

中国工程热物理学会

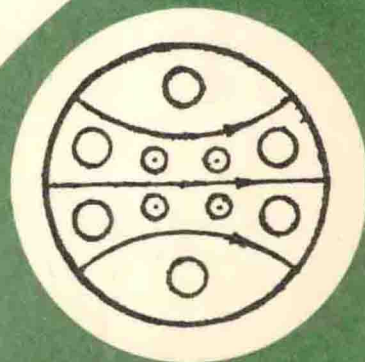
第八届年会论文集

第五分册

多相流

一九九二

北京



6.多相流

目 录

I. 气液两相流

进液方式对管内进口段气流两相流动特性的影响	周芳德 郭烈锦 陈学俊	I-1-7
两相流动中弹状流向翻腾流转换的液泛机理模型	乔治刚 刘长厚 沈自求	I-8-7
气液两相流在壳管式换热器壳侧沿水平方向横掠水平管束时流动特性的研究	徐国平 王启杰 杨小琼	I-15-7
压力陡降及容积加热条件下气—液两相系统瞬态分析	俞昌铭 J.E.S.Venart	I-22-8
螺旋管式蒸发器内两相流动不稳定性的模化试验研究	杨瑞昌 鲁钟琪 施德强 徐秀清 刘青	I-30-6
蒸发管内汽—液两相流不稳定性线性均相模型	周云龙 陈听宽 陈学俊	I-36-8
水平管内汽液两相流体的热敏感性	陆慧林 鲍亦令 张子栋 吴文渊 赵明泉 杨励丹	I-44-5
多孔层在高于一个大气压下的沸腾两相流与传热	张洪济 蒋爱华 张鹏远 陈学俊	I-49-6
水平管束沸腾滞后现象的实验研究	朱长新 温志敏 周芳德 张鹏远 陈学俊	I-55-8
自然循环过冷沸腾流动不稳定性试验研究	施德强 杨瑞昌 鲁钟琪 郑荣钊 王勇	I-63-6

II. 气固两相流

回转煤粉分离器内颗粒运动的理论分析	夏金安 程尚模	II-1-5
煤粉颗粒在平面射流喷口附近的湍流弥散研究	梁勇军 施学贵 徐旭常	II-6-14
流化床中颗粒运动与壁面换热的混沌特	袁竹林 徐益谦 沈湘林	II-20-6
正交射尾迹气固两相流动的数值计算	徐明厚 韩才元	II-26-6
回转煤粉分离器内气固两相流的数字模型模化理论	夏金安 程尚模	II-32-6
层流入口段中单个固体粒子的径向迁移	陈凌珊 周建华 王仕康	II-38-8

快速流化床内相分布现象的初步动力学分析	吴邦贤	II-46-8
气固两相冲动式平面叶栅表面压力分布的试验研究	伊景海 马材芬 郝庆 徐忠	II-54-6
III. 测量		
LDV 进行湿蒸汽两相流流速测量的试验研究	李秀云 张华 隋剑平 薛祖绳	III-1-6
利用单一靶式流量计进行气液两相流双参数测量	付丰 赵在三	III-7-6
应用光导纤维探针和相关分析测量气液两相流流速	刘磊 周芳德 陈学俊	III-13-8
用电导探针测量垂直管束的截面含气率	马卫民 陈学俊 张鸣远	III-21-6
IV. 试验及其它		
90° 弯管内分离流场的试验研究	许承	IV-1-8
垂直环形通道中低质量流速下弥散流传热实验研究	陈洪溪 贾斗南 郭玉君	IV-9-8
模拟反应堆小破口失水事故临界流的研究	姜志军 贾斗南 于春红	IV-17-8
气-液-固三相流载气蒸发传热研究	于志加 慕旭宏 徐维勤 沈自求	IV-25-7
圆柱在高温电离气体中阻力的实验研究	陈熙 陶新 张毅敏	IV-32-6
燃油在多孔陶瓷内渗流量的统计估算	郑庆雄	IV-38-6

进液方式对管内进口段气液两相流动特性的影响

周芳德 郭烈锦 陈学俊

(西安交通大学)

一. 前言

对管内充分发展段的气液两相流动特性已进行广泛而深入的研究,但对于进口段的局部流动特性则研究很少,特别是着意采用进口段的某些特性来强化传热与减轻或消除工业设备中的壁温飞升与超常腐蚀的研究则更是少见。在气液两相流中,环状流是最为安全可靠而且经济的理想流型,稳定的环状流对于工业设备的安全、稳定、可靠经济的运行是至为有益的[1,3]。鉴于为引进30万吨合成氨设备中钛材汽提塔的超常腐蚀寻找减轻或消除的根本方法[2],本文开展了管内进口段气液两相流流动特性的实验研究,特别着重研究了进液方式的变化对流动特性所产生的影响,有关结果在国内外尚无报道。

二. 实验系统和方法

实验是在水/空气两相流模拟实验台上进行的。实验段由 $\Phi 25 \times 3$ 的有机玻璃管制成,有效长度为2.5米。试验中详细观测了径、切向两种进液方式下的流型和阻力,液体进口分配器由有机玻璃棒车铣而成,具体结构如图1,2所示。

实验参数范围为:水流量 $Q_l = 0 \sim 0.40 \text{ kg/s}$;气流量 $Q_g = 0.25 \sim 25 \text{ m}^3/\text{h}$;实验压力为常压。

