

微倾管中低含液率气液分层流临界携液流速 预测模型

潘 杰¹ 蒲雪雷¹ 王武杰² 闫敏敏¹ 王亮亮³

1. 西安石油大学石油工程学院 2. 上海理工大学新能源科学与工程研究所 3. 中国石油长庆油田公司第四采气厂

摘 要 湿天然气会在管道低洼处形成积液, 不仅影响输送效率, 而且有可能腐蚀甚至堵塞管道, 因而准确预测气体的临界携液流速对于预防上述现象具有重要的意义。为此, 针对微倾管中低含液率气液两相分层流, 基于气液两相流动量平衡方程和新的气—液界面形状闭合关系式, 建立了考虑液滴夹带的临界携液流速预测模型。结合实验数据, 对新模型和 FLAT 模型、ARS 模型、双圆环模型、MARS 模型进行了验证和预测结果对比; 并在此基础上, 利用新模型分析了管道倾角、运行压力、液相密度以及天然气组分对微倾管道中天然气—水、天然气—60% 甘油/水分层流临界携液流速和临界含液率的影响。研究结果表明: ①随着管道倾角和液相密度的增大, 临界携液流速持续增大, 临界含液率逐渐减小; ②随着运行压力和天然气中重组分含量的增大, 临界携液流速持续减小, 临界含液率逐渐增大。结论认为, 新模型预测结果与实验值吻合度较高、预测精度较高, 可用于预测湿天然气管道中的临界携液气体流速。

关键词 微倾管道 低含液率 气液分层流 临界携液流速 界面形状 剪切力 摩擦因子 液滴夹带

DOI: 10.3787/j.issn.1000-0976.2019.12.016

A prediction model for the critical liquid-carrying velocity of gas-liquid stratified flow in micro-tilting line pipes with low liquid contents

Pan Jie¹, Pu Xuelei¹, Wang Wujie², Yan Minmin¹ & Wang Liangliang³

(1. College of Petroleum Engineering, Xi'an Shiyou University, Xi'an, Shaanxi 710065, China; 2. Institute of New Energy Science and Engineering, University of Shanghai for Science and Technology, Shanghai 200093, China; 3. No.4 Gas Production Plant, PetroChina Changqing Oilfield Company, Ordos, Inner Mongolia 017300, China)

NATUR. GAS IND. VOLUME 39, ISSUE 12, pp.124-133, 12/25/2019. (ISSN 1000-0976; In Chinese)

Abstract: Wet gas can form liquid loading at the lower line pipe sections, so the transportation efficiency will be impacted and the line pipes will be corroded and even blocked. Therefore, to accurately predict the critical liquid-carrying velocity of gas is of great significance to preventing the liquid loading in wet gas line pipes. In view of the gas-liquid two-phase stratified flow in micro-tilting line pipes with low liquid contents, this paper newly established a critical liquid-carrying velocity prediction model considering droplet entrainment according to the momentum balance equation of a gas-liquid two-phase flow and the closure relationship of a new gas-liquid interface shape. Then, based on the experimental data, the new model, FLAT model, ARS model, double-circle model and MARS model were verified and their prediction results were compared. Finally, the new model was applied to analyze the effects of pipe dip, operation pressure, liquid density and gas component on the critical liquid-carrying velocity and critical liquid content of natural gas-water and natural gas-60% glycerine with water stratified flow in a micro-tilting line pipe. And the following research results were obtained. First, with the increase of pipe dip and liquid density, the critical liquid-carrying velocity increases continuously and the critical liquid content decreases gradually. Second, with the increase of operation pressure and heavy component content, the critical liquid-carrying velocity decreases continuously and the critical liquid content increases gradually. In conclusion, the new model is higher in prediction accuracy and its prediction result is better accordant with the experimental value, so it can be used to predict the critical liquid-carrying velocity in wet gas line pipes.

Keywords: Micro-tilting line pipe; Low liquid fraction; Gas-liquid stratified flow; Critical liquid-carrying velocity; Interface shape; Shear stress; Friction factor; Droplet entrainment

基金项目: 国家自然科学基金项目“集成冷能温差发电装置的空温式气化器纵向翅片管热动态特性研究、能效分析及结构优化”“开架式气化器新型传热管强化传热机理研究及结构优化”(编号: 51774237、51304160), 陕西省博士后科研项目“涡排井筒内螺旋导流板引发的气液两相螺旋涡流动力学特性研究”(编号: 20168630), 陕西省教育厅专项科研计划项目“基于多目标综合评价方法的 LNG 接收终端冷能利用与轻烃回收工艺集成优化”(编号: 15JK1581)。

作者简介: 潘杰, 1981 年生, 副教授, 本刊青年编委, 博士; 主要从事油气多相流与能质传输、LNG 低温传热与冷能利用方面的研究工作。
地址: (710065) 陕西省西安市雁塔区电子二路东段 18 号。ORCID: 0000-0002-6229-6842。E-mail: jackpan@xsyu.edu.cn

1 研究背景

气井采出的天然气往往伴随着游离水、水蒸气和液态烃等成分,被称为湿天然气^[1]。湿天然气在管道输送过程中随着管道沿线压力、温度等参数的变化,会在管道内部析出液体^[2]。析出的液体在重力的作用下逐渐在管道低洼处沉积形成积液。管道积液会影响天然气管道的输送效率、腐蚀管道甚至会堵塞管道引起事故^[3]。因此,有必要对湿天然气管道的积液特性开展深入研究。

在湿天然气管道输送过程中,增加气体流速能够将管道低洼处的积液携带出去。一般将能够携带管道积液的最小气相表观流速称为临界携液流速^[4]。图 1 给出了通过增加气体表观流速携带管道积液的过程。当气相表观流速为零时,管道中析出的液体沉积在管道底部形成积液(图 1-a);当气相表观流速小于临界携液气体流速时,管道积液在气相剪切力的作用下有沿着管壁向上运动的趋势,同时积液在重力的作用下不均匀地分布在管道内壁上,管道低洼处液相层较厚,越靠近管道上部液相层越薄(图 1-b);当气相表观流速达到临界携液流速时,管道中的气液两相流动过程处于临界状态,液相的净流量和平均流速均为零^[5],管道积液在剪切力和重力的共同作用下均匀分布在管壁上(图 1-c)。当气相的表观流速大于气相临界携液流速时,天然气中析出的

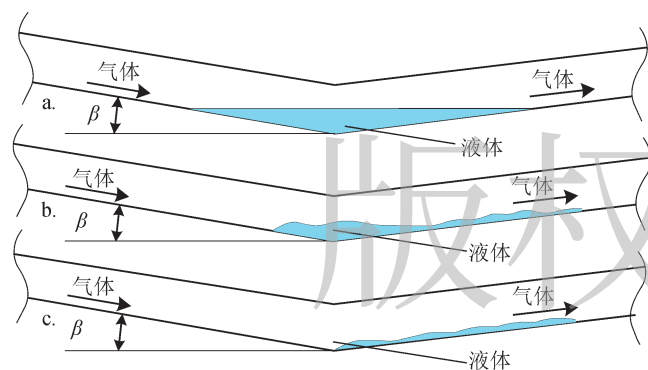


图 1 积液示意图

注: β 表示管道倾角, ($^{\circ}$)

