

研究论文

水平管路油气混输模拟技术

李玉星, 唐建峰, 王武昌

(中国石油大学(华东)储运工程系, 山东 东营 257061)

摘要: 以双流体模型为基础, 建立了适用于水平油气混输管路的瞬态数学模型, 并讨论了模型的求解以及分层流的结构方程对计算结果的影响。在大型多相流实验环道上进行了大量的混输瞬变流动过程实验, 利用实验和现场数据对瞬态模型模拟得到的混输管道中的平均持液率、压降以及瞬变过程的入口压力、持液率等流动参数等进行了验证和计算, 结果表明建立的模型可以比较准确地预测油气混输管路中的流动参数。

关键词: 多相流; 瞬变流; 数值模拟

中图分类号: TQ 021.1

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2007) 02-0341-06

Simulation of transient process in multiphase horizontal pipelines

LI Yuxing, TANG Jianfeng, WANG Wuchang

(Department of Storage and Transportation, China University of Petroleum, Dongying 257061, Shandong, China)

Abstract: Based on the two-fluid model, a transient model for the simulation of transient process in multiphase pipelines was developed. The solution of the transient model and the model for stratified flow were discussed. Moreover, a number of experiments including pigging and flow rate changing were conducted on a large multiphase flow loop. The model gave good simulation and accurate predictions for such important parameters as liquid holdup, pressure drop and entrance velocity, which were in agreement with the experimental data, when it was used to simulate the experimental system and real multiphase pipeline.

Key words: multiphase flow; transient process; numerical simulation

引 言

在我国海洋油气田未来几年大开发的背景下, 天然气、凝析油和水多相海底输送管线成为海上油气田开发的一个重要技术难题。目前国内外主要采用稳态模型设计并采用增大安全系数的方法来处理混输管路, 但实际上混输系统中流动总是处于不稳定状态, 因此为经济地设计和运行油气混输管道, 研究混输管道的瞬态特性非常重要。

数值模拟作为一种研究气液混输瞬态问题的重

要方法已经得到了越来越多的重视, 国内外已经有许多学者针对混输管道的数值模拟进行了大量的分析研究, 但是模拟的结果尤其是瞬变过程的模拟还远不够准确。本文以双流体模型为基础, 增加管道温降模型和黑油模型建立了适于水平管路油气混输管路的瞬态模型, 并编制了模拟软件。

1 水力学模型

1.1 水力学基础模型

双流体模型又称为分离流模型, 它分别对气液

2006-02-19 收到初稿, 2006-06-14 收到修改稿。

联系人及第一作者: 李玉星 (1970—), 男, 教授, 博士。

基金项目: 中石油中青年创新基金项目“凝析天然气计量技术研究”的部分成果。

Received date: 2006-02-19.

Corresponding author: Prof. LI Yuxing. E-mail: liyx@mail.hdpu.edu.cn

两相建立连续性方程和动量方程,并考虑了气液相间作用,可用于多种流型,特别是对于分离流(分层流和环状流)具有非常好的效果^[1]。本文从基本守恒定律出发,以双流体模型为基础建立了气液两相流瞬态水力模型。

假设流动是一维的,忽略各参数在截面上分布的不均匀性,忽略紊流脉动产生的应力,假设在计算单元内温度恒定,气相和液相的连续性方程分别为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_g \varphi A) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_g v_g \varphi A) = \Delta m_g \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_l H_l A) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_l v_l H_l A) = \Delta m_l \quad (2)$$

由两相质量守恒可知: $\Delta m_g = -\Delta m_l$ 。对油气两相管线,可利用热力学模型计算得到。

气相和液相的动量守恒方程分别为

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho_g \varphi A v_g) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_g v_g^2 \varphi A) + \frac{\partial}{\partial x}(P \varphi A) \\ = \Delta m_g v_{gi} - \Gamma_{gw} - \Gamma_{gi} - \rho_g g \varphi A \sin \theta \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho_l H_l A v_l) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_l v_l^2 H_l A) + \frac{\partial}{\partial x}(P H_l A) \\ = \Delta m_l v_{li} - \Gamma_{lw} - \Gamma_{li} - \rho_l g H_l A \sin \theta \end{aligned} \quad (4)$$

