

石油、天然气工业

# Ω型管的气液两相流动调整作用数值模拟研究

蒋亚莉 邢兰昌\* 华陈权 耿艳峰

(中国石油大学(华东)信息与控制工程学院, 青岛 266580)

**摘要** 为了开发基于流动调整机制的严重段塞流抑制方法,提出了一种新型流动调整装置——Ω型管,应用数值模拟方法对Ω型管内气液分层流的流动特性进行了研究,探讨了Ω型管的基本单元个数( $N$ )、基本单元之间的距离( $d/D$ )、主弯管弯曲半径与管径的比值( $r/D$ )、入口气液相流速(气相和液相折算速度,  $U_{SG}$ 和 $U_{SL}$ )等结构参数和流动条件对Ω型管气液两相流动调整作用的影响规律。研究结果表明:①Ω型管能够实现“液相对气相阻塞”和“气相对液相携带”两个物理过程,从而将分层流转变为间歇流型;②增加 $N$ 和提高 $r/D$ 均可增加上述物理过程的循环周期, $N$ 的增加为更多气相先于液相通过主弯管(气相被阻塞阶段)提供了条件, $r/D$ 的提高有利于增加主弯管上游的液相累积量,使气相能够携带更多的液相通过主弯管(液相被携带阶段),使得Ω型管下游液相含率波动性增强、气液两相流动特性间歇性增强,从而增强Ω型管对分层流的流动调整作用; $d/D$ 的增加影响作用不显著;③ $U_{SG}$ 不变、 $U_{SL}$ 增加有利于增加主弯管上游的液相累积量,为气相携带更多的液相提供了条件;增加 $P$ 导致 $U_{SG}$ 降低,会减弱气相携带液相的能力;增加 $U_{SG}$ 同时减小 $U_{SL}$ 虽然可提高气相携带液相的能力;但液相供给的减少会降低液相的累积量,导致因气相携带而进入主弯管的液相减小,从而减弱Ω型管的流动调整作用。以上研究结果为优化设计Ω型管、探索其气液两相流动调整机理和应用于集输管线-立管系统提供了基础。

**关键词** Ω型管 流动调整 严重段塞流 气液两相流 数值模拟

**中图分类号** TE58 O359; **文献标志码** A

在海上油气田生产中经常采用集输管线-立管系统将油气产物从水下生产系统输送至上部处理平台。在油气田开发的晚期气液相流速较低时,严重段塞流经常产生于集输管线-立管系统中<sup>[1,2]</sup>。严重段塞流具有明显的周期性,每个周期包括四个阶段:液塞形成、液塞产出、气体渗入和液气喷发/液体回落。在液塞产出阶段,立管出口处剧烈的流量变化会导致下游分离器的溢流和压缩机的供气不足,甚至导致停产事故;在液气喷发/液体回落阶段,集输管线-立管系统内剧烈的压力波动使得管线支撑系统、接头和阀门等处遭受剧烈的振动冲击<sup>[3-5]</sup>。严重段塞流对整个油气生产系统的安全性和稳定性构成了极大威胁,尤其随着油气田开发将步入越来越

深的海域,井口所处位置水深不断增加使得立管长度相应增加,由此导致严重段塞流所带来的危害也将更加严重。严重段塞流的抑制是深水油气开采输送领域急需解决的流动安全保障问题之一,对严重段塞流抑制方法的研究具有重要意义。

众多学者从不同的角度对抑制或消除严重段塞流的方法进行了各自的分类<sup>[6-9]</sup>。依据是否需要系统外部资源的注入,严重段塞流的抑制方法可分为两大类:主动式方法和被动式方法。主动式方法的实施需要外部资源,通常导致系统的结构和运行机制较复杂;被动式方法无需外部资源,通常采用系统自身结构改造的形式。主动式方法主要包括立管出口节流法<sup>[10-12]</sup>、接泵法<sup>[13,14]</sup>、外部供气气举法<sup>[15-17]</sup>、基于自动控制的方法<sup>[18-20]</sup>等;被动式方法主要有液塞捕集器法、内部供气气举法<sup>[21]</sup>和流动调整法<sup>[22,23]</sup>。流动调整法是指在立管上游的管线内安装流动调整装置将气液分层流转变为其他流型,以消除严重段塞流形成的必要条件之一:上游管线内的流型必须为气液分层流。Almeida等<sup>[22]</sup>提出类文丘里管的流动调整装置,该装置对气液两相流产生混合作用并把分层流转换成其他流型,但是其“缩颈”段给管线的清管操作带来困难。Makogan等<sup>[23]</sup>提出重丘型装置以将严重段塞流的长液塞截断成为一系列短液塞,但是由于多相流体流动方向

2016年7月26日收到 国家自然科学基金(51306212)、山东省自然科学基金(ZR2013EEQ033)、青岛市自主创新计划(15-9-1-19-jch)和中央高校基本科研业务费专项资金(16CX05021A和15CX08014A)资助

\*通信作者简介:邢兰昌(1983—),博士,副教授。研究方向:多相流流动及测控技术。E-mail: l. xing@yahoo. com.

