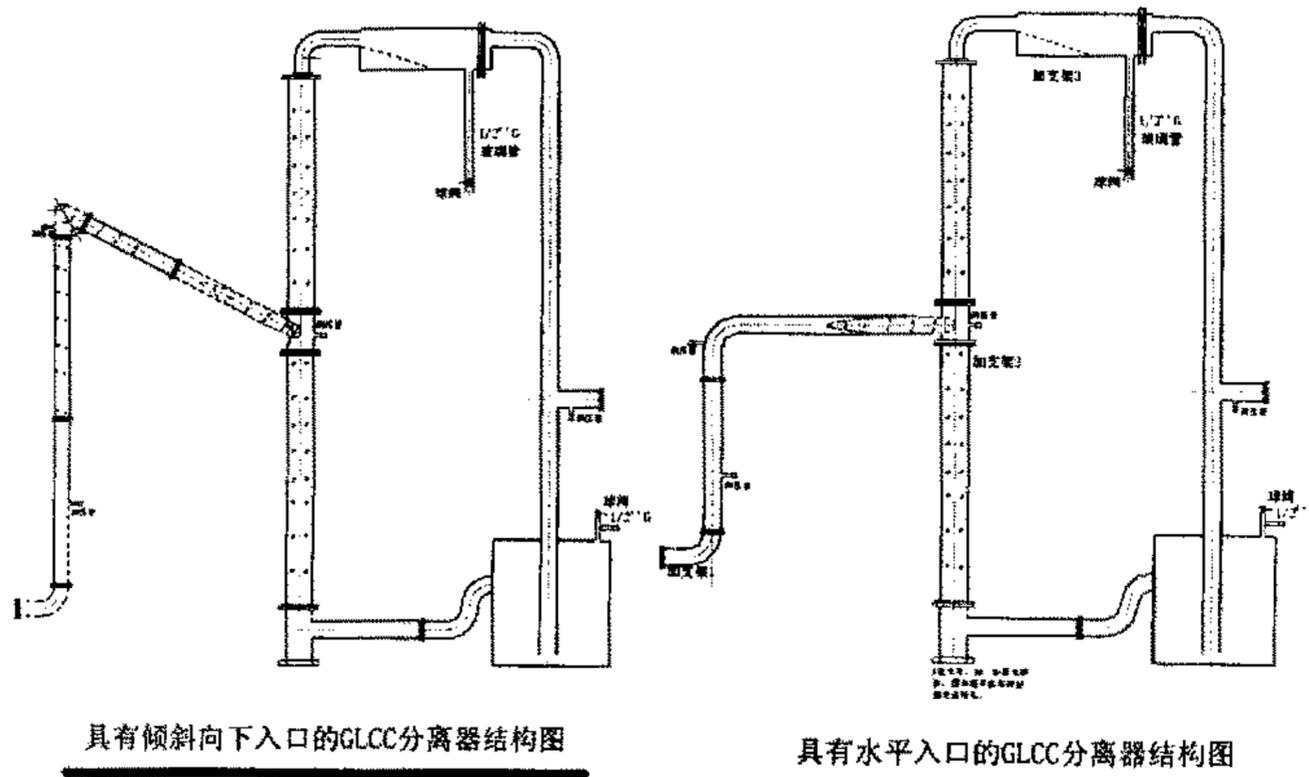
当入口管直径取 51mm，液量取 $4.0\text{m}^3/\text{h}$ 时，要想满足分层流，

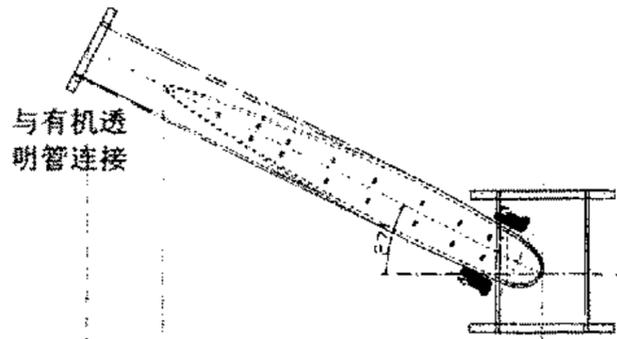
经计算气量最大只能取到 $85\text{m}^3/\text{h}$ ，气油比太小，不符合实际工况，不予考虑。

综合考虑以上几种情况，管柱式气液旋流分离器的尺寸可定为：入口管内径 63 毫米，长取 1 米，喷嘴面积取为入口管截面积的 30%；分离器筒体内径 100 毫米，分离器下部高 1.1 米，上部高按经验取 1.0 米；气相出口管内径 51 毫米，液相出口管内径 63 毫米。考虑到实验的直观性，决定整个分离器全部用有机玻璃制作。

在分离器实验模型制作过程中，做了几项修改：①为了验证入口倾角对分离效果的影响，设计加工了一套水平入口，使入口管有倾斜和水平两套方案；②为了使入口管后部的分层效果更加明显，将入口管由 1.0 米改为 1.25 米；③为了解决定量测量分离效率难的问题，设计制作了气泡捕集装置和液滴捕集装置。

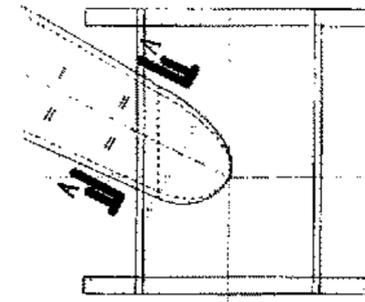
管柱式气液旋流分离器结构图、入口连接管局部放大图以及气泡捕集装置和液滴捕集装置详图如下面几个图所示：



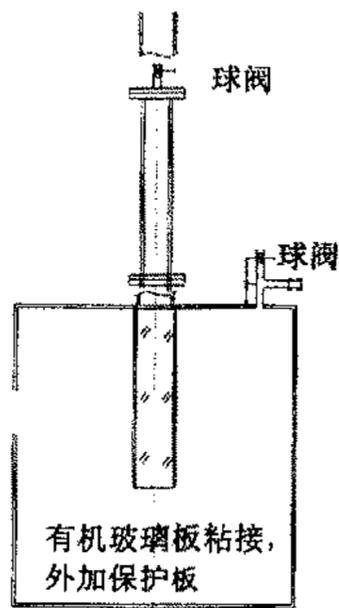


注：有机玻璃板与筒体的粘接视具体情况另行确定

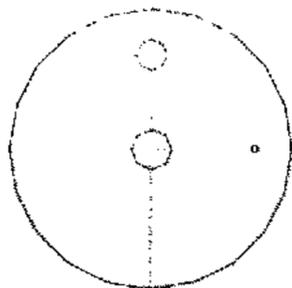
入口连接管局部放大图



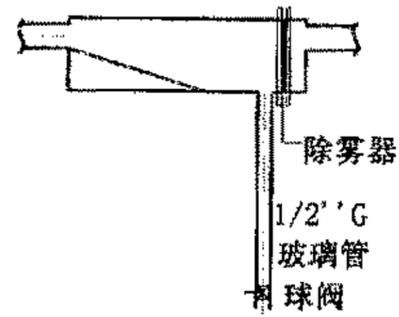
A--A剖面图



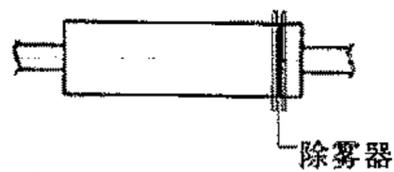
气泡捕集装置立面图



气泡捕集装置平面图



液滴捕集装置立面图



液滴捕集装置平面图

3.3 分离效率的测定

3.3.1 气泡捕集装置和液滴捕集装置的设计

如何定量测量分离效率,一直是实验研究和实际生产中的一个难题。为了解决这个问题,经过多次研究探讨,在气体出口管处设计安装了液滴捕集装置,在液体出口管处设计安装了气泡捕集装置(具体结构见上面气泡捕集装置和液滴捕集装置平面图和立面图),用于测管柱式气液旋流分离器的分离效率。

为了保证气泡捕集装置的大小确实能把液体中夹带的气泡捕集出来,考虑液相在气泡捕集装置内的停留时间为1分钟。在所要求的液相停留时间内,进入气泡捕集装置的液相的量应和它的体积相等,

$$\text{即} \quad \frac{\pi}{4} D^2 h = \frac{Q_l t}{60 \times 60},$$

式中: Q_l ——液相流量,米³/小时;

$$\text{所以,} \quad t = \frac{900 \pi D^2 h}{Q} = \frac{900 \times \pi \times 0.408^2 \times 0.5}{4} = 59 \text{ 秒。}$$

因此,所采用的气泡捕集装置的尺寸是合适的。

为了增加液滴捕集装置捕集液滴的效果,在捕集管内左下角装上倾斜板,可以使液体沿斜板自然流下,避免在左下角集液,并减少流动死区。在液滴捕集装置右方安装除雾器,可以使夹带进气流中的细小液滴碰撞凝聚,并沿除雾器结构面流至集液部分,增强捕集效果。

3.3.2 管柱式气液旋流分离器分离效率的测量

(1) 用气体带液率表示的管柱式气液旋流分离器的分离效率:

$$k_g = \frac{Q_{l-gas}}{Q_{g-in}} \quad (3-21)$$

式中: k_g ——气体带液率

Q_{l-gas} —— 一段时间内气体出口管中夹带的液体的量

Q_{g-in} —— 一段时间内入口管内进入分离器的气体的量

只要 k_g 小于 $0.05\text{cm}^3/\text{m}^3(\text{气})$ ，就说明分离器的分离效率是合乎要求的。气体带液率越小，分离效果越好。

气体出口管中夹带的液体的量可以用气体出口处的液滴捕集装置得到。时间可以用秒表读取，入口处液体的体积流量可以由采集板读取。由此用上面公式即可算出气体带液率。

(2) 用液体带气率表示的管柱式气液旋流分离器的分离效率：

$$k_l = Q_{g-liquid} / Q_{l-in} \quad (3-22)$$

式中： k_l —— 液体带气率

$Q_{g-liquid}$ —— 一段时间内液体出口管中夹带的气体的量

Q_{l-in} —— 一段时间内入口管内进入分离器的液体的量

只要 k_l 小于 $0.02\text{m}^3/\text{m}^3(\text{液})$ ，就说明分离器的分离效率是合乎要求的，液体带气率越小，分离效果越好。

液体出口管中夹带的气体的量可以由液体出口处的气泡捕集装置得到。具体方法是：打开气体捕集装置上部出口阀门，排空里面的空气，装置内充满液体，随着实验的进行，若有气泡，它会析出并在上部聚集，占有上部一定的容积，用秒表测出时间，用测压管上所装的压力表测出压力，由刻度尺读取气体体积数，由采集板读取入口处液体的体积流量，由此用上面的公式即可算出液体带气率。

3.4 实验方案

3.4.1 实验装置简介

实验是把设计的管柱式气液旋流分离器联入石油大学（华东）多相流实验环道进行的，分离器联入点在 P_6 和 P_7 之间。实验环道采用 3 吋不锈钢管，全长 350m。整个实验装置主要是由起点的介质供应系统、实验环道、管柱式气液旋流分离器、气泡捕集装置、液滴捕集装置、终点的液塞捕集器以及控制系统和数据采集系统组成。在测试段设有一个温度变送器、两个压力变送器、两个差压变送器和一套数据采集系统。实验装置的检测、控制信号输入工控机，实现计算机自动控制与数据采集。控制与数据采集系统是基于 INTELUTION FIX 平台完成的，该系统具有较好的稳定性，能够同时实现多点控制与采集。

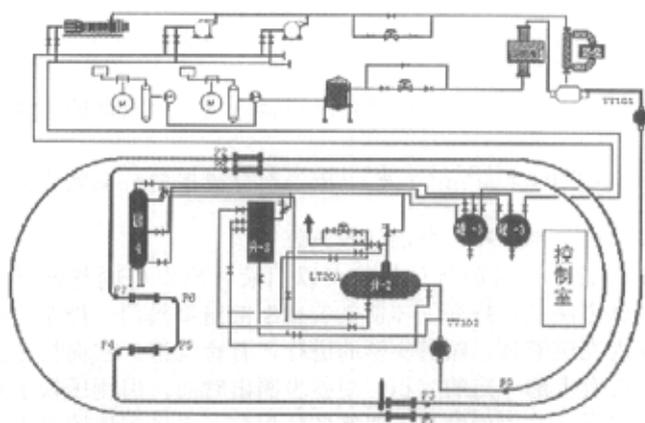


图 4-1 石油大学多相流实验环道

3.4.2 实验流程

实验工质为空气和水与空气和油，经泵增压，调节阀调压，液体质量流量计计量的液相和由空气压缩机增压，经调节阀调压，气体流量计计量的压缩空气进入气液混合器，混合进入实验环道。气体流量

计量采用金属转子流量计，液体流量计量采用 ROSEMOUNT 质量流量计。气液两相由实验环道进入管柱式气液旋流分离器，分离计量后再次混合，由分离器的汇合出口进入实验环道，经由实验环道进入容积式液塞捕集器进行气液分离，分离后的液体经腰轮流量计计量后回到液体储罐，分离后的气体经涡街流量计计量后直接放空。起终点温度由温度传感器测量。

3.4.3 实验内容

- 1) 气液旋流分离器的压降
- 2) 气液旋流分离器的分离效率

3.4.4 实验测试工况

考虑到实验中可能出现的各种现象，比如分出的气体夹带液体、分出的液体夹带气体、气体和液体都夹带很少以及不同入口情况、不同工质等，拟进行以下几种实验工况：

- 1) 水平入口，空气与水作工质，进行以下几组实验：
 - i. 液量 $1.2\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、150、200、 $250\text{Nm}^3/\text{h}$
 - ii. 液量 $2.0\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、150、200、 $250\text{Nm}^3/\text{h}$
 - iii. 液量 $2.7\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、150、200、 $250\text{Nm}^3/\text{h}$
 - iv. 液量 $3.4\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、 $150\text{Nm}^3/\text{h}$
 - v. 液量 $4\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 100、 $150\text{Nm}^3/\text{h}$
- 2) 倾斜入口，空气与水作工质，进行以下几组实验：
 - vi. 液量 $1.4\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、150、200、 $250\text{Nm}^3/\text{h}$
 - vii. 液量 $2.0\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、150、200、 $250\text{Nm}^3/\text{h}$
 - viii. 液量 $2.7\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、150、200、 $250\text{Nm}^3/\text{h}$
 - ix. 液量 $3.4\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、150、 $180\text{Nm}^3/\text{h}$
 - x. 液量 $4\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 100、120、 $150\text{Nm}^3/\text{h}$
- 3) 倾斜入口，空气与油作工质，进行以下几组实验：
 - xi. 液量 $2.1\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 100、120、 $140\text{Nm}^3/\text{h}$
 - xii. 液量 $2.5\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 100、120、 $140\text{Nm}^3/\text{h}$
 - xiii. 液量 $2.8\text{m}^3/\text{h}$ ，气量分别取 70、100、 $120\text{Nm}^3/\text{h}$

3.4.5 实验步骤

- 1) 提前倒好流程, 根据实验工况, 做好环道工况准备。
- 2) 试验时:
 - (1) 先开压缩机, 提供仪表风, 同时打开计算机做好控制和采集准备;
 - (2) 向环道供气;
 - (3) 供气10分钟左右, 将环道内残存液体压入储罐, 然后启泵, 向环道供液;
 - (4) 控制背压为0.05MPa, 以利于环道内的液体顺利压回储罐, 实现循环;
 - (5) 根据试验工况, 手动调整调节阀开度, 达到试验要求后把手动改为自动, 稳定一段时间(约30分钟);
 - (6) 等到工况稳定后, 开始采集数据;
 - (7) 数据采集结束后, 改变试验工况, 按(5)进行;
 - (8) 试验全部结束后, 先关泵, 继续通气约20分钟, 将环道内残存的液体压回储罐, 然后停压缩机;
 - (9) 把环道工况调整到下次试验的要求;
- 3) 分析试验数据, 得出结论。

3.4.6 实验介质物性计算

管柱式气液旋流分离器室内实验所采用的工作介质为空气、水和油, 其相关物性参数计算如下:

一、气相物性

密度 ρ_g 由状态方程知 $\rho_g = P/R(t+273.15)\text{kg/m}^3$ (3-23)

其中 R 为气体状态常数, 对空气 $R=287.1\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{k})$

动力粘度 $\mu_g = \mu_0 \left(\frac{t+273.15}{273.15} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{273.15+C}{t+273.15+C}$ pa.s (3-24)

