

# 立管系统中严重段塞流的一维瞬态模型

刘森儿<sup>1,2</sup> 李清平<sup>1</sup> 安维杰<sup>1</sup> 宫敬<sup>2</sup> 吴应湘<sup>3</sup>

(1. 中海石油研究中心; 2. 中国石油大学(北京)石油天然气工程学院; 3. 中国科学院力学研究所)

**摘要** 严重段塞流主要出现在下倾管段、紧接有一上倾管段或立管段的气、液两相混输海底管道中。根据严重段塞流形成的 4 个阶段,从一维瞬态流体力学方程出发,建立了一个简化的、准平衡态的严重段塞流数学模型,该模型考虑了流体的物性及流动瞬态效应,可对严重段塞长度、段塞周期、流动速度、压力等特性参数的变化进行模拟。与其他瞬态多相流模型相比,本文模型具有数学模型简单、计算效率高的特点。数值模拟结果表明:当管径较小时,无论介质是空气和水,还是空气和油,由本文模型计算得到的段塞周期和压力结果都与实验数据吻合较好;当管径较大时,若介质为空气和水,则本文模型计算结果与 OLGA 软件模拟结果较接近;若介质为石油和天然气,在模拟工况范围内,除了小气量工况下偏差较大外,本文模型计算结果与 OLGA 软件模拟结果相比,段塞周期偏差在 25% 以内,压力偏差在 10% 以内;此外,用本文模型计算液塞生长阶段时间  $t_1$  比 Sagartun 模型模拟结果更接近实测结果。

**关键词** 立管 严重段塞流 模型 瞬态 数值模拟

严重段塞流主要出现在下倾管段、紧接有一上倾管段或立管段的气液两相混输管道系统中(图 1)。严重段塞流发生时,压力、速度等流动参数将出现周期性、大幅度的波动,导致一系列的安全问题,如生产设备处于非稳定的工作状态、连接部位承受交变荷载、立管段(尤其是弯管附近)存在冲刷腐蚀等。因此,研究人员对严重段塞流及其控制技术进行了深入研究<sup>[1-5]</sup>,还建立了各种模型对严重段塞流进行模拟分析<sup>[6-11]</sup>。Taitel 对段塞流进行了稳定性分析,认为液塞运动取决于立管底部气相压力与静水压头之间的压差,如果气相压力高于静水压头,

则气体推动液塞沿立管向上运动,否则液塞将逐渐生长,并据此提出了平衡态模型<sup>[6]</sup>;与 Schmidt 等人的模型<sup>[7]</sup>一样,该模型没有考虑液塞加速度的影响,且与气相速度无关;之后,在考虑了瞬态和多相流效应后,Taitel 又提出了一个准平衡态模型<sup>[8]</sup>。将 Schmidt<sup>[7]</sup>和 Taitel<sup>[6]</sup>的平衡态模型简化后,Sagartun 得到了一个严重段塞流的解析模型<sup>[9]</sup>。笔者认同 Taitel 等人对严重段塞流稳定性分析的结果,但与前几位学者不同,本文是从一维瞬态流体力学方程出发,根据气、液沿管道的分布状态,在不同管段和严重段塞流的不同形成阶段,分别建立相应的均相流数学模型,同时考虑了液塞加速度的影响,从而得到一个瞬态的严重段塞流模型。与其他瞬态多相流模型相比,本文模型没有引入多相流动关系式,因此模型直观、简洁,且计算量小,可应用于工程上模拟段塞长度、段塞周期、流动速度、压力等特性参数的变化。

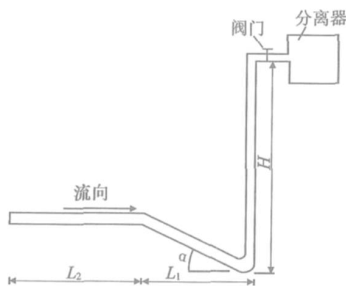


图 1 立管系统几何结构示意图

## 1 立管系统的结构及流动参数

立管几何结构的相关定义参见图 1。典型的混输立管系统的结构参数为:管内径  $D$ ;立管高度  $H$ ;