引用格式:蒋亚莉,邢兰昌,华陈权,等. Ω型管的气液两相流动调整作用数值模拟研究[J]. 科学技术与工程, 2017, 17(4): 32—39

Jiang Yali, Xing Lanchang, Hua Chenquan, et al. Numerical investigation of the flow conditioning effects of Ω-shaped pipe on gas-liquid two-phase flows [J]. Science Technology and Engineering, 2017, 17(4): 32—39

急剧的变化会对装置产生较大的冲击,所以易产生机械损伤。

为了进一步研究基于流动调整原理的严重段塞流抑制方法,提出了两类流动调整装置,分别称为波浪管<sup>[4]</sup>和 $\Omega$ 型管<sup>[24]</sup>。两类装置的主要特点在于:由若干基本单元组成,长度方便调整;流体流动路径无缩颈且流动方向变化较缓和,减少了流体对装置的冲击。前期的实验和数值模拟研究结果已表明波浪管在一定操作条件下能够有效地抑制严重段塞流<sup>[25,26]</sup>,考虑到波浪管的凹陷部分使其难以平稳安装于平面上的局限性,进而提出了一种新的流动调整装置—— $\Omega$ 型管。本文应用数值模拟方法对 $\Omega$ 型管内气液两相分层流的流动特性进行研究,探讨 $\Omega$ 型管的结构参数和流动条件对 $\Omega$ 型管气液两相流动调整作用的影响规律,为进一步优化设计 $\Omega$ 型管,探索其气液两相流动调整机理和应用集输管线-立管系统提供理论和模型基础。

## 1 $\Omega$ 型管和 CFD 模型

### 1.1 $\Omega$ 型管

一个 $\Omega$ 型管由一至多个如图 1(a)所示的基本单元所组成[如图 1(b)所示],图 1 中,1、5 分别代表前直管段、后直管段,2、4 分别代表 90°前弯头、90°后弯头,3 代表 180°主弯管。基本单元可用如下参数描述:管径  $D$ ,直管段和弯管部分的管径相同;幅值  $A$ ,代表管道轴线和主弯管轴线之间的最大距离;主弯管弯曲半径  $r$ ,代表 180°主弯管弯曲半径;长度  $L_1$ ,代表基本单元的长度。距离  $d$  为第一个基本单元 90°后弯头出口与第二个基本单元 90°前弯头入口之间的长度; $\Omega$ 型管的几何参数如下:主弯管弯曲半径与管径比值  $r/D$ , $\Omega$ 型管中基本单元的个数  $N$ ,基本单元之间距离与管径比值  $d/D$ 。

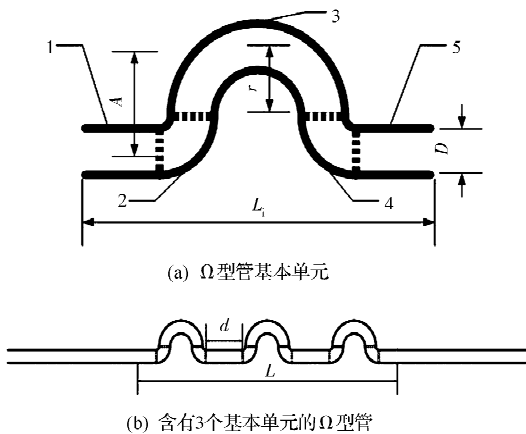


图 1  $\Omega$ 型管结构

Fig. 1 Geometry of the  $\Omega$ -shaped pipe

### 1.2 CFD 模型

分别利用 ANSYS 软件的 DM、ICEM CFD 和 FLUENT 模块来建立几何模型、划分网格和求解模型。将空气和水分别作为气相和液相,因为气体的压缩和膨胀特性是 $\Omega$ 型管中流体流动特性的关键影响因素,故将气相设置为可压缩理想气体。分别将入口、出口边界条件设置为质量入口、压力出口,系统初始温度设置为 20 °C。本文采用标准  $k-\epsilon$  模型计算湍流参数,并采用 VOF 模型对气液两相之间的界面进行跟踪。经过对网格密度进行优选<sup>[24]</sup>,最终选择模型的总网格数为 257 580,管道截面网格数为 180。

## 2 结果与讨论

主要讨论当 $\Omega$ 型管几何尺寸、入口流速以及出口压力变化时(如表 1 所示), $\Omega$ 型管对气液分层流动特性的调整作用。对于 $\Omega$ 型管后直管段中流体分布特性应用液相相含率曲线和相分布云图来刻画,对于相含率的波动特性应用相含率波动曲线的标准差来定量表示,即标准差越大表示相含率波动幅度越大,说明气液两相界面波动越剧烈。通过相分布云图可直观获得管道中任意截面处的气液相分布。在数据分析与结果讨论中选择液相相含率波动幅度最大截面作为分析截面,因为将 $\Omega$ 型管安装与立管上游的集输管线中时也应使其出口处的液相相含率波动幅度最大,以充分发挥 $\Omega$ 型管的流动调整能力。

### 2.1 $\Omega$ 型管基本单元的个数

应用上述 CFD 模型对具有不同基本单元个数  $N$  ( $N=1, 2$  和 3) 的 $\Omega$ 型管内两相流动特性进行了数值模拟。图 2 和图 3 分别为当所加 $\Omega$ 型管基本单元个数分别为 1、2 和 3 时,分析截面处和最后一个基本单元主弯管顶部液相相含率随时间变化曲线。

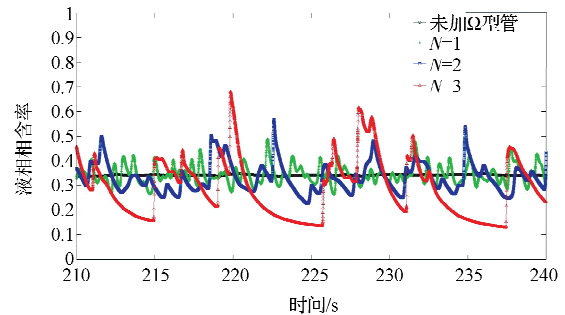


图 2 当所加 $\Omega$ 型管的  $N$  分别为 1、2 和 3 时,分析截面处液相相含率随时间变化曲线

Fig. 2 Time traces of liquid holdup at the analyzed plane with  $\Omega$ -shaped pipes of different counts of the basic units ( $N=1, 2$  and 3)