当 $\Delta m_g > 0$ 时, $v_{li} = v_l$; $\Delta m_g < 0$ 时, $v_{gi} = v_g$ 。为闭合以上方程组,还需要一个气体状态方程

$$\rho_g = \frac{P}{zRT} \quad (5)$$

1.2 温降计算模型

本文从能量平衡微分方程出发,推导了混输管线沿程的温降计算公式,并将这一模型融入双流体基本模型,不仅增加了温降计算功能,而且大大提高了软件的压降计算准确性。能量方程形式为

$$\frac{dq}{dx} = \frac{dH}{dx} + g \sin \theta + V \frac{dV}{dx} \quad (6)$$

1.3 物性模型

通常情况下,油气混输管线的组成很难确切知道,因此本文选用黑油模型计算物性参数,黑油模型的理论目前已经非常成熟,此处不再详细讨论,具体算法参见文献 [2]。

水力学中的气液相间的质量传递可以通过溶解气油比随温度、压力参数的变化计算得到。溶解气油比是油气相对密度、管道压力和温度的函数。管道压力低于液相的泡点压力时,溶解气油比 R_s 随压力上升而增大,达到液体的泡点压力后,气油比保持恒定。

研究表明 Vazquez 计算式结果较为准确,应用的范围广,计算公式为

当 $^{\circ}\text{API} \leq 30$ 时,

$$R_s = \frac{\Delta_g (P^{1.0937}) 10^{11.172y}}{27.64} \quad (7)$$

当 $^{\circ}\text{API} > 30$ 时,

$$R_s = \frac{\Delta_g (P^{1.187}) 10^{10.393y}}{56.06} \quad (8)$$

式中 $y = \frac{^{\circ}\text{API}}{T+460}$; Δ_g 为气体相对密度。

2 模型求解

2.1 模型解法

描述气液瞬态的两相流模型是非线性偏微分方程组,本文通过变量组合改进微分方程组的形式并采用特征线方法求解方程组^[3],通过求解即可以得到在稳定条件下的流动参数,同时也可以得到流动参数随时间的变化。

2.2 边界条件

根据特征线的定义,双曲型方程需要 4 个边界条件,管线入口和出口各需要两个边界条件。一般情况下,气液两相流管线的入口气液流量和出口压力是已知的,需要再增加一个出口边界,本文设定管线出口处截面含气率的梯度为零。

2.3 初始条件

为启动计算,须给定管线各点参数的初始值,可以实验测量,也可以利用稳态计算值,本文根据管线起点的气液流量和终点压力采用两相流统一水力学模型计算。

2.4 本构方程

水动力学闭合定律计算相间滑脱和摩擦项等一般为代数关系式,不同的流型具有不同的计算公式,目前有很多计算公式可以选择,计算公式以及评价参见文献 [4],首先根据流动工况判断流型选择合适的本构方程。

在本构方程中,通过研究发现界面剪应力与界面上波的结构有关,应考虑气液界面的变化特征。

本文以分层流模型为研究对象,讨论界面形状对摩阻系数计算结果的影响。目前分层流主要存在 3 种模型^[5]: FLAT 模型、ARS 模型及 MARS 模型,如图 1 所示。其中 ARS 模型的使用范围局限在持液率小于 0.06,而在分层流条件下,由于管道中气相对液相的携带作用比较强,管道中气液界面更接近于 MARS 模型^[6],因此本文选择 MARS 模型作为分层流的计算模型。

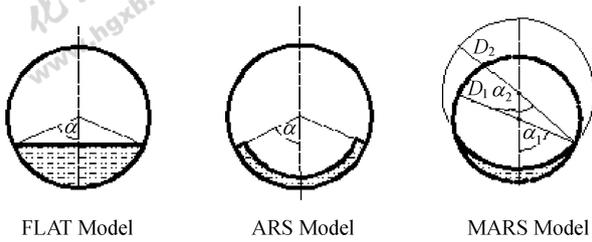


图 1 分层流的 3 种模型

Fig. 1 Three models of stratified flow

3 模型验证及计算讨论

作者在中国石油大学（华东）大型多相流实验环道上进行了大量的油气混输过程瞬变实验^[7]，得到了大量的混输管道中平均持液率、压降以及瞬变过程流动特性等参数的数据^[8]。下面用实验和现场数据对瞬态模型的计算结果进行验证。

