

# 油气混输管道段塞流稳态计算模型

尹铁男<sup>1</sup> 李清平<sup>2</sup> 宫 敬<sup>1\*</sup> 邓道明<sup>1</sup> 张金波<sup>1</sup> 王 磊<sup>1</sup>

(中国石油大学(北京),城市油气输配技术北京市重点实验室<sup>1</sup>,北京 102249;中海石油研究中心<sup>2</sup>,北京 100027)

**摘要** 在石油工业中油气混输管道中的段塞流的水力计算一直是多相流管道稳态工艺计算中的难点。在总结国内外相关研究成果的基础上提出了一种基于段塞流结构参数的计算方法。计算结果表明,该模型能够对段塞流的压力梯度进行模拟,在油气混输管道的水力计算方面具有实用价值。

**关键词** 两相流 段塞流 油气混输 稳态计算

**中图法分类号** TE832.1; **文献标志码** A

在石油天然气的管道输送中,经济性是非常重要的指标。通常需要将从油井采出来的油气混合物进行分离、净化等处理工序,然后将石油、天然气气分别用两条油、气单相管道进行输送。在沙漠、深海等环境恶劣的地方,安装分离设备的费用高昂,铺设管道施工难度以及费用也是相当巨大。因此,人们常常采用油气混输的方式将油气输送到条件适宜的地点进行处理,只需建设一条油气混输管道,节省了建设联合站以及铺设两条管道的费用,经济效益显著提高。但油气混输涉及到段塞流的问题,使工艺计算问题变得更加复杂,容易引起经济损失带来安全问题。

## 1 计算模型

段塞流的结构如图 1 所示,可以认为充分发展的段塞流由液塞区和液膜区构成。自从 Dukler 和 Nubbard 建立段塞流的基本模型以来,人们大多沿用此模型。在液塞区,内含部分气泡的液体塞满了整个管道界面。与之相邻的是液膜区,由底部的液膜和上部的气芯,即泰勒泡组成。假设泰勒泡的尾

部,即液塞的头部的速度为  $v_T$ ,液膜速度为  $v_F$ ,气芯速度为  $v_C$ ,气液混合物速度为  $v_S$ ,液塞内的持液率为  $H_{LS}$ ,液膜区的持液率为  $H_{LF}$ ,液塞区长度  $l_s$ ,液膜区长度为  $l_F$ ,段塞单元总长度  $l_u$ 。

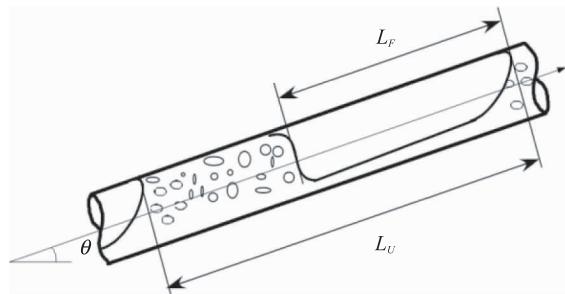


图 1 段塞流结构示意图

根据段塞总的气液质量平衡可以分别针对气液两相列如下表达式<sup>[1]</sup>

$$l_u v_{SL} = v_S H_{LS} l_s + v_F H_F l_F \quad (1)$$

$$l_u v_{SG} = v_S (1 - H_{LS}) l_s + v_C (1 - H_F) l_F \quad (2)$$

在段塞单元内部、液膜区与液塞区的边界处气液处对气相列连续方程

$$(1 - H_{LF})(v_T - v_C) = (1 - H_{LS})(v_T - v_S) \quad (3)$$

类似地,对于液相也有

$$H_{LF}(v_T - v_F) = H_{LS}(v_T - v_S) \quad (4)$$

在段塞单元内部、液膜区与液塞区间的边界处气液也处于平衡。液膜区气芯与液塞速度之差产生的体积差为  $(1 - H_{LF})S_p(v_C - v_S)$ , 液膜速度与液塞速度之差产生的体积差为  $H_{LF}S_p(v_F - v_S)$ 。由于