表 1 数值模拟实验中所采用的结构参数与流动条件(出口压力、入口流速)

Table 1 Geometrical parameters and flow conditions in numerical simulations (outlet pressure, inlet flowrates)

| 参数                                             | 一组               | 二组               | 三组                | 四组               | 五组                                                                                                                                                                      |
|------------------------------------------------|------------------|------------------|-------------------|------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 主弯管弯曲半径 $r$ /管径比 $D$                           | 2,4,6            | 2                | 2                 | 2                | 2                                                                                                                                                                       |
| 基本单元个数 $N$                                     | 2                | 1,2,3            | 3                 | 2                | 3                                                                                                                                                                       |
| 基本单元之间距离 $d$ /管径比 $D$                          | 5                | 5                | 2.5,5,7.5,10,12.5 | 5                | 5                                                                                                                                                                       |
| 出口绝对压力 $P \times$ 标准大气压                        | 1                | 1                | 1                 | 1,2.5,3,5        | 1                                                                                                                                                                       |
| 液相折算速度 $U_{SL}/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$ | $U_{SL} = 0.074$ | $U_{SL} = 0.074$ | $U_{SL} = 0.074$  | $U_{SL} = 0.074$ | $U_{SL} = 0.074, U_{SG} = 0.4$                                                                                                                                          |
| 气相折算速度 $U_{SG}/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$ | $U_{SG} = 1.0$   | $U_{SG} = 1.0$   | $U_{SG} = 1.0$    | $U_{SG} = 1.0$   | $U_{SL} = 0.003, U_{SG} = 0.4$<br>$U_{SL} = 0.003, U_{SG} = 1.0$<br>$U_{SL} = 0.074, U_{SG} = 1.0$<br>$U_{SL} = 0.052, U_{SG} = 0.71$<br>$U_{SL} = 0.052, U_{SG} = 0.4$ |

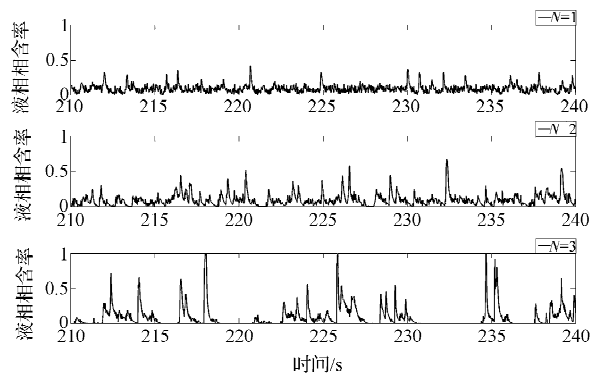


图 3 当所加  $\Omega$  型管的  $N$  分别为 1,2 和 3 时,最后一个基本单元主弯管顶部液相相含率随时间变化的曲线  
Fig. 3 Time traces of liquid holdup on the top of the last main bend with  $\Omega$ -shaped pipes of different counts of the basic units ( $N=1, 2$  and 3)

分析图 2 可知:①未安装  $\Omega$  型管时,两相流型为稳定的分层流动,分析截面处液相相含率仅在极小范围内波动,相含率标准差为 0.002 2;加入  $\Omega$  型管后,分析截面处液相相含率周期性剧烈波动;②当所加  $\Omega$  型管基本单元个数  $N$  分别为 1、2 和 3 时,相应相含率标准差为 0.04、0.06 和 0.11,比未加  $\Omega$  型管前增加了 17、26 和 50 倍;③ $N$  增加时,相含率曲线波动周期显著增加。

$\Omega$  型管一个基本单元的主弯管可以看作由向上流动管段、主弯管顶部和向下流动管段组成。当气液分层流到达  $\Omega$  型管入口,由于液相密度远大于气相,气相经由向上流动管段较快地到达主弯管顶部,液相则在主弯管底部累积,当液相累积到一定量后会形成液塞而堵塞主弯管入口并迫使其上游的气相压缩,当气相压力足够大时则冲破液相的阻碍而进入主弯管,在此过程中气相携带部分液相流过主弯管,对下游管道内已有的液相产生冲击作用,导致下游管道内气液相界面产生剧烈波动。上述过程(主要是液相对气相阻塞和气相对液相携带两物理

过程)不断循环使得下游管道内液相相含率曲线呈现周期性变化。 $\Omega$  型管下游管道内的气液两相流动已经表现出明显的间歇性,可见  $\Omega$  型管能够将气液分层流型转变为类似于段塞流的间歇流型。

液相流过  $\Omega$  型管第一个基本单元以后,会对累积在第二个基本单元主弯管底部的液相产生补充作用,累积在第二个主弯管底部的液相比累积在第一个主弯管底部的液相更多,在液相累积的过程中,较多的气体通过各个基本单元。观察最后一个基本单元主弯管顶部液相相含率的变化情况(如图 3 所示),当基本单元个数增加时,液相相含率曲线呈现出更加明显的周期性,而且液相相含率最大值逐渐增加甚至达到 1,可知气液两相流动的间歇性更强、 $\Omega$  型管的流动调整作用更加显著。

2.2  $\Omega$  型管主弯管弯曲半径

应用上述 CFD 模型对不同主弯管弯曲半径/管径比( $r/D=2,4,6$ )的  $\Omega$  型管内的两相流动特性进行了数值模拟。图 4 和图 5 分别为未加  $\Omega$  型管和所加  $\Omega$  型管基本单元的  $r/D$  分别为 2、4 和 6 时分析截面处液相相含率随时间变化的曲线和管内气液

