文章编号:100021735(2005)0420414204

流路理论在管壳式换热器中的应用

杨 伟
(辽宁工程技术大学 土木工程学院,辽宁 阜新 123000)

摘 要:为了节省能源,提高管壳式换热器的热交换效率,采用流路理论分析了强化传热管壳式换热器管程的流量和流速规律,壳程的实际换热面积.分析结果显示均匀分配介质在管程和壳程内流量能有效同时提高管程和壳程的换热面积,达到换热面积的合理匹配,提高总传热系数.通过试验测试表明总传热系数均高于普通换热器的总传热系数,达到了节省能源的目的.

关键词:流路;管程;壳程;总传热系数
中图分类号:TB657.5 **文献标识码**:A

管壳式换热器[1]是以换热管作为传热元件进行能量转换的一种热交换设备,它的结构简单、适用性强,更适合于高压、高温下能量转换的特点.为了节约能源,需要采取措施提高管壳式换热器的传热效率.

近 30 年来,我国许多学者在强化传热[2]方面作了大量研究工作,并积极地将各种强化传热技术应用于管壳式换热器.但普遍存在的一个共同问题是注重换热管表面处理,在传热获得强化的同时,流动阻力也相应增加,而且增加的更多(流动阻力与局部阻力系数成正比);另一个问题没有对管壳式换热器整个流场"死区"[3]部分进行强化传热研究,使得管壳式换热器在壳程内存在大量"死区"."死区"占用了有效传热面积,从而影响传热效率;第三个问题没有考虑管程内介质流量是均匀性.

如果减少壳程内流场"死区"范围,均匀分配管程内介质流量,再加上换热管的强化传热技术势必提高管壳式换热器传热效率,尤其是强化传热技术缺乏创新的时候更具有价值.

1 普通管壳式换热器的结构形式

普通管壳式换热器由换热管组成管束,管束的表面构成换热器的传热面,换热管两端固定在管板上,管板与壳体连接在一起.在壳体内间隔安装一定数量的折流板.壳体的两端设有管箱,在管箱和壳体上设有流体的进出口.一种流体从一侧管箱流入换热管内,从另一侧管箱流出,称为壳程;另一种流体从筒体上的接管流入筒体,从另一侧筒体上的接管流出,称为管程.按管程和壳程的布置方式可分为多种形式的管壳式换热器.

2 介质的不均匀分配

2.1 介质的不均匀分配与换热器性能的关系

在换热器设计中如果管箱尺寸足够大,换热管数量较少,都是假定介质沿管程是均匀分配的.实际上,如果减小管箱尺寸、换热管数量较多,形成管束效应,各个换热管内的介质流速和流量是不均匀的.均匀分配只是一个理想工况,介质的不均匀分配使换热器效率降低,压降加大.

2.2 管程内介质的分布

按照美国传热公司(HTRI)流路理论,管程内的流体(介质)是通过一侧接管流入管箱,沿着 A、B、C、D 等几个流路流入换热管内,从另一侧管箱、接管流出,如图 1.

这些流路理想为具有摩擦因子的管道,利用经典的管网分析技术来解决每个流路的流量分配.假定管程流体被分成 A、B、C、D 四个流路(换热器具有对称性只分析一部分),各流路的分析结果如下:

收稿日期:2005207214
作者简介:杨伟(19652),男,辽宁阜新人,辽宁工程技术大学高级工程师.

© 1994-2010 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

A 流路(流量为 Q_A) :它是经过管箱直接流入换热管,该流路相对管束轴线是平行流路,是流动线路最短的流路.流速追高、流量最大,换热效率也是最大的,是最优流路.

B、C 流路(流量为 Q_B、Q_C) :它在管箱内经过曲线流入换热管,C 流路流动线路比 B 流路长、B 流路比 A 流路长.这一流路流通面积很大,单根换热量仅次于 A 流路,由于换热管数量多构成了换热器中主要换热部位.

D 流路(流量为 Q_D) :它是经过管箱最外边缘进入换热管的流路,是流动线路最长、流动速度最慢、单根换热量最小的流路.