2011年4月12日收到

国家科技重大专项课题子课题

(2008ZX05026-004-03,2011ZX05026-004-03)资助

第一作者简介:尹铁男(1982—),辽宁朝阳人,博士生,研究方向:多相管流及油气田集输技术。

这些差值都发生在段塞单元内部,总体积处于平衡状态,所以有

$$(1 - H_{LF})(v_C - v_S) = H_{LF}(v_F - v_S) \quad (5)$$

由式(1)~式(5)推导出各变量的理论解:

$$v_S = \frac{l_u(v_{SG} + v_{SL}) - l_F}{l_S} \quad (6)$$

$$H_{LF} = 0.5 + \frac{l_u(v_{SL} - v_{SG}) + l_S v_S - 2l_S H_{LS} v_S}{2l_F v_S} \quad (7)$$

$$v_F = \frac{l_u v_{SL} - l_S H_{LS} v_S}{l_F H_{LF}} \quad (8)$$

$$v_C = \frac{l_u v_{SG} - l_S (1 - H_{LS}) v_S}{l_F (1 - H_{LF})} \quad (9)$$

$$v_T = \frac{H_{LS} v_S - H_{LF} v_F}{H_{LS} - H_{LF}} \quad (10)$$

对于充分发展的段塞流,可分别列出气液相的动量方程

$$-A_F \frac{dp}{dx} + \tau_i S_i - \tau_F S_F - A_F \rho_L g \sin\theta = 0 \quad (11)$$

$$-A_C \frac{dp}{dx} - \tau_i S_i - \tau_C S_C - A_C \rho_C g \sin\theta = 0 \quad (12)$$

然后将这两个方程相减,消去其中的压力梯度项,得到组合动量方程

$$\frac{\tau_F S_F}{A_F} - \frac{\tau_C S_C}{A_C} - \tau_i S_i \left( \frac{1}{A_F} + \frac{1}{A_C} \right) + (\rho_L - \rho_C) g \sin\theta - \frac{\rho_L (u_T - u_F)(u_S - u_F) - \rho_C (u_T - u_C)(u_S - u_C)}{l_F} = 0 \quad (13)$$

$$\tau_L = \frac{1}{2} f_L \rho_L u_L |u_L| \quad (14)$$

$$\tau_C = \frac{1}{2} f_C \rho_C u_G^2 \quad (15)$$

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_i (u_C - u_L) |u_C - u_L| \quad (16)$$

$f_k$  ( $k = L, G, i$ )—Fanning 摩阻系数

## 1.1 液相-管壁摩阻系数 $f_L$

$f_L$  按 Hart 等人<sup>[2]</sup>与 Grolman 修正式<sup>[3]</sup>相关式计算,即

$$f_L = \begin{cases} 202 f_l (\mu_{water}/\mu_L)^{0.274} \phi_0 Re_{SL}^{-1} Re_G^{0.25} \\ 108 \end{cases} \quad (17)$$

## 1.2 气相与管壁的摩阻系数 $f_G$

按 Eck(1973)公式计算<sup>[3]</sup>

$$f_G = \frac{0.07725}{[\lg(Re_G/7)]^2} \quad (18)$$

## 1.3 气相-液相界面摩阻系数 $f_f$

按陈宣政等人相关式<sup>[4]</sup>计算

$$\frac{f_f}{f_G} = 1 + 3.75 \left( \frac{R_L}{\Phi} \right)^{0.20} \left( \frac{u_{SG}}{u_{SG,t}} - 1 \right)^{0.08} \quad (19)$$

对于水平和接近水平的管道,液塞持液率  $H_{LS}$  可按 Gregory<sup>[1]</sup>相关式计算

$$H_{LS} = \frac{1}{1 + \left( \frac{v_S}{8.66} \right)^{1.39}} \quad (20)$$

关于液塞区的长度,对于本文所讨论的充分发展的水力学段塞流来说,液塞长度  $l_s$  对平均压降影响不是很大,因为平均压降主要与  $l_s/l_u$  有关。平均持液率与  $l_s$  没有关系。对于小直径水平和接近水平的管道,一般可以取

$$l_s = 30D \quad (21)$$

## 2 求解过程及计算结果

该段塞流的求解过程见图 2,该算法与文献[1]

