

研究简报

# 水平油气两相流中液滴分布的衰减系数

王树众 答元峰 李慧君 林宗虎

(西安交通大学动力工程多相流国家重点实验室, 陕西 西安 710049)

关键词 油气两相流 湍流扩散 升力 终端沉降速度 衰减系数

中图分类号 O 359

文献标识码 A

文章编号 0438-1157 (2004) 03-0481-04

## DECAY COEFFICIENT OF DROPLET SPATIAL DISTRIBUTION IN HORIZONTAL OIL/GAS PIPELINE

WANG Shuzhong, ZAN Yuanfeng, LI Huijun and LIN Zonghu

(State Key Laboratory of Multiphase Flow in Power Engineering, Xi'an Jiaotong University,  
Xi'an 710049, Shaanxi, China)

**Abstract** Droplet spatial distribution is the basic information for the calculation of pressure drop and void fraction of gas-liquid two-phase flow. Based on a detailed analysis of the forces acting on the entrained droplets, one method taking account of the correction of droplet terminal settling velocity due to shear lift force was proposed to modify the droplet turbulent diffusion model. By such a modification the calculated errors of decay coefficient for horizontal oil/gas two-phase separated flow was reduced greatly. As a result, the lift force is one of the important factors to be considered reasonably during the study of droplet diffusion and spatial distribution for oil/gas transport.

**Keywords** oil/gas two-phase flow, turbulent diffusion, lift force, terminal settling velocity, decay coefficient

### 引 言

在石油、天然气的开发过程中,在通常的操作条件下,水平管线中的两相分离流(指分层流和环状流)是常见的流动结构.在较高的气相流速时,液滴可从液膜表面上被撕破而进入到中心气核中去.液滴和其携带流体间的相互作用和相间滑移的存在强烈地影响着流动时的压降特性,而液滴浓度在管截面上的不均匀分布,也影响气相速度的分布以及对相份额的准确计算和测量.众所周知,管路的压降和相份额数据是两相或多相流输送管线和管

路终端处理设备的设计及安全、经济运行的最重要依据.由此可见,在两相输送过程中对液滴传输特性研究的重要性.

在这些研究中人们主要关心液滴是怎样传输的、液滴的空间分布规律是什么等问题.

在气核中携带有液滴的油气两相流中,液滴的运动受到诸如流体阻力、重力以及流体的湍流脉动作用.如果液滴尺寸足够小,流体的湍流脉动对液滴扩散起主导作用,液滴可完全响应流体的湍动,这时用湍流扩散模型可以很好地描述液滴的传输过程和液滴浓度的空间分布规律.但是,在实际油气

2003-01-02 收到初稿, 2003-05-12 收到修改稿.

联系人及第一作者: 王树众, 男, 35岁, 博士, 副教授.

基金项目: 教育部留学回国人员科研启动基金及西安交通大学博士后启动基金资助.

Received date: 2003-01-02.

Corresponding author: WANG Shuzhong, associate professor.

E-mail: szwang@mail.xjtu.edu.cn

输送条件下, 为了保证运行的安全、经济性, 气相的操作速度较低 ( $2\sim 10\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ), 这时液滴尺寸较大, 其惯性作用不能再被忽略, 液滴将不能完全响应气相的湍动. 在具有不均匀的局部剪切速率的气流中的液滴, 还受到不同径向位置上大小不同的升力作用, 在进行液滴扩散特性研究时必须对液滴升力的作用进行合理的考虑<sup>[1]</sup>. 但是迄今为止, 尚未见有对油气两相流动过程考虑液滴升力作用的液滴扩散模型的公开报道, 本文就将针对此问题进行深入研究, 寻找一个能将升力作用适当地考虑进液滴扩散模型中去的方法.

### 1 考虑升力修正的湍流扩散模型的建立

水平气液两相分离流中液滴的湍流扩散规律可由如下方程进行描述<sup>[2]</sup>

$$\varepsilon \frac{dC}{dy} + \omega C = a \quad (1)$$

式 (1) 中左边第 1 项代表由于湍流扩散引起的液滴浓度分布, 左边第 2 项为反映重力沉降对液滴浓度分布的影响. 影响液滴分布的一个很重要的参数就是重力作用下的衰减系数  $\lambda$ .

$$\lambda = \frac{\omega}{R \cdot \zeta \cdot u^*} \quad (2)$$

式中  $\zeta$  是量纲 1 液滴扩散率, 其值为 0.074.