通过直接观察和录像研究进口段的流型及其变化,使用DP-1151电容式差压变送器直接测量进口段的沿程阻力变化特性。

实验段分水平和垂直两种布置方式。

三. 实验结果与分析

(一). 流型及其转变特性

1. 垂直管内气液两相逆向流动

当液体由上向下而气体由下向上作逆向流动时,液体的进入方式对流型影响很大,具体结果如下:

(1). 标准3- $\Phi 3.2$ 三孔径向进液方式下的情况

在三孔径向进液方式下(见图1),液体分配器以下进口段内的两相流动呈现如下的流型特性:

在较低的上升气流量下:较小液体流量时,液体只在径孔及其边缘附近呈条状液膜向下流动;随着液体流量的逐渐增大,条状液膜变宽,最后形成沿管壁周向附壁的环状液膜,但液膜是不均匀的;继续增大液体流量,从分配器的三孔分配出来的液体即形成在管子中心对称的状况,下降液膜出现波动,液膜厚度沿周向的分布

出现变化,沿程各点液膜厚度也随波动周期性地由薄变厚,又由厚变薄;再继续增大液体流量,流型即由环状流向泡状或柱塞状流变化,进一步增大液体流量,流型即变为分散泡状流和长泡状间歇出现的情形。

在中气量下:较小液体流量时,已无下降液膜,液体全部被吹起,在进口的上段流动;逐渐增大液流量,开始出现下降液膜,但液膜下降流到一定长度处即被气体带离壁面,这就是液泛现象,随着液流量的增大,下降液膜长度逐渐变长,形成稳定的降膜反向环状流动;继续增大液流量,则液膜厚度增大,波动加剧,以至在管子中心形成气液混合,流动呈间歇状的离散泡状和块状流。

在大气量下:中、小液流量时已无下降流动;当液流量增加到适当值时,才出现下降、上升间歇转变的波动流动,下降段呈块状型,而分配器以上段则是稳定的上升环状流或分散泡状流。

各典型流型如图及其详细的变化过程可参看录像。

(2). 标准3- Φ 3.2三孔切向进液:

在三孔切向进液方式下(见图2),液体分配器以下整个管段内的气液两相流的基本流型同径向进液方式相近,可观察到环状流、泡状流、柱塞状流或长泡状流、离散泡与块状流等几种,所不同的是,各种流型下气体更趋于管子中心流动,液膜不是象径向进液方式那样只在轴向和径向运动,而是沿切向旋转向下流动,液体切向速度沿程逐渐衰减,其对应的流动参数范围则有显著差异。特别是在分配器下部的进口段流动差异很大,具体表现如下:

①. 除极低液流量以外,各种流动参数下,分配器以下进口段某一长度内的气液两相流均为液体切向旋流贴壁下降,气体在管子中心流动的逆向环状流动。在一定的上升气流量下,随着液体流量的增大,这一长度也逐渐增大,在超过这一长度后的下降段中才出现有环状、泡状、块状与离散泡状,柱塞状或长泡状流动等各种流动状态。

②. 在稳定的逆向环状流动工况下,液体以切向旋转流动方式向下流动,这时液膜在周向的分布明显要比径向分配器下的液膜更为均匀;即使在径向分配器下环状液膜破裂而呈条状时,切向分配器下也能产生均匀的环状贴壁液膜;而且切向旋流的环状液膜波动较小,更为稳定,但这种液膜稳定性随着液体切向速度的沿程衰减而衰减。

③. 液体经切向分配器的旋切喷射而形成旋转流动后,气液分离更加完全,液体因离心力大而趋于环壁流动,气体因密度小而被逼迫到管子中心。由于离心力的作用和切向喷射效应,减小了气体接触和混合的程度,提高了液体流动速度,使液膜厚度变薄,推迟了液泛工况的发生。

2. 水平管内气液两相同向流动

(1) 标准3- Φ 3.2三孔径向进液

在三孔径向进液方式下,试验段进口段可观察到波状分层流、环状流、块状流、柱塞状流和泡状流等流型,在所有流型下都没有液体以切向旋转贴壁的方式流动的情况出现。同从分发展段一样,在很高的气速下才能出现稳定的环状流。

(2) 标准3- Φ 3.2三孔切向进液

在三孔切向进液方式下,试验段进口段可观察到环状流、泡状流和分层流等三种流型,只是在离分配器很远的流动才出现块状、柱塞状、波状分层等其它流型。除极小液流量下的光滑分层流动外,对应于径向液体分配器下所出现的所有流型下,切向分配器下的进口段内都可以观察到液体形成切向旋转环状贴壁流动液膜的现象,且液体流量越大,则切向旋转环状液膜的长度也越大。在具有足够形成环状液膜的液体流量下,主气流流速越大,切向旋流环状液膜的长度也越长。若主气流进口也