第一作者简介:刘森儿,男,2004 年获得清华大学力学博士学位,目前从事石油天然气储存与运输方面的科研与管理工作。地址:北京市东城区东直门外大街 6 号海油大厦(邮编:100027)。电话:010-84522930。

下倾管段倾斜角度  $\alpha$ ; 下倾管段在水平方向的投影长度  $L_1$ ; 水平管段长度  $L_2$ 。应该指出的是, 尽管本文是以图 1 形式的立管结构建立相应的段塞流模型, 但是同样的建模思路也可以应用于其他形式的立管结构。

流动参数为: 背压  $p_s$ ; 入口气、液质量流量  $\dot{m}_G$ 、 $\dot{m}_L$ ; 操作温度  $T$ 。为方便模型的建立, 对流动参数做了如下假设:  $\dot{m}_G$ 、 $\dot{m}_L$  为常数;  $p_s$  已知; 流动过程为等温过程, 即  $T$  为常数; 气体为理想气体, 分子量为  $M$ 。

## 2 严重段塞流的数学模型

### 2.1 数学模型的建立

严重段塞流的形成通常可分为液塞生长、液塞移动、气泡进入立管并推动液塞加速运动、气体快速流出与液体在立管中回落等 4 个阶段, 下面根据这 4 个阶段的特点分别建立数学模型。

**2.1.1 液塞生长阶段** 液塞首先在立管底部形成(图 2), 这里分别定义  $h_1$ 、 $h_2$  为液塞头部和尾部高度,  $p_2$ 、 $p_1$  为液塞头部和尾部压力, 同时假设: 在液塞形成的初始时刻, 液塞停留在立管底部, 速度为 0; 从入口到液塞尾部之间管段为气、液分层流动; 在液塞尾部未进入水平管道之前(图 2a), 管道截面持液率为常数。

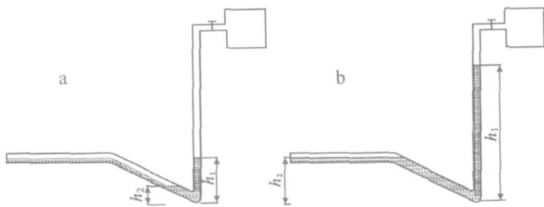


图 2 液塞生长阶段示意图

流体经过阀门的局部摩擦阻力  $p_v = C_v u^2$ , 沿程摩擦阻力  $p_f = G u^2$ ,  $C_v$ 、 $G$  为与流体介质物性有关的摩擦系数。初始时刻, 水平管段内流体为分层流, 水平管段截面持液率  $\phi_0$ 、管内液面高度  $h_3^0$  和液体速度  $u_0$  可根据入口条件算出。

在液塞生长阶段, 液塞头部位置可能有两种情况: 低于立管高度 ( $h_1 < H$ ) 和进入分离器内 ( $h_1 = H$ ); 同样, 液塞尾部位置也可能存在两种情况: 处于下倾管道内 ( $h_2 < L_1 \tan \alpha + h_3^0$ ) 和进入水平管段 ( $h_2 > L_1 \tan \alpha + h_3^0$ )。因此, 根据头、尾位置的不同,

液塞的生长存在 4 种情况:  $h_1 < H$  且  $h_2 < L_1 \tan \alpha + h_3^0$ ;  $h_1 > H$  且  $h_2 < L_1 \tan \alpha + h_3^0$ ;  $h_1 = H$  且  $h_2 < L_1 \tan \alpha + h_3^0$ ;  $h_1 = H$  且  $h_2 > L_1 \tan \alpha + h_3^0$ 。下面以第一种情况为例, 推导相应的液塞流动控制方程。