液体受到的剪切力大于重力回流,会沿着管道向上运动,此时湿天然气中析出的液体可以被气体携带出去。因此,准确预测临界携液流速对湿天然气管道输送具有重要意义^[6-8]。

早在 1949 年, Lockhart 和 Martinelli^[9] 就针对管内气液两相流提出了压降计算关联式,并初步建立了流型过度准则。1959 年, Hoogendoorn^[10] 对水平光滑管中气液混合物的流动特性进行了实验研究,并给出了预测流动压降的经验关联式。1973 年, Beggs 和 Brill^[11] 通过引入含液率和压力梯度关联式研究了倾斜管中气液两相流的压降特性。之后,国内外学者先后建立了不同的界面形状模型(图 2)来研究气液两相分层的流动特性^[12-17]。1976 年, Taitel 和 Dukler^[12] 最早提出了针对气液两相分层流的界面形状模型——FLAT 模型,并用于研究气液两相流型转变机理。1989 年, Hart 等^[13] 提出了新的界面形状模型——ARS (Apparent Rough Surface) 模型,并在此基础上建立了水平气液管流摩擦压降和含液率关联式。1997 年, Chen 等^[14] 提出了双圆环 (Double-Circle) 模型,并通过该模型对低含液率下水平管中气液两相分层波状流的含液率和压降进行了理论研究。Grolman 和 Fortuin^[15] 在 1997 年提出了 MARS (Modified Apparent Rough Surface) 模型,并用来预测微倾管中气液两相流含液率和压降。2014 年, Birvalski^[16] 通过 MARS 模型对微倾管中气液两相分层流临界携液流速、临界含液率和临界压降进行了预测。Banafi 和 Talaie^[17] 在 2014 年通过实验研究提出了一个新的气液两相分层流界面形状模型,并用于预测含液率和压降特性。2015 年, 徐英等^[18] 通过 ARS 模型预测了水平管内的气液两相流动压降特性。

液滴夹带现象在气液两相流中广泛存在^[19]。当发生液滴夹带时,部分液体以液滴的形式分布在气相中,会对气液两相流动特性产生较大的影响^[20]。然而,上述研究均未考虑液滴夹带的影响。

笔者针对微倾管中低含液率气液两相分层流,基于气液两相流动量平衡方程和新的气—液界面形

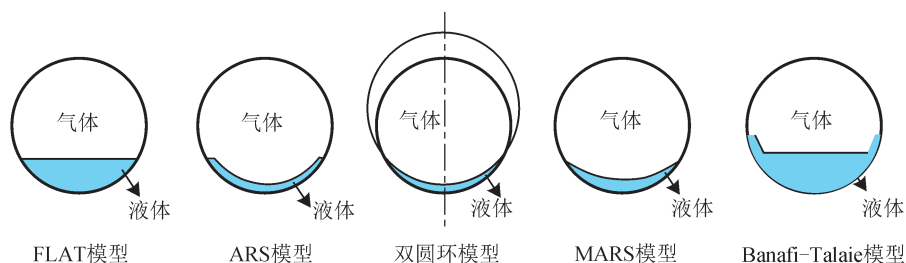


图 2 不同气—液界面形状示意图

状闭合关系式,建立了考虑液滴夹带的临界携液流速预测模型。

2 模型建立

2.1 动量方程

当微倾管中气液两相分层流处于临界状态时,管内液体在剪切应力和重力回流的作用下,处于动态平衡状态,均匀分布在管壁上,液相平均流速为零。气相沿着管道上部向上运动,气/液界面处的液相在气相剪切应力的作用下向上运动,管道下部液相在重力作用下产生重力回流向下运动。此时,气液两相所受剪切应力如图 3 所示。

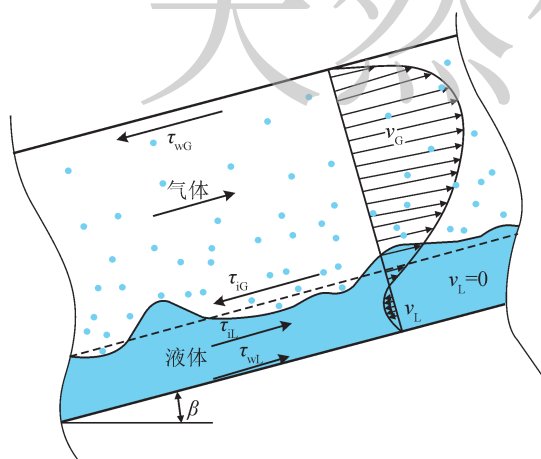


图 3 临界状态剪切应力示意图

注: τ_{WG} 表示气/壁处剪切应力, Pa; τ_{IG} 表示气/液界面处剪切应力, Pa; τ_{WL} 表示液/壁处剪切应力, Pa; τ_{IL} 表示液/气界面处剪切应力, Pa; v_G 表示气体的真实流速, m/s; v_L 表示液体的真实流速, m/s

气相动量方程为:

$$A_{GFE} \left(-\frac{dp}{dx} \right)_{GFE} = \tau_{WG} S_G + \tau_{IG} S_i + A_{GFE} \rho_{GFE} g \sin \beta \quad (1)$$

式中 $(-dp/dx)_{GFE}$ 表示气相流动压力梯度, Pa/m; A_{GFE} 表示考虑液滴夹带时的气相流道面积, m^2 ; S_G 表示气相润湿周长, m; S_i 表示气液界面处润湿周长, m; ρ_{GFE} 表示考虑液滴夹带时的气相密度, kg/m^3 ; g 表示重力加速度, m/s^2 。

液相动量方程为:

$$A_{LFE} \left(-\frac{dp}{dx} \right)_{LFE} = -\tau_{WL} S_L - \tau_{IL} S_i + A_{LFE} \rho_L g \sin \beta \quad (2)$$

式中 $(-dp/dx)_{LFE}$ 表示液相流动压力梯度, Pa/m; A_{LFE} 表示考虑液滴夹带时的液相流道面积, m^2 ; S_L 表示液相润湿周长, m; ρ_L 表示液相密度, kg/m^3 。

气/液界面处的剪切应力相等, 即:

$$\tau_{IG} = \tau_{IL} = \tau_i \quad (3)$$

在气液两相流动过程中, 气液两相的流动压力梯度相等, 即:

$$\left(-\frac{dp}{dx} \right)_{GFE} = \left(-\frac{dp}{dx} \right)_{LFE} = \left(-\frac{dp}{dx} \right) \quad (4)$$

联立式 (1) ~ (4), 得到考虑液滴夹带时的气液两相动量平衡方程为:

$$\tau_{WG} S_G \frac{A_{LFE}}{A_{GFE}} + \tau_{WL} S_L + \tau_i S_i \left(1 + \frac{A_{LFE}}{A_{GFE}} \right) - (\rho_L - \rho_{GFE}) A_{LFE} g \sin \beta = 0 \quad (5)$$