加以与液体同向的切向旋流分配器使主体产生旋转流动, 则液膜的旋流强度显著加剧, 稳定的旋流液膜也加长。

这表明使用切向旋流分配器是一种新型有效的强化传热手段。在一定的范围内可以取得显著的效果。

由上述可视性模拟实验和录像结果可知: 液体的进液方式对分配器以后的进口段流型具有显著的影响。在垂直逆向流动中, 径向分配器下部管内下降液膜是不稳定的, 极易被上升中心气流所撕裂, 这可能是引起工业设备中换热管进口段局部壁温过热和壁面超常腐蚀减薄的主要原因; 在水平同向流中, 径向进液下的液体只有在足够高的流速下才能形成环状液膜, 流动经常处在不安全的分层流、间歇状流等流型下, 不利于在有传热工况下采用。采用切向进液方式后, 不论是在垂直管还是水平管内都能在很大的参数范围内于进口段产生稳定的旋切环状液膜, 提高液体运动速度, 减小液面波动, 改善液体沿壁面周向的分配和分布, 减小气液混合程度, 从而达到推迟液泛工况发生, 强化管壁换热的作用。

(二). 摩擦阻力特性:

1. 标准3-Φ3.2三孔径向进液方式

试验中在离液体分配器出口 0.5、1.0、1.5 米的长度段上布置了三个差压计, 测取了液体分配器出口后试验段进口段的沿程摩擦阻力。

进口段单相沿程摩擦压降的测量结果表明, 单位长度上的摩擦阻力

$$\left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{0.5}, \left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{1.0} \text{ 和 } \left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{1.5} \text{ 随雷诺数的变化规律是一致的, 且与}$$

管内充分发展段的勃拉修斯规律相同, 只是进口段的摩阻系数略高于充分发展段, 且

$$\left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{0.5} > \left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{1.0} > \left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{1.5}, \text{ 这也是符合实际的, 单相摩阻试验的}$$

结果同时也验证了本试验系统和方法的可靠性。

水平同向气液两相流摩擦压降的测量结果如图3 所示。图中使用摩擦压降梯度

$$\left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{\tau_p} \text{ 与分配器径向喷射液流总动量和轴向中心总气流动量之比 } \frac{M_q}{M_r} \text{ 来整}$$

理数据, 结果表明 $\left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{\tau_p}$ 与 $\frac{M_q}{M_r}$ 的关系是多峰值的, 当 $\frac{M_q}{M_r}$ 很大或很小时摩擦压降都将急剧下降。

一定的中心主流流速下, 随着液体流量的增大, 摩擦阻力梯度是单调增加的, 一定的液流量下, 随着中心主流流速的增大, 摩阻梯度单调减小。

2. 标准3-Φ3.2三孔切向进液方式

使用切向旋流液体分配器代替径向液体分配器后, 进口段的气液两相流摩擦阻力特性如图4 所示。与图3 比较表明, 切向旋流液体分配器后进口段的摩擦阻力曲

线整体上要高于径向, 虽然 $\left(\frac{\Delta P_f}{\Delta L}\right)_{\tau_p} \sim \left(\frac{M_q}{M_j}\right)$ 的关系同样是多值的, 但有一

更宽广的高值域。因此, 从切向旋流提高贴壁液体的运动速度从而增加摩阻的角度来看, 采用切向旋流后得到了明显的效果。

试验结果还表明, 在一定的中心主流流速下, 随着液体流量的增加, 旋流强度和旋切液膜的长度以及两相摩擦阻力都单调增加; 旋切液膜长度在低于某一流量时,

随着液量增加而平缓增加,大于此值后则迅速增长。在一定液量下,旋切液膜长度随着气流量的增加而增加,当气速达到一定值时,则保持稳定;而摩擦阻力的变化不是单调的,这与径向分配器是不同的。在进口段0.5米以内液膜的稳定性和摩擦阻力都尤为明显地高于径向分配器的进口段。

因此,使用切向旋流液体分配器取代径向液体分配器,可对汽提换热管进口段的液体分配均匀性、液膜长度及其稳定性产生良好效果,同时旋切液膜的高速(比径向液膜要高)掠过管壁强化了管内换热,从整体上降低了管壁温度;液膜长度的加长与稳定性的增加使液膜冷却的管壁长度也加长,降低了进口局部区段上的管壁温度,从而减小了局部腐蚀的可能性;同时切向旋流的作用使进口段形成一稳定环状流动,旋流液膜的切向速度使液体被上升气体夹带走的可能性减小,可以提高汽提效率,从而也就提高了设备单位时间的生产率,延长了设备的使用寿命,这将产生巨大的经济效益。此外切向旋流的作用还能提高汽液分离效率,是一种有效的气液分离手段。切向旋流的这些效应对工业生产是大大有益的。

如何才能获得最佳稳定的切向旋流环状液膜是工程中需要研究的问题。本文对1- Φ 3.2单孔切向喷射、3- Φ 3.2三孔切向喷射和4- Φ 3.2四孔切向喷射进液方式下的进口段摩阻特性进行了比较实验,结果如图5,6,7所示。分析和比较表明,要使液体沿壁面周向产生均匀稳定的旋切贴壁液膜,喷射孔应相对多而对称均布。采用单孔时,旋切效果最差,微小扰动都可使旋切膜失稳,不能形成稳定的旋切液膜,且孔数少后流速大增,实际运行中很快被磨损、孔径变大而偏离设计参数工况;但喷孔数的增加加工制造困难,且相同流量下的喷射速度大为降低,如四孔较三孔喷射速度减小25%,不易达到最佳径切向动量比。增加孔数时减小孔径则易堵塞,这也是极不利工况。测量表明,选用三孔最宜,四孔次之,单孔最差。

四. 结论

本文详细研究了不同进液方式下管内气液两相流进口段局部流动特性,对进液方式的影响进行了分析和讨论,结论表明采用切向进液方式取代径向进液方式将产生良好的流动效应,对于解决工业上许多进口段局部壁温过热与超常腐蚀减薄等问题,强化传热,提高汽提效率和气液分离效果有直接指导作用。

主要参考文献

1. 周芳德, V.K.Dhir, 旋流流动的传热强化, 石油与天然气 1989.
2. 钛材汽提塔国产化项目背景材料, 化工部兰州化机院, 1989.
3. 郭烈锦等, 螺旋管内汽液两相摩擦阻力特性的研究, 西安交通大学学报, 1990.