**2.1.1.1  $h_1 < H$  且  $h_2 < L_1 \tan \alpha + h_3^0$  情况下液塞流动控制方程** 取液塞段为控制体, 可得到液体的质量守恒方程为

$$\dot{m}_L = \rho_L A \left[ \frac{dh_1}{dt} + \frac{1 - \phi_0}{\sin \alpha} \frac{dh_2}{dt} \right] \quad (1)$$

式(1)中:  $\rho_L$  为液体密度;  $A$  为管道截面积。

取从入口到液塞尾部被封闭的气体空间为控制体, 可得到控制体内气体的质量守恒方程

$$\dot{m}_G = \frac{M}{R} \left[ V_G \frac{dp_1}{dt} - p_1 \frac{A(1 - \phi_0)}{\sin \alpha} \frac{dh_2}{dt} \right] \quad (2)$$

式(2)中:  $R$  为气体常数;  $V_G$  为控制体内气体体积。

取液塞段为控制体, 根据动量守恒可得到方程

$$(p_1 - p_2) A - p_f \left( h_1 + \frac{h_2}{\sin \alpha} \right) - \rho_L A g (h_1 - h_2) = \frac{d}{dt} \left[ \rho_L A \left( h_1 + \frac{h_2}{\sin \alpha} \right) u \right] - \dot{m}_L u_0 \quad (3)$$

式(3)中:  $g$  为重力加速度常数, 且

$$p_2 = p_s + p_v = p_s + C_v u^2 \quad (4)$$

液塞的速度  $u$  为

$$u = dh_1 / dt \quad (5)$$

根据式(1)~(5), 可求出在液塞生长阶段第一种情况下的  $h_1$ 、 $h_2$ 、 $u$ 、 $p_1$  及  $p_2$  等 5 个参数。

液塞生长阶段其余 3 种情况的控制方程, 同理可得。

**2.1.1.2 方程求解的初始及结束条件** 方程求解的初始条件为:  $t = 0$  时,  $p_1 = p_2 = p_s$ ,  $h_1 = h_2 = h_0$ ,  $u = 0$ 。这个阶段结束时的衡量指标为  $h_2$  液面达到最高点。

**2.1.2 液塞移动阶段** 当  $h_2$  达到最高点后,  $h_2$  将下降, 即气泡将推动液塞向前移动(图 3)。液塞移动阶段的控制方程与 2.1.1 节中液塞生长阶段的控制方程完全相同, 这个阶段的结束以气泡开始进入立管为标志, 即  $h_2 = D$ 。

**2.1.3 气泡进入立管并推动液塞加速运动阶段**

由实验所测立管出口处持液率变化情况(图 4, 为平均持液率,  $T$  为持液率变化周期)看, 可近似认为液体和气体交替流出。因此, 可假设在立管段一个周期内气、液之间有一明显的分界面(图 5), 液

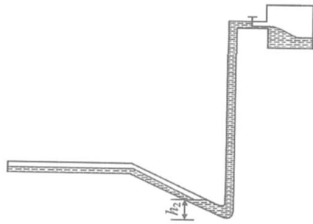


图 3 气泡推动液塞移动示意图

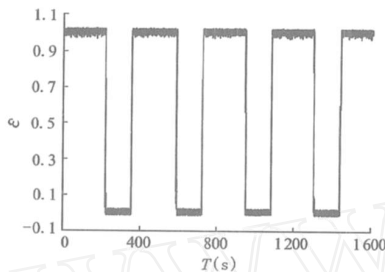


图 4 测试到的立管出口处持液率变化情况

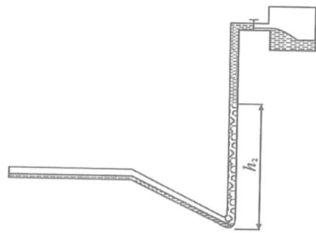


图 5 气泡进入立管后气、液两相流动示意图

塞尾部之上管段为液体段,液塞尾部之下管段为气、液混合均匀的泡状流段。

这个阶段可分为两种情况:一种是液塞头部还未到达立管顶部,即  $h_1 < H$ ; 另一种是液塞头部已通过立管顶部,即  $h_1 = H$ 。控制方程分述如下。