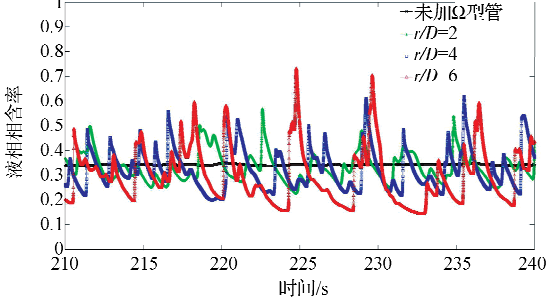


图 4 未加  $\Omega$  型管和所加  $\Omega$  型管基本单元的  $r/D$  分别为 2、4 和 6 时分析截面处液相相含率随时间变化的曲线

Fig. 4 Time traces of liquid holdup at the analyzed plane without an  $\Omega$ -shaped pipe and with  $\Omega$ -shaped pipes of different  $r/D$  ( $r/D=2, 4$  and 6)

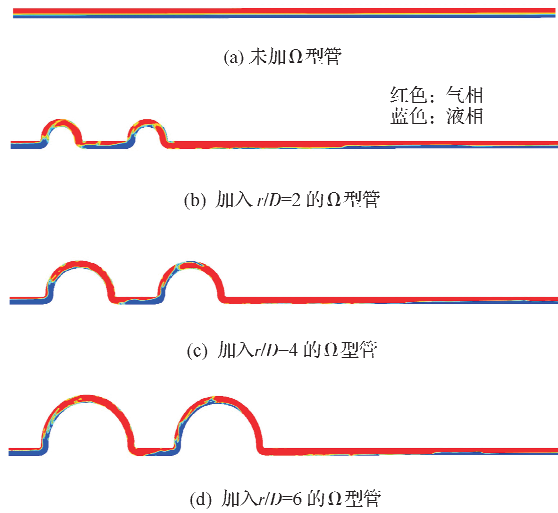


图5 未加 $\Omega$ 型管和所加 $\Omega$ 型管基本单元的 $r/D$ 分别为2、4和6时管道内气液相分布云图

Fig. 5 Gas and liquid phase distribution in the pipe without an  $\Omega$ -shaped pipe and with  $\Omega$ -shaped pipes of different  $r/D$  ( $r/D = 2, 4$  and  $6$ )

两相的相分布云图。

分析图4可知:①当 $\Omega$ 型管的主弯管弯曲半径与管径比 $r/D$ 为2、4和6依次增加时,相含率曲线波动的标准差也相应增加,分别为0.06、0.08和0.11,与未加 $\Omega$ 型管时相比分别增加了26、35和50倍,说明当所加 $\Omega$ 型管主弯管弯曲半径与管径比增加时,相含率波动愈加剧烈;②当 $r/D$ 增加时,相含率曲线波动周期显著增加,这是因为气相需要压缩更长的时间以获得较多的能量携带液相流过主弯管顶部。

加入 $\Omega$ 型管前,管道内相分布云图如图5(a)所示,可见两相流流型为稳定的分层流动。加入 $\Omega$ 型管后,两相流动已不再是稳定的分层流型[如图5(b)、图5(c)和图5(d)所示]。观察当气相携带液相流过主弯管顶部时管道内气液相分布云图(如图5),从图5(b)到图5(c)再到图5(d),随着 $r/D$ 的增加,液相累积量较大,气相携带较多的液相进入主弯管,留在主弯管底部的液相较少。说明当 $r/D$ 增加时有更多的液相流过主弯管,同时因留在主弯管底部的液相较少,当液相累积到开始堵塞气相时会有更多的气相通过。更多的液相和更多的气相轮流流过主弯管顶部,使得两相流动的间歇性增强, $\Omega$ 型管流动调整作用更加显著。

### 2.3 基本单元之间的距离

应用上述CFD模型对具有不同基本单元之间距离与管径比( $d/D = 2.5, 5, 7.5, 10, 12.5$ )的 $\Omega$ 型管内两相流动特性进行了数值模拟。图6为所加 $\Omega$

型管基本单元之间距离与管径比 $d/D$ 分别为2.5、5、7.5、10和12.5时分析截面处液相相含率随时间变化的曲线。

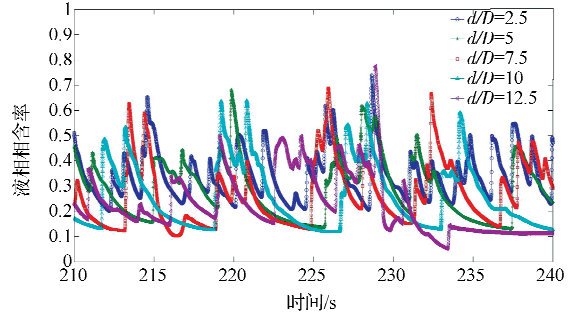


图6  $\Omega$ 型管 $d/D$ 分别为2.5、5、7.5、10和12.5时分析截面处液相相含率随时间变化的曲线

Fig. 6 Time traces of liquid holdup at the analyzed plane with  $\Omega$ -shaped pipes of different  $d/D$  ( $d/D = 2.5, 5, 7.5, 10$  and  $12.5$ )

分析图6可知:图中各曲线之间最大值和最小值接近,波动幅度并未显著变化。 $d/D$ 分别为2.5、5、7.5、10和12.5时,相应的液相相含率标准差依次为0.10、0.12、0.12、0.13和0.12,与基本单元个数 $N$ 和弯曲半径/管径比 $r/D$ 的影响相比较, $d/D$ 的增加对相含率标准差的影响几乎可以忽略。故认为 $d/D$ 对相含率曲线波动变化影响不显著。