3.1 管道平均持液率计算结果验证

采用瞬态模型计算的平均持液率与清管实验得到的平均持液率的比较如图 2 所示。由图可知，本文的瞬态模型可以很好地预测油气混输管道的平均持液率，相对于 FLAT 模型和 ARS 模型，MARS 模型在分层流条件下更接近于管道中实际流动情况。

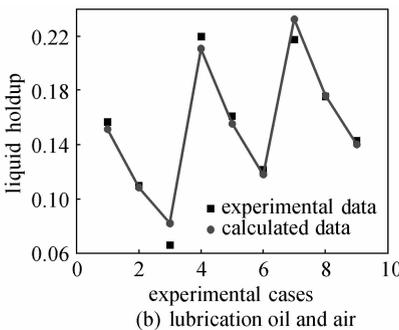
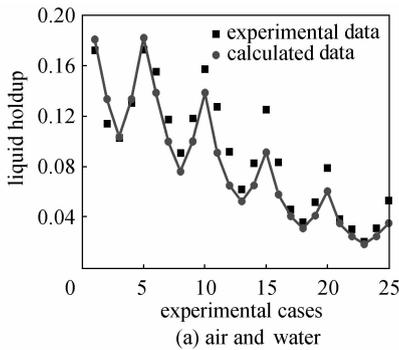


图 2 持液率预测值与测量值的比较
Fig. 2 Comparison between predicted holdup and experimental data

3.2 管道压降计算验证

本文同时选择压降数据对瞬态程序模拟结果进行验证。实验及现场管线的压降与计算压降的比较如表 1 所示。

表 1 压降的预测值与测量值的比较

Table 1 Comparison of pressure drop between predicted and measured data

No.	Gas rate / $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	Liquid rate / $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	Measured pressure drop /kPa	Predicted pressure drop/kPa	Relative error/%
1	250	4	32	29.8	6.88
2	400	4	54	54.1	0.19
3	250	2.7	18	19.6	8.89
4	400	2.7	34	35.1	3.24
5	600	2.7	54	59.1	9.44
6	400	1.5	22.5	24.4	8.44
7	550	1.5	38	40.1	5.53
8	250	0.8	5.5	5.3	3.64
9	400	0.8	16	17.5	9.38
10	600	0.8	37	40.2	8.65
11	250	0.4	3.5	3.3	5.71
12	400	0.4	14	14.1	0.71
13	600	0.4	32	34.2	6.88
14	250	2.7	50	45.6	8.80
15	400	2.7	67	62.7	6.42
16	250	1.5	16	15.1	5.63
17	400	1.5	34	37.5	10.29
18	600	1.5	62	67.5	8.87
19	250	0.8	13	12.3	5.38
20	400	0.8	25	25.2	0.80
21	600	0.8	45	46.7	3.78
22	9166.67	37.92	540	490	9.26

表 1 中前 21 组实验数据为此次实验研究测定的数据，而第 22 组数据为现场管线数据。本文选取的现场管线为胜利油田 CB30 海上平台到海五联的油气水混输管线。管线长 1.1 km，管径 $\phi 325 \times 12$ 。介质参数为：原油的动力黏度， $2.6 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ；原油密度， $824 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ；天然气相对密度，0.9165；含水率，14%。

由表 1 可知，瞬态模拟程序预测的实验和现场管线压降的误差都小于 10%。因此可以认为本文的瞬态模拟程序可以准确地模拟现场管线的流动，能够比较准确地预测管线压降等流动参数，对于现场管线的设计及运营等有很好的指导作用。

3.3 油气混输管路瞬态过程流动参数变化模拟

为了更加深入地分析瞬变过程管道内各流动参数的特性，同时也为了进一步验证瞬态模拟程序，

下面对混输管道的瞬变过程的模拟结果和实验结果进行比较分析。实验工况见表 2。

表 2 实验工况

Table 2 Experimental cases

No.	Gas rate /m ³ · h ⁻¹	Liquid rate /m ³ · h ⁻¹	Experimental type
S1	from 400 to 600	0.4	gas rate increase
S2	form 600 to 400	0.4	gas rate decrease