**2.1.3.1 液塞头部还未到达立管顶部** 在液塞头部还未到达立管顶部的情况下,被液塞封闭的气体体积为

$$V_G = V_{G1} + V_{G2} \quad (6)$$

式(6)中: $V_{G1}$ 为水平管和下倾管中的气体体积; $V_{G2}$ 为立管段泡状流中的气体体积。 $V_{G1}$ 、 $V_{G2}$ 可分别通过下式计算

$$\begin{cases} V_{G1} = (L_2 + L_1/\cos\theta) A (1 - \alpha) \\ V_{G2} = h_2 A (1 - \alpha) \end{cases} \quad (7)$$

式(7)中: $\alpha$ 为立管中泡状流段的平均持液率。

液体的质量守恒方程为

$$\dot{m}_L = \rho_L A d(h_2) / dt$$

泡状流段的平均压力  $p_4$  近似为

$$p_4 = 0.5(p_1 + p_3) \quad (p_3 \text{ 为立管底部压力}) \quad (8)$$

泡状流段气体平均密度为

$$\bar{\rho}_G = M p_4 / R$$

被液塞封闭气体的质量守恒方程为

$$\dot{m}_G = \frac{M}{R} \left[ (V_{G1} + 0.5V_{G2}) \frac{dp_3}{dt} + 0.5V_{G2} \frac{dp_1}{dt} + 0.5(p_1 + p_3) \left( A \frac{dh_2}{dt} - \dot{m}_L \right) \right]$$

泡状流段的混合粘度  $\mu_m$  和混合密度  $\rho_m$  分别为

$$\mu_m = \mu_L + (1 - \alpha) \mu_G, \quad \rho_m = \rho_L + (1 - \alpha) \rho_G$$

取液塞段为控制体,其动量守恒方程为

$$(p_1 - p_2) A - p_f (h_1 - h_2) - \rho_L A g (h_1 - h_2) = \frac{d}{dt} \left[ \rho_L A (h_1 - h_2) u \right]$$

取气、液混合段为控制体,其动量守恒方程为

$$(p_3 - p_1) A - p_{fm} h_2 - \rho_m A g h_2 = \frac{d}{dt} (\rho_m A h_2 u) - \dot{m}_L u_0$$

**2.1.3.2 液塞头部已通过立管顶部** 在液塞头部已通过立管顶部的情况下,取液塞尾部到立管顶部为控制体,则控制体内液塞段的动量守恒方程为

$$(p_1 - p_2) A - p_f (H - h_2) - \rho_L A g (H - h_2) = \frac{d}{dt} \left[ \rho_L A (H - h_2) u \right] + \rho_L A u^2$$

除上式外,其余的控制方程与 2.1.3.1 节完全相同。

在气泡进入立管并推动液塞加速运动的阶段,计算结束的标志是气、液混合流体流出立管顶部,即  $h_2 = H$ 。

**2.1.4 气体快速流出与液体在立管中回落阶段**

当  $h_2 = H$  时,取整个立管系统为控制体,气体体积  $V_G$  的计算可分成 2 部分:一部分是水平管段与下倾管段中的气体体积  $V_{G1}$ ,另一部分是立管中的气体体积  $V_{G2}$ ,其计算式同式(6)、(7)。

相应地,控制体内气体的质量守恒方程为

$$\dot{m}_G - \rho_G u A (1 - \alpha) = \frac{M}{R} \left[ \frac{d(p_3 V_{G1})}{dt} + \frac{d(p_4 V_{G2})}{dt} \right]$$

(9)

