

[研究·设计]

DOI:10.3969/j.issn.1005-2895.2016.02.004

LNG 绕管式换热器管内压降和传热的数值模拟

李淑恒, 李庆生, 刘 博

(南京工业大学 机械与动力工程学院, 江苏 南京 211816)

摘 要:针对目前 LNG 绕管式换热器在设计时存在管内低温传热的不确定性,采用 FLUENT 软件分析了大螺距螺旋管在湍流状态下管内的压降和冷却传热特征。研究中分别采用 4.8 MPa 的气态甲烷和液态甲烷为介质,探讨了螺旋管结构、雷诺数 Re 、普朗特数 Pr 对压降和努塞尔数 Nu 的影响。结果表明:管径、缠绕直径、 Re 及 Pr 对压降和 Nu 的影响较大;螺距对传热和压降影响较小,可忽略不计。并将模拟值与 Jayakumar 等半经验值做对比,结果趋势一致。最后拟合出适用于 LNG 低温冷却状态下的 Nu 公式,为 LNG 绕管式换热器的工艺计算提供一定的依据。

关 键 词:换热器;LNG 绕管式换热器;甲烷;湍流;FLUENT 软件

中图分类号:TK172

文献标志码:A

文章编号:1005-2895(2016)02-0015-06

Numerical Simulation of Pressure Drop and Heat Transfer inside Tube of LNG Coil-Wound Heat Exchanger

LI Shuheng, LI Qingsheng, LIU Bo

(School of Mechanical and Power Engineering, Nanjing Tech University, Nanjing 211816, China)

Abstract: In the view of the uncertainty of the low temperature heat transfer in the tube for the design of LNG coil-wound heat exchanger, the pressure drop and heat transfer characteristics inside tube of large pitch's spiral under turbulent flow were analyzed by FLUENT software. Gaseous methane and liquid methane of 4.8 MPa were used as the medium, and the effects of spiral tube's structure, Re and Pr on the pressure drop and Nu were analyzed. The results show that the effects of tube diameter, winding diameter, Re and Pr on the pressure drop and Nu are relatively larger, and the effect of pitch on the pressure drop and Nu is smaller which can be negligible. The simulation results were compared with the results of Jayakumar etc., and the trend had no difference. The Nu formula suitable for LNG under cryogenic cooling condition was proposed, and it provided the accordance with the technology calculation of the LNG coil-wound heat exchanger.

Key words: heat exchanger; LNG coil-wound heat exchanger; methane; turbulent; FLUENT software

随着人们对清洁能源的需求日增,液化天然气(LNG)的利用得到迅猛发展。在 LNG 工艺流程中,换热器的选用尤为重要。在选用 LNG 的主低温换热器时,绕管式换热器由于结构紧凑、抗高压、传热效率高及可实现多股流传热等众多优点而成为首选。在绕管式换热器中,换热管按许多层螺旋缠绕在中心筒上,并集中在换热器的两端的管板上,各层换热管以相对方向缠绕并以相同厚度的垫板隔开,见图 1。LNG 绕管

式换热器的设计,尤其多股流 LNG 绕管式换热器还没有形成规范,且国内有能力设计的单位更是屈指可数。而 LNG 绕管式换热器管内介质在低温高压条件下的物性不确定性,更增加了设计的难度。为了掌握这种换热器的可靠设计计算方法,需对该换热器管内的传热与压降特征进行实验和模拟。

Seban 等^[1]实验分析了水在螺旋管内层流和湍流状态下的传热特征。并给出相应的努塞尔数 Nu 公

收稿日期:2015-10-12;修回日期:2015-12-18

基金项目:江苏省自然科学基金“LNG 用缠绕管式换热器设计”(NO. 2014-ZBZZ-013)。

作者简介:李淑恒(1990),男,河北邯郸人,硕士,主要研究方向为 LNG 绕管式换热器的设计及强度分析。E-mail:1216329578@qq.com

式,适用于:雷诺数 Re 为 6 000 ~ 65 500, 普朗特数 Pr 为 2.9 ~ 5.7。

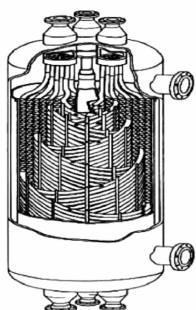


图1 LNG 绕管式换热器结构

Figure 1 Structure of LNG coil-wound heat exchanger

Roger 等^[2]实验研究了螺旋管内的对流传热和摩擦系数,管内介质为水,并通过蒸气加热。拟合的 Nu 公式适用于: Re 为 10 000 ~ 100 000, Pr 为 7。