2.2 液滴夹带率

液滴夹带率表示分散在气相中的液体质量流量所占总液体质量流量的比例, 即液相在气相中分散的液体量所占总液体量的份额。在气液两相分层流中, 液滴夹带率虽然较小, 但仍对流动特性有较大的影响。

在气液两相分层流动过程中, 气相流速较高时, 气液界面波峰处的液体在气相剪切力的作用下, 以液滴的形式进入气相, 这个过程称为雾化。气相中的液滴在重力的作用下沉积到液膜中, 这个过程称为沉积。Pan 和 Hanratty^[21] 在 2002 年基于液滴雾化与沉积的动态过程建立了液滴夹带率计算关联式。采用该公式进行液滴夹带率计算:

$$(F_E / F_{E,max}) / (1 - F_E / F_{E,max}) = 6 \times 10^{-5} \left[(v_G - v_{G,cr})^2 d \sqrt{\rho_L \rho_G} / \sigma \right] \quad (6)$$

$$v_{G,cr} = 40 \sqrt{\sigma / (d \sqrt{\rho_L \rho_G})} \quad (7)$$

式中 F_E 表示液滴夹带率, 无量纲; $F_{E,max}$ 表示最大液滴夹带率, 无量纲, 取 $F_{E,max}=1.0$; $v_{G,cr}$ 表示开始夹带时的临界气体速度, m/s; d 表示管道直径, m; ρ_G 表示未产生夹带时的气相密度, kg/m^3 ; σ 表示液相表面张力, N/m。

2.3 气—液界面形状

2014 年, Banafi 和 Talaie^[17] 根据气液两相分层流动机理以及通过丝网电气系统捕捉到的实验数据, 提出了一个新的气液两相分层流界面形状预测模型。笔者采用了 Banafi 和 Talaie^[17] 提出的界面形状模型。当考虑液滴夹带时, 其气—液界面形状如图 4 所示。

图 4 中的气—液界面形状是对 FLAT 模型中的气/液界面形状的改进。当气相和液相以极低的速度在管道中接触时, 会形成一个扁平的界面; 随着气相表观流速增大, 气—液界面在气相的剪切作用下会产生弯曲, 且有随界面速度移动的倾向^[17]。靠近管

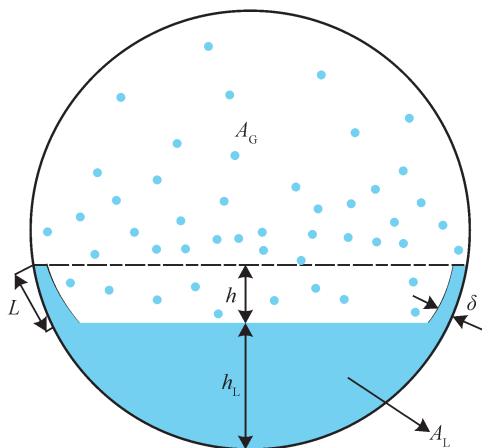


图 4 气—液界面形状示意图

注: L 表示管壁处薄膜长度, m; δ 表示管壁处薄膜厚度, m; A_L 表示未考虑液滴夹带时的液相流道面积, m^2 ; A_G 表示未考虑液滴夹带时的气相流道面积, m^2 ; h 表示管壁处液膜的高度, m; h_L 表示底层液膜高度, m

壁处的液相在无滑移条件下速度接近于零, 速度水头被转化为静压能, 使液相在管壁处形成薄层; 除管壁附近的薄膜外, 气液界面基本是水平的。

液滴夹带会改变气液两相的流道面积。当存在液滴夹带时, 液相流道面积为:

$$A_L = \left\{ 0.25d^2 \left[\pi - \cos^{-1} \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) + \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \right] + 2L\delta \right\} \quad (8)$$

式中 π 表示圆周率, 无量纲; h_L 表示底层液膜高度, m。

$$A_{LFE} = \left\{ 0.25d^2 \left[\pi - \cos^{-1} \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) + \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \right] + 2L\delta \right\} \times (1.0 - F_E) \quad (9)$$

气相流道面积为:

$$A_{GFE} = A - \left\{ 0.25d^2 \left[\pi - \cos^{-1} \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) + \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \right] + 2L\delta \right\} \times (1.0 - F_E) \quad (10)$$

$$A_G = A - A_L \quad (11)$$

式中 A 表示管道横截面面积, m^2 。

管道横截面面积为:

$$A = \frac{1}{4} \pi d^2 \quad (12)$$

液相润湿周长为:

$$S_L = d \left[\pi - \cos^{-1} \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \right] + 2L \quad (13)$$

气相润湿周长为:

$$S_G = S - \left\{ d \left[\pi - \cos^{-1} \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \right] + 2L \right\} \quad (14)$$

式中 S 表示管道横截面周长, m。

管道横截面周长为:

$$S = \pi d \quad (15)$$

气 / 液界面处润湿周长为:

$$S_i = d \sqrt{1 - \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} + 2L \quad (16)$$

含液率为:

$$H_L = \left\{ 0.25d^2 \left[\pi - \cos^{-1} \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) + \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \right] + 2L\delta \right\} \left/ \frac{1.0 - F_E}{\pi \frac{d^2}{4}} \right. \quad (17)$$

式中 H_L 表示考虑液滴夹带时液膜部分对应的含液率, 无量纲。

管壁处形成薄膜的长度为:

$$L = R \left[\sin^{-1} \left(\frac{h_L + h - R}{R} \right) - \sin^{-1} \left(\frac{h_L - R}{R} \right) \right] \quad (18)$$

式中 R 表示管道半径, m。

由于壁面效应, 管壁附近的液相层以较低的速度流动, 靠近壁面的位置, 速度水头被转化为静压能, 使液相在管壁处形成一层薄膜^[17], 因此:

$$\rho_{GFE} \frac{v_{sg}^2}{2(1 - H_L)^2} = (\rho_L - \rho_{GFE})gh \quad (19)$$

式中 V_{sg} 表示气相表观流速, m/s。

由式 (19) 可以得到管壁处液膜的高度:

$$h = \rho_{GFE} \frac{v_{sg}^2}{2(1 - H_L)^2 (\rho_L - \rho_{GFE})g} \quad (20)$$