液体的质量守恒方程为

$$\rho_L A H \frac{d}{dt} = \dot{m}_L - \rho_L u A \quad (10)$$

依据式(6)、(7)和式(10),可将式(9)写成

$$\dot{m}_G - \rho_G u A = \frac{M}{R} \left[ (V_{G1} + 0.5V_{G2}) \frac{dp_3}{dt} + 0.5V_{G2} \frac{dp_1}{dt} + 0.5(p_1 + p_3) \left( - \frac{\dot{m}_L}{\rho_L} \right) \right]$$

取立管段为控制体,其动量守恒方程为

$$(p_3 - p_2) A - \rho_m H - m A g H = \frac{d}{dt} (m A H u) + m A u^2 - \dot{m}_L u_0$$

当液塞运动速度  $u < 0$  时,液塞在立管中开始回落,此时立管段的液体质量为

$$m_L = \rho_L A H$$

由此可以计算下一个段塞周期的初始液面高度

$$h_0 = \frac{H(1 + \dots)}{1 + (1 - \dots) / \sin}$$

### 2.2 模型求解

以液塞生长阶段为例进行模型求解,该阶段的控制方程为式(1)~(5),变量有  $h_1$ 、 $h_2$ 、 $u$ 、 $p_1$  及  $p_2$ 。注意,所有的微分变量都仅仅与时间  $t$  相关,因此可将所有一阶时间导数进行离散,例如式(1)可离散成

$$\dot{m}_L = \rho_L A \left( \frac{h_1^{n+1} - h_1^n}{t} + \frac{1 - \dots}{\sin} \frac{h_2^{n+1} - h_2^n}{t} \right)$$

同理可离散其余各式,然后联立各式即可求解。若遇到非线性项,可进行局部线性化处理,例如

$$\frac{d(xy)}{dt} = x \frac{dy}{dt} + y \frac{dx}{dt} = x^n \frac{y^{n+1} - y^n}{t} + y^n \frac{x^{n+1} - x^n}{t}$$

然后进行迭代,直至收敛。

## 3 计算结果及分析

### 3.1 本文模型计算结果与实验结果比较

**3.1.1 介质为空气和水** 当介质为空气和水时,不同液相折算速度 ( $v_{SL}$ ) 和气相折算速度 ( $v_{SG}$ ) 下,本文模型计算结果和实验结果比较情况如表 1 所示。从表 1 可以看出,段塞周期 ( $T$ ) 最大误差为 21.29%,液塞长度 ( $L_S$ ) 最大误差为 24.40%,可见本文模型计算结果与实验结果基本吻合。

表 1 介质为空气和水时本文模型计算结果与实验结果的比较

$v_{SL}$ (m/s)	$v_{SG}$ (m/s)	本文模型计算结果		实验结果		误差*(%)	
		$T$ (s)	$L_S$ (m)	$T$ (s)	$L_S$ (m)	$T$	$L_S$
0.10	0.116	405.6	40.56	382.3	38.0	6.09	6.85
0.10	0.160	339.6	33.96	283.4	27.3	19.83	24.40
0.10	0.273	234.4	23.44	221.0	22.8	6.06	2.81
0.10	0.418	162.7	16.27	183.1	18.5	11.14	12.05
0.10	0.720	92.9	9.29	110.0	10.7	15.55	13.18
0.10	1.000	62.1	6.21	78.9	8.1	21.29	23.33
0.25	0.160	217.2	54.30	217.7	55.0	0.23	1.27
0.25	0.275	139.6	34.90	142.0	36.1	1.69	3.32
0.26	0.722	81.7	21.24	73.7	18.9	10.85	12.39
0.25	1.000	66.8	16.70	67.2	16.9	0.60	1.18
0.25	1.580	47.9	11.98	57.0	14.2	15.96	15.67