Mori 等^[3-4]通过理论和实验 2 种方法研究了在定热通量边界条件下弯管内的湍流传热。介质为空气,没有考虑温度引起的物性变化。后又对相同的模型以定壁温为边界条件研究其传热,发现由于弯曲产生的二次流对 Nu 影响很大。文献[3-4]作者拟合的公式同时适用于定热通量和定壁温边界条件。

Jayakumar 等^[5]考虑了绕管式换热器在液-液之间的传热特征,并建立相关试验,把试验结果和数值模拟结果(FLUENT)作比较。采用水作为介质,分析了物性对缠绕管 CFD 模型的传热影响,发现物性默认值计算得到的结果明显不同于实际物性得出的结果。同时分析了定壁温、定热通量、定对流系数 3 种边界条件对缠绕管 CFD 模型的传热影响,结果发现影响较小,最后拟合出的 Nu 公式适用于 De 为 2 000 ~ 12 000, Pr 为 1 ~ 3.5。

Jayakumar 等^[6]通过 FLUENT 数值模拟(分恒壁温和恒热通量 2 种情况)分析了水在螺旋管中的湍流流动与传热,并研究了局部努塞尔数 Nu 在管壁圆周和管长上的变化,以及流体沿螺旋管的运动轨迹。拟合出的公式适用于 Re 为 14 000 ~ 70 000, Pr 为 3 ~ 5。

以上的研究所用的介质基本上为常压下受热的水,所用的 Pr 和 Re 范围各异,且所用的螺旋管的螺距为零或较小,故这些研究只适用于特定的传热模型,并不适用于 LNG 绕管式换热器。另外,天然气组分中绝大多数为甲烷,其物性与甲烷物性相似。故针对 LNG 绕管式换热器,通过 FLUENT 软件分析甲烷在大螺距螺旋管中湍流流动下的压降和冷却传热特征。甲烷按

进入管内的温度分气态、液态 2 种。分析几何结构、 Re 和 Pr 对压降和 Nu 的影响,并把模拟结果与现有半经验公式做比较。最后拟合出适用于 LNG 低温冷却状态下的螺旋管内 Nu 公式,为 LNG 绕管式换热器的工艺计算提供依据。

1 LNG 螺旋管的特征

图 2 为螺旋管的几何简图。 d 为螺旋管的直径; D 为管子围着中心筒螺旋缠绕的直径,即缠绕直径; α 为螺旋角; H 为管子按一定螺旋角缠绕一圈后上升的高度,简称螺距。

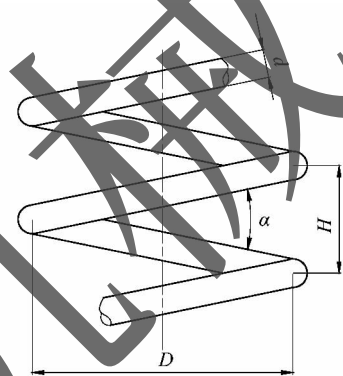


图2 螺旋管的几何简图

Figure 2 Geometric sketch of spiral tube

流体在螺旋管中的流动不同于直管,具有显著的二次流现象。二次流是因为流体在弯曲管道中流动时受到离心力的作用产生的。由于二次流的影响,螺旋管中的流体流动与传热变得更加复杂。在螺旋管中,缠绕直径影响到离心力的大小,也就影响到二次流的强度。而螺距对运动流体产生旋转载力,增大二次流的复杂程度。迪恩数 De 是用于表征二次流的强度,是 Dean^[7-8] 在研究流体在弯管中流动时发现二次流的存在所提出来的。迪恩数 De 公式表达如下:

$$De = Re \sqrt{d_i/D} \quad (1)$$

式中: Re 为雷诺数; De 为迪恩数; d_i 为管子内径; D 为缠绕直径。

另外,用于界定管内流体从层流到湍流的参数为临界雷诺数 Re_{cr} ,这里选用 Schmidt^[9] 中提到的公式,如下:

$$Re_{cr} = 2\,300 [1 + 8.6(d_i/D)^{0.45}] \quad (2)$$

2 数值模拟

2.1 模型建立及参数设置

LNG 绕管式换热器的换热管外径一般为 10 ~ 20 mm,并且为了保证管内流体流动均匀,所有管子长度保持一致。用于模拟螺旋管的结构尺寸见表 1,共分 7

个模型,管长统一设为 1 500 mm。管 1、管 2 和管 3 的缠绕直径和螺距相同,而管径不同;管 2、管 4 和管 5 的管径与螺距相同,而缠绕直径不同;管 4、管 6 和管 7 的管径和缠绕直径相同,而螺距不同。

利用 ANSYS 12.0 软件包中的 FLUENT 进行三维数值模拟;采用 Realizable κ - ε 湍流模型用于螺旋管的传热计算。依据 Youngkove 和 Ely^[10] 所著的物性手册,介质选用分段线性函数法输入真实的物性值;同时考虑重力对结果的影响。介质在螺旋管内从下往上流动。管子进口为速度进口边界,出口为压力出口边界,管壁为定热通量的绝热壁面。压力-速度耦合使用 SIMPLEC 算法,差分格式采用二阶迎风,计算残差设定为 1E-5。

表 1 结构参数

Table 1 Structure parameter

管号	管径 d/mm	缠绕直径 D/mm	螺距 H/mm
1	12	200	100
2	15	200	100
3	18	200	100
4	15	300	100
5	15	400	100
6	15	300	80
7	15	300	120

螺旋管内流体分别为高压气态甲烷和液态甲烷,每种相态又分 2 种温度工况。气态甲烷进口速度为 0.50,0.75,1.00,1.25,1.50,1.75,2.00,2.25,2.50,2.75 m/s;液态甲烷进口速度为 0.50,0.75,1.00,1.25,1.50,1.75,2.00,2.25 m/s。共进行 252 组模拟计算,操作条件见表 2。

表 2 操作条件

Table 2 Operational condition

状态	进口温度 T/K	管内压力 p/MPa	热通量 $q/(\text{W} \cdot \text{m}^{-2})$
气态	300	4.8	-2 000
	260		
液态	190	4.8	-8 000
	150		

2.2 网格划分及无关性验证

采用 ANSYS ICEM CFD 软件对物理模型进行网格划分。基于模型曲率比较大,采用 O 型结构化网格,进而在导入 FLUENT 前转化为非结构网格。为了得出精确的计算结果,在划分 Block 时,沿管长均匀划分 50 份,管壁面处设置较细的边界层,边界层起始间距为 0.1,比率为 1.2,边界层为 10 层。

为了考察网格疏密程度对数值求解的影响以及确定网格划分方案,特以管 2 中的一组实验数据作为依据,进行模拟计算。图 3 为 3 种网格划分方案,从左往右网格密度依次加深。

由表 3 可知,3 种网格划分方案对数值求解结果影响并不明显,综合考虑网格质量、计算收敛时间及结果误差后,采用方案 II 作为管 2 的最终网格划分方案。

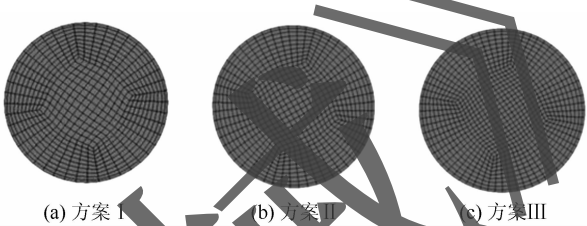


图 3 管 2 横截面的网格划分方案

Figure 3 Grid division scheme of cross section of tube 2

表 3 网格无关性验证数据

Table 3 Independent validation data of grid

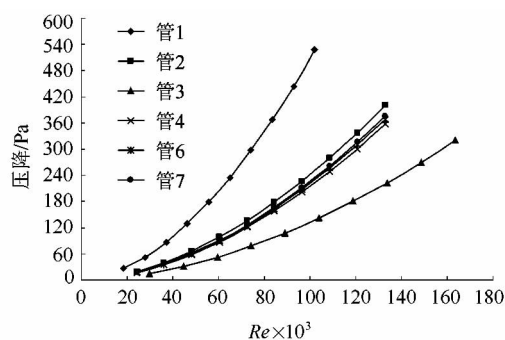
网格划分方案	压降/ Pa	Nu
I	289.06	442.76
II	291.93	443.82
III	292.24	445.47