$\Omega$ 型管的流动调整作用主要基于液相对气相阻塞和气相对液相携带这两个物理过程,不改变 $\Omega$ 型管的 $N$ 和 $r$ ,只增加基本单元之间的距离 $d$ 对液相累积和气相压缩物理过程影响不大,与 $N$ 和 $r$ 的影响相比较,基本单元之间的距离 $d$ 对 $\Omega$ 型管的流动调整作用影响较弱。

### 2.4 入口气液相流速

#### 2.4.1 $U_{SG}$ 和 $U_{SL}$ 的影响

应用上述CFD模型对具有不同入口流量(详见表1)的 $\Omega$ 型管内两相流动特性进行了数值模拟。 $\Omega$ 型管主弯管弯曲半径/管径比 $r/D$ 为2,基本单元个数 $N$ 为3,基本单元之间距离与管径比 $d/D$ 为5,出口绝对压力 $P$ 为一个标准大气压。

图7为不同入口气液相折算速度条件下分析截面处液相相含率随时间变化的曲线,图8为 $U_{SG} = 0.4$  m/s,  $U_{SL} = 0.074$  m/s、0.052 m/s和0.03 m/s时管道内气液相分布云图,图9为 $U_{SG}$ 增大且 $U_{SL}$ 减小时最后一个基本单元主弯管顶部液相相含率随时间变化的曲线。

对比图7(a)、图7(b)、图7(c)可知:在相同的气相折算速度( $U_{SG} = 0.4$  m/s)条件下, $U_{SL}$ 分别为0.074 m/s、0.052 m/s和0.03 m/s时,液相相含率标准差依次为0.15、0.11和0.09,即 $U_{SG}$ 不变、 $U_{SL}$

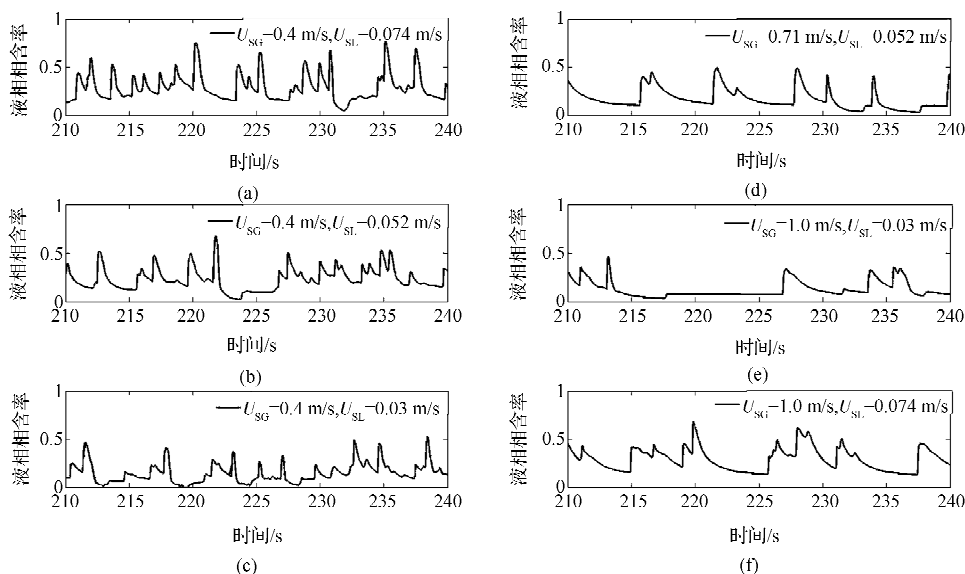


图7 不同入口气液相折算速度条件下分析截面处液相相含率随时间变化的曲线

Fig. 7 Time traces of liquid holdup at the analyzed plane with different inlet superficial gas and liquid velocities

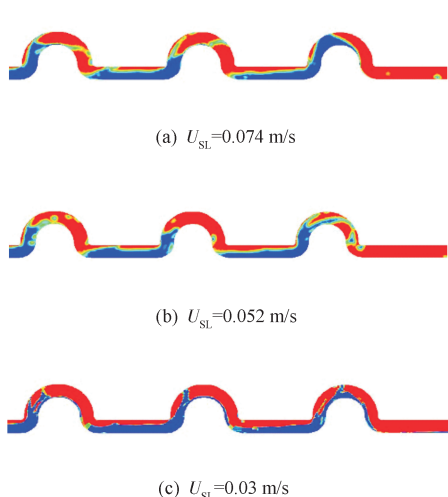


图8 当  $U_{SG}=0.4 \text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.074 \text{ m/s}$ ,  $0.052 \text{ m/s}$  和  $0.03 \text{ m/s}$  时管道内气液相分布云图  
Fig. 8 Gas and liquid phase distribution in the pipe with different superficial gas and liquid velocities ( $U_{SG}=0.4 \text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.074 \text{ m/s}$ ,  $0.052 \text{ m/s}$  and  $0.03 \text{ m/s}$ )

减小时相含率曲线波动幅度减小。

对比图7(a)、图7(d)、图7(e)可知:当  $U_{SL}$  减小( $U_{SL}$  为  $0.074 \text{ m/s}$ ,  $0.052 \text{ m/s}$  和  $0.03 \text{ m/s}$ )且  $U_{SG}$  同时增大( $U_{SG}$  为  $0.4 \text{ m/s}$ ,  $0.71 \text{ m/s}$  和  $1.0 \text{ m/s}$ )时,液相相含率标准差依次为  $0.15$ ,  $0.10$  和  $0.07$ ,即  $U_{SL}$  减小同时  $U_{SG}$  增加时,相含率曲线波动幅度逐渐减小;曲线波动周期明显增大,这是因为  $U_{SG}$  的增大使气相可携带更多的液相通过主弯管,  $U_{SL}$  的减小使主弯管底部液相累积的速度减小,故气液两相完成液相堵塞和气相冲破液塞的整个物理过程需要更长