3.3.1 入口压力变化 由图 3 (a) 可以看出, 气量增加过程程序模拟的瞬变过程和实验瞬变过程非常接近, 尤其是瞬变前后稳态的计算结果与实验结果非常吻合。

存在压力的过增是由于入口气体流量增加, 管道中气体受到压缩, 压力增加。同时气体压力的增加造成对液体的携带作用增大, 有时在管道中出现瞬时段塞, 对段塞的加速会造成压力进一步升高。两种作用的共同结果使得管线中压力出现过增, 即出现瞬时的峰值。

气量减小过程入口实验压力与计算压力的比较如图 3 (b) 所示。与气量增加过程类似, 瞬变前后稳态的计算结果与实验结果吻合得较好, 并出现了压力过降。

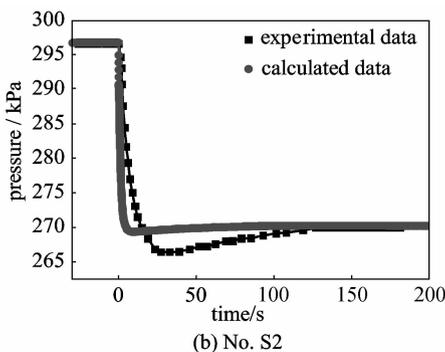
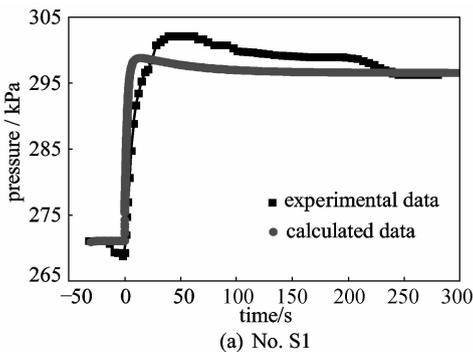


图 3 入口压力预测值与测量值的比较
Fig. 3 Comparison between predicted and measured inlet pressure

3.3.2 截面含气率的变化 图 4 (a) 给出了工况 S1 瞬变过程管线入口、中点以及出口的截面含气率随时间的变化规律。从图中可以看出, 起点的截面含气率上升速度非常快, 而随着距管道入口距离的增加, 截面含气率上升的速度逐渐减慢。管道入口气量增加是一个渐进的过程, 但这一过程速度比较快, 使得入口的截面含气率上升速度非常快, 随着大量进入的气体和携带的液体向下游流动, 沿线各点的截面含气率也随之上升, 由于气液相的速度有限, 使得沿线截面含气率的上升相对于入口来说有一个滞后, 同时由于气相对液相的携带作用增强, 相当于出现水力清管, 管道末端的液量增加, 这种作用抑制了截面含气率的快速增大, 因而管道内下游各点的截面含气率随时间的变化曲线要比上游的平缓。

图 4 (b) 为工况 S2 瞬变过程管线入口、中点以及出口的截面含气率随时间的变化规律, 从图中可以看出, 入口气量减小后, 管道入口的截面含气率即刻下降, 随着空隙波向下游传播, 沿线各点的截面含气率也随之下降, 但是由于气量下降后, 气体对液体的携带作用减小, 管道内会从入口向出口沿线出现瞬时的液体充装, 使得下游的液量减小, 这种作用抑制了截面含气率的快速下降, 使得截面含气率的下降速度沿管线逐渐变慢, 因而管道内下游各点的截面含气率随时间的变化曲线要比上游的平缓。

图 4 (c)、图 4 (d) 给出了两种瞬变工况下截面含气率沿管线的变化。瞬变前, 管道内处于稳态, 沿线压力不断下降, 气体膨胀, 截面含气率沿线增加。瞬变开始后, 受入口气液流量变化的影响, 入口附近的截面含气率开始变化, 这种变化以空隙波的形式不断向下游传播, 使得沿线截面含气率随之发生变化, 并最终达到新的稳定状态。

4 结 论

(1) 以双流体模型为基础, 建立了气液混输管路的瞬态水力学模拟和物性计算模型。并采用特征线法求解该方程, 实验结果与计算结果的对比表明, 在稳态条件下计算结果吻合较好, 管线压降的误差都小于 10%。