3 结果分析

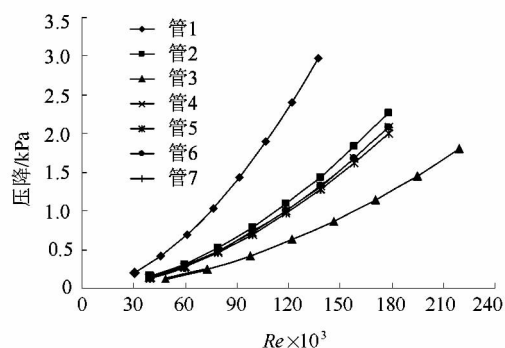
3.1 对压降的影响

湍流流动中,螺旋管内的压降主要由管内流体的流动特征和黏度造成。气态甲烷($Pr = 0.862$)、液态甲烷($Pr = 1.69$)在各螺旋管中不同 Re 下的压降变化如图 4(a)、(b)所示。从图 4 可看出,压降随着 Re 的增大而增大,说明管内流体的湍流程度越大,所造成的管内压力损失越大。对于管 1、管 2 和管 3,管径越小,压降曲线斜率越大,即管径越小,管内压降越大。对于管 2、管 4 和管 5,缠绕直径越小,压降曲线斜率反而越大,说明管内压降随缠绕直径的增大而减小。这主要是因为缠绕直径越小,螺旋管的弯曲程度越大,而急剧的弯曲会使管内阻力大增。对于管 4、管 6 和管 7,随着螺距的增长,压降几乎没有变化。同时,当 Re 较小时,各管内的压降相近,这说明当管内流体流动湍流程度较小时,螺旋管结构的差异对管内的压降影响不大。

图 5(a)、(b)分别为气态甲烷和液态甲烷在螺旋管 2 中不同 Pr 下压降随 Re 的变化。从图 5 中可看出,甲烷在气态时, Pr 越大,压降越小;甲烷在液态时, Pr 越大,压降反而越大。这主要是因为气体的黏度