当发生液滴夹带时, 部分液体以液滴的形式分布在气相中, 从而改变气相密度。考虑液滴夹带时的气相密度 (ρ_{GFE}) 为:

$$\rho_{GFE} = \frac{\rho_G A_G + \rho_L A_L F_E}{A_G + A_L F_E} \quad (21)$$

Soleimani 和 Talaei^[22] 的实验研究表明, 管壁处

液膜的厚度是恒定的。管壁处液膜厚度为：

$$\delta = 0.05 \frac{d_L}{2} \quad (22)$$

式中 d_L 表示液相水力直径, m。

液相水力直径 (d_L) 为：

$$d_L = \frac{4A_{LFE}}{S_L} \quad (23)$$

将式 (23) 代入式 (22) 可得到管壁处液膜的厚度为：

$$\delta = 0.1 \frac{A_{LFE}}{S_L} \quad (24)$$

2.4 剪切应力

2.4.1 气—壁剪切应力

通常, 剪切应力被认为是流体动能 (单位体积) 与界面摩擦因子的乘积^[23], 可以表示为：

$$\tau_{wG} = f_G \frac{\rho_{GFE} v_{sg}^2}{2(1-H_L)^2} \quad (25)$$

式中 f_G 表示气 / 壁摩擦因子, 无量纲。

笔者采用 Gregory 和 Fogarasi^[24] 提出的方法计算气 / 壁摩擦因子：

$$\frac{1}{\sqrt{f_G}} = -4 \lg \left[\frac{k}{3.7d} - 5.02 \lg A_6 \right] \quad (26)$$

$$A_6 = \frac{k}{3.7d} - \frac{5.02}{Re_G} \lg A_5 \quad (27)$$

$$A_5 = \frac{k}{3.7d} + \frac{13}{Re_G} \quad (28)$$

式中 k/d 表示管道相对粗糙度, 无量纲; Re_G 表示气相雷诺数, 无量纲; A_5 、 A_6 分别表示经验系数, 无量纲。

气相雷诺数为：

$$Re_G = \frac{\rho_{GFE} v_{sg} d}{\mu_G (1-\theta + s_i)} \quad (29)$$

式中 μ_G 表示气相的动力黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; θ 表示液相湿壁分数, 无量纲; s_i 表示气 / 液界面处的湿壁分数, 无量纲。

液相湿壁分数为：

$$\theta = \frac{S_L}{\pi d} \quad (30)$$

气—液界面处湿壁分数为：

$$s_i = \frac{S_i}{\pi d} \quad (31)$$

2.4.2 气—液界面剪切应力

气—液界面剪切应力为：

$$\tau_i = f_i \frac{\rho_{GFE} v_{sg}^2}{2(1-H_L)^2} \quad (32)$$

式中 f_i 表示反映气—液界面摩擦因子, 无量纲。

笔者采用 Banafi 和 Talaie^[17] 提出的方法计算气—液相界面处的摩擦因子 (f_i)：

$$f_i = \frac{0.02066}{\left[\lg \left(\frac{15}{Re_G} + \frac{k}{3.71d} \right) \right]^2} \quad (33)$$

笔者采用 Grolman 和 Fortuin^[15] 提出的方法计算管道相对粗糙度 (k/d)：

$$F_n = \frac{f_i}{(0.05+f_i)(1-H_L)^{1.5}} \left(\frac{v_{sg}}{\sqrt{gd}} \right) \left(\frac{\sigma}{\mu_L \sqrt{gd}} \right)^{0.04} \left(\frac{\rho_L g d^2}{\sigma} \right)^{0.22} \quad (34)$$

$$\frac{k}{d} = 0.5145 H_L s_i^{-1.5} \left\{ \tan h [0.05762(F_n - 33.74)] + 0.9450 \right\} \quad (35)$$

$$f_2 = \frac{0.0625}{\left\{ \lg \left[\frac{15}{Re_G} + \frac{k}{3.715d} \right] \right\}^2} \quad (36)$$

式中 f_1 、 f_2 、 F_n 表示中间变量, 无量纲; μ_L 表示液相的动力黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

管道相对粗糙度的详细计算步骤如图 5 所示。

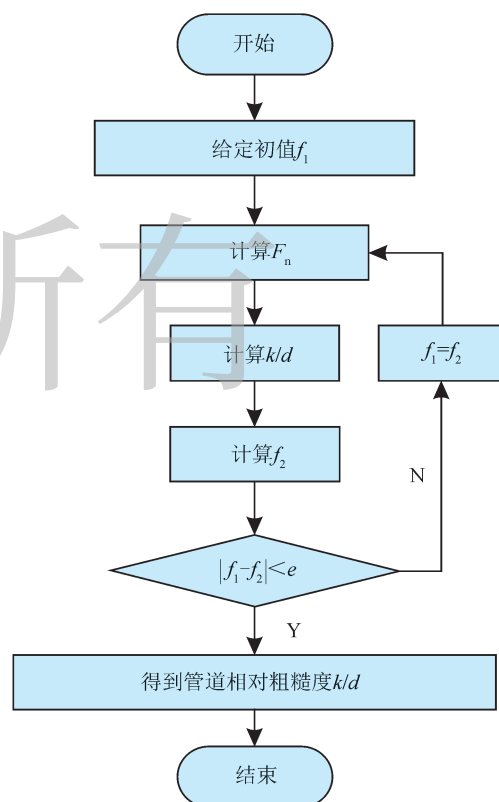


图 5 管道粗糙度算法示意图

2.4.3 液—壁剪切应力

采用 Biberg 提出的方法计算临界状态下的液 / 壁剪切应力：

$$\tau_{wL} = f(\delta_L) \tau_i - \frac{8\mu_L v_L}{d_L(\delta_L)} \quad (37)$$

式中 δ_L 表示一个量化液相含率的角度, ($^\circ$)；函数 $f(\delta_L)$ 表示不具有分析解的积分项^[25], 当 H_L 从 0 到 0.5 时, δ_L 从 0 到 $\pi/2$ 。

当处于临界状态时液相的平均真实流速等于零即 $v_L=0$ m/s。因此, 在临界状态时液 / 壁的剪切应力为：

$$\tau_{wL} = f(\delta_L) \tau_i \quad (38)$$

Birvalski^[16] 给出了倾角 $1.3^\circ \sim 2.1^\circ$ 时 $f(\delta_L)$ 的平均值为 0.25, 但在实验中可发现 $f(\delta_L)$ 的值随着管道的倾角增大而不断增大, 并且受液相介质影响, 实验测得其变化范围为 $0 \sim 1.0$ 。笔者依据本文参考文献 [16] 中的实验数据, 拟合出了 $f(\delta_L)$ 随管道倾角 β 变化的函数关系式。

当液相介质为密度 $\rho_w=997$ kg/m³、黏度 $\mu_w=0.001$ Pa·s 的水时：

$$f(\delta_L) = 0.55\beta - 0.215 \quad (39)$$

当液相介质为密度 $\rho_{G/W}=1\ 150$ kg/m³、黏度 $\mu_{G/W}=0.010\ 8$ Pa·s 的 60% 甘油 / 水时：

$$f(\delta_L) = 0.45\beta - 0.445 \quad (40)$$

3 模型求解方法

由于所建立的气液两相流动动量平衡方程是关于含液率的隐函数, 即

$$F(H_L) = \tau_{wG} S_G \frac{A_{LFE}}{A_{GFE}} + \tau_{wL} S_L + \tau_i S_i \left(1 + \frac{A_{LFE}}{A_{GFE}} \right) - (\rho_L - \rho_{GFE}) A_{LFE} g \sin \beta \quad (41)$$