\*误差 = |模型 - 实验| / 实验 × 100%

当液相、气相折算速度分别为 0.25 和 0.275 m/s,且倾斜角度  $\theta = -2^\circ$  时,立管底部压力 ( $p_3$ ) 随时间的变化曲线如图 6 所示,可以看出,本文模型计算结果与实验结果吻合较好。

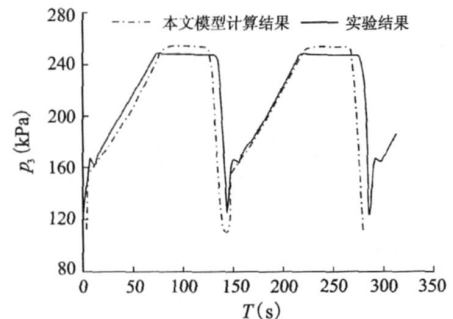


图 6 当  $v_{SL} = 0.25$  m/s、 $v_{SG} = 0.275$  m/s、 $\theta = -2^\circ$  时,本文模型立管底部压力计算结果与实验结果的比较

**3.1.2 介质为油和空气** 当介质为油和空气,且液相折算速度为 0.25 m/s 时,改变气相折算速度得到本文模型段塞周期计算结果,其与实验结果的比较情况见表 2。

从表 2 可以看到,当气相折算速度很小(为 0.073 8)时,本文模型段塞周期计算结果与实验结果之间的最大误差达到 25.58%,除此之外,本文模型计算结果与实验结果吻合较好。

### 3.2 本文模型计算结果与 OLGA 软件模拟结果比较

在油田管道或管网设计和运行方面,OLGA 软件有着广泛的应用,但与实验工况不同的是,利用 OLGA 软件模拟时不易控制来流速度,因此笔者将来流条件改为控制来流质量,即让入口的气、液相质

表 2 介质为油和空气,  $v_{sL} = 0.25 \text{ m/s}$  时,不同  $v_{sG}$  下本文模型段塞周期计算结果与实验结果的比较

$v_{sG}(\text{m/s})$	$T(\text{s})$		误差 (%)
	本文模型计算结果	实验结果	
1.0873	55.87	58.39	4.32
0.7248	70.36	67.52	4.21
0.4250	91.48	80.29	13.94
0.2570	110.09	122.26	9.95
0.1570	190.04	171.53	10.79
0.1070	204.73	187.90	8.96
0.0738	210.50	282.85	25.58

量流量保持不变。

3.2.1 介质为空气和水 介质为空气和水,立管出口压力、入口液相质量流量保持不变 ( $p_s = 5 \text{ MPa}$ ,  $\dot{m}_L = 4 \text{ kg/m}^3$ ),改变液、气质量流量之比,得到的计算结果见表 3。可见,无论是对段塞周期 ( $T$ ),还是对立管底部压力 ( $p_3$ ) 的模拟,OLGA 软件模拟结果和本文模型计算结果都比较接近。

表 3 介质为油和空气、 $p_s = 5 \text{ MPa}$ 、 $\dot{m}_L = 4 \text{ kg/m}^3$  时,不同 下本文模型计算结果与 OLGA 软件模拟结果的比较

$T(\text{s})$	OLGA 软件		本文模型		偏差 (%)				
	$p_3(\text{MPa})$		$p_3(\text{MPa})$		$p_3$				
	最大	最小	最大	最小	最大	最小			
10.18	1.841	7.559	5.410	1.986	7.953	5.494	7.29	5.21	1.55
15.27	2.480	7.575	5.446	2.557	7.950	5.551	3.00	4.95	1.93
22.62	3.238	7.574	5.480	3.474	7.948	5.549	6.79	4.94	1.26
32.00	4.146	7.573	5.508	3.972	7.947	5.537	4.39	4.94	0.53

3.2.2 介质为石油和天然气 介质为石油和天然气,其他条件同 3.2.1 节,计算结果见表 4。可见,当  $\beta$  较大 ( $\beta = 80$ ),即气体流量较小时,本文模型段塞周期计算结果与 OLGA 软件模拟结果的偏差很大(与表 2 中  $v_{sG}$  值很小时的情况类似),这说明本