其中 μ_0 是标况下空气动力粘度, 其值为 $1.71 \times 10^{-5}\text{pa}\cdot\text{s}$, C 是

Sutherland 常数，对空气 $C=122k$

二、 水的物性

水在 $t=10^{\circ}\text{C}$ ， $P=0.1\text{Mpa}$ 时的物性参数如下：

密度： $\rho_w = 999.7\text{kg/m}^3$

运动粘度： $\nu_w = 1.308 \times 10^{-6}\text{m}^2/\text{s}$

动力粘度： $\mu_w = 1.308 \times 10^{-3}\text{pa}\cdot\text{s}$

表面张力： $\sigma_w = 7.36 \times 10^{-2}\text{N/m}$

三、 油的物性

本实验所用油为 HVIW150 基础油，物性参数如下：

密度公式： $\rho_t = \rho_{20} - \gamma(t - 20)$ (3-25)

ρ_{20} 为 20°C 时的密度

$t=20^{\circ}\text{C}$ 时，HVIW150 基础油的 $\rho_{20} = 868.1\text{kg/m}^3$

运动粘度： 15°C 时， $\nu_w = 120\text{mm}^2/\text{s}$ ；

20°C 时， $\nu_w = 100\text{mm}^2/\text{s}$ ；

40°C 时， $\nu_w = 33.32\text{mm}^2/\text{s}$ ；

100°C 时， $\nu_w = 5.465\text{mm}^2/\text{s}$

粘温公式： $\lg \lg(\nu + 0.6) = 9.73 - 3.83 \lg(T)$

粘度指数 96

闪点（开口） 212°C

倾点 -1815°C

中和值 0.06mgKOH/g

表面张力： $\sigma_o = 3.1 \times 10^{-2} \text{N/m}$

3.5 本章小结

本章对实验模型的设计、分离效率的测量、实验方案的制定等进行了详细的研究，主要结论如下：

①. 针对实验用的特定管路和实验工况，全面考虑气液物性、管径、管路倾角等对流型转变的影响，以 Taitel & Dukler 导出的数学模型为依据，考虑倾斜和水平管路两种情况，分别进行管径为 81mm、63mm、51mm 几种特定管路的流型划分计算，并根据计算结果画出了分别以 X-F、气液相折算速度、气液相流量为纵横坐标的分层流与其它流型的分界图，根据流型分界图可以很快找到处于分层流的工况；

②. 根据机理模型和特定管路流型分界图进行实验模型的设计，并为入口设计了倾斜和水平两套方案；

③. 为了解决定量测量分离效率难的问题，经多次研究探讨，设计了气泡捕集装置和液滴捕集装置，使得定量测量分离效率成为可能；

④. 为了能更好地指导实验，制定了详细的实验方案，包括实验装置、实验流程、实验内容、实验测试工况、实验步骤以及实验介质物性计算。

第4章 实验结果分析

实验分两大类,空气和水与空气和油。空气和水一共做了42种工况,水平入口20种,倾斜入口22种;空气和油一共做9种工况,全部为倾斜入口。水平入口长1.1m,内径60mm,倾斜入口长1.25m,向下倾斜27度,内径60mm,具体结构见下面的水平和倾斜入口。自动采集数据,每隔两秒取一次,处理结果如下:

4.1 实验数据汇总

(1) 具有倾斜入口 GLCC 分离器的实验数据汇总表
(工质是空气和油)

工况	液体流量 m ³ /h	折算液速 m/s	气体流量 m ³ /h	折算气速 m/s	标况气液比	实际气液比	入口压力 kPa	入口差压 kPa	分离压差 kPa	捕集压力 kPa	温度 ℃	液体带气率
1	2.80	0.28	80.0	4.08	28.56	14.84	98.48	2.78	4.102	96.89	7.535	0.00631
2	2.81	0.28	100.7	5.15	35.86	18.66	99.16	3.321	4.406	97.03	8.722	0.00755
3	2.78	0.27	119.5	5.91	42.98	21.63	105.7	4.03	4.759	102.4	8.459	0.00848
4	2.47	0.24	100.1	5.21	40.50	21.45	93.5	3.01	4.293	91.29	5.830	0.00786
5	2.46	0.24	120.0	6.12	48.88	25.38	98.00	3.61	4.586	95.06	6.623	0.00815
6	2.46	0.24	140.2	6.98	57.05	28.92	103.6	4.23	4.971	99.95	7.633	0.01006
7	2.13	0.21	100.0	5.33	46.90	25.44	90.78	2.33	4.109	90.00	8.488	0.01298
8	2.12	0.21	120.0	6.25	56.51	29.94	95.73	2.86	4.363	94.10	9.009	0.01221
9	2.11	0.21	140.0	7.11	66.43	34.37	100.3	3.60	4.737	98.05	8.766	0.01325

(2) 具有水平入口 GLCC 分离器的实验数据汇总表
(工质是空气和水)

工况	液体 流量 m ³ /h	折算 液速 m/s	气体 流量 m ³ /h	折算 气速 m/s	标况 气液 比	实际 气液 比	入口 压力 kPa	入口 差压 kPa	分离 压差 kPa	捕集 压力 kPa	温度 ℃	液体 带气 率
1	1.37	0.13	70.0	6.88	51.0	29.8	71.2	0	4.00	71.2	11.3	0.00121
2	1.25	0.12	100.0	9.82	79.8	46.4	72.0	0	4.09	71.4	18.4	0.00142
3	1.26	0.12	151.7	14.91	120.8	69.1	74.7	0	5.23	72.1	21.9	0.00082
4	1.22	0.12	200.1	19.65	164.5	91.7	79.3	0.10	6.84	74.2	21.3	0.00075
5	1.15	0.11	249.9	24.55	217.9	117.5	85.4	0.57	8.61	77.9	20.6	0.00076
6	2.03	0.20	70.0	6.88	34.5	19.8	73.9	0	4.49	72.8	11.0	0.00078
7	1.99	0.20	100.3	9.86	50.3	28.6	75.7	0	5.20	73.1	11.2	0.00115
8	1.98	0.19	150.2	14.75	75.9	42.0	80.7	0.31	6.24	76.1	11.7	0.00090
9	1.94	0.19	200.0	19.64	103.1	55.2	86.7	0.95	7.91	79.0	12.5	0.00073
10	1.89	0.19	250.0	24.56	132.6	68.6	93.2	1.97	9.73	82.9	13.3	0.00060
11	2.73	0.27	70.1	6.88	25.7	14.6	76.1	0.37	5.26	73.3	10.7	0.00035
12	2.68	0.26	100.0	9.83	37.3	20.7	80.3	0.70	5.59	76.5	16.7	0.00062
13	2.59	0.25	150.0	14.74	57.8	31.0	86.5	1.02	6.90	79.9	17.9	0.00073
14	2.56	0.25	200.0	19.65	78.1	40.6	92.6	2.23	8.68	82.5	18.7	0.00058
15	2.46	0.24	250.0	24.56	101.5	50.4	101.3	4.06	10.8	87.4	19.5	0.00053
16	3.41	0.33	70.0	6.87	20.5	11.4	79.9	0.80	6.06	75.3	10.5	0.00035
17	3.37	0.33	100.0	9.82	29.7	16.0	84.9	1.25	6.95	78.9	9.1	0.00035
18	3.32	0.33	150.0	14.74	45.2	23.4	93.4	2.27	8.82	83.7	9.6	0.00033
19	4.01	0.39	100.5	9.87	25.1	13.3	88.5	2.00	7.74	80.9	14.7	0.00026
20	3.91	0.38	150.0	14.73	38.4	19.2	100.	3.58	9.83	88.6	13.5	0.00032

(3) 具有倾斜入口的 GLCC 分离器实验数据汇总表
(工质是空气和水)

工况	液体流量 m ³ /h	折算液速 m/s	气体流量 m ³ /h	折算气速 m/s	标况气液比	实际气液比	入口压力 kPa	入口差压 kPa	分离压差 kPa	捕集压力 kPa	温度 ℃	液体带气率
1	1.31	0.13	70.1	4.16	55.71	32.30	64.45	0.01	3.42	69.61	11.75	0.00104
2	1.32	0.13	100.1	5.85	81.47	45.07	66.90	0.11	3.93	71.13	19.08	0.00087
3	1.30	0.13	149.9	8.65	117.3	67.51	68.82	0.05	4.478	72.08	18.61	0.00082
4	1.25	0.12	200.0	11.26	159.9	91.07	73.24	0.18	5.46	74.61	18.01	0.00052
5	1.19	0.12	250.0	13.61	210.4	116.1	79.08	0.84	6.59	78.24	18.25	0.00049
6	2.03	0.20	70.0	4.06	35.51	20.38	67.83	0.14	3.78	71.69	13.7	0.00064
7	2.01	0.20	100.6	5.73	53.98	29.05	71.14	0.32	4.28	74.24	15.11	0.00067
8	1.95	0.19	150.0	8.38	80.26	43.74	74.55	0.49	4.87	76.06	16.9	0.00065
9	1.92	0.19	199.9	10.86	104.6	57.42	79.64	1.072	5.894	78.87	18.12	0.00061
10	1.87	0.18	250.0	13.11	133.8	71.22	85.98	2.387	7.05	82.51	18.51	0.0005
11	2.74	0.27	70.0	3.99	25.75	14.82	70.85	0.34	4.25	73.54	12.8	0.00039
12	2.69	0.26	100.0	5.61	37.83	21.18	73.95	0.64	4.73	75.83	12.35	0.00055
13	2.67	0.26	150.6	8.13	58.02	31.03	80.73	2.21	5.60	80.58	12.50	0.00049
14	2.63	0.26	200.1	10.41	76.58	40.34	87.40	5.57	6.57	84.01	13.15	0.00056
15	2.58	0.25	250.2	12.45	97.67	49.14	96.08	8.01	7.77	89.30	14.15	0.0005
16	3.44	0.34	69.9	3.91	20.39	11.54	74.61	2.397	4.85	76.14	11.01	0.00028
17	3.41	0.33	100.1	5.49	29.69	16.38	78.04	3.29	5.39	78.48	12.51	0.00027
18	3.36	0.33	149.8	7.83	45.56	23.74	86.54	5.87	6.69	83.73	13.14	0.00032
19	3.36	0.33	180.2	9.16	54.47	27.78	91.99	8.25	7.04	87.51	13.69	0.00033
20	4.15	0.41	99.8	5.32	24.15	13.06	82.99	5.42	6.20	81.59	13.36	0.00023
21	4.11	0.40	120.1	6.25	29.39	15.49	87.43	6.50	6.77	84.60	13.75	0.00019
22	4.07	0.40	149.6	7.55	37.08	18.89	93.32	8.05	7.51	88.94	13.65	0.00018

4.2 气体带液率分析

GLCC 分离器的分离效率可以从分离器上部气体出口的气体带液率方面来考虑。为了测量 GLCC 分离器气体出口的气体带液率，就需要测每种工况下一定时间内气体出口夹带的液体量，然后除以这一时间内总的气体量，就可以得到气体带液率 k_g 。

4.2.1 水平入口的 GLCC 分离器的气体带液率

对于具有水平入口的 GLCC 分离器，只做了空气和水为工质的实验，实验过程中出现的气体带液量很小，要想定量分析较为困难。在捕集器的玻璃管上方也只是有一层薄的液膜出现，不过，实验停止后，经过 15 小时左右，我们发现在玻璃管中积存了 10cm 高的液柱（当天实验运行时间为 10 小时）。按照带液率最大的情况分析，10 小时的气体流量最小值为 1000Nm^3 ，液柱的体积 10cm^3 ，那么气体带液率 k_g 为 $0.01\text{cm}^3/\text{m}^3$ 气，小于标准 $0.05\text{cm}^3/\text{m}^3$ 气。

4.2.2 倾斜入口的 GLCC 分离器的气体带液率

对于具有倾斜向下入口的 GLCC 分离器，做了空气和水与空气和油为工质的两种实验。

(1) 空气和水为工质

实验过程中出现的气体带液量比水平入口的更小，只是在极端工况下才有极少量的细小液滴附于管壁，经过两天的实验，液滴捕集管内始终没有发现液体存在，并且在每一个对应工况下，分离器内入口上方的悬浮液环比带有水平入口的分离器要少得多。分析原因是由于倾斜向下的入口使进入 GLCC 分离器的气体和液体具有向下的初速度，液体受到气体对它向上的冲击力要比水平入口的小很多，因此，悬浮液环小，并且被夹带入气体出口的液体量也相应少得多。

(2) 空气和油为工质

实验工质换为空气和油时,从实验过程发现,由于温度较低,所用油的动力粘度高达 200mPa.s,旋转强度衰减很快,当气量稍大时,液体不仅旋转入口上方甚至或旋转到气体出口处,而且当段塞来临时液滴向上喷溅,有时能高达上方的气体出口。从观察发现,对于相同的液量和气量,空气和油为工质比空气和水为工质时气体出口的气体带液率要大得多。当气体流量超过 140Nm³/h 时,气体带液率超过标准 0.05cm³/m³(气)。

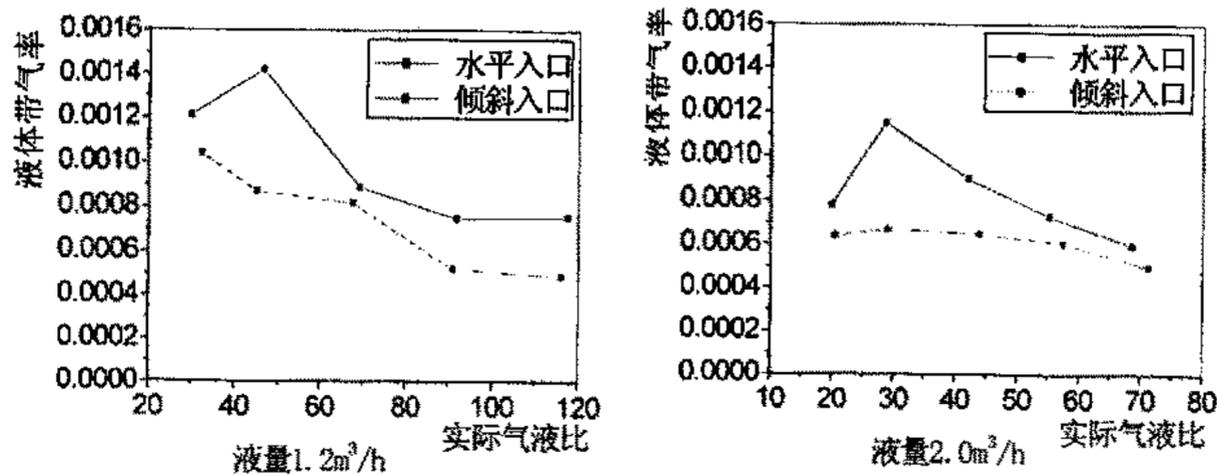
4.3 液体带气率分析

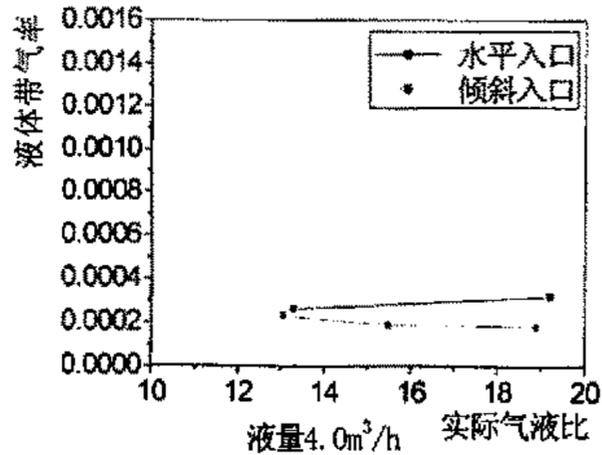
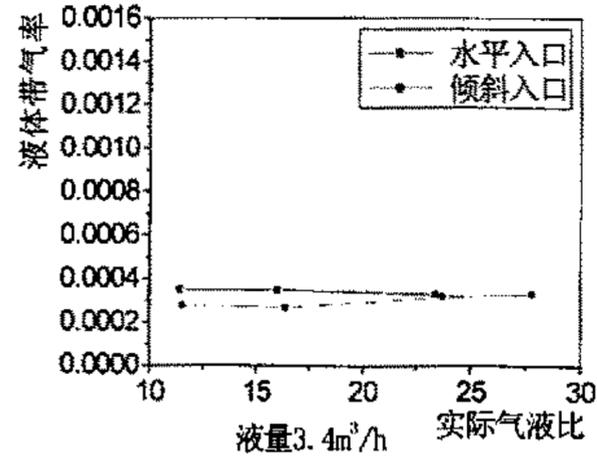
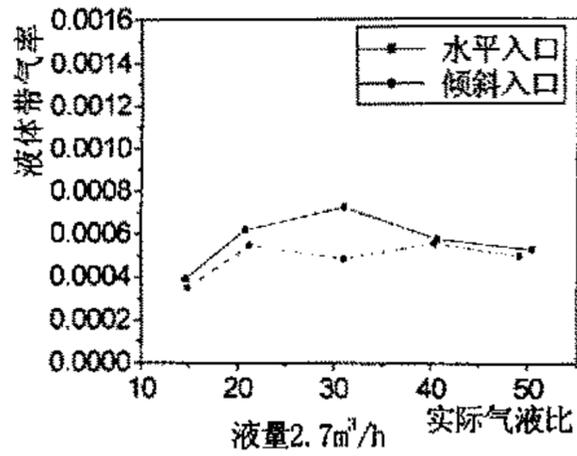
GLCC 分离器的分离效率也可以从分离器下部液体出口的液体带气率方面来考虑。为了测量 GLCC 分离器液体出口的液体带气率,就需要测每种工况下一定时间内液体出口夹带的气体量,除以这一时间内总的液体量,就可以得到液体带气率 k_l 。