因此, 需要对其进行迭代求解^[26]。图 6 给出了特定运行条件下函数 $F(H_L)^{1/3}$ 的值随含液率 (H_L) 的变化规律。如图 6 所示, 当气相表观速度 (v_{sg}) 为 8.700 m/s 时, 函数曲线位于图中水平线 [方程 $F(H_L)^{1/3}=0$ 对应的直线] 的上方, 两者没有交点, 表明函数没有零解, 此时气相表观流速大于临界携液流速；当 $v_{sg}=8.600$ m/s 时, 函数曲线与图中水平线有 2 个交点, 此时函数有 2 个零解, 表明气相表观流速小于临界携液流速；当 $v_{sg}=8.649$ m/s 时, 函数曲线与图中水平线只有 1 个交点, 此时函数只有 1 个零解, 此时气相表观流速即为临界携液流速。因此, 可以通过

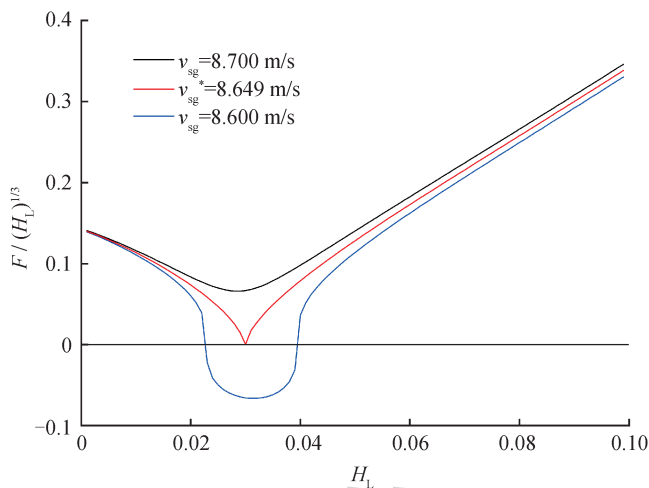


图 6 函数 $F(H_L)^{1/3}$ 的值随含液率 (H_L) 的变化曲线

迭代气相表观流速使函数 $F(H_L)^{1/3}$ 有且只有 1 个零解, 来得到气相临界携液流速。所建立模型的详细求解过程如图 7 所示。

4 模型验证

采用本文参考文献 [16] 中的空气—水、空气—60% 甘油 / 水两相流实验数据对笔者提出的模型以及 FLAT 模型、ARS 模型、双圆环模型、MARS 模型进行了验证和对比, 其计算结果如图 8 ~ 11 所示。附具体实验参数如下：管径 (d) 为 0.050 8 m, 倾角分别为 1.3° 、 1.7° 、 2.1° ；空气的密度 (ρ_G) 为 1.19 kg/m³, 黏度 (μ_G) 为 1.83×10^{-5} Pa·s；水的密度 (ρ_w) 为 997 kg/m³, 黏度 (μ_w) 为 0.001 Pa·s, 表面张力 (σ_w) 为 0.072 8 N/m；60% 甘油 / 水的密度 ($\rho_{G/W}$) 为 1 150 kg/m³, 黏度 ($\mu_{G/W}$) 为 0.010 8 Pa·s, 表面张力 ($\sigma_{G/W}$) 为 0.067 6 N/m。

从图 8 ~ 11 可以看出, 当液相分别为水和 60% 的甘油 / 水混合物时, 模型的临界携液流速预测结果均与实验值符合较好, FLAT 模型、ARS 模型、双圆环模型以及 MARS 模型的临界携液流速预测结果均小于实验值；ARS 模型和双圆环模型的临界携液流速预测结果最小, 与实验值偏差较大, FLAT 模型和 MARS 模型的临界携液流速预测结果略高于 ARS 模型和双圆环模型。当液相为水时, 模型的临界含液率预测结果略高于实验值, FLAT 模型和 MARS 模型的临界含液率预测结果与实验值符合较好, ARS 模型和双圆环模型预测的临界含液率均低于实验值。当液相为 60% 的甘油 / 水的混合物时, 模型的临界含液率预测结果与实验值符合较好, 其他模型的临界

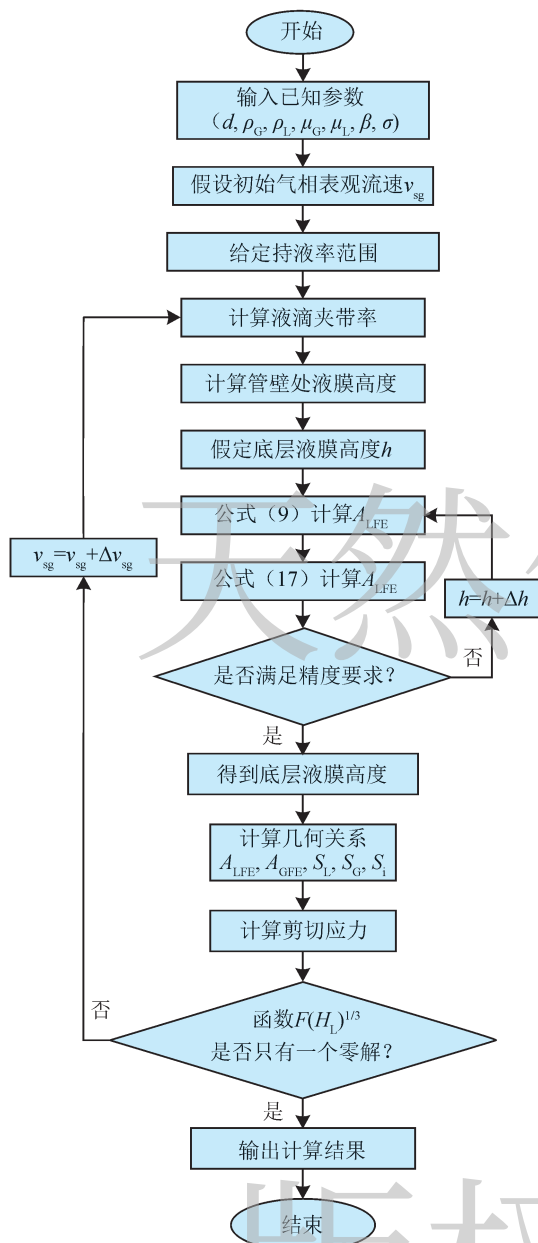


图 7 模型求解过程示意图

含液率预测结果均低于实验值。综合评价结果表明,模型的预测结果与实验值符合最好,可用于预测微倾管道中气液两相分层流的临界携液流速。

5 计算结果分析

根据提出的模型对微倾管道中天然气—水、天然气—60% 甘油 / 水分层流临界携液流速和临界含液率进行了计算分析。其中管径 (d) 为 0.050 8 m, 工质物性参数如下: 天然气的密度和黏度采用 NIST-Refprop 软件包计算, 温度取 25 °C; 水的密度 (ρ_w) 为 997 kg/m³, 黏度 (μ_w) 为 0.001 Pa·s, 表面张力