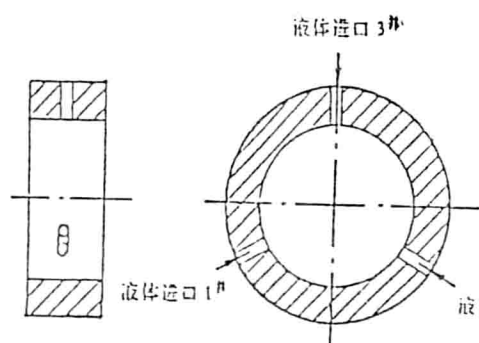


图1. 标准3-Φ3.2径向液体分配器

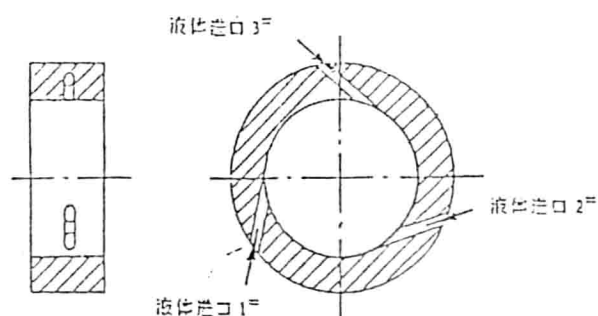


图2. 标准3-Φ3.2切向液体分配器

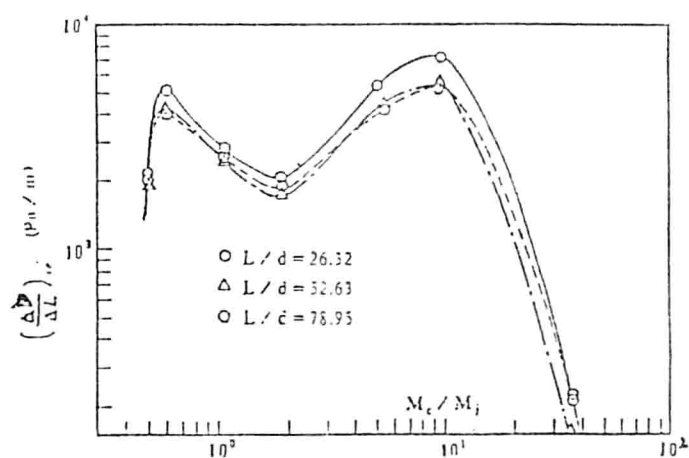


图3. 径向液体分配器下进口段同气液两相流摩擦阻曲线

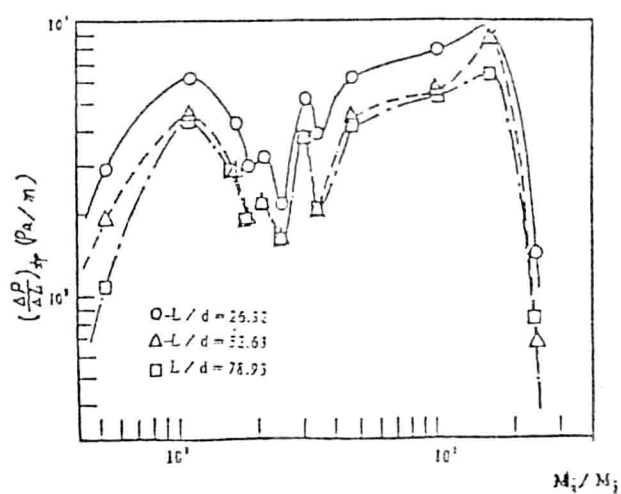


图4. 标准3-Φ3.2切向液体分配器下进口段同向气流两相流摩擦阻曲线

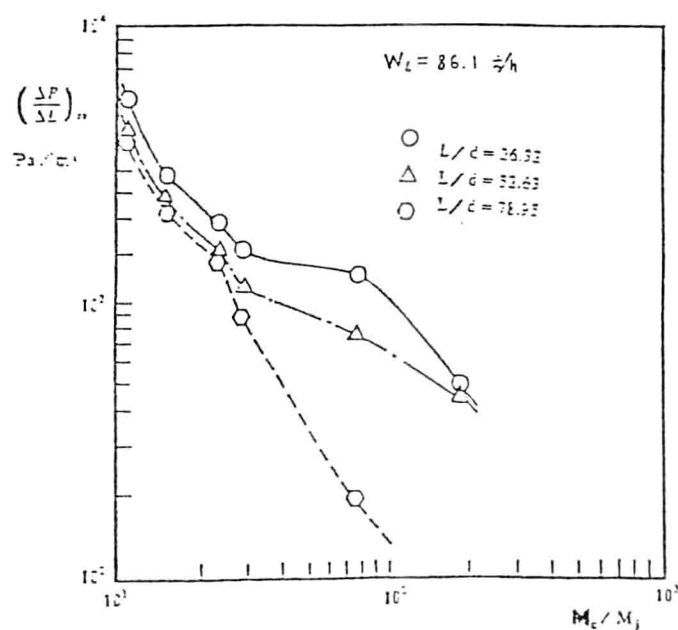


图5. 单孔切向液体分配器同向气流两相流摩阻曲线

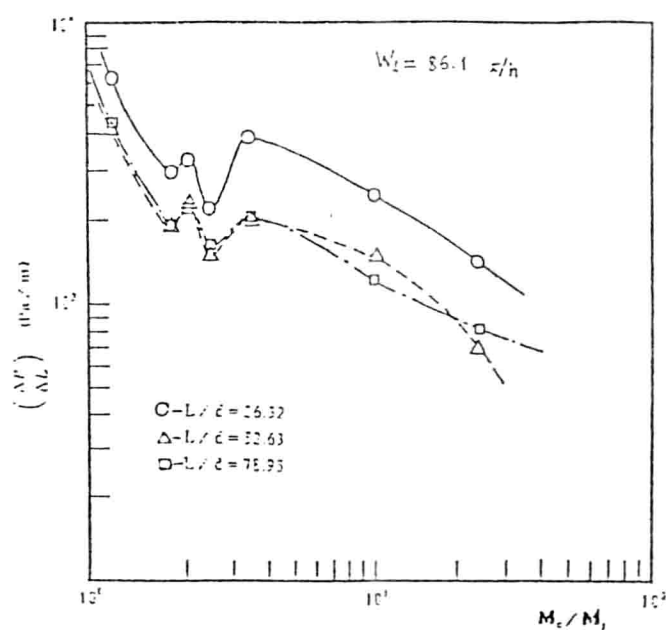


图6. 三孔切向液体分配器同向气流两相流摩阻曲线

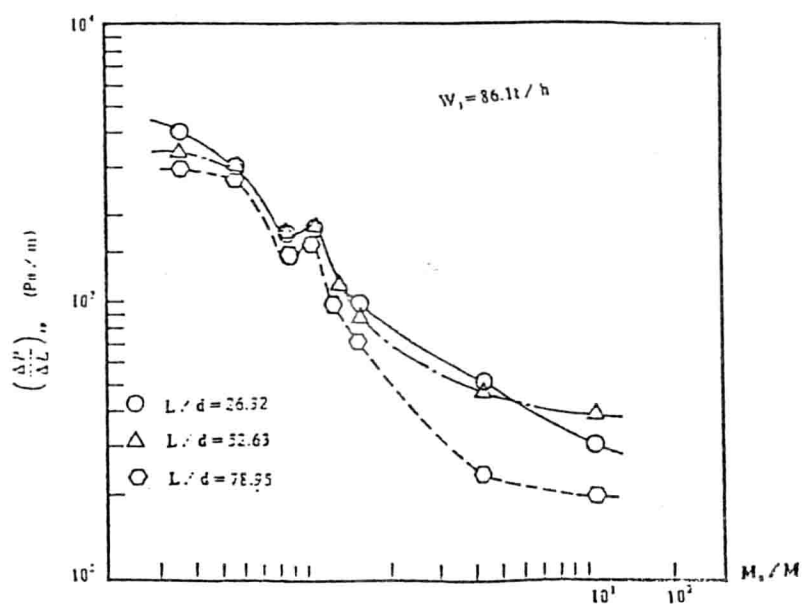


图7. 四孔切向液体分配器的同向气液两相流摩阻曲线

两相流动中弹状流向翻腾流 转换的液泛机理模型[※]*

乔治刚 刘长厚 沈自求
(大连理工大学 化学工程研究所)

一、前言