4.3.1 工质为空气和水

对于工质为空气和水为工质所作的实验,所用管柱式气液旋流分离器的入口结构分别为水平入口与倾斜入口,下面对其实验结果进行对比分析。

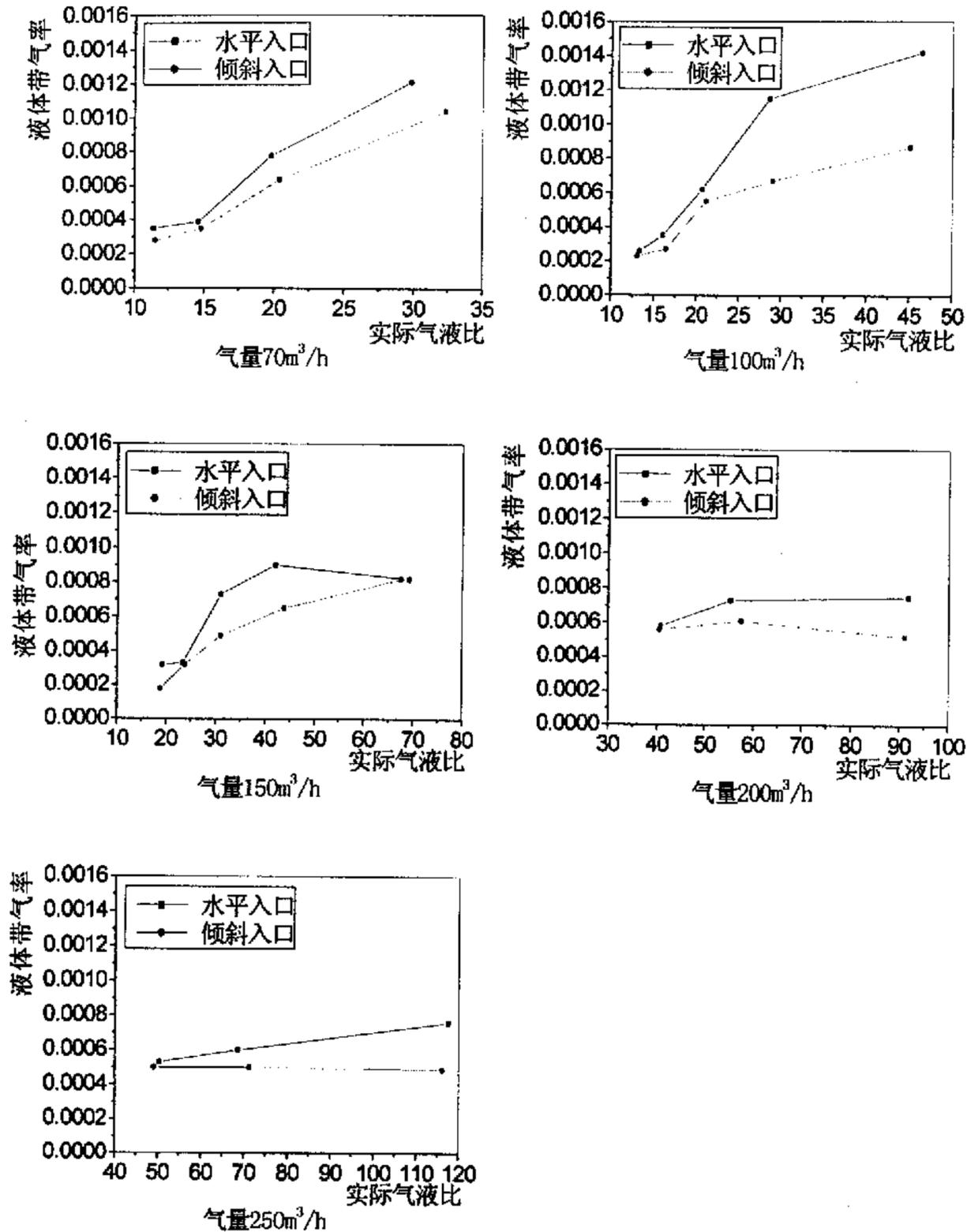
(1) 液量一定,气量变化对液体带气率的影响





从上面五个图可以看出,液体带气率不仅与气液比有关,还与每种工况的具体气量和液量有关,气液比并非单独成立的评价指标。当液量较小时,随着气量的增大,即气液比的增大,液体带气率有下降的趋势;当液量较大时,随着气量的增大,即气液比的增大,液体带气率变化不明显;在所做工况范围内,随着液量的增大,液体带气率逐渐减小;而且也可以看出,在大部分工况下,带有倾斜向下入口的GLCC分离器的液体带气率要比相应工况的水平入口的小。分析认为,入口向下倾斜使得在入口喷嘴处即发生分层现象及两相的初步分离,并且,向下倾斜结构使液体在入口下方旋转一周后形成旋涡,避免了气体向GLCC上方运动的阻碍。

(2) 气量一定,液量变化对液体带气率的影响



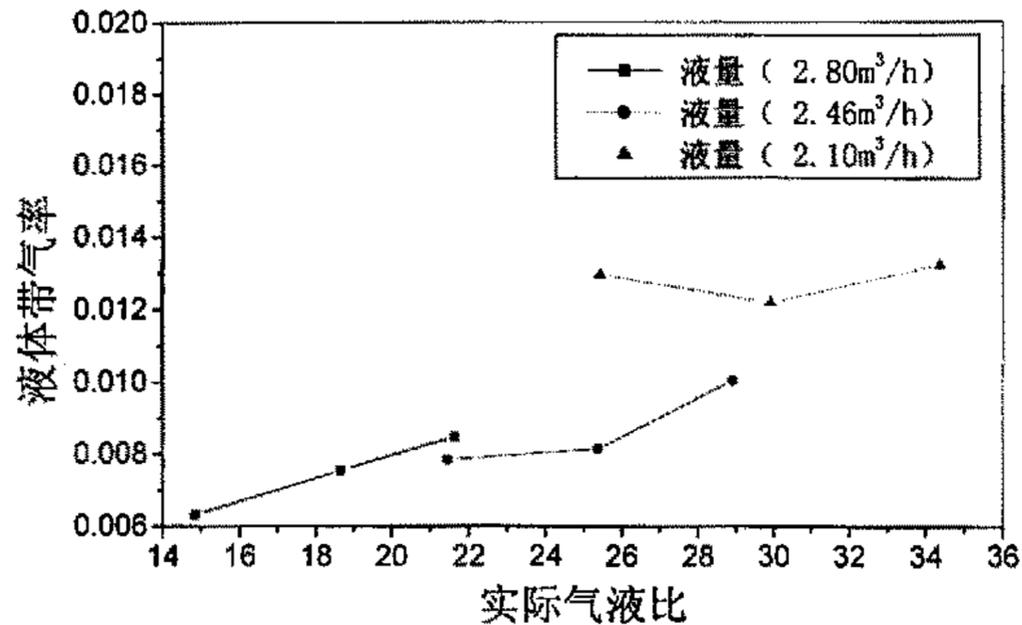
从以上五个固定气量变液量的图可以看出,当气量较小($70\text{Nm}^3/\text{h}$)时,随着液量的增大,即气液比的减小,液体带气率有下降的趋势。当气量为 $100\sim 150\text{Nm}^3/\text{h}$ 时,随着液量的增大,即气液比的减小,液体带气率有下降的趋势。从第 4、5 两个图可以看出,当气量为 $200\sim 250\text{Nm}^3/\text{h}$ 时,随着液量的增大,即气液比的减小,水平入口的分离器液体带气率变化不明显,倾斜向下入口分离器的液体带气率有下降的趋势。而且也可以看出,带有倾斜向下入口的 GLCC 分离器的液体带

气率要比水平入口的小。

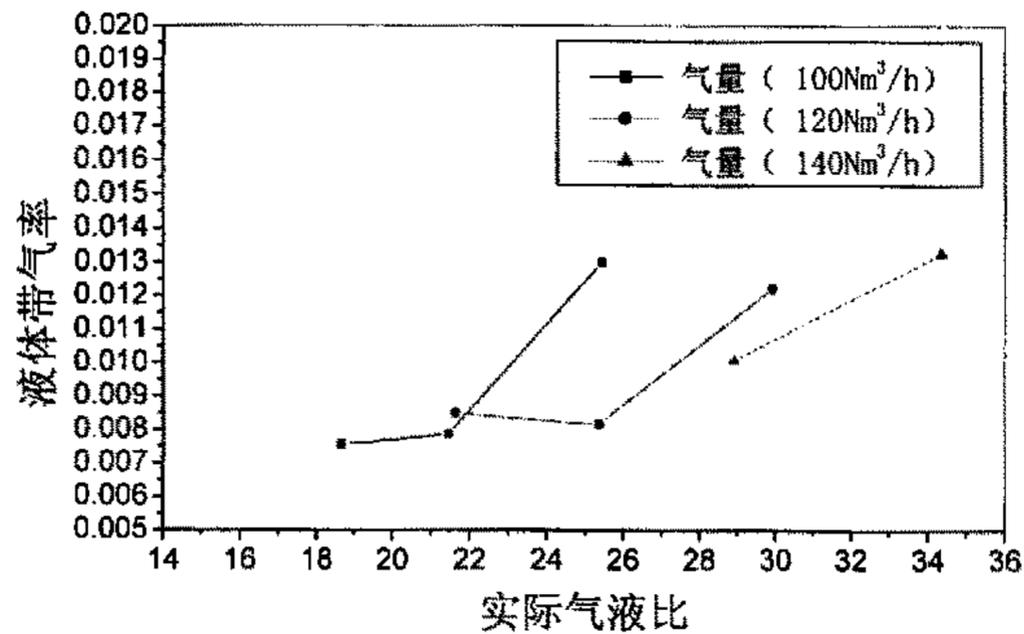
4.3.2 工质为空气和油

对于空气和油为工质所作实验用的是倾斜向下入口的管柱式气液旋流分离器。

(1) 液量一定，气量变化对液体带气率的影响



(2) 气量一定，液量变化对液体带气率的影响



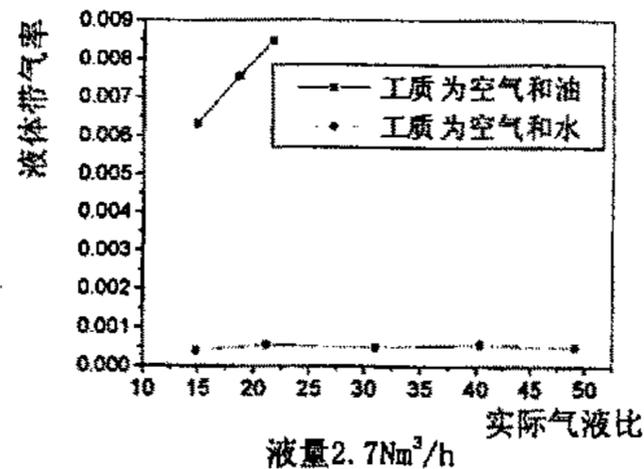
对于空气和油为工质进行的实验是在倾斜入口装置上实施的，由于实验条件的限制，实验时所用的油粘度太高，达到 150~200 毫

帕·秒, 这给实验结果的处理分析带来困难。不过, 从实验现象的观察发现, 分散在油中的气泡均匀, 最大的约为 1~1.5 毫米。尾部气泡较多。实验结果分析是在把泡沫状部分作为油的基础上建立起来的来的。

由以上两个图可以看出, 当液量一定时, 随着气量的增加, 液体带气率有增大的趋势, 但变化不是很大; 当气量一定时, 随着液量的增大, 液体带气率有减小的趋势。考虑到试验装置的承受能力、油的粘度以及气体带液率等多方面的因素, 没有进行其它工况的实验, 在现有工况下, 液体带气率是符合要求的。

4.3.3 不同工质对液体带气率的影响

实验所用液体工质分别为水和油, 水的粘度约为 1mPa.s, 油的粘度约为 150~200 mPa.s, 从实验现象和采集到的数据都可以看出, 不同的工质对液体带气率有很大的影响, 以液量为 $2.7\text{m}^3/\text{h}$ 变气量的一组工况为例, 不同工质对液体带气率的影响如下图所示:



由上图可以看出, 空气和水作工质的两相流的液体带气率要比空气和油两相流作工质的液体带气率低将近 20 倍。由实验现象也可以直观地看出, 当空气和水作工质时, 只在有较大段塞流出现时, 气泡捕集装置内才有气泡析出, 而空气和油作工质时, 随时都有气泡析出, 捕集管内充满了泡沫状物质。

4.4 段塞流对 GLCC 分离器气液分离效果的影响

本实验的气、液两相来流由石油大学（华东）大型多相流实验环道提供，全长三百五十多米，段塞流工况常见，这与生产中的工况一致。由实验观察可知，当有大的液塞进入分离器时，旋涡上升到入口上方，最大时能达到气体出口处，下部气芯粗大明显，伴随有大气泡出现在气泡捕集装置内，这就降低了 GLCC 分离器的气液分离效率。对于实验所用环道，由文献^[21]可知：

液塞速度为： $v_l = 1.08 + 1.052v_m$ v_m —— 混合物速度

平均液塞长度：
$$\frac{\bar{L}_s}{D} = 12.819 + 0.4323 \frac{v_m}{\sqrt{\Delta\rho / \rho_L g D}}$$

对于空气和水做工质的两相流在大环道内流动：平均液塞长度为 22.81D，最大液塞长度为 40.1D。入口管内径 0.06m，分离器内径 0.1m，最大液塞进入分离器后，液塞长度达到分离器内径的 24 倍，而分离器的高度为分离器内径的 22.5 倍，在短时间内来不及流出，旋涡高达分离器上部气体出口，造成气体带液。另一方面，液塞到来时流体速度很高，进入分离器下部的气体来不及反流已到达底部液体出口，被液体夹带从液体出口流出，造成液体带气。