如前所述, 本文需要解决的关键问题是如何将升力的影响结合到液滴扩散的数学模型中去. 众所周知, 终端沉降速度是指无限大介质中球形液滴或小颗粒在重力作用下自由下落的平衡速度. 而对水平剪切气流中的下降液滴来说, 它不但要受到重力和下落时流体阻力的作用, 而且由于流体剪切速率的存在液滴还受到一个向上的升力作用. 考虑水平气液两相分离流的气核中液滴的沉降, 在靠近液膜表面 (或壁面) 的区域, 气相的剪切速率较大, 升力也较大, 液滴的沉降速度就较小. 因此, 在接近底部液膜表面的区域, 液滴更容易被保持在气核中, 衰减系数在管截面上也不会是恒定值.

设想在水平油气输送管线中, 液滴在具有非线性剪切速率的气核里运动, 液滴在垂直方向上受到净重力  $F_g$ 、升力  $F_l$  和阻力  $F_{dv}$ , 垂直方向上力的平衡为

$$F_{dv} + F_l = F_g \quad (3)$$

垂直方向上液滴所受阻力  $F_{dv}$  可由下式计算

$$F_{dv} = C_{dv} \frac{\rho_l \omega d_p^2}{2} \left( \frac{\pi d_p^2}{4} \right) \quad (4)$$

式中  $C_{dv}$  是垂直于主流方向的阻力系数, 可根据 Clift, Grace 和 Weber 对全范围液滴 Reynolds 数得出的标准阻力曲线求得<sup>[3]</sup>.

$$C_{dv} = \begin{cases} \frac{24}{Re_p} & Re_p < 0.1 \\ \frac{24}{Re_p} (1 + 0.14 Re_p^{0.7}) & 0.1 \leq Re_p < 1000 \\ 0.445 & 1000 \leq Re_p < 350000 \\ 0.19 - [(8 \times 10^4) / Re_p] & Re_p > 10^6 \end{cases} \quad (5)$$

式中 液滴 Reynolds 数

$$Re_p = \frac{\rho_l \omega d_p}{\mu_l}$$

液滴的净重力为

$$F_g = (\rho_p - \rho_l) g \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) \quad (6)$$

由于流体剪切速率的存在而产生的作用于液滴的局部升力  $F_l$  的计算详见文献 [1]. 将式 (3)、式 (4)、式 (6) 和液滴升力计算方程进行整理, 得出如下考虑剪切气流中升力作用的液滴终端沉降速度的表达式

$$\omega = \left\{ \left[ \frac{4}{3} \frac{(\rho_p - \rho_l) g d_p}{\rho_l} - 4.11 \left( \frac{C_L}{C_{L,sa}} \right) \left( \frac{\mu_l}{\rho_l} \right)^{1/2} \times (\mu_l - u_p) \left| \frac{du_l}{dy} \right|^{1/2} \right] / C_{dv} \right\}^{1/2} \quad (7)$$

局部滑移速度  $(u_l - u_p)$  的计算方法在文献 [4] 中有详细论述,  $du_l/dy$  为气流的剪切速率,  $C_L/C_{L,sa}$  为升力系数之比.

式 (7) 是水平剪切气流中液滴终端沉降速度的通用表达式, 方括号中的第 1 项是考虑重力的影响, 第 2 项是考虑由于流体剪切速率的存在所产生的升力的影响. 假如第 2 项是零, 也就是说忽略升力的修正, 那么该方程就是无限大介质中颗粒的终端沉降速度的表达式. 值得指出的是, 式中阻力系数  $C_{dv}$  在  $1000 \leq Re_p < 35000$  的范围之外也与液滴沉降速度有关. 因此, 对大多数的实际运行条件, 终端沉降速度应通过对局部滑移速度、连续相的局部剪切速率  $du_l/dy$  和升力系数之比  $C_L/C_{L,sa}$ <sup>[1]</sup> 的联立求解得出.