上述 4 个流路流量之和必等于总流量,即:

$$Q = Q_A + Q_B + Q_C + Q_D$$

由于换热管数量较多、计算复杂,也可进行实测管内介质流速来计算管内介质流量.通过实测可以看出换热管内介质流量是不相同的(管程介质流量分布图见图 2),符合理论分析结果.

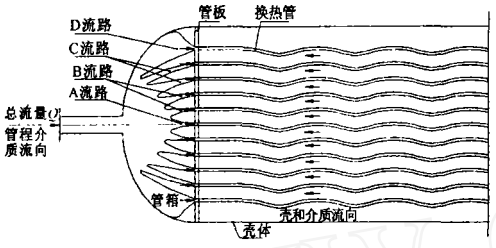

图 1　管程流路

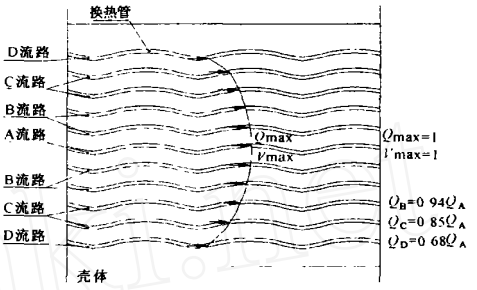

图 2　管程流路流量分布图

从图中可以看出:A 流路流速最快、阻力最小、流量最大,相应热量多、热量传递多;D 流路流速慢、阻力最大、流量小,传递的热量少.这样 A、B、C、D 各流路间就形成了温差,即温度梯度.温度低的流路比温度高的流路传递热量少,热传递效率低.为了提高整个换热器的传热效率,就要充分发挥各个流路的作用,提高各个流路的传热效率,

平衡各流路间的流量,能达到提高整个换热器的传热效率目的.就要使各流路的流量平衡,就要使各流路的流速相近、流阻相近.D 流路流阻大,不需增加流阻,使 A、B、C 流路流阻等于 D 流路流阻就平衡各流路间的流量和热量,使换热管内表面达到热量的最佳匹配.增加流阻的方法为在 A、B、C 三个流路加上螺旋流阻片,螺旋流阻片采用 2 mm 厚钢板(材质同换热管 0Cr18Ni9)加工制作,螺旋流阻片具体尺寸如图 3.在换热管安装完毕螺旋流阻片与换热管点焊在一起.

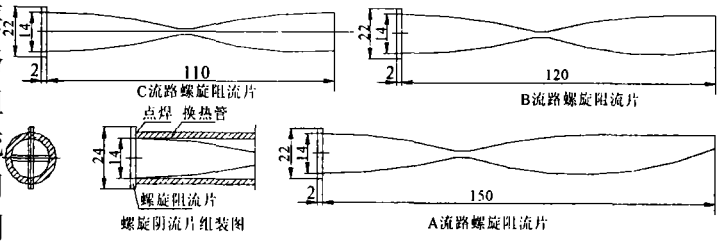

图 3　螺旋阻流片

2.3　壳程介质的分布

普通管壳式换热器在壳程内采用单弓形折流板.介质从壳程的一端流入壳程(与管程内介质成逆流流动),经过几个折流板来改变介质的流向,使介质以一定角度流过换热管,然后从壳程的另一侧流出.介质在折流板附近离圆缺较远的区域和进出口管板附近流道较远处形成相对静止区和滞留区(通称死区),而真正起到高效传热的强制湍流区域是有限的.

根据华南理工大学华南所及文献报道的单弓形折流板的流线图[4] (如图 4),由图可见在弓形折流板的背面以及正面转角处存在相对传热"死区"为 17 %,Re 愈小,死区愈大.

相对传热死区的数量随折流板的增多而增大,如果取消折流板,每台换热器相对传热死区降低为四个,可提高传热效率 15 %以上.换热管可做成螺旋盘管形式使介质以 45°相对角度流过换热管,这时管

© 1994-2010 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved.　http://www.cnki.net

程内介质的流线图改变为图 5 所示.