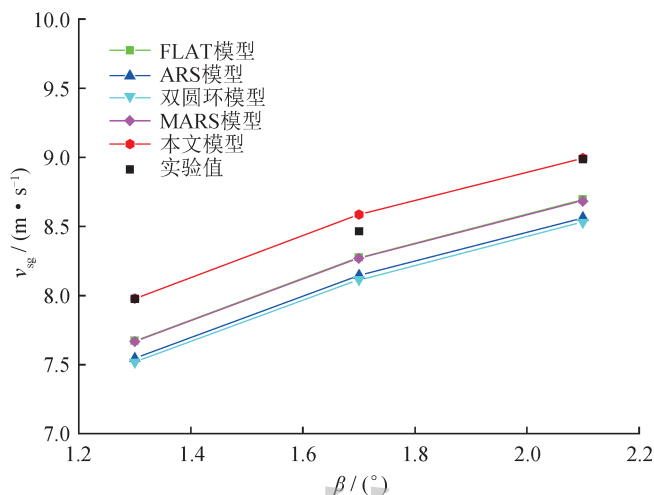


图 8 不同模型的临界携液流速计算结果对比图 (空气—水)

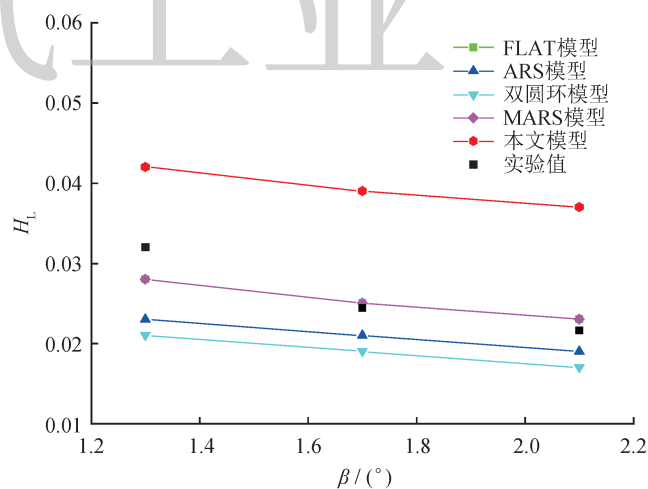
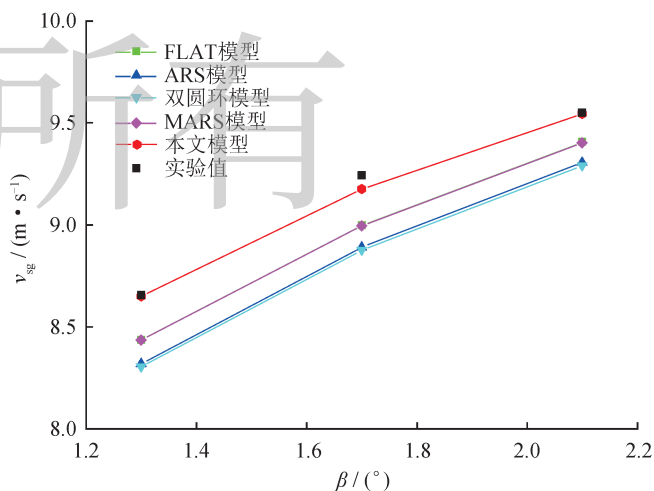


图 9 不同模型的临界含液率计算结果对比图 (空气—水)

图 10 不同模型的临界携液流速计算结果对比图
(空气—60% 甘油 / 水)

(σ_w) 为 0.072 8 N/m; 60% 甘油 / 水的密度 ($\rho_{G/W}$) 为 1 150 kg/m³, 黏度 ($\mu_{G/W}$) 为 0.010 8 Pa·s, 表面

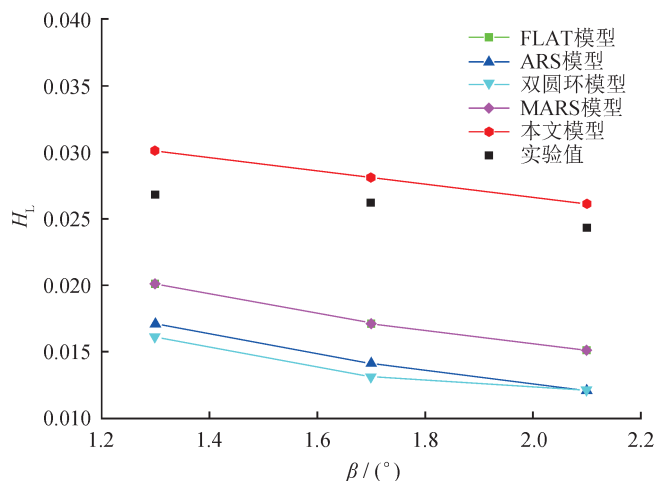


图 11 不同模型的临界含液率计算结果对比图
(空气—60% 甘油 / 水)

张力 ($\sigma_{G/W}$) 为 0.067 6 N/m。

5.1 管道倾角的影响

图 12 给出了运行压力为 0.24 MPa、气相为天然气 (95% 甲烷 + 5% 乙烷)、液相分别为水和 60% 甘油 / 水时，不同管道倾角条件下的临界携液流速和临界含液率。从图 12 可以看出，随着管道倾角的增大，临界携液流速持续增大，临界含液率逐渐减小。这是由于重力导致的液相回流作用随管道倾角的增大而增强，不利于气体携液。

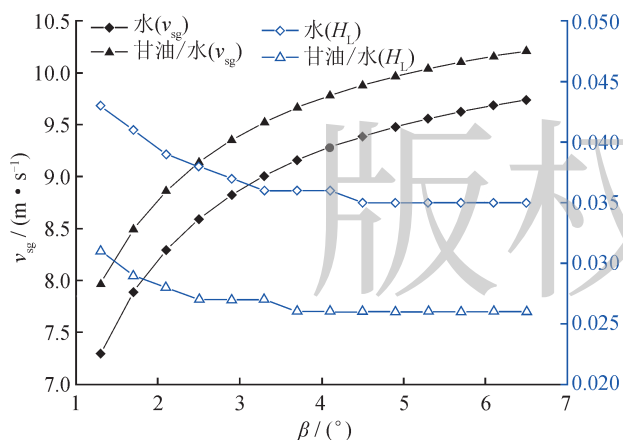


图 12 管道倾角的影响图

5.2 运行压力的影响

图 13 给出了管道倾角为 2.1°、气相为天然气 (95% 甲烷 + 5% 乙烷)、液相分别为水和 60% 甘油 / 水时，不同运行压力条件下的临界携液流速和临界含液率。从图 13 可以看出，随着管道运行压力的增大，临界携液流速持续减小，临界含液率逐渐增大。