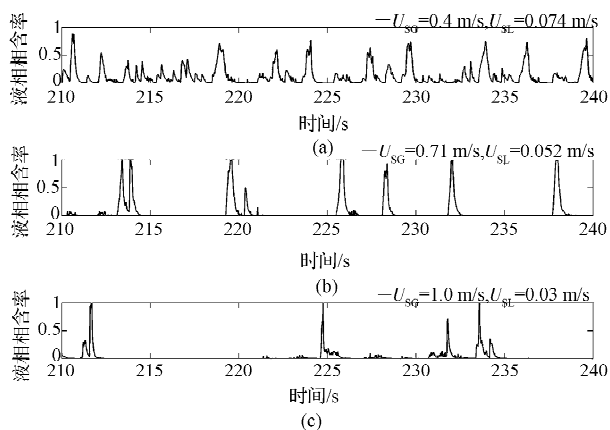


图9 当  $U_{SG}$  增大且  $U_{SL}$  减小时最后一个基本单元主弯管顶部液相相含率随时间变化曲线

Fig. 9 Time traces of liquid holdup on the top of the last main bend with increasing superficial gas velocity  $U_{SG}$  and decreasing superficial liquid velocity  $U_{SL}$

的时间,相含率曲线周期加长。

观察图8(a)、图8(b)、图8(c)中管道内气液相分布,可知:当  $U_{SG}$  不变( $U_{SG}=0.4 \text{ m/s}$ ),随着  $U_{SL}$  的减小( $U_{SL}$  为  $0.074 \text{ m/s}$ ,  $0.052 \text{ m/s}$  和  $0.03 \text{ m/s}$ ),气相冲破液相的堵塞进入主弯管时所携带的液相的体积有所减小,说明  $U_{SG}$  不变时  $U_{SL}$  的减小会使气相携带较少的液相通过主弯管,即气相的携带作用减弱,使得气液两相流动间断性减弱。

$\Omega$  型管的流动调整作用主要基于液相对气相阻塞和气相对液相携带这两个物理过程,  $U_{SL}$  的减小使液相累积的速度减小,液相累积需要更长的时间,主弯管底部液相含量减小,  $U_{SG}$  的增大使气相携带液相流过主弯管顶部的能力增强。当  $U_{SL}$  减小同时

$U_{SG}$ 增加时,虽然  $U_{SG}$  的增加使气相携带液相的能力增强,但因主弯管底部液相含量的减小使气相可携带的液相体积减小,故气相最终携带到达主弯管顶部的液相体积减小,即气相的携带作用减弱,同时主弯管底部液相累积的减小也导致液相对气相的阻塞作用的减弱,液相累积时间更长。观察最后一个基本单元主弯管顶部液相相含率的变化情况(如图9所示),当  $U_{SL}$  减小同时  $U_{SG}$  增加时,主弯管顶部液相相含率曲线尖峰处液相体积减小,两个尖峰之间时间变长。

#### 2.4.2 压力 $P$ 的影响

应用上述 CFD 模型对不同出口压力(绝对压力  $P$  为 1、2.5、3 和 5 个标准大气压)条件下的  $\Omega$  型管内两相流动特性进行了数值模拟。对于同一入口质量流量,当出口压力  $P$  成倍增加时,空气密度亦成倍增加,水的密度几乎保持不变,故  $P$  分别为 1、2.5、3 和 5 个标准大气压时即为相同  $P$  ( $P$  为 1、2.5、3 和 5 个标准大气压)和  $U_{SL}$  ( $U_{SL} = 0.074$  m/s),  $U_{SG}$  分别为 1.0 m/s、0.4 m/s、0.33 m/s 和 0.2 m/s。因此压力对  $\Omega$  型管流动调整作用的影响可类比相同气相质量流量条件下  $U_{SG}$  的影响。

由图 10 可知,当  $U_{SG}$  分别为 1.0 m/s、0.4 m/s、0.33 m/s 和 0.2 m/s 时,分析截面处液相相含率标准差依次减小,分别为 0.06、0.04、0.03 和 0.03。当  $U_{SL}$  一定( $U_{SL} = 0.074$  m/s)时,  $U_{SG}$  减小导致气相对液相的携带能力减弱,因此通过气相携带而通过主弯管顶部的液相减小,同时因气相携带较少液相,主弯管底部液相较多,液相累积时间减小,相含率曲线周期减小。综上所述,当  $U_{SL}$  一定  $U_{SG}$  减小时,  $\Omega$  型管流动调整作用减弱。

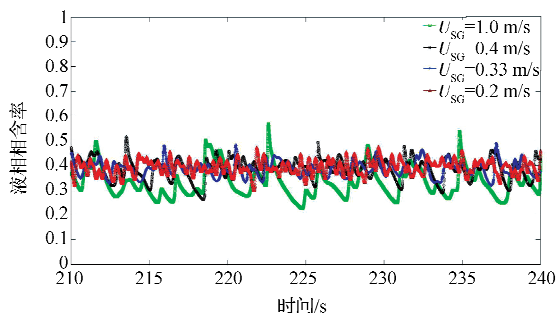


图 10  $U_{SG}$  分别为 1.0 m/s、0.4 m/s、0.33 m/s 和 0.2 m/s 时分析截面处液相相含率随时间变化曲线  
Fig. 10 Time traces of liquid holdup at the analyzed plane with different superficial gas velocities ( $U_{SG} = 1.0$  m/s, 0.4 m/s, 0.33 m/s and 0.2 m/s)