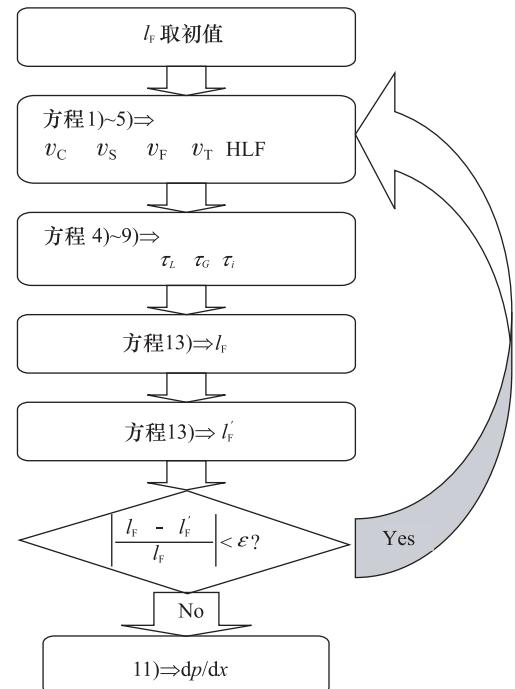


图 2 段塞流水力计算流程图

在形式上较为类似。根据模拟计算结果,当液相折算速度为 2 m/s 时,压力梯度与气相折算速度的关系如图 3。结果表明,本算法能够对段塞流型下的管道压力进行计算,为管道工程设计实际提供参考。在段塞流假设下,随气相流速的增大,管道的压力梯度值逐渐提高,但在气相折算速度为 10 m/s 时略有下降。这可能是在气相流速过高时实际流型发生转变,液塞被吹开形成了其它流型,段塞流算法不再适应。

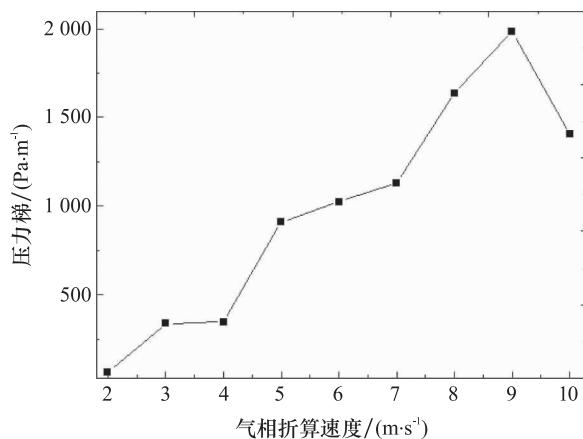


图 3 压力梯度计算结果

## 4 结论

本文对段塞流的气液分布结构进行假设,并在国内外相关研究的基础上,进一步给出连续方程、动量方程、封闭关系,建立了段塞流的水力模型。本文设计了段塞流的求解算法,对管道压力梯度随气相折算速度的变化进行了计算。结果表明,本算法能够对气液两相管道发生段塞流时的压力进行模拟,对石油混输管线的工艺设计有参考意义。

## 参 考 文 献

- 1 Zhang Hongquan, Wang Qian, Sarica C, Unified model for gas-liquid pipe flow via slug dynamics-part 1: model development. *Journal of Energy Resources Technology*, 2003; 125: 266—273
- 2 Hart J, Hamersma P J, Fortuin, et al. Correlations predicting frictional pressure drop and liquid holdup during horizontal gas-liquid pipe flow with a small liquid holdup. *Int J Multiphase Flow*, 1989; 15(6): 947—964
- 3 Grolman E, Fortuin J M H. Gas-liquid flow in slightly inclined pipes. *Chemical Engineering Science*, 1997; 52(24): 4461—4471
- 4 Chen X T, Cai X D, Brill J P. Gas-liquid stratified wavy flow in horizontal pipelines. *J of Energy Resources Technology*, 1997; 119: 209—216

## A Steady-state Model for Slug Flow in Multiphase Pipeline

YIN Tie-nan<sup>1</sup>, LI Qing-ping, GONG Jing<sup>1\*</sup>, DENG Dao-ming<sup>1</sup>, ZHANG Jin-bo<sup>1</sup>, WANG Lei<sup>1</sup>

(Beijing Key Laboratory of Urban Oil and Gas Distribution Technology, China University of Petroleum (Beijing)<sup>1</sup>, Beijing 102249, P. R. China;  
CNOOC Research Center<sup>2</sup>, Beijing 100027, P. R. China)

[Abstract] In petroleum industry, the steady-state modeling of slug flow has always been a difficult point in multiphase pipeline calculation. Based on the related research results, a steady state model for slug flow is raised. The results show that the model can be used in pressure gradient modeling, and has practical value in multiphase pipeline hydraulic calculation.

[Key words] multiphase flow    slug flow    slug flow    steady state