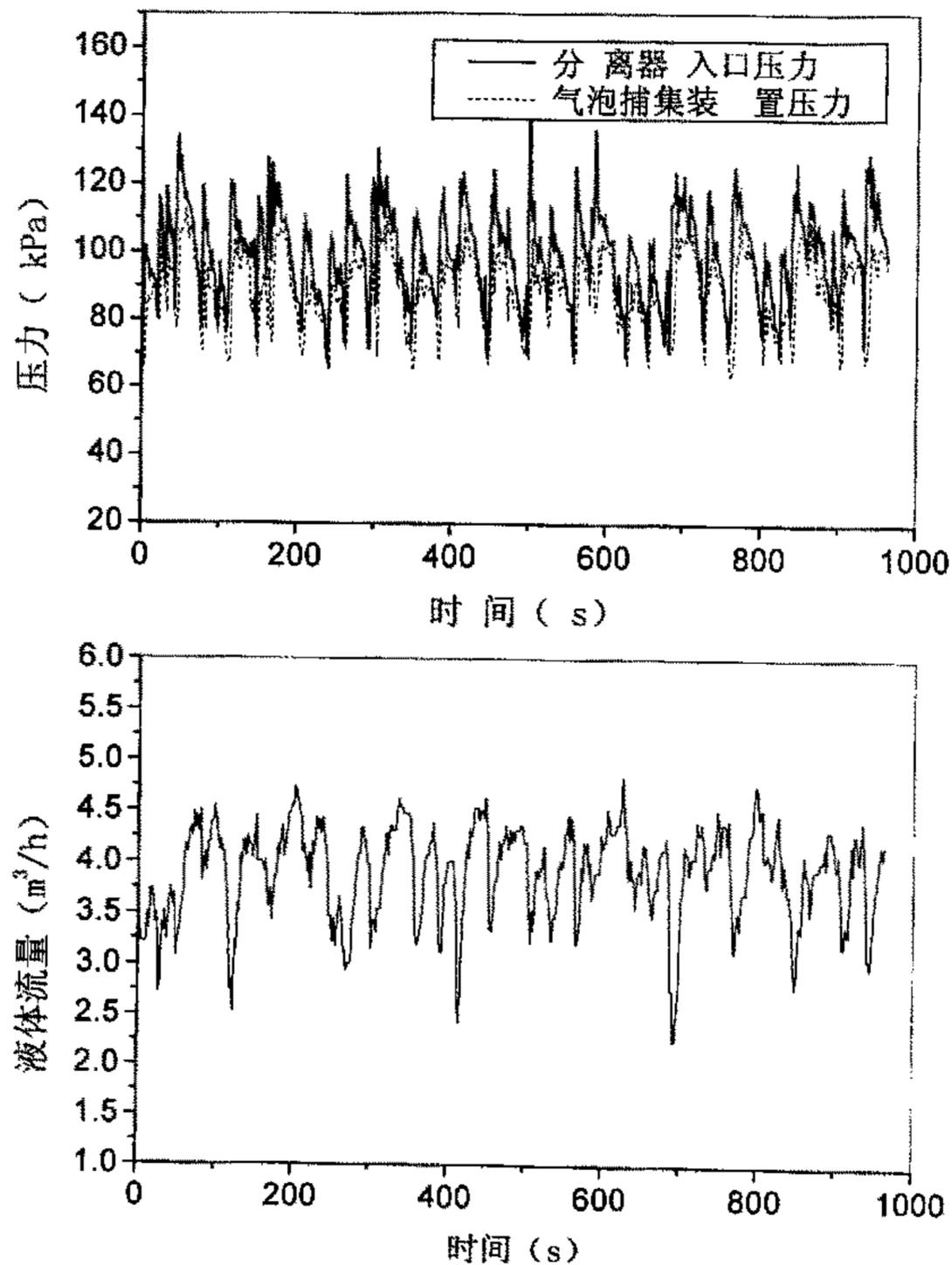
4.5 GLCC 分离器的最佳工作范围

4.5.1 液体处理量

当液量达到 4.2m³/h 以后，出现压力波动很大的情况，而且根据对实验现象的观察发现，随着气量的增大，旋转液柱会达到上部气体输送管的弯管处，从而造成气体带液的现象。其压力、压差和液量波动情况如下图所示：从图中我们可以发现，当液量较大、气量较小时很容易形成段塞，使得入口处形成间歇式段塞流和分层流，从压力变送器接受到的信息只能是压力忽高忽低的变化，压力较高时，旋转液柱达到的高度明显增加，以至于到达弯管处。

考虑到设备的承压能力和对实验现象的综合分析，在液量为 $4\text{m}^3/\text{h}$ 时，气量不能大于 $150\text{Nm}^3/\text{h}$ 。

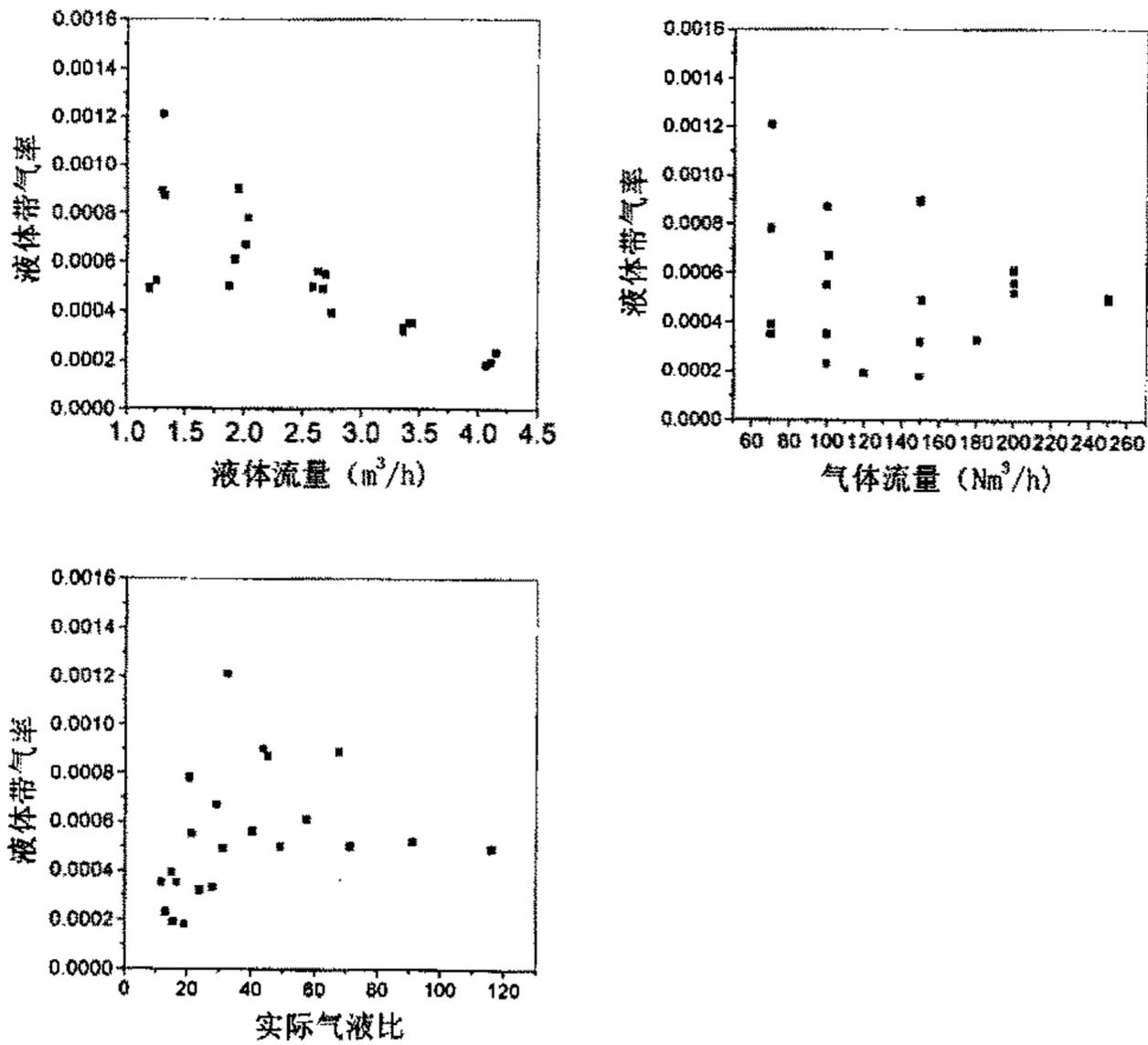
反之，处理的液量也不能太小，液量太小，一方面它容易被较大的气流吹到上部的气体出口，造成上部气体出口的气体带液，另一方面，液量太小，从入口进入分离器的液体的旋流力度不够，对气体向上的浮力不够，容易造成下部液体出口的液体带气（从气量一定时液量变化对液体带气率的影响图上可以看出，液量较小时，液体带气率较大）。



4.5.2 气体处理量

同理, 气体处理量也有一个最佳的范围, 从以上固定液量变气量的图上可以看出, 当气体流量太小时, 液体带气率较大, 而且, 气量小, 液量很大时, 在管路中气体推不动液体, 很容易形成段塞流, 分离器入口上方旋转液柱能上升到上部气体出口, 造成气体带液。另一方面, 当气体流量太大时, 如果液量小, 液体很容易被较高的气流吹成细小的液雾而从气体出口带出, 降低分离器的效率。

如下图所示: 当工质为空气和水时, 在液体流量为 $3.4 \sim 4.15 \text{ m}^3/\text{h}$, 气体流量 $100 \sim 150 \text{ Nm}^3/\text{h}$, 实际气液比 $13 \sim 28$ 时, 分离效果最佳。



4.6 实验结果与计算模型对比分析

计算模型为: 入口管向下倾斜 27 度, 喷嘴采用新月型, 入口管直径计算用 Taitel & Dukler 预测模型, 入口速度计算用伯努利运动方程和连续性方程, 分离器内径由气、液相临界速度计算, 分离器下部高由气泡轨迹模型计算得到, 上部高度按经验取, 气、液相出口配管由气、液相压力平衡计算得到。

经计算, 在 0.3MPa 绝对压力、气体流量 180Nm³/h, 液体流量 4m³/h 工况下, 设计的分离器各部分尺寸为: 入口管向下倾斜 27 度, 喷嘴采用新月型, 入口管内径 63 毫米, 长取 1 米, 喷嘴面积取为入口管截面积的 30%; 分离器筒体内径 100 毫米, 分离器下部高 1.1 米, 上部高按经验取 1.0 米; 气相出口管内径 51 毫米, 液相出口管内径 63 毫米; 气液相汇合出口低于入口 0.4 米。

实际所加工的分离器尺寸基本与设计尺寸相一致, 只是入口管加长 0.25 米, 气相出口管内径取 60 毫米, 气液相汇合出口抬高 0.15 米, 添加了气体和液体捕集装置。

实验的绝对压力约为 0.2Mpa, 由前面的实验分析可知, 在气相流量 100~150 Nm³/h、液相流量 4 m³/h 时分离效果最佳, 这说明原有计算模型基本上是合理的, 需要改进的地方有以下几点:

①, 分离器下部高的计算分别采用本文的气泡轨迹模型和文献上的统一微粒轨迹模型两种方法进行, 气泡轨迹模型计算的高为 1.06 米, 统一微粒轨迹模型计算的高为 0.62 米, 实验实际采用的高为 1.15 米, 经实验观察, 1.15 米的高度偏低, 细小气芯下降到底部, 降低了分离效率, 应该再加高 0.2 米左右。分离器高的计算与很多参数的选取有关, 如气芯半径, 在实际计算中很难把握, 就所采用的两种方法而言, 气泡轨迹模型要比统一微粒轨迹模型准确准确性高, 但还偏于保守, 在分离器的工艺设计中应适当放大。

②, 原有计算模型中气液混合出口取的偏低, 致使平衡液位偏低, 即气泡区偏低, 导致液体带气率增加, 实际运用中把出口抬高了 0.15 米, 相当于抬高了气泡区高度, 到达底部的气芯已非常细小, 降低了液体带气率, 提高了分离器的分离效率。

③, 计算模型中旋转强度公式与工质粘度无关, 由实验观察发现, 旋转强度与工质粘度有很大关系, 随着粘度的增大, 旋转强度迅速衰

减。因此，模型中旋转强度公式还有待改进。

4.7 本章小结

总结实验的各种情况，得到以下结论：

- ①. 具有倾斜向下入口的 GLCC 分离器要比水平入口的 GLCC 分离器的气体带液率和液体带气率小。具有水平入口的 GLCC 分离器的起泡现象要比具有倾斜向下入口的 GLCC 分离器的严重，分离器筒体内入口上方的悬浮液环也比倾斜向下入口的多；
- ②. 入口管加长，入口管内后部的分层情况要比加长前效果好，并且有利于工况稳定；
- ③. 混合出口抬升，液位升高，下部出口附近的气芯细小，夹带进入液体出口的气量减少，有利于分离效率的提高；
- ④. 工质粘度对旋转强度衰减的影响很大，在油的粘度高达 200mPa.s 时，旋转速度很快就衰减为零。因此，对于粘度较高的工质，GLCC 分离器的分离效率偏低；
- ⑤. 对于空气和水的混合两相流，GLCC 分离器上部气体出口带液率几乎为零，下部液体出口带气率都小于 $0.02\text{m}^3/\text{m}^3$ 液，并且捕集到的气体都是在有较大段塞的情况下出现的，当工况稳定的时候，基本上没有气体析出，即工况稳定时几乎没有气体被液体夹带。因此，对于气、水两相流来说，GLCC 分离器的分离效率是合乎要求的；
- ⑥. 对于空气和油的混合两相流，GLCC 分离器上部气体出口带液率在小气量时是合乎要求的；在把泡沫部分作为液体计算的情况下，下部液体出口带气率都小于 $0.02\text{m}^3/\text{m}^3$ 液。分离器下部夹带的气泡细小均匀，最大直径不超过 1.5 毫米；
- ⑦. 在所做的所有工况范围内，经管柱式气液旋流分离器处理后的压降都很小，不超过 0.02MPa。
- ⑧. 由实验结果可知，计算模型基本上是合理的，需要改进的地方有入口与汇合出口间高差的选取、气泡区高的计算中参数的选取以及旋转强度计算公式，这个公式没有考虑到粘度对旋转强度衰减的影响，还有待改进。

第 5 章 数值模拟

通常对管柱式气液旋流分离器的工艺设计是通过改变对分离器的分离性能有影响的设计参数、操作参数及物性参数等外部条件，得出一些经验公式或半经验数学公式来进行的。但是影响分离器分离性能的因素很多，单纯的依靠实验研究来优化尺寸和应用经验设计公式指导设计，既不准确代价又昂贵。要想真正弄清分离器的分离机理，优化尺寸，提高分离效率必须对分离器内部的流动规律进行全面的研 究。管柱式气液旋流分离器内部的流动状况类似于旋流器，相当复杂，涉及到三维流动、旋转紊流、两相流动等，因此很难通过实验或解析的办法，预测其内部流动状况。目前，基于先进的测量技术（LDA、PDA、PIV 等）的应用，对分离器流场实测的准确度得到了一定的提高，但是实测研究一般耗资大、测试周期长并且测点较少，存在实验误差，需要进一步完善。

上个世纪末，随着数值分析、计算流体力学、紊流模式理论和微型计算机的发展，使得数值模拟技术在流体动力学研究和工程实践中得以广泛应用。因此，可以考虑对管柱式气液旋流分离器内部流场进行紊流数值模拟研究，从而为结构改进提供依据，并优化设计。

5.1 数值计算方法简介

紊流流动的基本方程组加上紊流模型和适当的边界条件就构成了完整的定解问题，通过把方程离散化，运用合理的计算方法编制计算程序，原则上就可以得到描述体系整个过程的数值解^[22~24]。建立合理的数学模型是进行计算机模拟的前提，网格的生成和算法的选择对得出合理的计算结果也至关重要。数值计算的具体步骤如下：

5.1.1 建立物理和数学模型

首先对研究的实际问题进行一定的简化假设，以确定物理模型，例如对三维问题简化成二维问题求解。然后从流体力学基本理论出

发, 建立质量、动量守恒方程组, 进行时间平均计算, 得到紊流时均质量守恒方程—连续性方程和时均动量方程—雷诺方程。但是这些方程组往往是不封闭的, 对紊流两相流更是如此, 例如动量方程中的脉动关联项(紊流应力项), 为了使以上方程组封闭, 必须导出新的方程作为补充方程, 于是各种紊流流动模型、两相流模型应运而生。需要根据实际问题选择模型。目前描述分离器流动规律的数学模型还不成熟, 现有的比较有影响的紊流模型是 $k-\varepsilon$ 模型和 RNG $k-\varepsilon$ 模型, 简介如下:

①. 基本控制方程

对稳态不可压缩流动, 其时均方程的张量形式为连续方程:

$$\frac{\partial(\rho U_j)}{\partial x_j} = 0,$$

动量方程:

$$\frac{\partial(\rho U_i U_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \rho \overline{u'_i u'_j} \right],$$

式中: U_i, U_j 为各时均速度分量 ($i=1,2,3$);

x_i 代表各坐标分量 ($i=1,2,3$);

p 为流体的时均压力;

μ 是流体的动力粘度;

ρ 是流体密度;

$\overline{u'_i u'_j}$ 为未知 Reynolds 应力分量。

②. 标准 $k-\varepsilon$ 模型

该紊流模型采用如下的 Reynolds 应力关联式

$$-\overline{\rho u'_i u'_j} = \mu_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij} ,$$

其中：紊流粘性系数 $\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon}$ ；

$$\text{紊流动能 } k = \frac{1}{2} \overline{u'_i u'_i} ;$$

$$\text{紊流耗散率 } \varepsilon = \mu \frac{\overline{\partial u'_i u'_i}}{\partial x_j \partial x_j} .$$

k 和 ε 的输运方程分别为：

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho U_k k)}{\partial x_k} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\frac{\mu_e}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_k} \right) + G_k - \rho \varepsilon ;$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho U_k \varepsilon)}{\partial x_k} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\frac{\mu_e}{\sigma_\varepsilon} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_k} \right) + \frac{\varepsilon}{k} [C_{\varepsilon 1} G_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon] .$$

式中：湍能产生率 $G_k = \mu_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_k} + \frac{\partial U_k}{\partial x_i} \right) \frac{\partial U_i}{\partial x_k}$ 。