表 4 介质为石油和天然气、 $p_s = 5 \text{ MPa}$ 、 $\dot{m}_L = 4 \text{ kg/m}^3$  时,不同 下本文模型计算结果与 OLGA 软件模拟结果的比较

$T(\text{s})$	OLGA 软件		本文模型		偏差 (%)				
	$p_3(\text{MPa})$		$p_3(\text{MPa})$		$p_3$				
	最大	最小	最大	最小	最大	最小			
80	3.954	7.132	5.691	2.075	7.169	5.978	90.55	0.52	5.04
40	2.232	6.873	5.535	2.146	7.143	5.503	4.01	3.93	0.58
20	1.237	6.781	5.545	1.597	7.095	5.496	22.54	4.63	0.88
10	817	6.567	5.518	833	7.009	5.456	1.92	6.73	1.12

文模型不适合模拟气体流量比较小的工况,除此之外,两种方法所得结果的偏差小于 25%;对于立管底部压力,两种方法所得结果比较接近,偏差小于 10%。

### 3.3 本文模型计算结果与 Sagatun 模型计算结果比较

Sagatun 模型<sup>[9]</sup>只能模拟液塞生长阶段,即本文所指的严重段塞流的第一阶段,这个阶段的时间记为  $t_1$ 。Sagatun 模型为静态模型,相当于本文模型中忽略粘性阻力和流体动量的情况。表 5 所示为本文模型与 Sagatun 模型  $t_1$  计算结果的比较。

表 5 本文模型  $t_1$  计算结果与 Sagatun 模型计算结果的比较

$p_s$ (MPa)	质量流量 ( $\text{kg/m}^3$ )		$t_1$ (s)	
	$\dot{m}_L$	$\dot{m}_G$	本文模型	Sagatun 模型
5	4.0	0.12500	1.756	1.745
5	4.0	0.39290	1.754	1.748
5	4.0	0.26195	1.849	1.841
5	4.0	0.17680	1.837	1.827
1	4.0	0.13330	4.182	4.162
1	4.0	0.07859	4.340	4.315
1	4.0	0.08239	4.156	4.129
1	4.0	0.03536	3.782	3.749

从表 5 可看出,由本文模型得到的  $t_1$  值要比 Sagatun 模型大一些,这从理论上可以得到合理解释。

Sagatun 还给出了  $t_1$  的模型计算结果与实验和现场测试结果的比较情况(表 6)。

从表 6 看,Sagatun 模型计算结果比实测结果偏小。综合考虑表 5 和表 6 结果可以看出,本文模型计算  $t_1$  比 Sagatun 模型更接近于实测结果。

表 6 Sagatun 模型  $t_1$  计算结果与实验和现场测试结果的比较<sup>[9]</sup>

测试场所	$t_1$ (s)	
	实测值	Sagatun 模型计算值*
实验室	50	38
现场	600	524
Tiller 实验	206	112
Troll C 现场	900 ~ 1000	867

\* 来流条件与实验及现场测试工况相同。

## 4 结论

(1) 当管径较小时,无论介质是空气和水,还是空气和油,本文模型计算得到的段塞周期和压力都能与实验数据吻合较好。

(2) 当管径较大时,若介质为空气和水,本文模

型计算结果与 OLGA 软件模拟结果比较靠近;若介质为石油和天然气,除小气量工况外,二者对段塞周期的模拟偏差小于 25%,对立管底部压力的模拟偏差小于 10%。

(3) 对液塞生长阶段的时间  $t_1$ ,本文模型计算结果比 Sagatun 模型计算结果更接近于实测结果。

(4) 从建立模型的过程中可以发现,与 Taitel 等人的准平衡态模型<sup>[7]</sup>不同,本文模型没有引入多相流模型,因此模型求解简单、快捷。

(5) 与 Sagatun 等平衡态模型不同的是,本文模型考虑了流体物性及流动瞬态效应,可以对严重段塞周期、段塞长度、流动速度、压力等特性参数的变化过程进行模拟。