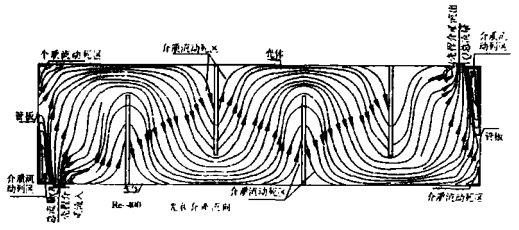

图 4 管程内介质流线图

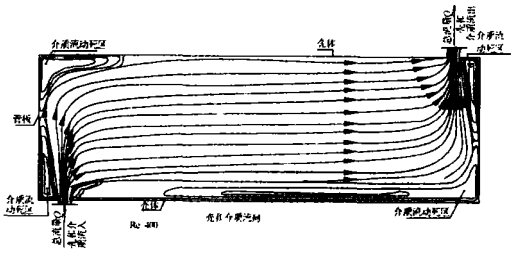

图 5 管程内介质流线图

从图中可以看出,取消折流板后壳程内介质流动由垂直于壳程主轴线的横向流改变为平行于壳程主轴线的纵向流.纵向流与横向流相比主要有以下几方面优点:(1)壳程内的介质纵向流具有压降低.当有折流板时,流体绕过折流板弓形缺口时具有较大的压力损失.取消折流板后,流体仅发生流过换热管表面的摩擦压力损失,压力损失值与管程内压力损失值接近.由于压差小,换热器可以在低压下工作,这样就提高了换热器正常工作的安全度;同时压差小,也可使换热器运行费用降低.(2)介质纵向流动能够在壳程内合理分配介质,提高传热效率.取消折流板后,折流板所造成的在管板附近流道较远处的相对静止区和滞留区同时消除,进而用高效传热的强制湍流区域所代替,增大了壳程的有效传热面积.取消折流板后,"死区"并没有完全消除,壳程出入口处仍各有两个"死区",但总的传热面积已提高到 85 %,可提高传热效率 15 %以上.(3)介质纵向流动使换热管仅在纵向发生振动并能除垢.壳程内介质的纵向流动使换热管纵向受力.由于管程和壳程内介质呈逆流流动,管程内作用到换热管上的力与壳程作用到换热管上的力是相反的,互相抵消.仅在换热器开始工作和结束工作时,由于换热管受力不平衡引起换热管的宏观变形,并去除污垢.污垢去除后从换热器流出,为防止污垢进入管道,宜在管程和壳程出口处增设除污器以存放污垢.(4)换热管采用螺旋盘管形式布置与直管相比,螺旋盘管采用更长的管子,增大换热面积.

3 试验测试及计算

从以上的理论分析可知采用这种方法能有效提高传热效率,传热效率的提高用总传热系数 k 表示,但这种传热效率的提高还需要试验来证明.对流量均匀强化传热管壳式换热器进行测试,换热器测试点位置如图 6.

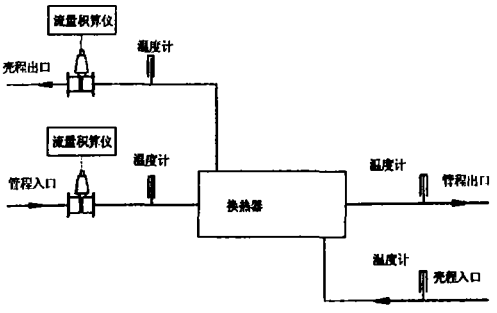

图 6 换热器测试点位置

测试结果如表 1.

表 1 水2水换热测试结果

工 况	1	2	3	4	5
一次水进口温度/ ℃	95.0	90.0	85.0	85.0	80.0
一次水出口温度/ ℃	75.6	71.5	70.5	73.6	66.6
一次水流量/ (t ·h^{-1})	0.110	0.130	0.119	0.245	0.360
一次水流速/ (m ·s^{-1})	1.42	1.87	1.56	3.24	4.74
二次水进口温度/ ℃	60.0	57.0	53.0	57.0	50.0
二次水出口温度/ ℃	81.0	79.0	71.0	73.0	56.6
二次水流量/ (t ·h^{-1})	0.076	0.110	0.101	0.187	0.302
二次水流速/ (m ·s^{-1})	0.60	0.70	0.63	1.17	1.89

3.1 对数平均温差计算

根据对数平均温差公式对表 1 数据进行计算,计算结果列入表 2.