(2) 经过对分层流 3 种模型的分析验证认为, 在分层流条件下, MARS 模型最接近实际情况。

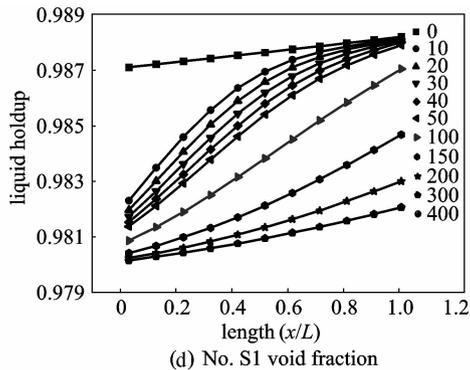
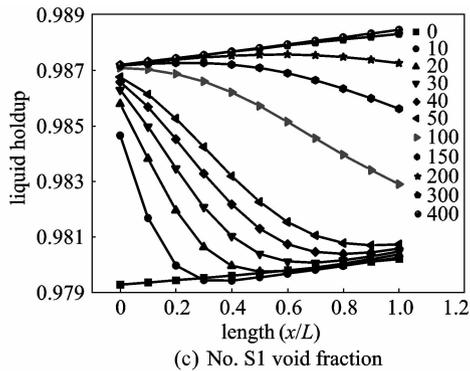
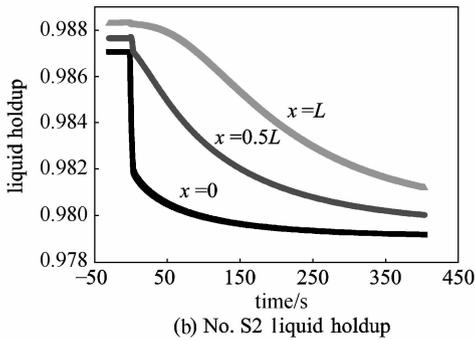
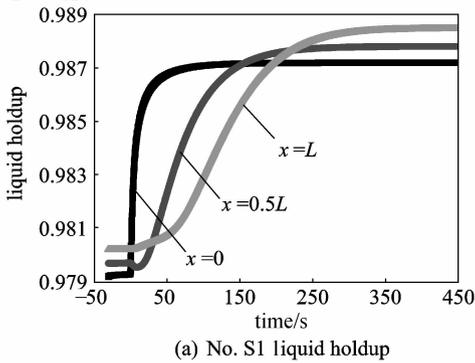


图 4 持液率与含气率随时间变化
Fig. 4 Liquid holdup and void fraction profile with time

态下的流动参数变化规律。

(4) 油气混输管路中入口气体流量增加，管道中会出现压力过增；而入口气体流量减小，会出现压力过降。

符号说明

- A ——截面积, m^3
- D_1 ——管道直径, m
- D_2 ——液面曲率直径, m
- g ——重力加速度, $m \cdot s^{-2}$
- H ——焓, kJ
- H_l ——液塞截面含液率
- L ——管长, km
- P ——压力, Pa
- Δm_g ——气相凝析为液相的质量流量, $kg \cdot s^{-1}$
- R ——气体常数, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$
- T ——热力学温度, K
- t ——时间, s
- v_k —— k 相折算速度, $m \cdot s^{-1}$
- x ——坐标管长, m
- Z ——气体压缩因子
- α_1, α_2 ——分别为 D_1 、 D_2 对应的液面角度, $(^\circ)$
- Γ_k ——剪切应力张量, $N \cdot m^{-2}$
- θ ——管线倾角, $(^\circ)$
- ρ_k —— k 相密度, $kg \cdot m^{-3}$
- φ ——截面含气率, $\%$

下角标

- i ——相界面参数
- k ——气相或液相

References

- [1] Masella J M. Transient simulation of two-phase flows in pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, 1998, **24**: 739-755
- [2] Feng Shuchu (冯叔初). Oil & Gas Gathering and Transportation (油气集输). Beijing: China University of Petroleum Publication, 2002
- [3] Jiang Yanming (江延明). A study on the characteristics of transient gas-liquid flow in pipelines [D]. Dongying: China University of Petroleum, 2003
- [4] Li Yuxing (李玉星), Feng Shuchu (冯叔初). Evaluation of interfacial friction factor prediction correlations for multiphase pipe flow. *Oil & Gas Storage and Transportation (油气储运)*, 1998, **11** (11): 17