气液两相流动过程中,流体力学的重要基础研究课题之一是研究和确定系统中流体的流动型式和流型的转变规律。

很多作者对流型的分类,流型转变的条件等进行了较为详尽的研究。在此基础上研究者们又从不同角度分析了流型转变的机理,并提出描述流型转变的数学模型,从而可以定量地确定流型转变的条件。

本文在对垂直管中气液两相流由弹状流向翻腾流转换研究的基础上,从弹泡和液膜之间地相互作用出发,提出了液泛——架桥机理模型,该模型计算简单,可以从少量的基础数据出发较为方便地确定出流型转变的条件。其计算结果和文献及实验数据符合较好。

二、液泛一架桥机理

在稳定的弹状流区域内,气体形成弹状气泡,两弹泡间的液体形成一定长度的液塞,随气液两相流速的不同,液塞中夹有大小及数量不等的微小气泡;在弹泡上升过程中,液塞中的液体在器壁和弹泡之间形成液膜流下。由于弹泡和液膜间的相对运动,在气—液界面上产生剪应力 τ_i ,在 τ_i 的作用下,下降的液膜表面将产生一定大小的波。波动的大小与两相流体的物理性质,流体的流速、通道的几何形状等因素有关。本文提出的液泛一架桥机理认为,在剪应力作用下,在弹泡周围的降液膜表面上形成不稳定的波动,当弹泡周围相对液面上产生的波的波峰“搭接”在一起时,(即产生“架桥”),弹泡被“截断”。弹泡破裂,从而使弹状流(以下简称 S 流)转变为翻腾流(以下简称 C 流),即发生 S/C