### 3 结论

严重段塞流的抑制是深水油气开采输送领域急

需解决的流动安全保障问题之一。为了开发基于流动调整机制的严重段塞流抑制方法,提出了一种新型流动调整装置— $\Omega$  型管,应用数值模拟方法对  $\Omega$  型管内气液分层流的流动特性进行了研究,探讨了  $\Omega$  型管的基本单元个数( $N$ )、基本单元之间的距离( $d/D$ )、主弯管弯曲半径与管径的比值( $r/D$ )、入口气液相流速(气相和液相折算速度,  $U_{SG}$  和  $U_{SL}$ ) 等结构参数和流动条件对  $\Omega$  型管气液两相流动调整作用的影响规律。

研究结果表明:① $\Omega$  型管能够实现“液相对气相阻塞”和“气相对液相携带”两个物理过程,从而将分层流转变为间歇流型;②增加  $N$  和提高  $r/D$  均可增加上述物理过程的循环周期,  $N$  的增加为更多气相先于液相通过主弯管(气相被阻塞阶段)提供了条件,  $r/D$  的提高有利于增加主弯管上游的液相累积量,使气相能够携带更多的液相通过主弯管(液相被携带阶段),使得  $\Omega$  型管下游液相含率波动性增强、气液两相流动特性间歇性增强,从而增强  $\Omega$  型管对分层流的流动调整作用;  $d/D$  的增加影响作用不显著;③  $U_{SG}$  不变、 $U_{SL}$  增加有利于增加主弯管上游的液相累积量,为气相携带更多的液相提供了条件;增加  $P$  导致  $U_{SG}$  降低,会减弱气相携带液相的能力;增加  $U_{SG}$  同时减小  $U_{SL}$  虽然可提高气相携带液相的能力,但液相供给的减少会降低液相的累积量,导致因气相携带而进入主弯管的液相减小,从而减弱  $\Omega$  型管的流动调整作用。

对于集输管线-立管系统,  $\Omega$  型管可以作为流动调整装置安装于立管底部上游的管线中,通过将上游管线内的气液两相分层流转变为其他流型来实现对严重段塞流的抑制。本研究的结果为优化设计  $\Omega$  型管、探索其气液两相流动调整机理和应用集输管线-立管系统提供了理论和模型基础。

#### 参 考 文 献

- 1 Yocum B T. Offshore riser slug flow avoidance; mathematical model for design and optimization. SPE European Meeting. London; Society of Petroleum Engineers, 1973; SPE4312
- 2 Schmidt Z, Doty D R, Dutta-Roy K. Severe slugging in offshore pipeline-riser pipe system. SPE Journal, 1985; 25(1): 27—38
- 3 何利民, 马华伟, 罗小明. 严重段塞流周期特性实验研究. 高校化学工程学报, 2009; 23(2): 223—229  
He Limin, Ma Huawei, Luo Xiaoming. Experimental study of the period characters of severe slugging. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2009; 23(2): 223—229
- 4 Xing L, Yeung H, Shen J, et al. A new flow conditioner for mitigating severe slugging in pipeline/riser system. International Journal of Multiphase Flow, 2013; 51: 65—72
- 5 王琳, 刘昶, 李玉星, 等. 基于 CFD 的海洋立管系统严重