方程中的经验常数为：

$$C_\mu = 0.09; C_{\varepsilon 1} = 1.45; C_{\varepsilon 2} = 1.92; \sigma_k = 1.0; \sigma_\varepsilon = 1.3.$$

③. RNG $k-\varepsilon$ 模型

上述 $K-\varepsilon$ 模型是基于紊流各项同性假设推导出来的，即认为 μ_t 为一标量，在各个方向上取值相同。通常称之为标准的 $K-\varepsilon$ 紊流模型。

实验测试表明，管柱式气液旋流分离器内强旋流场的紊流粘性系数是各项异性的。因此，标准的 $K-\varepsilon$ 紊流模型无法对分离器内流场进行准确预报，必须对其进行修正或选用更高级的紊流模型，如 Reynold 应力模型和代数应力模型等。由于 Reynold 应力模型计算量大，边界条件和经验常数很难确定，使得该模型的应用受到限制。代数应力模型利用一些代数表达式表示 Reynold 应力方程中的应力分量，计算量

大大减小, 但对其研究和应用程度远不及 $K-\varepsilon$ 紊流模型。本文拟采用修正的 $K-\varepsilon$ 模型, 即 RNG $K-\varepsilon$ 模型。

RNG $K-\varepsilon$ 模型是 Yokhot 和 Orszag 等人于 1986 年应用重整化群理论发展出一种改进的 $K-\varepsilon$ 模型。基本思想是把紊流视为受随机力驱动的输送过程, 再通过频谱分析消去其中的小尺度涡, 并将其影响并到涡粘性中, 以得到所需尺度上的输运方程, 主要改进有:

1) RNG $k-\varepsilon$ 模型中的 ε 方程中多了湍能生成项

$$G_k = 2\mu_t \bar{S}_{ij} \cdot \bar{S}_{ij}; \quad \bar{S}_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right),$$

该项增加了对快速流动

的计算准确性。

- 2) 标准模型中的系数由实验确定, 而 RNG $k-\varepsilon$ 模型中的系数由理论推导产生, 因此其适应性更强;
- 3) RNG $K-\varepsilon$ 模型考虑了旋涡对紊流的影响, 即紊流的各向异性效应, 改善了对旋转流动的预报结果;
- 4) RNG $k-\varepsilon$ 模型可以直接积分到壁面, 而标准 $k-\varepsilon$ 模型在近壁区必须用壁面函数。

RNG $k-\varepsilon$ 模型中有关模型常数为:

$$c_\mu = 0.085; \quad c_{\varepsilon 1} = 1.42; \quad \sigma_k = 0.7179;$$

$$\sigma_\varepsilon = 0.7179; \quad \beta = 0.015; \quad \eta_0 = 4.38。$$

5.1.2 确定计算区域和边界条件

根据给定的物理问题, 确定计算区域并给定该流场的进出口, 轴线(或对称面)及边壁或自由面处条件。对于紊流两相流需要分别给出各相的边界条件。边界的合理给定, 对计算结果至关重要。例如, 如何给定紊流动能或紊流各应力分量在进出口的数值, 如何给定颗粒速度及浓度在壁面处的条件, 以及强旋紊流的有限区域内出口尚未达到充分发展流时, 如何给定出口条件等等。

5.1.3 积分区域的网格划分

积分区域的网格化是指对空间上连续的计算区域进行剖分，把它划分成许多子区域，并确定每个区域中的节点。划分网格是把微分方程离散化并进行数值求解的基础，也是影响计算结果准确与否的一个重要方面。尤其对复杂边界形状的流场，选择合适的网格生成方法尤为重要。

根据生成方式不同，网格划分有代数生成法、保角变换法和数值求解偏微分方程法等。从网格的构造来说，有结构化、块结构化、非结构化三种。根据求解数学模型不同，又可分为二维或三维网格。对不规则区域的网格划分，常用的有贴体坐标网格、自适应网格等技术。对于特别复杂的几何形状，一般使用非结构化网格。对于管柱式气液旋流分离器流场模拟的划分，一般是在轴对称坐标系下进行二维网格的划分，选择直角网格划分或贴体网格划分。

在 GAMBIT 中，可以对网格质量指标以不同颜色及深浅程度作全场显示，以便根据显示的结果对网格作一定的修改。在 FLUENT 计算过程中可以根据已生成的网格进行数值求解，分析求解结果再反过来改进网格，这就是通常所指的网格的自适应问题。

5.1.4 建立离散化方程

利用数值法求解偏微分方程组，必须将该方程组离散化，离散方法包括有限差分法、有限元法、有限分析法，边界元法和有限体积法等，紊流两相流动常用的离散方法是差分方法和有限体积法。本文采用有限体积法，利用有限体积法，即使生成的网格很粗糙，但在整个计算域中，都能保证积分守恒，它是兼有差分法、有限单元法和有限分析法特点的一种有效的计算方法。

5.1.5 确定求解方法

管柱式气液旋流分离器的流场属于椭圆型定常流动，一般采用 SIMPLE、SIMPLER、SIMPLEC 等 SIMPLE 系列压力-速度修正算法求解。

对于这些算法形成的代数方程组往往用三角矩阵法(追赶法)、逐线迭代及欠松弛迭代法求解。

FLUENT 软件提供了三种处理压力-速度耦合关系的算法 SIMPLE、SIMPLEC、PISO。SIMPLEC 与 SIMPLE 的计算步骤基本相同,主要是改进了 SIMPLE 算法中第二条近似处理方法, SIMPLEC 算法在导出速度修正值计算式时,使方程基本能够协调一致;同时 p' 不再需要亚松弛。PISO 算法一般用于求解非稳态问题。

算法特性的主要指标是其经济性(包括收敛的快慢,内存占用多寡)及通用性(是否在很宽的参数范围内可以得到收敛的解)。合理的比较应在相同的差分格式、相同的网格划分、相同的内外迭代收敛判据及相同的代数方程求解方法下进行。

对于动量方程与其他标量场(温度、轴对称流动中的切向速度等)强烈耦合的稳态问题,采用时间步进的 PISO 算法时,只有在很小的时间步长下才可以收敛,而此时采用稳态迭代方法的 SIMPLE, SIMPLEC 则表现出比 PISO 较优的性能。因此本文选用 SIMPLE 算法。其计算步骤归纳如下:

1. 假定一个速度分布,记为 u^o, v^o , 以此计算动量离散方程中的系数及常数项;
2. 假定一个压力场 p^* ;
3. 依次求解两个动量方程,得 u^*, v^* ;
4. 求解压力修正值方程,得 p' ;
5. 根据 p' 改进速度值;
6. 利用改进后的速度场求解那些通过源项物性等与速度场耦合的 ϕ 变量。如果 ϕ 变量不影响流场,则应在速度场收敛后再求解;
7. 利用改进后的速度场重新计算动量离散方程的系数,并用改进后的压力场作为下一层迭代计算的初值。重复上述步骤,直到获得收敛的解。

在代数方程组的迭代求解过程中,往往需要干预变量值变化的幅度,这种操作就是松弛技术。加速变量的改变称为超松弛,它起到加速收敛的效果,常用于线性方程组的迭代过程;而减慢变量的变化称

作欠松弛。对于非线性和强源项问题，为了避免迭代发散，常采用欠松弛方法。在具体迭代过程中，不以当前求得的变量值 Φ^i 作为最新值，而是与上次迭代值 Φ^{i-1} 进行加权平均作为最新值，即：

$$\Phi = \alpha\Phi^i + (1 - \alpha)\Phi^{i-1}$$

式中： α ：松弛因子， $0 < \alpha < 1$ 。

5.1.6 模拟与实验结果对比

对管柱式气液旋流分离器内各种工况进行模拟计算，可以得到一批速度场、压力场及浓度场的预报结果。将这些预报结果和实验结果进行比较，以便评价模拟理论及方法的优缺点及可靠性。对于分离器的数值模拟，不仅要有单相流场的对比，还应有紊流两相实测结果的对照。由此来选择模型和改进解法。

上述是数值模拟的全部过程，由此可见，进行数值模拟，尤其是紊流两相流的数值模拟，应该是计算方法和实验测量的相互校核的最终结果，只有这样数值模拟结果才有足够的可靠性，从而来指导设计。

5.2 单相流场数值模拟

5.2.1 计算区域确定

由流场特性可知，除进口及附近局部区域外，管柱式气液旋流分离器流场具有轴对称性。因此，可以采用二维轴对称模型进行计算。下图数值计算区域的纵向剖面。

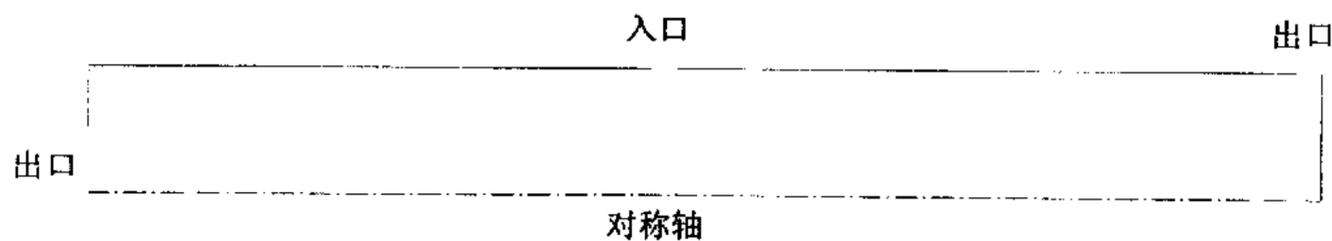


图 5-1 管柱式气液旋流分离器的计算区域示意图

5.2.2 网格划分

网格划分采用 GAMBIT 中的映射方法生成结构化贴体网格。采用贴体网格对分离器进行模拟的优点为：1) 能够适应分离器细长圆柱状结构；2) 能够在近壁区和轴心位置附近布置较密网格，以适应近壁区和中心位置附近流动参数变化剧烈的要求，更为准确地捕捉分离器内复杂的流动现象；3) 网格线与液流轴向运动方向一致或接近，可以减少差分格式的数值扩散误差。而采用贴体坐标的优点是以差分方程和数值计算的复杂化为代价的，但随着计算机容量和速度的提高，采用贴体网格对分离器进行模拟已证明是可行的。考虑到计算时间和计算精度，在流场参数变化较大的近轴区和近壁区及入口附近设置边界层网格，而在其余区域设置稀疏网格。各方向上的计算网格数目分别为：径向划分 50 个，轴向划分 1050 个。

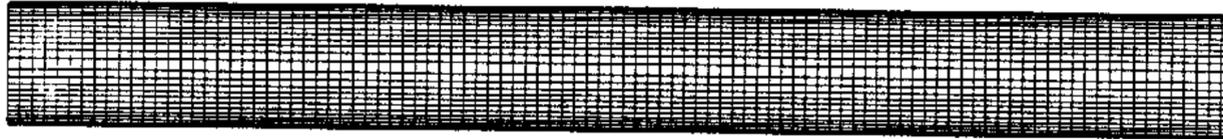


图 5-2 计算区域网格划分示意图

5.2.3 确定边界条件

应用紊流 RNG $k-\varepsilon$ 模型对分离器内的强旋紊流进行数值模拟，各种边界条件设置如下：

(1) 入口边界

分离器内的流动可近似认为是轴对称流动，因此可将入口条件简化为流体从基圆四周均匀流入。若分离器入口流量已知，由质量守恒，入口的速度边界条件为：

$$\text{切向速度 } W_m = v_2 \cos \theta \quad v_2 \text{ 由入口管分析计算得到}$$

$$\text{径向速度 } V_m = \frac{Q_m}{\pi d_m D}$$

$$\text{轴向速度 } U_m = W_m \tan \theta$$

$$k \text{ 和 } \varepsilon \text{ 的入口条件: } k_m = 0.0144(W_m^2 + V_m^2 + U_m^2), \quad \varepsilon_m = \frac{2k_m^{3/2} C_\mu^{3/4}}{Kd_m}$$

其中 $C_\mu = 0.09$, $K = 1.42$, D 为入口圆筒直径, d_m 为入口当量直径, θ 为入口倾角。

(2) 出口边界

按充分发展流动条件处理, 即各流动参变量的法向梯度为零, $\frac{\partial \Phi}{\partial x} = 0$, 其中 Φ 为 U 、 V 、 W 、 k 、 ε 、 P 。

(3) 壁面条件和近壁处理

管柱式气液旋流分离器壁面包括周向边壁和顶端壁面, 按照无滑移条件处理, 即: $U = V = W = k = \varepsilon = 0$ 。

前文所述的紊流模型只适用于离开壁面一定距离的紊流区域, 又称高雷诺数模型。而近壁区的流动属于低雷诺数紊流。因此, 采用高雷诺数紊流模型时, 对于壁面附近的区域, 必须进行特殊的处理。

对近壁区的处理主要有标准壁面函数法、非平衡壁面函数法和增强壁面处理法。本文采用增强壁面处理法, 增加了压力梯度的影响。

(4) 对称轴条件

分离器的中心轴线作对称轴处理, 即:

$$W = V = 0; \quad \frac{\partial \Phi}{\partial r} = 0, \quad \Phi = U, V, W.$$

5.2.4 数值求解

微分方程离散利用控制容积法, 并采用交错网格系统(见图 5-3)。交错网格是指将计算速度分量的网格系统与计算标量的主网格系统错开布置的一种网格系统, 实线交点(p点)用来布置压力 P 、切向速度 W 、 k 等计算标量(在轴对称模型中, 切向速度分量可视为标量), 其周围的四条虚线构成了所谓的主控制体积, 而轴向速度 U 和径向速度 V 则布置在该标量控制体的表面, 形成速度控制体与标量控制容积交错布置。采用交错网格可以有效地避免波动压力场和速度场, 同时也避免了控制体表面的速度插值问题。

对流动时均控制方程组数值求解采用 SIMPLE 算法。SIMPLE 计算方法是由 Patankar 与 Spalding 在 1972 年提出的求解 Navier-Stokes 方程的一种压力修正算法,其基本思想是只用压力校正方程校正速度,而压力场用新的压力方程求解。

SIMPLE 算法(包括各种改进方案)是不可压缩流体的 N-S 方程数值求解中应用非常广泛的算法,并且也可应用于可压缩流体流场的数值计算。

对各变量的差分方程组采用三对角矩阵算法低松弛逐线迭代求解。求解过程中采用多重网格修正技术。各分量的松弛因子选取 0.2 左右,以确保迭代的收敛。

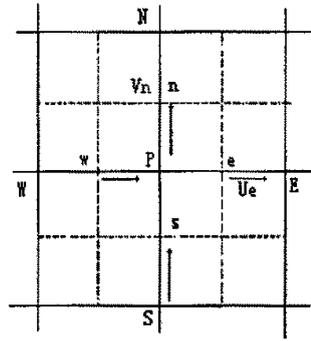


图 5-3 交错网格示意图

5.2.5 计算结果分析

管柱式气液旋流分离器单相流场数值模拟的目的就是在给定的分离器结构尺寸和流动边界条件下计算出流场分布(包括速度场及压力场)和压降大小及分配情况。通过设定不同的结构尺寸、工况、工作介质参数和流动边界条件,可以获得不同的流场分布,对这些流场进行比较分析,可以进一步指导分离器的工艺设计。下面对模拟结果进行分析。

(1) 速度场分析

对分离器的模拟分别采用单相液体和单相气体作为工质,入口以上部分以气体作为工质,入口以下部分以液体作为工质。图 5-4~7 为以液体为工质时分离器内入口以下部分轴向速度矢量图,它清楚地显示了分离器内液体的运动规律。液体自倾斜向下的入口切向进入分离器后,在入口以下的旋转运动过程中,外旋流中的一部分流体逐渐开始折向轴心并向上流动而形成内旋流。图 5-8、5-9 为以气体为工质时分离器内入口以上部分轴向速度矢量图,它清楚地显示了分离器内气体的运动规律。气体自倾斜向下的入口切向进入分离器后,由于密度较小,在旋转过程中逐步向中心移动,并向上运动由上面的出

口流出。

图 5-10~12 为运用 RNG $k-\epsilon$ 模型且以液体作为工质时对分离器中入口以下不同截面的切向速度、轴向速度、径向速度的数值模拟结果 (under-inlet0.5m 表示入口以下 0.5 米处截面, 依次类推)。待实验对切向速度场和轴向速度场进行测试以后, 模拟结果可以和它进行对比, 用来定量地分析数值模拟结果的正确性。