在实际油气输送过程中, 通常 Reynolds 数

$$Re_s = \frac{\rho_l (u_l - u_p) d_p}{\mu_l} \gg 40$$

这时

$$\left( \frac{C_L}{C_{L,sa}} \right) = 0.0524 \left[ \frac{\rho_l \left| \frac{du_l}{dy} \right| d_p^2}{2 \mu_l} \right]^{1/2} \quad (8)$$

于是式 (7) 对油气输送工况可进一步整理为

$$\omega = \left\{ \left[ \frac{4}{3} \frac{(\rho_b - \rho_l) g d_p}{\rho_l} - 0.1525 d_p (u_l - u_p) \left| \frac{du_l}{dy} \right| \right] / C_{dv} \right\}^{1/2} \quad (9)$$

式中 局部剪切速率  $\left| \frac{du_l}{dy} \right|$  可由下式求得

$$\left| \frac{du_l}{dy} \right| = \frac{2.5 u_i^*}{y} \quad (10)$$

式中  $y$  是距离管子底部壁面的垂直距离,  $u_i^*$  是考虑液膜粗糙度影响的摩擦速度

$$u_i^* = \bar{u}_l \sqrt{f_i/2} \quad (11)$$

$f_i$  是液膜表面的摩擦系数, 可用 Kowalski 计算式<sup>[5]</sup>求得

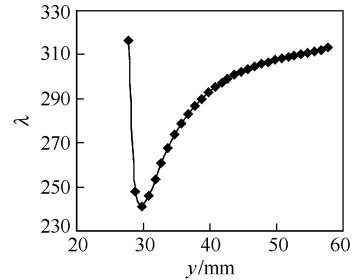
$$f_i = 7.5 \times 10^{-5} h_l^{-0.25} Re_g^{-0.3} Re_l^{0.83} \quad (12)$$

## 2 计算结果与实验数据的比较

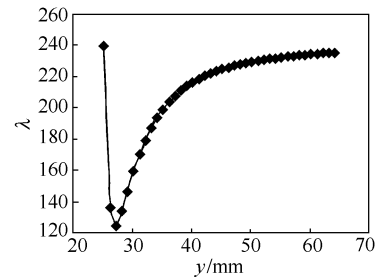
应用式 (9) 对 Tayebi 等<sup>[6]</sup>实验工况下 (水平油气两相流) 的液滴分布衰减系数  $\lambda$  的计算结果示于图 1. 图中  $u_{sg}$ 、 $u_{sl}$  分别是气相和液相的折算速度, 最左边第 1 个点为液膜表面位置处的衰减系数的计算值. 液滴从液膜上产生的初始时刻, 液滴和气相间没有滑移, 因此液膜界面位置处液滴所受升力为零, 这时的终端沉降速度和衰减系数较大 (因为衰减系数正比于终端沉降速度). 随后, 液滴被携带它的流体加速, 但是由于液滴的惯性较大, 液滴速度的增加相对流体速度来说要小, 相对滑移增大, 升力也随之增加, 并在离开液膜表面不远处迅速达到最大值, 因此, 在这一区域中液滴分布的衰减系数开始减小, 并迅速达到最小值 (因为升力越大, 终端沉降速度越小).

此后, 随着局部剪切速率和相对滑移的减小,

升力也随着离开液膜表面距离的增大而迅速减小, 直至在气核中心线处近似为零. 液滴分布的衰减系数则有着与其相反的变化趋势, 而开始逐渐增加.



(a) run G:  $u_{sg} = 5.53 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ,  $u_{sl} = 0.26 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$



(b) run H:  $u_{sg} = 7.00 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ,  $u_{sl} = 0.26 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

Fig. 1 Calculation results of the decay coefficient for reference [6] test runs

表 1 为针对 Tayebi 等<sup>[6]</sup>的实验工况考虑升力修正前后对衰减系数  $\lambda$  的计算结果与实验值的比较.  $\lambda_{ex}$  为衰减系数的实验值,  $\lambda_n$  为不考虑升力作用的衰减系数的计算值,  $\lambda_{av}$  为采用本文计算方法及升力作用的管截面上衰减系数的平均值.

从表 1 可以看到: 考虑升力影响后衰减系数的计算误差从原来的 28.2% 降低到 16.8%, 即计算误差减小到原来的 1/1.68.

Table 1 Comparisons of calculation results of  $\lambda$  with experimental data of reference [6] test runs

Runs	$u_{sg}/\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	$u_{sl}/\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	$\lambda_{ex}$	$\lambda_n$	$(\lambda_n - \lambda_{ex}) \cdot \lambda_{ex}^{-1} / \%$	$\lambda_{av}$	$(\lambda_{av} - \lambda_{ex}) \cdot \lambda_{ex}^{-1} / \%$
A	4.33	0.25	409	420	2.7	397	-2.9
B	5.38	0.25	263	327	24.3	302	14.8
C	6.89	0.25	199	244	22.6	215	8.0
D	7.03	0.26	189	236	24.9	210	11.1
E	3.35	0.26	389	478	22.9	455	17.0
F	4.51	0.26	240	396	65.0	368	53.3
G	5.53	0.26	238	316	32.8	280	17.6
H	7.00	0.26	206	240	16.5	201	-2.4
I	4.50	0.26	258	376	45.7	343	32.9
J	4.50	0.26	252	347	37.7	310	23.0
K	5.50	0.26	230	265	15.2	225	-2.2
average error					28.2		16.8