© 1994-2010 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

表 2　对数温差计算结果

工　况	1	2	3	4	5
较小的温度差 Δt_1/ ℃	14.00	11.00	14.00	12.00	14.40
较大的温度差 Δt_2/ ℃	15.60	14.50	17.50	16.60	16.60
对数平均温度差 Δt_m/ ℃	16.79	12.67	13.40	14.18	15.47

3.2　换热面积计算

本系列换热面积的计算方法　按照椭圆管外表面面积计算. 计算公式为:

$$A = \pi \times d_1 n(l - 0.03 + n_i d_a)$$

本设备中换热管规格为 19 mm ×2 mm,换热管长度 1.2 m,换热管数量 430 根,换热管螺旋次数 8 次,换热管螺旋盘管中径 0.1 m,换热面积计算为:

$$A = 3.14 \times 19 \times 430 \times (1.2 - 0.03 + 8 \times 0.1) = 50.54\ \mathrm{m}^2$$

3.3　总传热系数 k 的计算

根据公式 $k = \dfrac{Q}{A\Delta t_m}$,计算出总传热系数 k 的计算结果如表 3.

表 3　总传热系数 k 的计算结果

工　况	1	2	3	4	5
单位时间传热量/ W	2 373.7	2 763.1	2 099.5	3 483.3	5 500.2
总传热系数/ W ·(m^2 ·℃)$^{-1}$	2 797.0	4 315.2	3 089.9	4 861.9	7 034.8

以上 5 种工况的总传热系数 k 均高于普通换热器的总传热系数 k(普通换热器的总传热系数为 850 ～1 700[5]).

介质在管程和壳程的流体流动直接影响到换热器的传递效率,均匀分配介质在管程和壳程内流量能有效同时提高管程和壳程的换热面积,达到换热面积的合理匹配,提高热传导效率. 这种流体的均匀分配还仅限于液体介质的对流传热,对冷凝和沸腾传热还不适用. 但与传统的管壳式换热器相比,它有以下优点:(1) 换热器可以在低压下运行,保证压力容器产品的安全可靠性,同时运行费用低;(2) 提高了换热效率并能自动除垢;(3) 取消了折流板,节省了折流板的制造成本;减小了换热器的体积和金属消耗量,降低了制造成本.

参考文献:

[1] 中华人民共和国国家标准管壳式换热器 GB151212999[S]. 北京:中国标准出版社,2000.
[2] 钱颂文,岑汉钊,江南,等. 换热器管束流体力学与传热[M]. 北京:中国石化出版社, 2000.
[3] 过增元,黄素逸. 场协同原理与强化传热新技术[M]. 北京:中国电力出版社, 2004.
[4] 钱颂文. 换热器设计手册[M]. 北京:化学工业出版社,2002.
[5] 连之伟. 热质交换原理与设备[M]. 北京:中国建筑工业出版社,2004.

The Application of Floating Route in Shell2and2tube Thermal Exchanger

YANG Wei
(College of Civil Architecture Engineering of Liaoning Technical University ,Fuxin 123000 ,China)

Abstract: For the aim of saving energy and increasing the efficiency of thermal exchange of shell2and2tube thermal exchanger, this article with floating route theory analyses the flow of tube route, velocity law and the real thermal exchange area of the route. The result shows that uniformly distributing liquid in the tube route and shell route can increase the thermal exchange area efficiently increases. The experiment indicates that this general thermal exchange efficiency is higher than the other ordinary thermal exchanger's general efficiency.

Key words: flow route; tube route; shell route; total thermal exchange efficiency

© 1994-2010 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved.　http://www.cnki.net