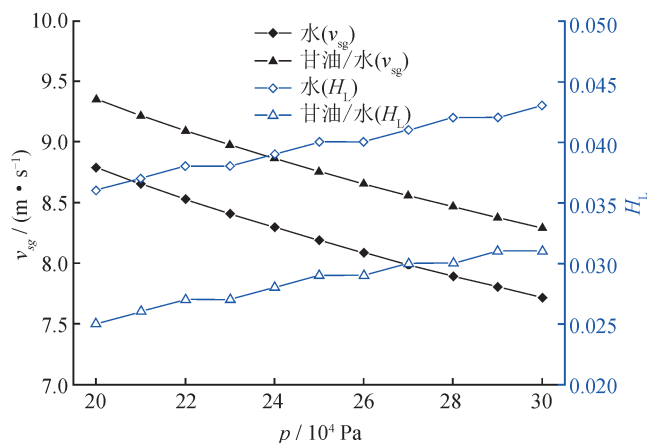


图 13 天然气管道压力的影响图

主要原因是随着运行压力的增大，天然气的密度和黏度逐渐增大，导致其携液能力增强。

5.3 液相密度的影响

图 14 给出了运行压力为 0.24 MPa、管道倾角为 2.1°、气相为天然气 (95% 甲烷 + 5% 乙烷)、液相分别为水和 60% 甘油 / 水时，不同液相密度条件下的临界携液流速和临界含液率。从图 14 可以看出，随着液相密度的增加，临界携液流速持续增大，临界含液率逐渐减小。这是由于随着液相密度的增大，重力导致的液相回流作用逐渐增强，不利于气体携液。

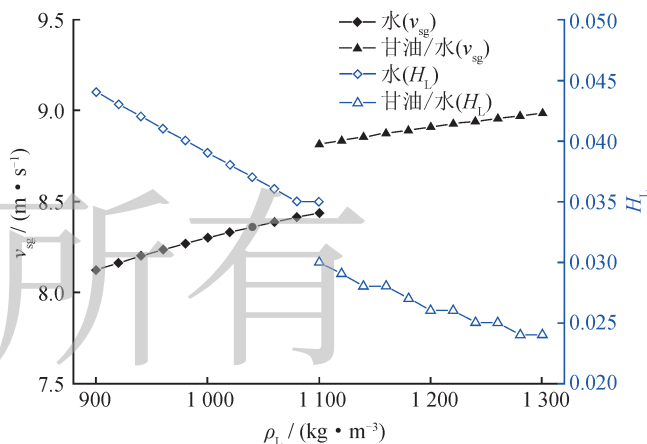


图 14 液相密度的影响图

5.4 天然气组成的影响

图 15 给出了运行压力为 0.24 MPa、管道倾角为 2.1°、气相为天然气、液相分别为水和 60% 甘油 / 水混合物时，不同天然气组分条件下的临界携液流速和临界含液率。图 1 中组分 1 为 100% 甲烷；组分 2 为 95% 甲烷 + 5% 乙烷；组分 3 为 90% 甲烷 + 10% 乙烷；组分 4 为 90% 甲烷 + 5% 乙烷 + 5% 丙烷；

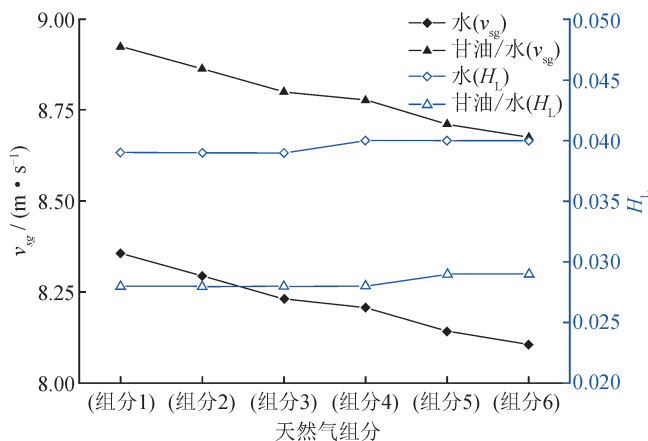


图 15 天然气组分的影响图

组分 5 为 85% 甲烷 + 10% 乙烷 + 5% 丙烷；组分 6 为 85% 甲烷 + 5% 乙烷 + 5% 丙烷 + 5% 丁烷。从图 15 可以看出，随着甲烷含量的逐渐降低和重组分含量的逐渐增加，临界携液流速持续减小，临界含液率略有增大。这是由于随着天然气组分的改变，天然气的密度和黏度随重组分比例的增大而增大，提高了携液能力。

6 结论

1) 针对微倾管道中低含液率气液两相分层流，建立了考虑液滴夹带的临界携液气体流速预测模型。该模型引入了液滴夹带率计算公式和新的气—液界面形状闭合关系式，同时拟合得到了考虑管道倾角影响的液 / 壁剪切应力修正系数计算公式。

2) 结合实验数据，将本文模型和 FLAT 模型、ARS 模型、双圆环模型、MARS 模型进行了验证和对比。结果表明，当液相为水时，模型的临界携液流速预测结果均与实验值符合较好，临界含液率预测结果略高于实验值；当液相为 60% 甘油 / 水时，模型的临界携液流速和临界含液率预测结果均与实验值符合较好。

3) 管道倾角、运行压力、液相密度以及天然气组分均会对临界携液流速产生较大影响。随着管道倾角和液相密度的增大，临界携液流速持续增大，临界含液率逐渐减小。随着运行压力和天然气中重组分含量的增大，临界携液流速持续减小，临界含液率逐渐增大。

参 考 文 献

[1] 宋江卫, 陈旭, 陆新东. 湿天然气计量方法及其分析 [J]. 天然

气技术, 2008, 2(3): 46-49.

Song Jiangwei, Chen Xu & Lu Xindong. Metering methods natural gas and analysis of wet[J]. Natural Gas Technology, 2008, 2(3): 46-49.

[2] 李岩松. 气液两相混输管道水热力模型研究进展 [J]. 油气储运, 2017, 36(9): 993-1000.

Li Yansong. Research progress on the hydro-thermal models of gas-liquid two-phase mixed transmission pipelines[J]. Oil & Gas Storage and Transportation, 2017, 36(9): 993-1000.

[3] 谷琼. 复杂地形条件下湿气集输管路积液规律研究 [D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2011.

Gu Qiong. Study of liquid loading in natural gas gathering line on complex ground condition[D]. Qingdao: China University of Petroleum (East China), 2011.

[4] 江鸣, 吕宇玲, 郝常利, 刘建武. 高气液比倾斜管临界携液流速研究 [J]. 化学工程, 2018, 46(6): 53-56.

Jiang Ming, Lü Yuling, Hao Changli & Liu Jianwu. Study on critical removing fluid flow rate of high gas-liquid ratio incline pipe[J]. Chemical Engineering, 2018, 46(6): 53-56.

[5] Amaravadi S, Minami K & Shoham O. Two-phase zero-net liquid flow in upward inclined pipes: Experiment and modeling[J]. SPE Journal, 1998, 3(3): 253-260.

[6] 王修武, 罗威, 刘捷, 廖锐全, 陈元虎. 油气水多相管流预测方法研究 [J]. 特种油气藏, 2018, 25(2): 70-75.