## 3 结 论

在对水平油气两相分离流中液滴的受力状态进行详细分析的基础上, 通过采用升力对水平剪切气流中液滴终端沉降速度进行修正的方法, 实现了在液滴扩散模型中计及液滴所受升力的作用. 应用本文的计算方法在考虑剪切升力作用后可使水平油气输送条件下液滴分布衰减系数的计算误差大大减小, 从而进一步证明了在油气输送条件下的液滴扩散特性研究中考虑升力影响的必要性.

## 符 号 说 明

$a$ ——向上的液滴恒定流率,  $\text{kg} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{s})^{-1}$

$C$ ——液滴浓度,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

$C_{\text{dv}}$ ——垂直方向上的阻力系数

$C_L$ ——实际升力系数

$C_{L,\text{sa}}$ ——按 Saffman 公式计算所得的升力系数

$d_p$ ——液滴直径,  $\text{m}$

$F_{\text{dv}}$ ——垂直方向上液滴所受阻力,  $\text{N}$

$F_g$ ——液滴所受净重力,  $\text{N}$

$F_l$ ——升力,  $\text{N}$

$g$ ——重力加速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$

$h_l$ ——截面含液率

$R$ ——管子半径,  $\text{m}$

$Re_g, Re_l, Re_p$ ——分别是气体、液体和液滴的 Reynolds 数

$u^*$ ——摩擦速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

$u_t$ ——主流方向上的气相流速,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

$\bar{u}_t$ ——主流方向上连续相的平均速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

$u_i^*$ ——考虑液膜粗糙度影响的摩擦速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

$u_p$ ——液滴在主流方向的速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

$u_{\text{sg}}$ ——折算气速,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

$u_{sl}$ ——折算液速,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

$\omega$ ——终端沉降速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

$y$ ——从管子底部壁面算起的垂直距离,  $\text{mm}$

$\epsilon$ ——漩涡扩散率,  $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$

$\zeta$ ——量纲 1 液滴扩散率

$\lambda$ ——衰减系数,  $\text{m}^{-1}$

$\lambda_{\text{ex}}$ ——衰减系数的实验值,  $\text{m}^{-1}$

$\lambda_n$ ——不考虑升力作用的衰减系数的计算值,  $\text{m}^{-1}$

$\lambda_{\text{av}}$ ——采用本文方法的衰减系数在管截面上的平均值,  $\text{m}^{-1}$

$\mu_t$ ——连续相(气相)的动力黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$

$\rho_t$ ——携带液滴的流体(气相)密度,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

$\rho_p$ ——液滴密度,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

## References

- 1 Wang Shuzhong (王树众), Lin Zonghu (林宗虎), Li Huijun (李慧君). Theoretical Prediction on the Droplet Lift Force in Horizontal Oil/Gas Pipeline. *Chinese Journal of Applied Mechanics* (应用力学学报), 2002, **19** (2): 10—13
- 2 Paras S V, Karabelas A J. Droplet Entrainment and Deposition in Horizontal Annular Flow. *Int. J. Multiphase Flow*, 1991, **17**: 455—468
- 3 Clift R, Grace J R, Weber M E. Bubbles, Drops and Particles. New York: Academic Press, 1978
- 4 Wang Shuzhong (王树众), Li Huijun (李慧君), Zan Yuanfeng (管元峰), Lin Yi (林益), Lin Zonghu (林宗虎). Theoretical Study on the Relative Slip Between Droplet and Its Carrying Fluid for Horizontal Stratified/Atomization Two-phase Flow. *Journal of Xi'an Jiaotong University* (西安交通大学学报), 2003, **37** (3): 310—313
- 5 Kowalski J E. Wall and Interfacial Shear Stress in Stratified Flow in a Horizontal Pipe. *AIChE J.*, 1987, **33**: 274—281
- 6 Tayebi D, Nuland S, Fuchs P. Droplet Transport in Oil/Gas and Water/Gas Flow at High Gas Densities. *Int. J. Multiphase Flow*, 2000, **26**: 741—761