- 段塞流数值模拟. 科学技术与工程, 2016; 16(16): 162—167, 172
- Wang Lin, Liu Chang, Li Yuxing, *et al.* Numerical simulation of severe slugging in offshore riser on CFD. *Science Technology and Engineering*, 2016; 16(16): 162—167, 172
- 6 Azevedo G R, Baliño J L, Burr K P. Linear stability analysis for severe slugging in air-water systems considering different mitigation mechanisms. *International Journal of Multiphase Flow*, 2015; 73: 238—250
- 7 Luo Xiaoming, He Limin, Liu Xinye, *et al.* Influence of separator control on the characteristics of severe slugging flow. *Petroleum Science*, 2014; 11: 300—307
- 8 邱伟伟, 宫 敬. 分流法消除严重段塞流实验研究. 科学技术与工程, 2015; 15(1): 135—138
- Qiu Weiwei, Gong Jing. Elimination experiment of severe slugging in the riser. *Science Technology and Engineering*, 2015; 15(1): 135—138
- 9 李 东, 吴玉国, 潘 振, 等. 气举法消除严重段塞流的模拟分析研究. 石油化工高等学校学报, 2016; 29(3): 87—91
- Li Dong, Wu Yuguo, Pan Zhen, *et al.* Simulation analysis of the gas-lift to eliminate severe slugging. *Journal of Petrochemical Universities*, 2016; 29(3): 87—91
- 10 Schmidt Z, Brill J P, Beggs H D. Choking can eliminate severe pipeline slugging. *Oil and Gas Journal*, 1979; 77(46): 230—238
- 11 Jansen F E, Shoham O, Taitel Y. The elimination of severe slugging-experiments and modeling. *International Journal of Multiphase Flow*, 1996; 22(6): 1055—1072
- 12 李乃良, 李文升, 郭烈锦, 等. 严重段塞流顶部节流作用下的流型及其转变. 工程热物理学报, 2015; 36(1): 97—100
- Li Nailiang, Li Wensheng, Guo Liejin, *et al.* Flow patterns and transitions during riser topside choking on elimination of severe slugging. *Journal of Engineering Thermophysics*, 2015; 36(1): 97—100
- 13 Johal K S, Teh C E, Cousins A R. An alternative economic method to riser-base gas lift for deep water subsea oil/gas field developments. *Offshore Europe*. Aberdeen: Society of Petroleum Engineers, 1997; SPE38541
- 14 吕宇玲, 何利民, 牛殿国, 等. 自控泵吸法消除强烈段塞流. 化工学报, 2011; 62(7): 1846—1851
- Lü Yuling, He Limin, Niu Dianguo, *et al.* Auto-pumping method for severe slugging elimination. *CIESC Journal*, 2011; 62(7): 1846—1851
- 15 Meng W, Zhang J J. Modeling and mitigation of severe riser slugging: a case study. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. New Orleans: Society of Petroleum Engineers, 2001; SPE71564
- 16 王 鑫, 郭烈锦. 气举消除严重段塞流方法的实验研究. 工程热物理学报, 2007; 28(4): 607—610
- Wang Xin, Guo Liejin. Experimental study of gas-lift method for severe slugging elimination. *Journal of Engineering Thermophysics*, 2007; 28(4): 607—610
- 17 陈金金, 李晓平, 邓道明, 等. 气举法控制深水混合立管严重段塞流实验研究. 中国海上油气, 2012; 24(4): 80—83
- Chen Jinjin, Li Xiaoping, Deng Daoming, *et al.* Experimental study of severe elimination of the deep water freestanding riser system by gas-lift. *China Offshore Oil and Gas*, 2012; 24(4): 80—83
- 18 Storkaas E. Stabilizing control and controllability: control solutions to avoid slug flow in pipeline-riser systems. Trondheim: Norwegian University of Science and Technology, 2005
- 19 Ogazi A I. Multiphase severe slug flow control. Bedfordshire: Cranfield University, 2011
- 20 周宏亮, 郭烈锦, 闫 翰, 等. 集输立管内流型分类及流型控制实验研究. 工程热物理学报, 2016; 37(3): 562—566
- Zhou Hongliang, Guo Liejin, Yan Han, *et al.* Experimental study of flow pattern classification and severe slugging control in a pipeline-riser system. *Journal of Engineering Thermophysics*, 2016; 37(3): 562—566
- 21 Sarica C, Tengedal J Ø. A new technique to eliminate severe slugging in pipeline/riser systems. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. Dallas: Society of Petroleum Engineers, 2000; SPE 63185
- 22 Almeida A R, Gonçalves M A L. Venturi for severe slugging elimination. 9th International Conference on Multiphase Production. Cannes: BHRG, 1999: 149—158.
- 23 Makogan T, Estanga D, Sarica C. A new passive technique for severe slugging attenuation. 15th International Conference on Multiphase Production Technology. Cannes: BHRG, 2011: 385—396
- 24 蒋亚莉, 邢兰昌, 华陈权, 等.  $\Omega$ 型管段对气液分层流流动调整作用的数值模拟研究. 中国工程热物理学会多相流学术年会. 南京: 中国工程热物理学会, 2015: 156061
- Jiang Yali, Xing Lanchang, Hua Chenquan, *et al.* Numerical study on gas-liquid stratified flow control with  $\Omega$ -shaped pipe. *Multiphase Flow Conference of Chinese Society of Engineering Thermophysics*. Nanjing: Chinese Society of Engineering Thermophysics, 2015: 156061
- 25 Xing L, Yeung H, Shen J, *et al.* Experimental study on severe slugging mitigation by applying wavy pipes. *Chemical Engineering Research and Design*, 2013; 91: 18—28
- 26 Xing L, Yeung H, Shen J, *et al.* Numerical study on mitigating severe slugging in pipeline/riser system with wavy pipe. *International Journal of Multiphase Flow*, 2013; 53: 1—10

## Numerical Investigation of the Flow Conditioning Effects of $\Omega$ -shaped Pipe on Gas-liquid Two-phase Flows

JIANG Ya-li, XING Lan-chang\*, HUA Chen-quan, GENG Yan-feng

(School of Information and Control Engineering in China University of Petroleum (East China), Qingdao 266580, P. R. China)

[**Abstract**] A new flow conditioner called  $\Omega$ -shaped pipe was proposed to develop severe slugging mitigation techniques based on the flow conditioning mechanism. The flow characteristics of gas-liquid stratified flows in  $\Omega$ -shaped pipes were investigated through numerical simulation. The effects of geometrical and flow conditions on the flow conditioning effects of the  $\Omega$ -shaped pipe were analyzed and discussed. It has been demonstrated that: ① the  $\Omega$ -shaped pipe is capable of realizing two physical processes, namely liquid blocking to gas and gas carrying-over to liquid, through which the stratified flow is converted into an intermittent flow; ② an increase of the count of the basic units ( $N$ ) and the ratio ( $r/D$ ) of the bend radius to pipe diameter can increase the cycle time of the above processes; the increase of  $N$  allows more gas to pass the main bend prior to the liquid and the increase of  $r/D$  is beneficial for the liquid buildup upstream of the main bend allowing more gas to be carried over through the main bend, resultantly, the fluctuation intensity increases and both the intermittency of the gas-liquid flow and the flow conditioning effects of the  $\Omega$ -shaped pipe are enhanced; ③ an increase of the superficial liquid velocity ( $U_{SL}$ ) at a constant superficial gas velocity ( $U_{SG}$ ) is favorable to the liquid buildup upstream of the main bend allowing more gas to be carried over through the main bend; an increase of the system pressure ( $P$ ) results in a drop of  $U_{SG}$  weakening the gas carrying-over capability; an increase of  $U_{SG}$  while decreasing  $U_{SL}$  can strengthen the gas carrying-over ability but induce an decrease of the liquid quantity carried-over through the main bend due to a reduced liquid supply and buildup quantity, weakening the flow conditioning effects of the  $\Omega$ -shaped pipe. The outcome of this study provides a foundation for designing the  $\Omega$ -shaped pipe, exploring the flow conditioning mechanism and applying it to the pipeline-riser systems.

[**Key words**]  $\Omega$ -shaped pipe      flow conditioning      severe slugging      gas-liquid two-phase flow      numerical simulation