Wang Xiuyu, Luo Wei, Liu Jie, Liao Ruiquan & Chen Yuanhu. Oil-gas-water multiphase flow prediction[J]. Special Oil & Gas Reservoirs, 2018, 25(2): 70-75.

[7] 李玉星, 冯叔初. 湿天然气管输瞬态模拟及调峰技术研究 [J]. 天然气工业, 2000, 20(4): 86-90.

Li Yuxing & Feng Shuchu. A study of peak shaving and transient state simulation of wet natural gas transmission line[J]. Natural Gas Industry, 2000, 20(4): 86-90.

[8] 何云, 杨益荣, 刘争芬. 大牛地气田水平井携液规律及排液对策研究 [J]. 天然气勘探与开发, 2013, 36(3): 38-41.

He Yun, Yang Yirong & Liu Zhengfen. Liquid-carrying law and discharging countermeasure of horizontal wells in Daniudi gas-field[J]. Natural Gas Exploration & Development, 2013, 36(3): 38-41.

[9] Lockhart RW & Martinelli RC. Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes[J]. Chemical Engineering Progress, 1949, 45(1): 39-48.

[10] Hoogendoorn CJ. Gas-liquid flow in horizontal pipes[J]. Chemical Engineering Science, 1959, 9(4): 205-217.

[11] Beggs HD & Brill JP. A study of two-phase flow in inclined pipes[J]. Journal of Petroleum Technology, 1973, 25: 607-617.

[12] Taitel Y & Dukler AE. A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow[J]. AIChE Journal, 1976, 22(1): 47-55.

[13] Hart J, Hamersma PJ & Fortuin JMH. Correlations predicting frictional pressure drop and liquid holdup during horizontal gas-liquid pipe flow with a small liquid holdup[J]. International Journal of Multiphase Flow, 1989, 15(6): 947-964.

[14] Chen XT, Cal XD & Brill JP. Gas-liquid stratified-wavy flow in

- horizontal pipelines[J]. Journal of Energy Resources Technology, 1997, 119(4): 209-216.
- [15] Grolman E & Fortuin JMH. Gas-liquid flow in slightly inclined pipes[J]. Chemical Engineering Science, 1997, 52(24): 4461-4471.
- [16] Birvalski M, Koren GB & Henkes RAWM. Experiments and modelling of liquid accumulation in the low elbow of a gas/liquid pipeline[C]//paper BHR-2014-A4 presented at the 9th North American Conference on Multiphase Technology, 11-13 June 2014, Banff, Alberta, Canada.
- [17] Banafi A & Talaie MR. A new mechanistic model to predict gas-liquid interface shape of gas-liquid flow through pipes with low liquid loading[J]. AIChE Journal, 2015, 61(3): 1043-1053.
- [18] 徐英, 魏靖, 刘刚, 张涛. 水平直管中气液两相分层流动压降的实验研究[J]. 天然气工业, 2015, 35(2): 92-99.
Xu Ying, Wei Jing, Liu Gang & Zhang Tao. Pressure drop of the gas-liquid two-phase stratified flow in horizontal pipes: An experimental study[J]. Natural Gas Industry, 2015, 35(2): 92-99.
- [19] Magrini KL, Sarica C, Al-Sarkhi A & Zhang HQ. Liquid entrainment in annular gas/liquid flow in inclined pipes[J]. SPE Journal, 2012, 17(2): 617-630.
- [20] Pan L & Hanratty TJ. Correlation of entrainment for annular flow in horizontal pipes[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2002, 28(3): 385-408.
- [21] Pan L & Hanratty TJ. Correlation of entrainment for annular flow in vertical pipes[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2002, 28(3): 363-384.
- [22] Soleimani Deilamani K & Talaie MR. Experimental study and modeling of liquid curvature in gas-condensate (two-phase) flow with low liquid loading for stratified and annular regimes[D]. Isfahan: University of Isfahan, 2011.
- [23] Espedal M. An experimental investigation of stratified two-phase pipe flow at small inclinations[D]. Trondheim: Norwegian University of Science and Technology, 1998.
- [24] Gregory GA & Fogarasi M. Alternative to standard friction factor equation[J]. Oil and Gas Journal, 1985, 83(13): 120, 125-127.
- [25] Biberg D. Liquid wall friction in two-phase turbulent gas laminar liquid stratified pipe flow[J]. Canadian Journal of Chemical Engineering, 2010, 77(6): 1073-1082.
- [26] Barnea D & Taitel Y. Structural and interfacial stability of multiple solutions for stratified flow[J]. International Journal of Multiphase Flow, 1992, 18(6): 821-830.
- (修改回稿日期 2019-10-05 编辑 何明)

新疆油田呼图壁地下储气库达最大采气能力

2019年12月6日,随着北疆大部分地区气温下降至 -10°C 以下,呼图壁地下储气库日采气量已达最大能力 $2\,100\times 10^4\text{ m}^3$,中国石油新疆油田公司(以下简称新疆油田)全力迎战冬供。

根据国家发展和改革委员会发布的信息,受2019年冬季受供暖用气需求集中释放等因素的影响,国内天然气消费需求较为旺盛,供暖季天然气保供压力依然存在。

2019年10月,新疆油田就根据中石油的部署,按照“统筹兼顾、先急后缓,保民生、保重点”的工作原则,制订专项保供方案。全面摸排储气库、气田气、溶解气、回收气能力,梳理今冬明春民用气、自用气计划,统筹平衡,确保今冬明春天然气平稳供应。

当前,呼图壁储气库日最大调峰能力为 $2\,100\times 10^4\text{ m}^3$,第7采气周期计划采气151天、采气 $21.9\times 10^8\text{ m}^3$;同时,新疆油田结合气田地面装置最大处理能力,积极开展气井挖潜增效,确保了日最大产气量接近 $900\times 10^4\text{ m}^3$ 。

呼图壁储气库于2018年10月启动调整工程。此次调整工程计划新建注采井11口、监测井1口。计划通过调整工程,将呼图壁储气库工作气量由 $21.0\times 10^8\text{ m}^3$ 调至 $40.3\times 10^8\text{ m}^3$ 。

截至目前,调整工程已经完钻新井8口,投产3口,呼图壁储气库库存气量突破 $99\times 10^8\text{ m}^3$ 。

而作为冬供主力的克拉美丽气田,也于10月完成了增压及深冷提效工程改造,目前正在测试新投产的深冷装置最大处理能力,确保冬供期日产气水平达到 $295\times 10^4\text{ m}^3$;玛河气田由于深冷装置正在建设中,目前按 $170\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ 装置处理最大负荷运行。

此外,新疆油田还从多方面着手,做好冬季供气管理工作。积极开展风险辨识,严格做好气井开关井、新井投产操作,防范气井冻堵、积液问题发生。针对各类现场作业监督做到每日巡视,重点检查作业单位管理情况,落实安全环保生产责任,切实保障今冬明春平稳安全供气。

(天工 摘编自中国石油新闻网)