(3) 通过实验数据验证，说明建立的瞬态模型可以比较准确地预测油气混输管路中在气液流量瞬

- [5] Badie S, Hale C P, Lawrence C J, Hewitt G F. Pressure gradient and holdup in horizontal two-phase gas-liquid flows with low liquid loading. *International Journal of Multiphase Flow*, 2000, **26**: 1525-1543
- [6] Li Yuxing (李玉星), Feng Shuchu (冯叔初). Simulation of pigging dynamics in two phase flow pipelines. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2004, **55** (2): 271-274
- [7] Wang Wuchang (王武昌), Li Yuxing (李玉星). Average holdup in multiphase pipelines with low loads of liquids. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报) 2005, **56** (6): 1004-1008
- [8] Jiang Yanming (江延明), Li Yuxing (李玉星), Feng Shuchu (冯叔初). Characteristics of flow rate transients in gas liquid flow. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2003, **54** (3): 321-326

更正启事

本刊 2006 年第 8 期《T 形微混合器内的混合特性》一文中，由于作者失误，文中计算公式有误，导致部分数据错误，在此谨作一一更正，并对此深表歉意。

1. 中文摘要第 5 行、英文摘要第 9 行、1887 页左栏第 16 行和右栏第 12 行、结论第 7 行中的 2.7×10^{-4} 应改为 5.0×10^{-4} ；

2. 式 (4) 更正为

$$(V_1 + V_2)[I^-] = V_1[I^-]_0 - \frac{5}{3}(V_1 + V_2)([I_2] + [I_3]) - (V_1 + V_2)[I_3^-]$$

3. 式 (7) 更正为

$$-\frac{5}{3}(V_1 + V_2)[I_2]^2 + (V_1[I^-]_0 - \frac{8}{3}(V_1 + V_2)[I_3^-])[I_2] - (V_1 + V_2)\frac{[I_3^-]}{K_3} = 0$$

4. 式 (8) 更正为

$$X_s = \frac{Y}{Y_{ST}} = \frac{2(V_1 + V_2)([I_2] + [I_3^-])}{V_2[H^+]_0} \frac{6[IO_3^-]_0 + [H_2BO_3^-]_0}{6[IO_3^-]_0}$$

5. 式 (9) 更正为

$$Y = \frac{2(V_1 + V_2)([I_2] + [I_3^-])}{V_2[H^+]_0}$$

6. 图 4、图 6~图 8 分别更正如下

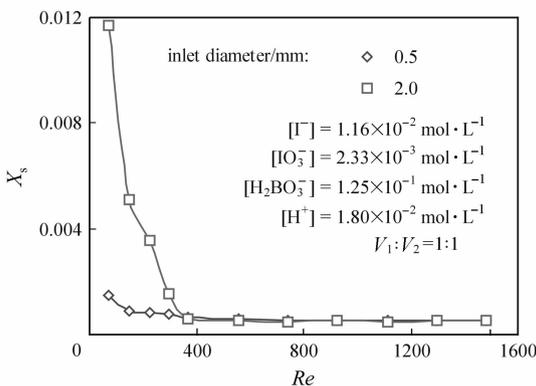


图 4

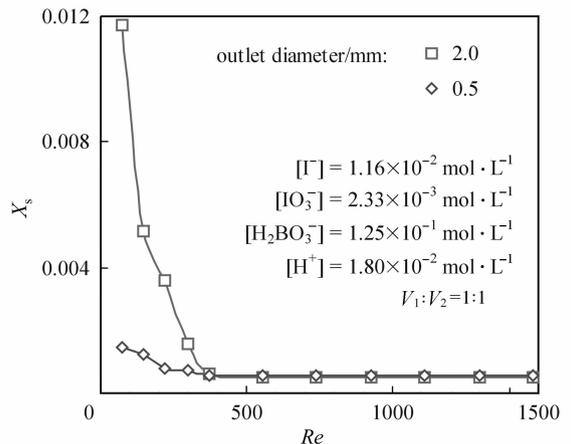


图 6