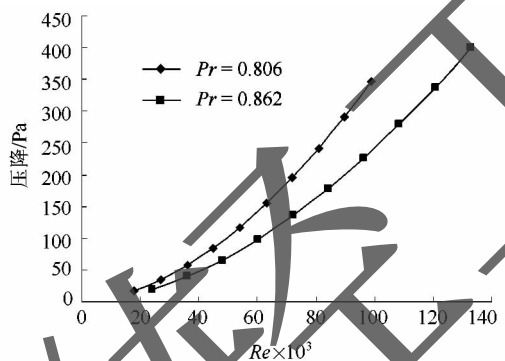
(a) 气态甲烷在不同螺旋管下的压降值



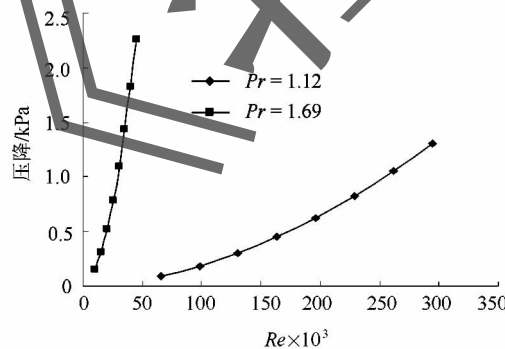
(b) 液态甲烷在不同螺旋管下的压降值

图4 不同螺旋管下的压降值

Figure 4 Pressure drop of different spiral tube



(a) 气态甲烷在不同Pr下的压降值



(b) 液态甲烷在不同Pr下的压降值

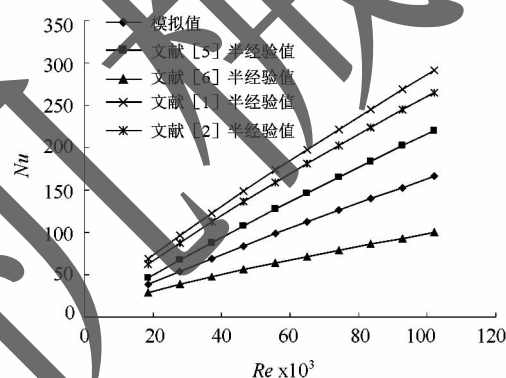
图5 不同Pr下的压降值

Figure 5 Pressure drop of different Pr

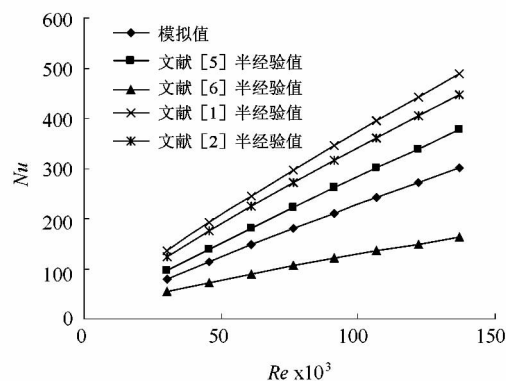
随温度的升高而增大,而液体的黏度则随温度升高而减小。同时可看出在低温高压环境下,螺旋管内流经液态甲烷时,压降变化更大。

3.2 对传热的影响

以管1结构参数作为模型计算,模拟结果与Seban, Roger, 和 Jayakumar 等拟合的半经验公式值对比,比较结果如图6(a)、(b)所示。从图6中可看出,模拟结果与半经验公式值总体趋势是一致的, Nu 随着 Re 的增大而增大。模拟结果介于文献[5]和文献[6]介绍的数值之间。当 Re 较小时,几个结果之间相差较小,随着 Re 的增大,他们之间的差值在不断扩大,这也证明了已有的 Nu 公式只适用于特定的模型。



(a) 气态甲烷模拟值与半经验值对比



(b) 液态甲烷模拟值与半经验值对比

图6 模拟值与半经验值的对比

Figure 6 Comparison between simulated values and semi empirical values

图7(a)、(b)分别表示气态甲烷($Pr = 0.862$)、液态甲烷($Pr = 1.69$)在各螺旋管中 Nu 随 Re 的变化。从图7可看出,当 Pr 一定时,随着 Re 的增加, Nu 也随之增加,说明管内湍流程度越强,传热效果越好。对于管1、管2和管3,当管径越大, Nu 越大。原因在于3根管子长度相同,那么管径越大,传热面积就越大,也就提高了传热效率。对于管2、管4和管5,缠绕直径

越大, Nu 反而越小, 原因在于随着缠绕直径的增大, 管内流体所受离心力越小, 导致管内的二次流强度减弱, 使得传热效果下降。对于管 4、管 6 和管 7, 随着螺距的增长, Nu 几乎没有变化。

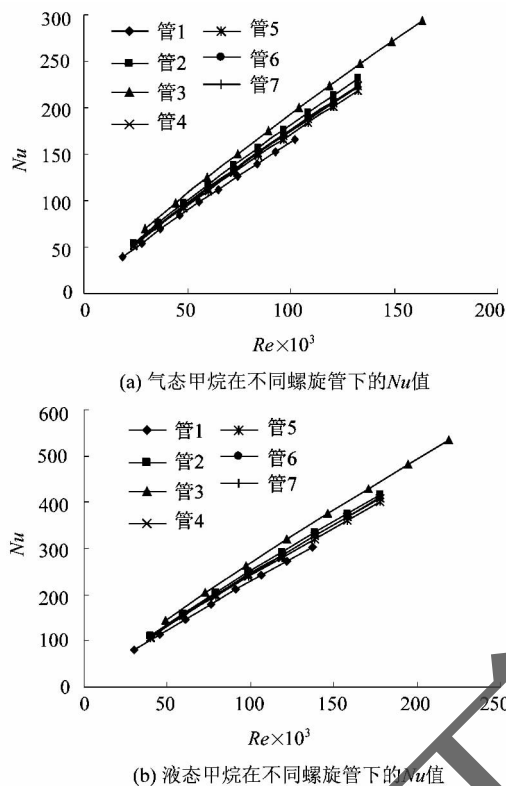


图 7 不同螺旋管下的 Nu 值
Figure 7 Nu of different spiral tube

图 8(a)、(b) 分别为气态甲烷和液态甲烷在螺旋管 2 中不同 Pr 下压降随 Re 的变化图。可看出, 在相同的 Re 下, Pr 越大, Nu 越大。随着 Re 的增大, 气态甲烷在不同 Pr 下的 Nu 变化相对液态甲烷变化较小。