转变。

图 1 给出本机理的示意图。

三、S/C 转变的条件与判据

在 S 流中,一串尺寸几乎相同的弹泡,夹带着中间的液塞(液塞中也夹带有一定数量的小气泡)沿管壁匀速上升。若将该系统概括为一串运动波,在稳定的流动过程中,表征运动波的每一个参量都以一定的速度沿流动方向连续的传递。若以弹泡内的平均气含率 α 为特征参量,由物料平衡可得到:

$$\frac{\partial \alpha}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial z}(\alpha u_{TG}) = 0$$

或表示为:

$$\frac{\partial \alpha}{\partial t} + \left[\frac{\partial}{\partial \alpha}(\alpha u_{TG}) \right] \frac{\partial \alpha}{\partial z} = 0$$

这样气含率沿流动方向 z 的传递速率则可表示为:

$$\frac{\partial}{\partial \alpha}(\alpha u_{TG}) = \frac{du_{TG}}{d\alpha}$$

根据 Lighthill⁽¹⁾等人的波动理论,当波动的传递速度为 0 时,运动的连续性被破坏,因而发生运动的阻塞,在此处即发生“液泛”,因此可以将 $\frac{du_{TG}}{d\alpha} = 0$ 作为 S/C 转变的判据。

同时根据 Barnea⁽²⁾等人的研究结果,在发生 S/C 转变时, $A_L \geq 0.5 A_{Rsm}$, 其液塞中最小的液含率 $R_{sm} = 0.48$ 。以此作为本文 S/C 转变的判据。

四、模型的建立与推导

1. u_{GTS} 与 u_{fLs} 的关联

由气液两相界面上的剪应力 τ_i 与 u_{GTS} 及 u_{fLs} 之间的关系,可以将 u_{GTS} 和 u_{fLs} 关联起来,其推导如下:

(1) τ_i 与 u_{fLs} 间关系

如图 2 所示,由微分段 dz 内液环中的动量平衡式得到:

$$\tau_L S_L + \tau_i S_i - \frac{dp}{dz} A_L - A_L \rho_L g = 0 \quad (1)$$

同样,对 dz 内气相作动量平衡计算得到:

$$-A_G \frac{dp}{dz} - \tau_i S_i - A_G \rho_G g = 0 \quad (2)$$

由(1)、(2)消去 $\frac{dp}{dz}$ 得到:

$$\tau_i S_i \left[\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right] + \frac{\tau_L S_L}{A_L} - g(\rho_L - \rho_G) = 0 \quad (3)$$

同时还有:

$$\tau_L = f_L \rho_L \frac{V_L^2}{2}$$

式中:两相摩擦系数 $f_L = C_L \left(\frac{D_L u_L}{V_L} \right)^{-n_1}$; C_L 、 n_1 为布拉修斯关联系数,计算中取 $C_L = 0.46$, $n_1 = 0.2$; $D_L = \frac{4A_L}{S_L}$, $A_L = \pi(D\delta_f - \delta_f^2)$ 。将上述参量带入式(3),且引入降液膜平均表观流速 u_{fLs} ($u_{fLs} = A_L V_L / A$) 和无因次液膜厚度 δ_f^* ($\delta_f^* = \delta_f / D$),整理得到:

$$\begin{aligned} \tau_i = & (\rho_L - \rho_G) g D [\delta_f^* (1 - \delta_f^*) (1 - 2\delta_f^*)] \\ & - \frac{1}{32} C_L \rho_L \left(\frac{D_L}{u_L} \right)^{-n_1} \times u_{fLs}^{(2-n_1)} \times \left[\frac{1 - 2\delta_f^*}{\delta_f^{*2} (1 - \delta_f^*)^2} \right] \end{aligned} \quad (4)$$

(2) τ_i 与 u_{TGS} 间的关系

τ_i 与 u_{TGS} 间的关系为:

$$\tau_i = f_i u_{TGS}^2 / 2 (1 - 2\delta_f^*) \quad (5)$$

式中相际摩擦系数 f_i 可用 Bhrathan 的经验关联式^[3]

$$f_i = A_0 + B \delta_f^{*n} \quad (6)$$

来确定。式中 A_0 、 B 、 n 依流体物性和管径的不同而异,需由实验确定,文献中给出的实验结果也可作为计算参考。

由式(4)、(5)、(6)可得到 u_{GTS} 和 u_{fLs} 之间的关系式。

2. u_{GTS} 与 U_N 的关联

弹泡内气体的表观流速 u_{GTS} 与弹泡的上升速度 U_N 之间的关系为:

$$u_{GTS} = U_N \times (1 - 2\delta_f^*)^2 \quad (7)$$

式中无因次膜厚 $\delta_f^* = \delta_f / D$ 。

根据 Niclin^[4] 给出的关联式和 Fernandes^[5] 的实验修正值,弹泡的上升速度为:

$$U_N = 1.29(V_{GS} + V_{LS}) + 0.35 \sqrt{gD} \quad (8)$$

3. 液泛的条件方程

前节三中给出液泛的条件式为 $\frac{du_{TG}}{d\alpha} = 0$, 式中弹泡的平均气含率 $\alpha = (1 - 2\delta_f^*)^2$, 弹泡的气相平均速度 $u_{TG} = u_{TGS} \cdot A / A_G$, 所以液泛的条件式可写为:

$$\frac{du_{TG}}{d\alpha} = \frac{du_{TGS}}{d\delta_f^*} = 0$$

利用这一条件式,并结合(4)、(5)式,将 u_{TGS} 对 δ_f^* 求导,经运算、整理后得到:

$$\frac{1}{2} f_i \frac{\rho_G u_{TGS}^2}{(1 - 2\delta_f^{*2})^4} = (\rho_L - \rho_G) g D \{ (1 - 2\delta_f^*) (\delta_f^* - \delta_f^{*2}) - \frac{2[M - 3f_i(1 - 2\delta_f^*)^2]}{\rho_G M (\delta_f^* - \delta_f^{*2})} \times (1 - 2\delta_f^*) \} \quad (9)$$

式中 $M = 10f_i\delta_f^*(1 - \delta_f^*) + (1 - 2\delta_f^*) \times [\delta_f^*(1 - \delta_f^*) \times B \cdot n \cdot \delta_f^{*(n-1)} + 2f_i(1 - 2\delta_f^*)]$

五、模型的计算与结果讨论

由 S/C 转变的判据 $A_L \geq 0.5A_{R_{sm}}$, 联立式(6)~(9)可获得 S/C 转变的条件。将计算结果标绘成曲线,示于图 3。图中还给出由不同作者的实验数据标成的曲线以示比较。由图可见本模型更接近于 Barnea 和 Teitel 等人的结果。图 4~图 7 列出本模型与一些文献作者在不同系统中得到的实验数据的对比,从这些图中可看到本模型与这些实验数据符合很好。

符号说明

A—截面积, m^2	V_{GS} —气相表观流速, m/s
A_0 —系数	V_{LS} —液相表观速度, m/s
B—系数	z—轴向距离, m
C_L —系数	希腊字母
D—直径, m	α —气含率
D_L —当量直径, m	γ —比重
f—阻力系数	δ_f —液膜厚度, m
g—重力加速度 m/s^2	δ_f^* —无量纲膜厚
M—代换参数	ν —运动粘度, m^2/s
n—系数	ρ —重度, kg/m^3
n_1 —系数	τ —剪应力, N
P—压力, N/m^2	下标
R_{sm} —液含率	f—降液膜
S—周边长度, m	L—液相
t—时间, s	G—气相
u_{Ls} —液膜表观流速 m/s	I—相界面
u_{TG} —弹泡内气相平均速度 m/s	S—表观
u_{TGS} —弹泡内气相表观速度 m/s	

参考文献

- (1). Lighthill. M. H, Whithan. G. F. ,On Kinematic Waves Proc. R. Soc. ,Vol. 229 p281
- (2). Barnea. D, Shohan, Chem. Eng. Sci. ,Vol. 37 p741(1982)
- (3). Taitel. Y, Barnea. D. ,Int. J. Multiphase Flow ,Vol. 8 No. 1 p1—10(1982)
- (4). Nicklin, Daidson, Trans. Inst. p61(1962)
- (5). Fernandes. R. C. ,AIChEJ. ,Vol. 29 No6 p981(1983)
- (6). Oshinow. T, Charles. M. T. ,Can. J. Chem. Eng. Vol. 52 p25(1974)
- (7). Griffith, Wallis, J. Heat Trans. Vol. 83No21(1961)
- (8). Mishima, Ishii, Int. J. Heat Mass Transfer Vol. 25 p723(1984)
- (9). Barnea. D. Int. J. Multiphase Flow Vol. 13p1(1987)
- (10). Taitel. Y. ,Barnea. D. ,AIChEJ. ,Vol. 26 p345(1980)
- (11). Mcquillan. K. W. ,Whally. P. B. ,Int. J. Multiphase Flow Vol. 11 p161(1985)