三个速度分量中切向速度最大, 也最为重要, 因为切向速度决定着分离器中产生的离心加速度和离心力的大小, 这是分散相介质分离的先决条件, 同时切向速度的分布对轴向速度和径向速度也有一定影响, 所以深入分析和准确模拟切向速度分布规律对速度场研究及分离器研究非常重要。从模拟计算的结果可以看出入口部分截面上外涡流区出现切向速度波动, 这是入口液流的干扰及循环流造成的。入口以下离入口较远处各截面上切向速度分布规律相同, 均是径向位置的线性函数, 基本为一直线, 轴心处最小, 随半径增加而增加, 壁面处由于粘滞阻力的影响, 在边界层范围内急剧减小。从图上还可以看出, 分离器各截面上切向速度的峰值由上到下依次减小, 说明上面研究的分离机理模型把旋流强度 Ω 作为分离器截面位置 (z) 的函数是合理的。

从模拟的轴向速度分布图上可以看出分离器入口以下部分的轴向速度总体呈近壁下行流和近轴上行流分布。径向速度的模拟结果表明, 径向速度值远远小于切向或轴向速度, 数量级约为 10^{-3} 。这说明我们前面研究分离机理模型时假设径向速度很小可以不予考虑的处理方法是正确的。

(2) 压力场分析

图 5-13 为分离器内入口以下不同截面动压沿径向的分布曲线, 由图可知, 在分离器内同一轴向位置上, 随着半径的减小, 压力逐渐降低, 同时径向压力梯度增大。即外旋流区域内流体的压力沿径向的损失很小, 内旋流区域内, 径向压力损失幅度很大。较大的径向压力梯度有利于轻相介质从边壁向轴心方向运移, 提高气液分离性能。

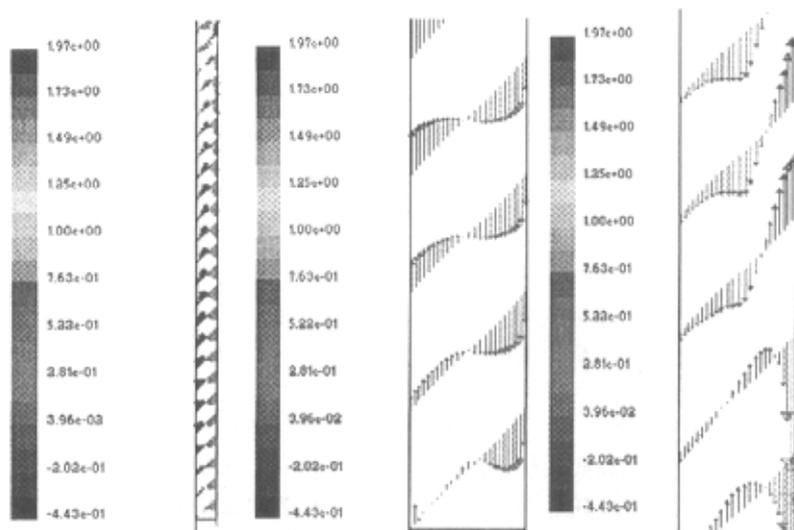


图 5-4 入口以下部分
轴向速度分布图

图 5-5 下面出口附近
轴向速度分布图

图 5-6 入口附近局部
轴向速度分布图

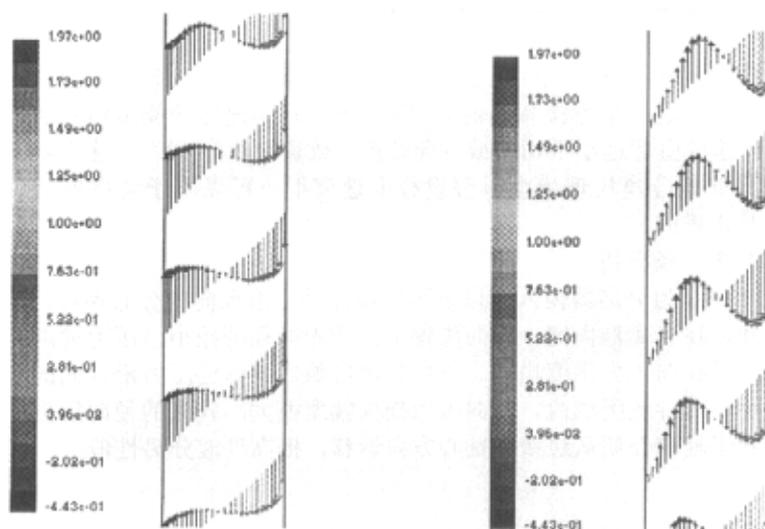


图 5-7 入口以下不同部位轴向速度局部放大图

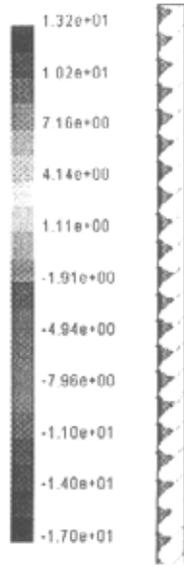


图 5-8 入口以上部分
轴向速度分布图

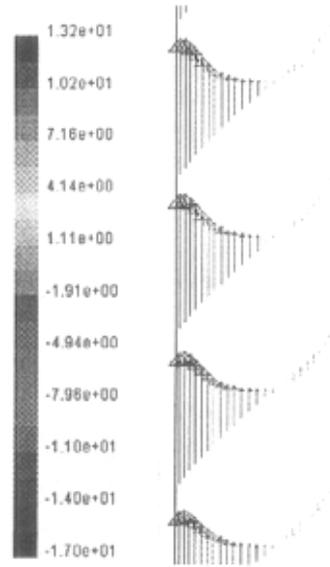


图 5-9 入口以上部分轴
向速度局部放大图

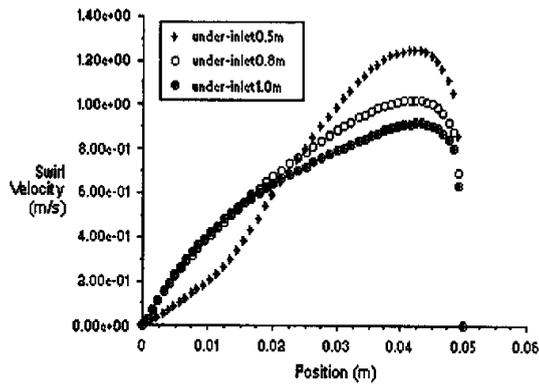


图 5-10 入口以下不同截面沿径向的切向速度分布图

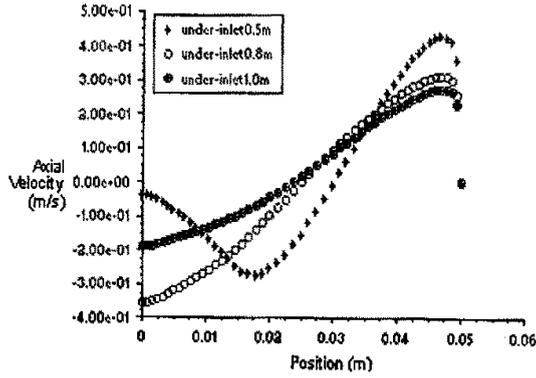


图 5-11 入口以下不同截面沿径向的轴向速度分布图

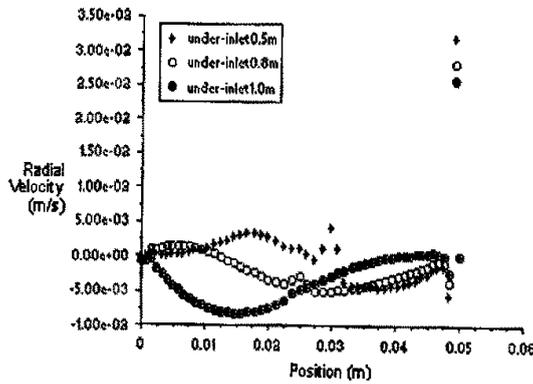


图 5-12 入口以下不同截面沿径向的径向速度分布图

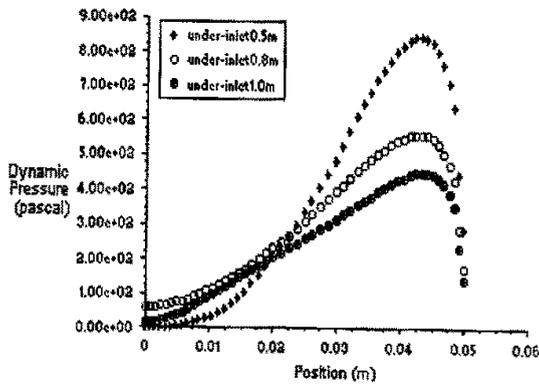


图 5-13 入口以下不同截面沿径向的动压分布图

5.3 两相流场数值模拟

5.3.1 两相流模型的选择

GLCC 分离器内的气液分离属于两相流动,气相所受到的离心加速度远远大于重力加速度,气相和液相之间有较大滑移。目前对该类两相流动的数值模拟有两类方法:一类是 Euler-Lagrange 方法,它把流体当作连续介质,而将微粒(液滴或气泡)相视为颗粒离散体系,在 Euler 坐标系下考察流体相的运动,在 Lagrange 坐标系下研究颗粒动力学和颗粒运动轨迹,主要是分散相模型(Discrete Model);另一类是 Euler-Euler 方法,它除把流体作为连续介质外,也把分散相作为拟流体,认为两者是共同存在且相互渗透的连续介质,两相同在 Euler 坐标系下处理,有三种模型:流体体积模型(VOF Model)、混合物模型(Mixture Model)和欧拉模型(Eulerian Model)。具体介绍如下^[26~28]:

① 分散相模型

该模型的优点是节省计算储存量及机时,用 Lagrange 方法处理分散相可以获取分散相运动的详尽信息。缺点是它难以全面考虑分散相的动量、能量的紊流扩散过程,而且分散相轨迹计算结果无法给出分离器内的强旋紊流内连续的气相速度和浓度的空间分布,而且它只适合于分散相的体积分量小于 10% 的情况。因此,该模型不适用于 GLCC 分离器的两相流场模拟。

② 流体体积模型

流体体积模型是应用于确定欧拉网格上的表面跟踪技术。在流体体积模型中,各相共用一套动量方程,在整个流场区域的每一个计算单元,都要计算每一相的体积分率,流体体积模型的应用包括分层流、段塞流、有自由表面的流动、液体中大气泡的运动、拦截坝后液体的运动、任何气-液界面的稳态或瞬态跟踪等。流体体积模型适用于两相或多相不互溶的流体并且流体间有明显的分界面的情况,对于 GLCC 分离器内的流场,气、液两相相互贯穿,因此,流体体积模型也不适用于 GLCC 分离器的两相流场模拟。

③ 混合物模型

混合物模型适用于两相或多相(流体或微粒),象在欧拉模型中一样,认为各相是相互贯穿的。混合物模型需要解混合物的单一动量方程并指定分散相的相对速度,它的应用包括气泡流、沉降和旋流分离等,它也可以用于各相间没有相对速度的单一多相流。对于 GLCC 分离器内的旋流场,混合物模型是比较适合的,并且它与欧拉模型相比,既考虑了两相间的速度滑移又形式简单,求解变量少,节省计算存储量及机时,因此,本文对 GLCC 分离器内两相的流场模拟就采用混合物模型。

④ 欧拉模型

欧拉模型是 FLUENT 软件中最复杂的多相流模型,对于每一相需要解 n 个动量方程和连续性方程。通过压力和相间交换可以使方程闭合,闭合的方式依赖于所涉及到的相的类型,相间的动量交换也依赖于所模拟的混合物的类型。欧拉多相流模型的应用包括气泡流、悬浮微粒的流动以及沸腾等。

对于混合物模型:

混合物的连续性方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m) + \nabla \cdot (\rho_m \bar{v}_m) = \dot{m}$$

$$\text{式中: } \bar{v}_m = \frac{\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \bar{v}_k}{\rho_m} \quad \rho_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k$$

α_k 是 k 相的体积分量。

混合物的动量方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \bar{v}_m) + \nabla \cdot (\rho_m \bar{v}_m \bar{v}_m) = -\nabla p + \nabla \cdot [\mu_m (\nabla \bar{v}_m + \nabla \bar{v}_m^T)] + \rho_m \bar{g} + \bar{F} + \nabla \cdot \left(\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \bar{v}_{dr,k} \bar{v}_{dr,k} \right)$$

式中: n 是相数, \bar{F} 是体积力,

$$\mu_m \text{ 是混合物粘度, } \mu_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \mu_k$$

$$\bar{v}_{dr,k} \text{ 是次要相 } k \text{ 的漂移速度, } \bar{v}_{dr,k} = \bar{v}_k - \bar{v}_m$$

滑移速度方程：

$$v_{qp} = v_p - v_q$$

漂移速度与滑移速度的关系：

$$\bar{v}_{dr,k} = \bar{v}_{qp} - \sum_{k=1}^n \frac{\alpha_k \rho_k}{\rho_m} \bar{v}_{qk}$$

混合物模型利用了代数滑移公式，它的基本假设为：对相对速度指定一个代数关系，在很小的空间长度内存在相间的局部平衡，相对速度的形式由下式给出：

$$\bar{v}_{qp} = \tau_{qp} \bar{a}$$

$$\text{式中： } \tau_{qp} = \frac{(\rho_m - \rho_p) d_p^2}{18 \mu_q f_{drag}}$$

$$f_{drag} = \begin{cases} 1 + 0.15 \text{Re}^{0.687} & \text{Re} \leq 1000 \\ 0.0183 \text{Re} & \text{Re} > 1000 \end{cases}$$

$$\bar{a} = \bar{g} - (\bar{v}_m \cdot \nabla) \bar{v}_m - \frac{\partial \bar{v}_m}{\partial t}$$

5.3.2 边界条件设置及数值求解

采用实验条件下的入口气量和液量，由此给出入口处第二相的体积分数和两相的入口速度和紊流参数。并给定入口处第二相的中径。在上部气体出口边界采用实验条件下的分流比和气液两相浓度。其他边界条件与单相流场模拟一致，只是将单相流的变量设置推广到两相流的变量设置。

数值求解采用 SIMPLE 算法，与单相流相比，多相流问题解法的不同点：1. 各相都有体积分数这一分量；2. 要给定各相本身的紊流输运规律及相间相互作用；3. 适当的压力修正。

5.3.3 模拟结果与分析

在这部分,如无特殊说明,气相用的是空气,液相是水。如有说明,则以说明为准。

(1) 分离器内的速度场

图 5-14 和图 5-15 表示的是 GLCC 分离器入口以上部分的轴向速度分布,图 5-16 和图 5-17 表示的是液相在 GLCC 分离器入口以上部分的轴向速度分布。由图可以看出,分离器入口以上部分主要是气相,分布在中心,向上运动由上部的气体出口流出,少量的液滴分布在边壁,靠近入口处液滴上行,但很快就在重力作用下衰减为零。在距离入口较远处,液滴沿壁面往下流动。这与实验所观察到的现象一致。在所做的五十多种实验中,分离器上部都主要是气体所占据,气体向上流动,由上部的气体出口流出,只在壁面处有零星小液滴沿壁面下行,在入口上方附近的壁面,有悬浮液环,在重力、离心力、曳力的联合作用下,不停的上下旋转流动。

图 5-20 和图 5-21 表示的是 GLCC 分离器入口以下部分的轴向速度分布,图 5-22~5-25 表示的是气相在 GLCC 分离器入口以下部分的轴向速度分布。由这 4 个图可以看出,分离器入口以下部分气、液两相共存,液相在分离器外侧旋转下行,较轻的气相在下行的过程中逐渐向中心运移,到达中心以后,反向向上流动,形成中部气芯。这也与实验所观察到的现象一致。

(2) 分离器内不同部位气、液两相的浓度分布

由图 5-18 和图 5-19 可以看出,在 GLCC 分离器上部,主要由气相所占据,液相只在壁面处有少量分布。由图 5-26 可以看出,在 GLCC 分离器的下部,气、液两相共存,外部是液体,中心是气体,在分离器的底部,主要是液体,气芯非常细小,气相的浓度几乎为零。这与实验所观察到的现象一致,在实验中,底部气芯很细小,几乎没有气体被液体夹带进入液体出口,只有在有较大段塞流出现的情况下才出现气体夹带。

(3) 分离效率

由 FLUENT 数值模拟软件进行的两相模拟计算显示, GLCC 分离器下部出口处的液体带气率非常小,只有 2.64×10^{-5} ,比实验得出的液体带气率小很多,分析认为:①. 在模拟计算中,分离器入口处微