3.3 Nu 公式的拟合

决定 Nu 大小的因素主要包括 Pr , Re , 管径和缠绕直径。而根据公式(1), De 包含了 Re 、管径和缠绕直径, 那么 Nu 的估测公式可设定为:

$$Nu = mDe^n Pr^{0.33} \quad (3)$$

式中: m, n 为常量。

综合所有的模拟数据, 利用 STATISTICA 软件进行多元非线性回归分析, 拟合出 2 组公式, 且误差在 10% 以内:

$$Nu = 0.061De^{0.8} Pr^{0.33} \quad (4)$$

适用于: $0.806 < Pr < 0.862, 3\,000 < De < 46\,200$ 。

$$Nu = 1.092De^{0.51} Pr^{0.33} \quad (5)$$

适用于: $1.12 < Pr < 1.69, 6\,800 < De < 102\,000$ 。

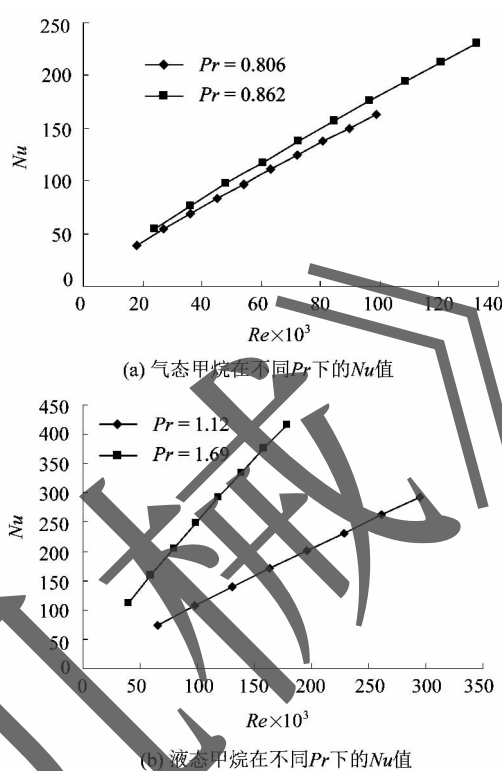


图 8 不同 Pr 下的 Nu 值
Figure 8 Nu of different Pr

4 结语

针对 LNG 绕管式换热器管内的低温高压传热, 利用 FLUENT 软件分析了气态甲烷和液态甲烷在大螺距螺旋管内湍流流动下的冷却传热与压降。主要结论如下:

1) 当螺旋管结构一定时, 压降和 Nu 随 Re 的增大而增大。在同等管长的条件下, 螺旋管管径越大, 传热效果越好, 且管内阻力损失越小。缠绕直径越小, 越有利于传热, 不过压降也随之变大。螺距的变化对传热与压降的影响不大, 可忽略不计。

2) 甲烷在气态时, Pr 越大, 压降越小, Nu 越大; 甲烷在液态时, Pr 越大, 压降和 Nu 越大。

3) 将模拟结果与已有的 Nu 公式对比, 发现总体趋势一致。最后拟合出 2 个 Nu 公式, 为今后 LNG 绕管式换热器的工艺计算提供参考。

参考文献:

- [1] SEBAN R A, MCLAUGHLIN E F. Heat transfer in tuber coils with laminar and turbulent flow [J]. International journal of heat and mass transfer, 1963, 6(5): 387 - 395.
- [2] ROGERS G F C, MAYHEW Y R. Heat transfer and pressure loss in helically coiled tubes with turbulent flow [J]. International journal of heat and mass transfer, 1964, 7(11): 1207 - 1216.

(下转第 29 页)