### 参 考 文 献

- [1] KJETIL H, MORTEN D. Active feedback control as the solution to severe slugging[C]. SPE 71540, 2001.
- [2] HENRIO V, COURBOT A, HEINTZE E, et al. Simulation of process to control severe slugging: application to the Dunbar pipeline[C]. SPE 56461, 1999.
- [3] MENG Weihong, ZHANG Jeff J, BROWN R J. Modeling and mitigation of severe riser slugging: a case study [C]. SPE 71564, 2001.
- [4] TEN GEDDAL J, SARICA C, THOMPSON L. Severe slugging attenuation for deepwater multiphase pipeline and riser systems[C]. SPE 77503, 2002.
- [5] TEN GEDDAL J, SARICA C, THOMPSON L. Severe slugging attenuation for deepwater multiphase pipeline and riser systems[J]. SPE Production & Facilities, 2003, 18(4): 269-279.
- [6] TAITEL Y. Stability of severe slugging[J]. Int. J. Multiphase Flow, 1986, 12(2): 203-217.
- [7] TAITEL Y, VIERKANT S, SHOHAM O, et al. Severe slugging in a pipeline-riser system, experiments and modeling[J]. Int. J. Multiphase Flow, 1990, 16: 57-68.
- [8] SCHMIDT Z, BRILL J P, BEGGS H D. Experimental study of severe slugging in a two-phase flow pipeline-riser pipe system[J]. Soc. Petrol. Engng, 1980: 407-414.
- [9] SAGATUN S I. Riser slugging: a mathematical model and the practical consequences [J]. SPE Production & Facilities, 2004, 19(3): 168-173.
- [10] JANSEN F E, SHOHAM O, TAITEL Y. The elimination of severe slugging-experiments and modeling[J]. Int. J. Multiphase Flow, 1996, 22(6): 1055-1072.
- [11] STORKAAS E, SKOGESTADS, GODHAVNJ-M. A low-

dimensional dynamic model of severe slugging for control design and analysis[OL]. 2003, <http://www.nt.ntnu.no/users/skoge/publications>.

收稿日期:2006-08-11 改回日期:2006-12-04

(编辑:张金棣)

### One-dimension unsteady model of severe slugging in a riser system

Liu Miao'er<sup>1,2</sup> Li Qingping<sup>1</sup> An Weijie<sup>1</sup>  
Gong Jing<sup>2</sup> Wu Yingxiang<sup>3</sup>

(1. CNOOC Research Center, Beijing, 100027; 2. College of Petroleum and Gas Engineering, China University of Petroleum, Beijing, 102249; 3. Institute of Mechanics, the Chinese Academy of Sciences, Beijing, 100080)

**Abstract:** Severe slugging usually occurs in a gas-liquid two-phase flow system where a riser is followed by a pipeline segment with a downward inclination angle. Based on the four phases of severe slugging formation, a simplified quasi-equilibrium mathematical model is derived in this paper, in which the physical properties of fluids and the transient effect are considered. Comparing with other multi-dimension models, the model is simpler and more efficient. In the smaller diameter riser, for both air-water and air-oil two phases flow, the numerical results are agreed well with experimental data. In the larger diameter riser, for air-water flow, the numerical results are approximate to OLGA's results, and for the gas-oil flow, the deviation of the severe slugging's period respectively calculated by the model and OLGA is less than 25%, and the deviation of pressure at the bottom of riser is less than 10%, except that great deviation occurs in very small gas flow. In addition, the numerical result in the first phase ( $t_1$ ) of slug formation predicted by our model is more approximate to the test result than that predicted by Sagatun model.

**Key words:** riser; severe slugging; model; unsteady; numerical simulation