粒相采用同等粒度分布, 并且没有考虑实际流场中气泡与液滴的破碎与聚集情况。而实际实验中微粒为非等粒度分布, 并且存在着气泡的破碎与聚集等情况; ②. 实验用分离器入口结构为单个切向入口, 而模拟计算时采用二维轴对称假设, 入口处的切向速度均以环缝入口方式给出, 即假定流体从基圆圆周各处均匀入流, 这与单入口形式相比, 增加了流场的稳定性; ③. 模拟计算中, 假设工况是稳定的, 而实际实验的工况是段塞流。以上几条都使得模拟计算的液体带气率比实验得到的液体带气率要小。

(4) 不同工质的影响

模拟计算中, 如果采用不同的工质, 对计算结果影响很大。以空气和水与空气和油为例, 这里主要讨论一下它们对切向速度和分离效率的影响, 因为在实验观察和实验结果分析中发现不同工质对这两项的影响很大。当采用空气和水为工质时, 切向速度衰减较慢, 直到分离器底部, 流体切向速度仍很明显, 气体向中心移动, 形成很明显的中部气芯, 分离效率很高; 当采用空气和油为工质时, 切向速度迅速衰减, 工质在重力作用下向下移动, 看不到中部气芯, 分离效率较差。

由图 5-27 和 5-29 的模拟结果可以很清楚地看出, 当工质为空气和油时, 在轴向上, 从分离器入口往下, 切向速度迅速衰减, 到入口下 0.3 米处切向速度已衰减为入口处的 1/4, 到入口下 0.5 米处, 已衰减为入口处的 1/10, 再向下切向速度几乎为零。在径向上, 切向速度在轴心处为零, 向外逐渐增大, 它的大小与半径几乎成正比, 直到壁面附近, 由于受到壁面的影响, 又迅速减小。从图 5-27 还可以看出, 在分离器下部近 1/2 处, 开始有反向流动, 进入到下面的气体无法运移到中心而向上反流, 这就影响了分离器的分离效率。这与实验所观察的现象相一致。

由图 5-28 的模拟结果可以看出, 当工质为空气和水时, 在轴向上, 从分离器入口往下, 切向速度的衰减比工质为空气和油时要缓慢得多, 直到分离器的底部, 切相速度仍有入口处的 1/4 左右。在径向上, 切向速度的变化规律与工质为空气和油时基本相同。从图 5-28 还可以看出, 从分离器底部就开始有反向流动, 进入分离器下部的气体在向下移动的同时还向中心运移, 在分离器中部形成明显的气芯, 向上流动, 从分离器上部出口流出, 这就使得分离器的分离效率较高。所有这些都与实验现象和实验测试结果相一致。

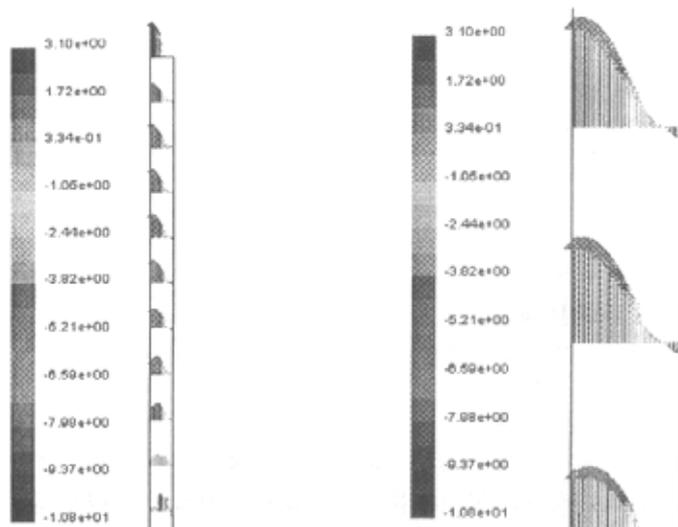


图 5-14 分离器上部气、液两相轴向速度分布图

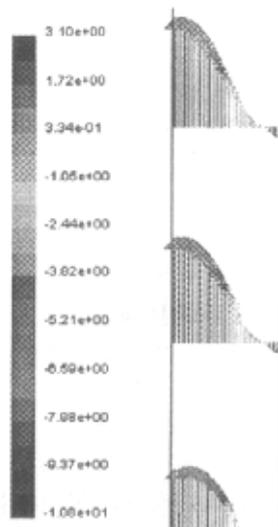


图 5-15 分离器上部气、液两相轴向速度局部放大图

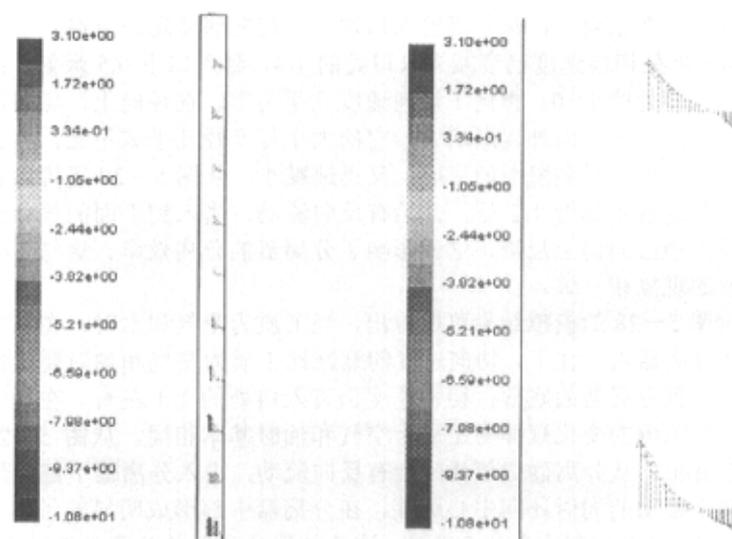


图 5-16 分离器上部液相轴向速度分布图

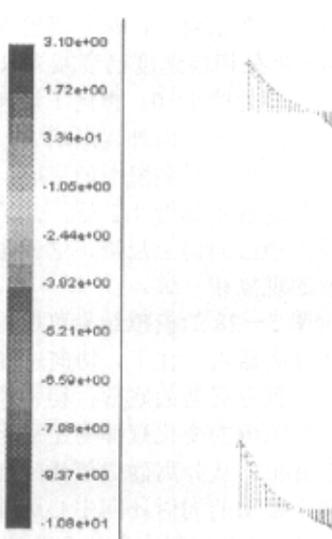


图 5-17 分离器上部液相轴向速度局部放大图

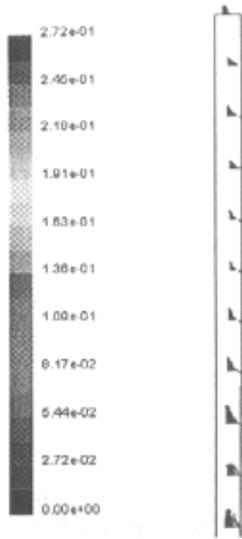


图 5-18 分离器上部液相体积积分率图

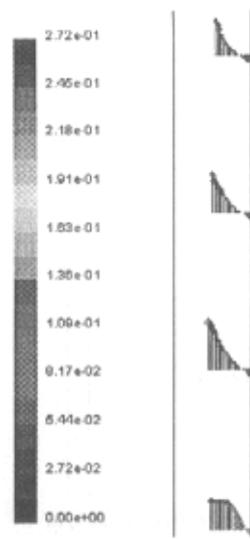


图 5-19 分离器上部液相体积积分率局部放大图

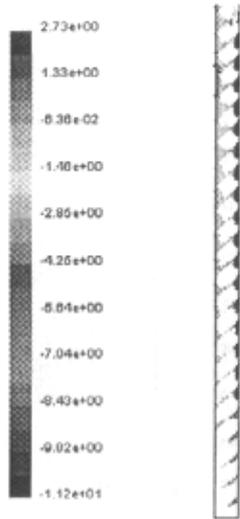


图 5-20 分离器下部气、液两相轴向速度分布图

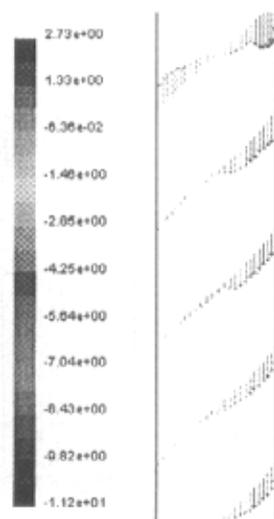


图 5-21 分离器下部气、液两相轴向速度局部放大图

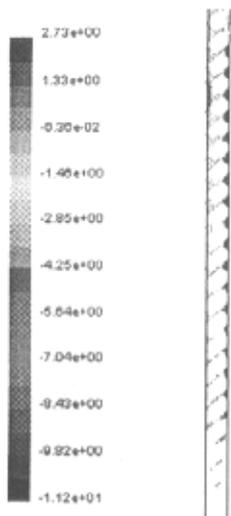


图 5-22 分离器下部气相轴向速度分布图

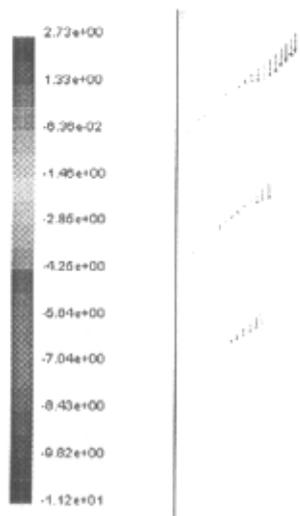


图 5-23 分离器底部气相轴向速度放大图

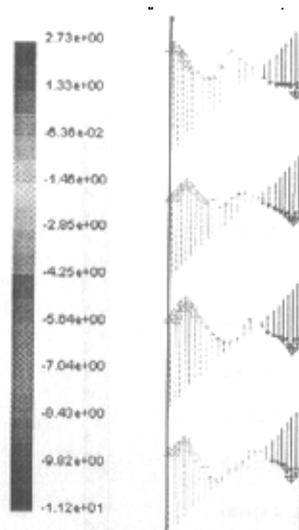
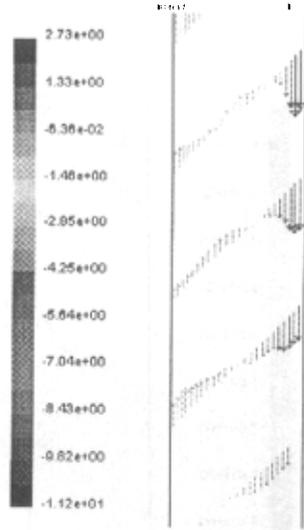


图 5-24 分离器下部气相轴向速度不同部位局部放大图

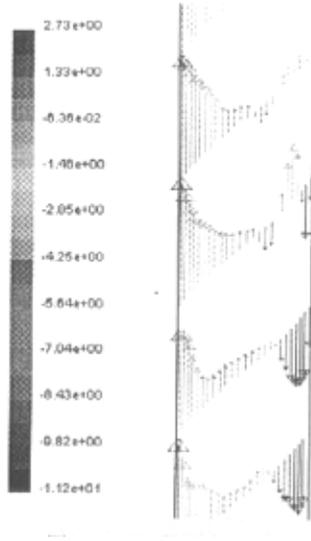


图 5-25 分离器入口处气相轴向速度局部放大图

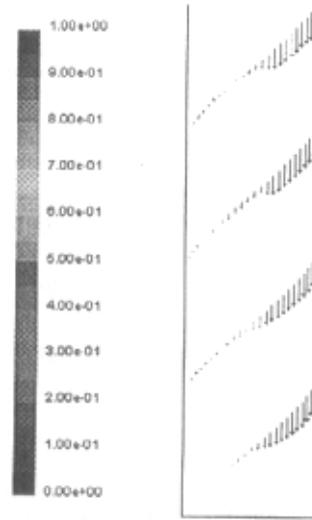


图 5-26 分离器底部气相体积分数图

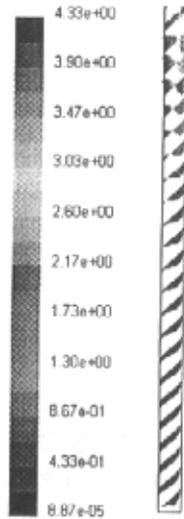


图 5-27 工质为空气和油时分离器内的切向速度图

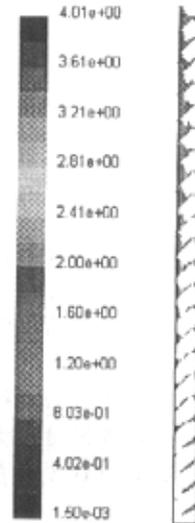


图 5-28 工质为空气和水时分离器内的切向速度图

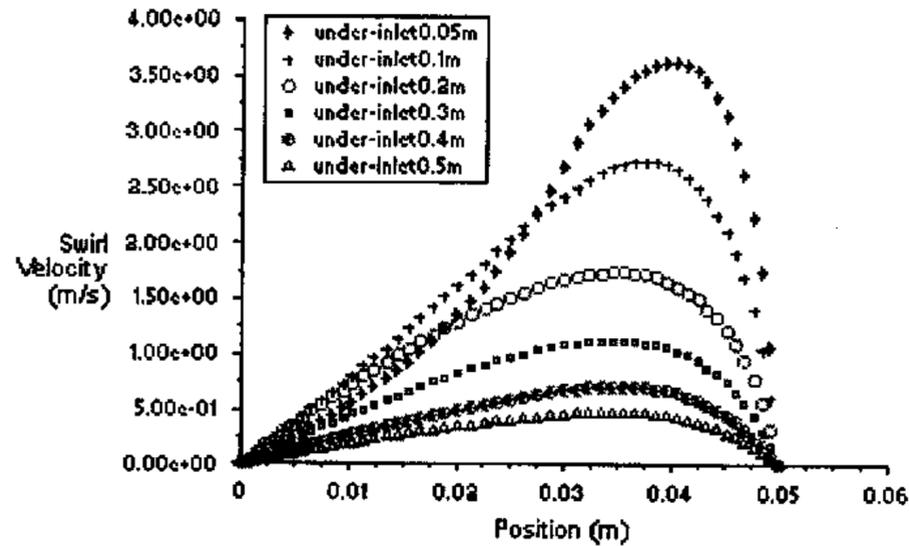


图 5-29 入口以下不同截面沿径向的切向速度分布图（工质为空气和油）

5.4 本章小结

本章利用数值模拟软件 Fluent 对管柱式气液旋流分离器内强旋流场进行了单相流场和两相流场的数值模拟，单相模拟采用二维轴对称模型，紊流模型采用 RNG $k-\varepsilon$ 模型，两相模拟在单相模拟的基础上加上混合物两相流模型，得到的主要结论如下：

- (1) 在两相模拟中，计算出了分离器上部液相的体积分率、分离器下部气相的体积分率、不同工作介质对切向速度和分离效率的影响，计算结果与实验现象及测试结果相一致，说明所采用的计算模型是合理的，可以用于分离器内的流场预测和为优化设计提供依据；
- (2) 在两相模拟中，计算出了分离器内混合物的速度分布和分离器上部液滴的速度分布、分离器下部气泡的速度分布，与机理模型中气泡和液滴轨迹分析相一致。说明机理模型是合理的；
- (3) 在单相模拟中，计算出了分离器内的速度分布，从切向速度分布、轴向速度分布、径向速度分布图上可以看出，前面在机理模型中把切向速度作为径向位置的线性函数、旋流强度 Ω 作为分离器截面位置 (z) 的函数、径向速度很小可以不予考虑的处理方法是正确的。

第 6 章 工艺设计方法

在理论分析、实验研究和数值模拟的基础上,结合实践经验,依据本文提出的分离模型,参照文献^[9]提出的设计指导,可实现管柱式气液旋流分离器的工艺设计。下面以无控制系统的计量用管柱式气液旋流分离器为例说明工艺设计方法。

6.1 入口管结构

入口管倾角取 -27° ,管长取 1.0~1.5 米,入口直径的选取应保证入口管内呈现分层流,入口管直径根据 Taitel&Dukler 模型确定。

6.2 入口喷嘴

入口槽选用新月形,入口喷嘴的截面积的确定应保证入口液相切向流速在 4.0~6.0 米/秒。流速过大将导致过长的旋涡,不利于气液分离,产生液相夹带气泡和气相夹带液滴的现象。

6.3 分离器直径

考虑分离器上部的气相分离部分,分离器直径的选取应避免气相中夹带液滴,以气相折算速度表示,即气相折算速度不能大于气流中出现液滴时的临界速度。文献^[11]给出的气相临界速度是:

$$v_{g\text{crit}} = 2.3351(\sigma We \frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g^2})^{0.25} \quad (6-1)$$

式中 We 是无因次 Weber 数,它决定于液滴的尺寸,这里取值 7。对于分离器入口以下的液相分离部分,应充分发挥离心分离特性,避免液相中夹带气泡。研究表明,保持液相入口切向流速 $v_{t\text{in}}$ 和液