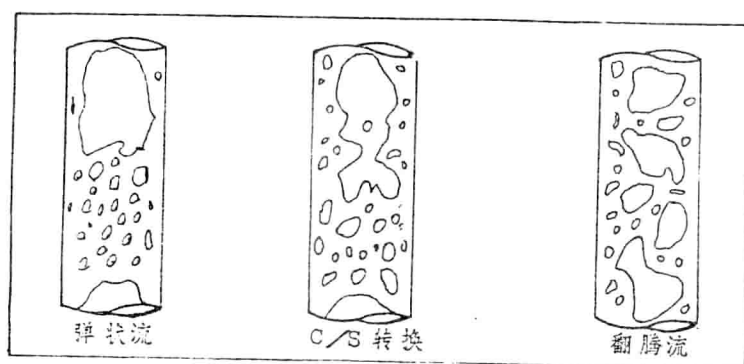


图 1 液泛—架桥机理示意图

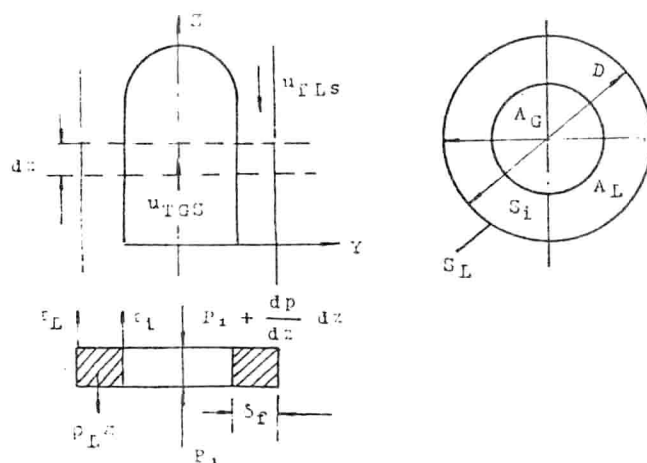


图 2 数模示意图

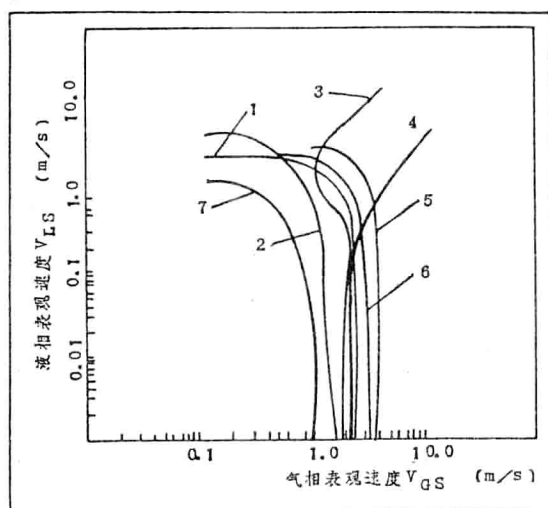


图 3 本模型与文献模型的比较

1—本模型, 2—Oshinow^[6], 3—Griffith^[7]
 4—Mishima^[8], 5—Barnea^[9], 6—Teitel^[10]
 7—Mcquillan^[11]

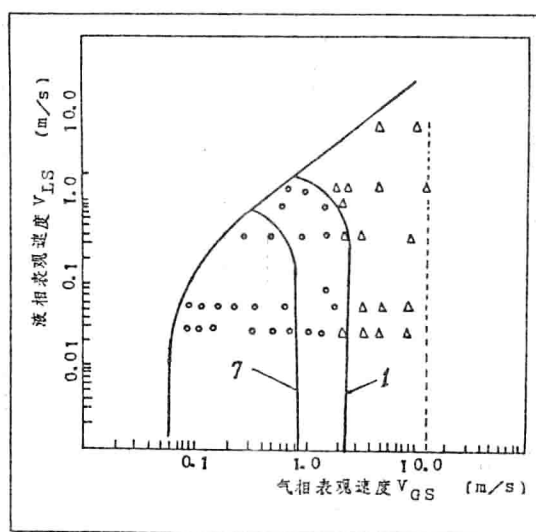


图 4 本模型与 Teitel^[10]实验结果比较

(空气—水系统, $D=0.051\text{m}$, 实验结果:

● 弹状流 ▲ 翻腾流)

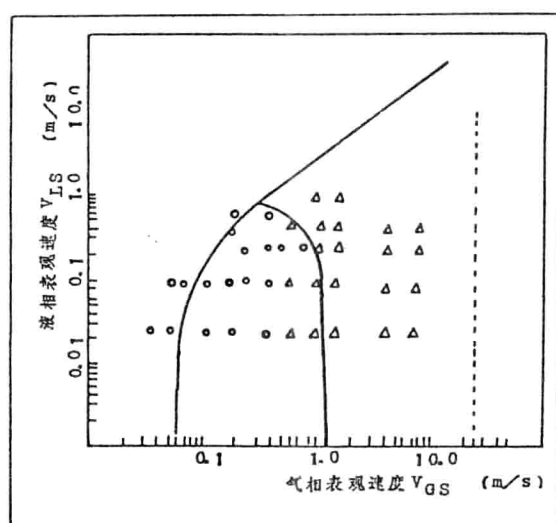


图 5 本模型与 Mcquillan^[11]实验结果比较
(空气-水系统, $D=0.092$)

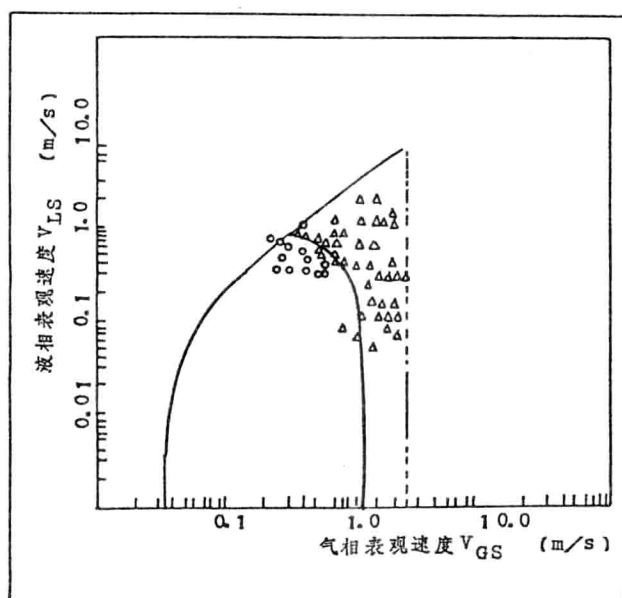


图 6 本模型与 Mcquillan^[11]实验结果比较
(R-113 系统, $D=0.025\text{m}$)