相流速 v_l 的比为 40 时，旋流分离效果最佳。通常切向流速一般取 6 米/秒，显然临界液相流速 $v_{lcrit} = 0.15$ 米/秒。

这样，对于高气油比的分离工况，分离器直径 $d_{sep} = \left(\frac{4q_g}{\pi v_{gcrit}}\right)^{0.5}$ ；

对于低气油比分离工况，分离器直径 $d_{sep} = \left(\frac{4q_l}{\pi v_{lcrit}}\right)^{0.5}$ 。式中 q_g 和 q_l 分别是分离工况下气体流量和液体流量。

6.4 分离器高度

经过旋流离心分离，部分液体可能以旋流液膜的形式向上爬升或以液滴的形式随气流向上运动产生气相夹带液滴的现象。上半部分的高度应足够高，甚至在极端流型——段塞流工况下能够吸收液相流量的波动，避免气相夹带液滴的现象。根据液滴运动轨迹，上部液滴区的高度不应小于 $100 \mu m$ 直径液滴的轴向位移 Δz_d 。

下部液相空间的高度选取，应保证液相在分离器内有足够的停留时间使气泡得以分出进入上部气相空间。根据建立的气泡轨迹模型，求解气泡（气泡直径取 $500 \mu m$ ）自器壁进入中心气核实现分离在轴向上穿过的距离 Δz_b ，显然液相空间的高度应不小于 Δz_b 。

根据实践经验，分离器直径小于 1 英寸时，上部液滴区和下部气泡区高度一般取为 1.0~1.5 米。

6.5 分离器出口管

气液相出口管线的配置可根据气液相流量、配置仪表的要求确定。建议气相出口流速取 3~30 米/秒，液相出口流速取 0.5~12 米/

秒。容器内平衡液位应低于入口 0.3 米, 分离气液相的汇合点一般低于入口点 0.3~0.6 米, 以保持正的静水压头。若分离器配置控制系统, 汇合点位置可以高于入口。摩擦阻力损失方程由下式给出,

$$C_l - C_g = (\rho_l - \rho_g)gL_{eq} - \rho_l \frac{f_l L_{eq}}{d_{sep}} \frac{V_{sl}^2}{2} - (\rho_l - \rho_g)g\Delta H \quad (6-2)$$

式中 C_l 和 C_g 是气相和液相出口管路的摩擦阻力损失, 包括摩擦损失和管件局部损失两部分,

$$C_l = \left[\sum \rho_l \frac{8f_l L_i}{\pi^2 d_i^5} q_l^2 + \sum \rho_l \frac{8k_i}{\pi^2 d_i^4} q_l^2 \right]_l \quad (6-3)$$

$$C_g = \left[\sum \rho_g \frac{8f_l L_i}{\pi^2 d_i^5} q_g^2 + \sum \rho_g \frac{8k_i}{\pi^2 d_i^4} q_g^2 \right]_g \quad (6-4)$$

将式(6-3)、(6-4)代入式(6-2)中, 反复迭代, 直到式(6-2)满足为止, 就可以得到相应的气相和液相出口管直径的值。

以上设计过程开发完成了计算模拟软件, 已知分离工况即可实现管柱式气液旋流分离器的工艺设计计算。计算流程如下图所示。

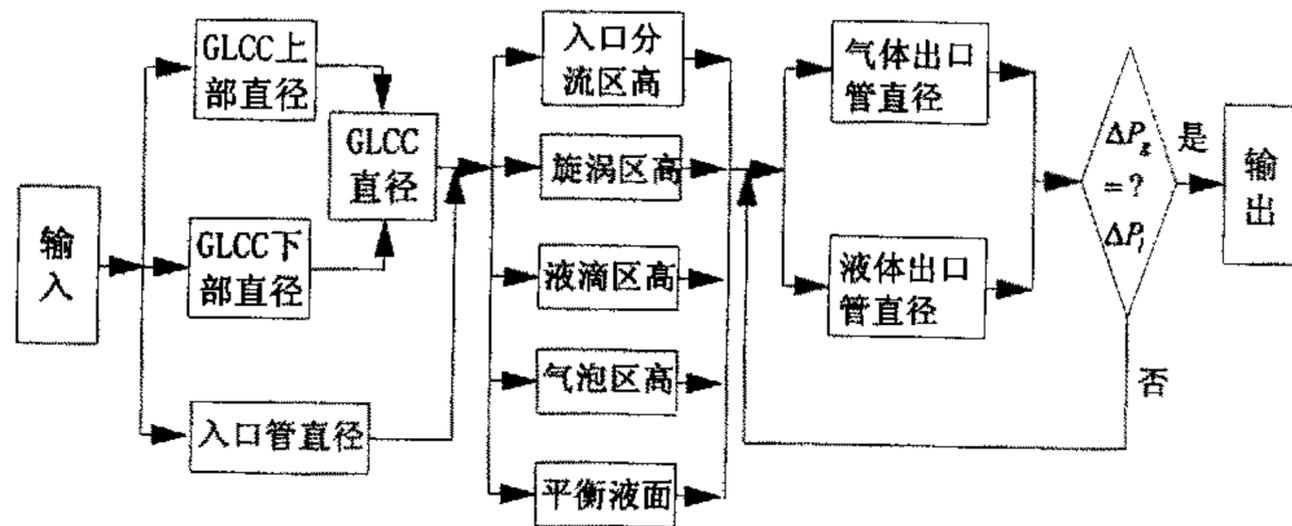


图6-1 管柱式气液旋流分离器工艺设计流程图

第 7 章 结论

本文对新型管柱式气液旋流分离器进行了深入的理论分析、实验研究和数值模拟, 主要结论如下:

1. 在参考大量文献的基础上, 对管柱式气液旋流分离器的分离机理进行全面的分析研究, 建立起一套完整的描述管柱式气液旋流分离器的分离机理模型, 包括入口喷嘴模型、气泡轨迹模型、液滴轨迹模型、液位控制模型。
2. 根据机理模型和分离计量工况设计了实验用的管柱式气液旋流分离器。同时, 为了能够定量计量分离效率, 在分离器的气体出口管处设置液滴捕集装置, 在分离器的液体出口管处设置气泡捕集装置, 经实验验证对于气、水两相分离测量精度比较高, 对于气、油两相分离测量精度要稍差。
3. 为了验证入口倾角对分离效果的影响, 设计了水平入口和向下倾斜 27 度入口两套入口方案, 经实验验证倾斜入口优于水平入口, 这说明在机理模型中应用倾斜入口的选择是正确的。
4. 实验包括水平入口和倾斜入口的气、水两相分离实验和倾斜入口的气、油两相分离实验, 通过实验观察和实验结果分析发现, 对于气、水两相, 液体含气率最大不超过 $0.0013\text{m}^3/\text{m}^3$ (液), 气体含液率不超过 $0.01\text{cm}^3/\text{m}^3$ (气), 分离效果非常显著。对于气、油两相, 由于液相粘度高达 $200\text{mPa}\cdot\text{s}$, 分离效果较差, 在所做实验工况内, 液体带气率不超过 $0.014\text{m}^3/\text{m}^3$ (液), 也能满足分离器的要求。在实验中, 分离气相中几乎不夹带液滴, 分离液相中气泡尺寸最大不超过 1.5 毫米。在实验工况范围内, 压力损失都不超过 0.02MPa 。
5. 应用 CFD 数值模拟计算软件 Fluent 对新型管柱式气液旋流分离器进行模拟, 模拟得到的分离器内流动情况和各相的体积分率情况已被室内实验结果所验证, 这说明所采用的数值模拟方法是合理的, 可以用于预测分离器内的流场, 并进行优化设计。
6. 在分离机理模型、实验结果分析和数值模拟计算的基础上, 首次提出了一整套分离器工艺设计计算方法, 包括入口管直径计算、

喷嘴形状及大小、分离器直径及液滴区和气泡区高度的计算以及液体和气体出口管直径的计算等。

主要符号表

A 面积 m^2	C, c 系数	D, d 管内径 m
H 高差	f 阻力系数	g 重力加速度 m/s^2
Φ 摩阻损失	L 长度 m	m 质量
P 压力	R, r 半径	Re 雷诺数
S 湿周长度 m	t 时间 s	U 速度 m/s
V, v 速度 m/s	q, Q 流量	Ω 旋流强度
ρ 密度 Kg/m^3	θ 管倾角	σ 表面张力 N/m
τ 切应力	μ 粘度	We 无因次 We 数
W 宽度		

下 标

c 连续相	b 气泡	d 液滴
m, mix 混合物	G, g 气体	L, l 液体
t 切向	s 折算值	avg 平均值
sep 分离器	in 入口管	eq, 平衡
crit 临界	slot 入口喷嘴	eqv 等价

参考文献

- 1 Kouba, Gene E., Shoham, Ovadia, Shirazi, Siamack A., "Design and Performance of Gas-Liquid Cyclone Separators", Proceedings of the BHR Group 7th International Meeting on Multiphase Flow, Cannes, France, June 7-9, 1995, 307~327.
- 2 Arpandi, A.R. Joshi, O. Shoham, S. Shirazi, Tulsa, and G.E. Kouba, "Hydrodynamics of Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators" SPE30683, presented at SPE 70TH Annual Meeting, Dallas, October 22-26, 1995, SPEJ, vol.1(December 1996), 427~436.
- 3 Ovadia Shoham, SPE, U.of Tulsa, and Gene E.Kouba, SPE, Chevron Petroleum Technology Co. "State of the Art of Gas/Liquid Cylindrical-Cyclone Compact-Separator Technology" SPE39600, Distinguished Author Series, July, 1998 JPT, 58~65.
- 4 Gomez, L.E., Mohan, R.S., and Shoham, O., "Enhanced Mechanistic Model and Field Application Design of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators", SPE 49174, presented at the 73rd SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, LA, September 27-30, 1998, 533~544.
- 5 Chirinos, W. A., Gomez, Carlos Henan, Wang, Shoubo, Mohan, Ram S., Shoham, Ovadia, Kouba, Gene E., "Liquid Carry Over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Compact Separators," SPE 56582, proceedings of the 1999 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, TX, Oct 3-6, 1999, to be published in the SPEJ, September 2000. (Refereed)
- 6 Marti, S. K., Erdal, Ferhat M., Shoham, Ovadia, Shirazi, Siamack A., Kouba, Gene E., "Analysis of Gas Carry-Under in Gas-Liquid Cyclones," "Hydrocyclones 1996" international Meeting, St. Cambridge, England, April 2-4, 1996, 399~421.
- 7 Erdal, Ferhat M., Mantilla, Ivan, Shirazi, Siamack a., Shoham, Ovadia, "Simulation of Free Interface Shape and Complex Two-Phase Flow Behavior in a Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," ASME FEDSM98-5206, proceedings of the 1998 ASME Fluids Engineering Division Summer Meeting,

- Washington D. C., June 21-25,1998.
- 8 Mantilla, Ivan, Shirazi, Siamack A., Shoham, Ovadia, "Flow Field Prediction and Bubble Trajectory Model in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone(GLCC) Separators," presented at the ASME Energy Resources Technology Conference and Exhibition, ETCH, Houston, TX, February 1-2, 1999, ASME Journal Energy Resources Technology, vol.121, March 1999, 9-14.(Refereed)
 - 9 Gomez, Luis E., Mohan, Ram S., Shoham, Ovadia, Marrelli, Jack D., Kouba, Gene E., "Aspect Ratio Modeling and Design Procedure for GLCC Compact Separators," presented at the ASME Energy Resources Technology Conference and Exhibition, ETCE, Houston, TX, February 1-2, 1999, ASME Journal Energy Resources Technology, vol.121(1), March 1999, 15-23.(Refereed)
 - 10 S. Movafaghian, J. A Jaua-Marturet, R. S. Mohan, O. Shoham, and G. E. Kouba, "The Effects of Geometry, Fluid Properties and Pressure on the Hydrodynamics of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," International Journal of Multiphase Flow, Volume 26, Issue 6, 1 June 2000, Pages 999-1018.
 - 11 Gomez, Luis E., Mohan, Ram S., Shoham, Ovadia, Marrelli, Jack D., Kouba, Gene E., "State-of-the-Art Simulator for Field Applications of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," SPE 56581, proceedings of the 1999 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, TX, October 3-6, 1999.
 - 12 Mohan, Ram S., Wang, Shouba, Ovadia, Kouba, Gene E., "Design and Performance of Passive Control System for Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," proceedings of the ASME Energy Resources Technology Conference and Exhibition, ETCE '98, Houston, TX, February 2-4, 1998, ASME Transactions Journal Energy Resources Technology, vol.120(1), March 1998, 49-55.(Refereed)
 - 13 Wang, Shouba, Mohan, Ram S., Ovadia, Kouba, Gene E., "Dynamic Simulation and Control System Design for Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," "SPE49175, presented at the 73rd SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, LA, September 27-30, 1998, to be published in SPE Production Engineering(2001). (Refereed).
 - 14 Wang, Shouba, Mohan, Ram S., Ovadia, Marrelli, Jack D., Kouba, Gene E., "Optimal Control Strategy and Experimental Investigations of Gas-Liquid Compact Separators," SPE63120, Proceedings of the 2000 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, TX, October 1-4,2000.

- 15 Motta, Brenno R., Erdal, Ferhat M., Shirazi, Siamack A., Shoham, Ovadia, Rhyne, Lee D., "CFD Simulation of Single and Two-Phase in Gas-Liquid Cylindrical-Cyclone Separators", ASME FEDSM97-3554, proceedings of the ASME Fluids Engineering Division Summer Meeting, Vancouver, Canada, June 22-26, 1997, 1-8.
- 16 Erdal, Ferhat M., Shirazi, Siamack A., Mantilla, Ivan, Shoham, Ovadia, "CFD Study of Bubble Carry-under in Gas Liquid Cylindrical Cyclone Separators," SPE49309, presented at the 73rd SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, LA, September 27-30, 1998, SPE Production and Facilities, vol.15, no. 4, November 2000. (Refereed).
- 17 Taitel, Y. and Dukler, A.E. "A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow ", AIChE Journal , Vol.22, No.1, 1976, 47-54.
- 18 Chang, F., and Dhir, V.K., "Turbulent Flow Field in Tangentially Injected Swirl Flows in Tubes", International Journal of Heat and Fluid Flow, Vol. 15, Oct., 1994, pp. 346-356.
- 19 Kotoh, O., "Experimental Study of Turbulent Swirling Flow in a Straight Pipe", Journal of Fluid Mechanics, Vol.225, 1991, pp.445-479.
- 20 Magnaudet, J.J., "The Forces Acting on Bubbles and Rigid Particles ", FEDSM, ASME, Vancouver, Canada, June 22, 1997.
- 21 何利民. 水平和微起伏油气管道中段塞流流动特性研究: [博士学位论文], 西安交通大学, 西安: 2001
- 22 方祥位等. 紊流数值模拟的现状与进展, 陕西水力发电, 16(1), 2000.3
- 23 魏志军, 张平. 旋风式精过滤器内流场模拟的若干问题, 固体火箭技术, 23(2), 2000.2
- 24 陶文铨著. 数值传热学, 西安交大出版社, 1995
- 25 李勇等. 介绍计算流体力学的通用软件 FLUENT, 水动力学研究与进展, 16(2), 2001.6
- 26 周力行著. 紊流两相流动与燃烧的数值模拟, 清华大学出版社, 1991
- 27 张政等. 流体-固体两相流的数值模拟, 化工学报, 52(1), 2001.1
- 28 王维, 李佑楚. 颗粒流体两相流模型研究进展, 化学进展, 12(2), 2000.5

致 谢

本文是在曹学文副教授的悉心指导和热忱关怀下完成的。曹老师严谨的治学态度、渊博的知识、高深的造诣、科学的思维方式，对作者产生了极大的影响，必将使作者受益终生。

曹老师不仅在学业上给予作者精心的指导，而且在政治思想、工作学习和生活等诸方面对学生严格要求和热情关怀，这一切都将对学生以后的人生道路产生深远的影响。在即将完成学业之际，谨向曹老师致以衷心的感谢！

论文在选题、实验装置制作等方面，曾得到胜利油田设计院张建副院长、信主任、郭长会等的大力帮助，在此表示感谢。

在做实验时，曾得到寇杰老师和师弟、师妹们的帮助，在数值模拟方面，李自力老师给予了耐心的指导，在此表示衷心的感谢。同时，在论文的撰写和修改阶段，得到了研究生同学和师兄梁法春的指导与协助，在此一并表示深深的谢意。

感谢作者家人的关心和鼓励，正是在他们的理解与支持下作者才得以顺利完成学业。