

螺旋管式蒸汽发生器的流动与换热特性

屠传经 陈学俊

本文从单相及两相介质两个方面对介质在螺旋管内流动时的流动及换热特性作一综合评述,并指出应进行研究的问题,以供参考。

螺旋管蒸发器、两相流、放热系数、摩擦阻力、液膜倒置二次环流、临界雷诺数。

在核电站中,蒸汽发生器是一个十分重要的主要设备,螺旋管式蒸汽发生器是采用的型式之一,在船用压水堆及气冷堆中都已采用。近年来,一些钠冷快中子增殖反应堆(LMFBR)核电站倾向于采用螺旋管式蒸汽发生器,如法国的超凤凰快堆,西德的SNR300快堆,日本的文殊快堆等。螺旋管式蒸汽发生器或热交换器,在直流锅炉、急冷锅炉、各种化工设备中也都有相当广泛的应用。

一、螺旋管中单相介质的流动特性

螺旋管式蒸汽发生器中的省煤器段、过热器段、再热器段的流动介质均是单相,对单相介质在螺旋管中的流动及换热特性,斯里尼文森(Srinivason)^[1]作了综述。下面着重分析几个问题。

1. 二次环流

流体在螺旋管中流动时,除了有惯性力、粘性力、重力以外,还有离心力的作用,因而在管子横截面上发生二次环流^[2]。

法斯托夫斯基(Фастовский)^[3]介绍了由实验确定的临界雷诺数 Re_c' ,当流体的 $Re > Re_c'$ 时即可观察到二次环流。如 Re_c' 小于直管中的临界雷诺数(即2300),建议由下式确定 Re_c' :

$$Re_c' = 11.6 \left(\frac{d}{D} \right)^{-0.5}$$

本式的适用范围是 $D/d \leq 2500$,其中 d 是管子内径, D 是螺旋管圈的螺旋直径(以管子中心线为准)。

如果 Re 数继续增加,当达到 Re_c'' 时发生紊流, Re_c'' 大于直管的临界雷诺数值。在螺旋管中层流转变为紊流的过程比较平滑。当 $Re_c' < Re < Re_c''$ 时,是具有二次环流的层流,运动轨迹比较复杂。二次环流对螺旋管内的流动及换热特性带来了相当大的影响。以后讨论的螺旋管中的临界雷诺数均指 Re_c'' ,并简化成以 Re_c 表示之。

2. 临界雷诺数 Re_c

计算 Re_c 的公式很多,但大体上可以分为如下两种型式:

① $Re_c = m \left(\frac{d}{D} \right)^n$, 其中最为常用的是伊藤(Ito)公式^[4], 即 $m = 2 \times 10^4$, $n = 0.32$, 适用范围是 $D/d = 15 - 625$ 。

② $Re_c = 2300 \left[1 + m \left(\frac{d}{D} \right)^n \right]$, 其中斯密特(Schmidt)^[6]公式为: $m = 8.6$, $n = 0.45$ 。此类公式的优点是: 当 $D/d \rightarrow \infty$ 时, $Re_c = 2300$, 恰为水平直管时的临界雷诺数。

螺旋管的螺旋圈数(即管长度)对 Re_c 也有一定的影响, 但在公式中都未见有反映。

3. 层流时的阻力系数

单相介质在螺旋管内层流时的阻力系数用理论分析和实验的方法求解。

1929年怀特(White)^[6]在迪恩(Dean)^[2]的理论分析基础上得到了下列关系式:

$$\frac{f_c}{f_s} = \left\{ 1 - \left[1 - \left(\frac{11.6}{Dn} \right)^{0.46} \right]^{2.22} \right\}^{-1}$$

式中, f_c 为螺旋管阻力系数; f_s 为直管阻力系数; Dn 为迪恩准则数, $Dn = Re \sqrt{\frac{d}{D}}$ 。公式适用范围是: $11.6 < Dn < 2000$ 。当 $Dn \leq 11.6$ 时, $f_c = f_s$ 。本式在目前仍得到广泛的应用。

森(Mori)和中山(Nakayama)^[7]及伊藤^[8]也分别提出了计算式。

上述公式是在等温条件下得到的。对于不等温条件下的情况, 斯密特^[6]、雪朋(Seban)^[9]、罗杰斯(Rogers)^[10]进行了试验。

层流时, 当 Re 数较大及 D/d 较小时(即 Dn 较大时), f_c/f_s 的数值相当大。如 $Re = 2200$, $D/d = 10$ 时, f_c 约为 f_s 的三倍, 直管的 f_s 在层流时取为 $16/Re$ 。

当 $Re > 2300$ 时, 如果 $Re < Re_c$, 则在直管内已是紊流而在螺旋管中仍是层流, 此时不能用 f_c/f_s 的形式, 斯密特^[6]提出了一个计算式。

4. 紊流时的阻力系数

直管内紊流时的阻力系数 f_s , 通常用下列经验公式:

$$f_s = A Re^{-\frac{1}{m}}$$

式中, $m = 4$, $A = 0.0791$; 或 $m = 5$, $A = 0.046$ 。

在螺旋管内紊流流动时, 阻力系数的主要计算公式如下:

① 1967年森和中山^[11,12]用理论分析方法结合实验得到下面二式:

$$f_c \left(\frac{d}{D} \right)^{-0.6} \Big|_{m=4} = 0.075 \left[Re \left(\frac{d}{D} \right)^2 \right]^{-0.2} \left\{ 1 + 0.112 \left[Re \left(\frac{d}{D} \right)^2 \right]^{-0.2} \right\},$$

$$f_c \left(\frac{d}{D} \right)^{-0.6} \Big|_{m=5} = 0.048 \left[Re \left(\frac{d}{D} \right)^{2.5} \right]^{-\frac{1}{5}} \left\{ 1 + 0.068 \left[Re \left(\frac{d}{D} \right)^{2.5} \right]^{-\frac{1}{5}} \right\}.$$

式中 $m = 4$ 或 5 , 和直管中相应的 m 值一样。

② 伊藤^[4]整理的实验关系式(1959年), 按照速度分布服从 $1/7$ 次方规律时, 可得到下式:

$$f_c \left(\frac{d}{D} \right)^{-0.5} = 0.0725 + 0.076 \left[Re \left(\frac{d}{D} \right)^2 \right]^{-0.26}$$

本式适用范围为 $Re\left(\frac{d}{D}\right)^2 = 0.034-300$, 它在紊流区内得到最广泛的应用。

怀特^[13]也提出了计算式, 斯密特^[6]在非等温条件下进行了实验, 并提出了计算式。

在紊流时, f_c/f_s 一般不超过 2, 比层流时小。

对单相介质在螺旋管中层流和紊流时的流动特性已经进行了广泛的研究, 但是还不完善, 特别是在高温高压的情况下进行试验的数据还不多。杜沙塔尔(Duchatelle)^[14]介绍了法国近期内为发展快堆的螺旋管式蒸汽发生器所进行的试验, 在过热器段处在高温高压条件下, 在高 Re 数区进行了测量, 并和森及中山第二式以及伊藤式进行了比较。但还有待于进一步开展这方面的试验研究工作。

二、螺旋管中单相介质的换热特性

流体由于受离心力的作用, 在螺旋管中存在着二次环流, 在切线方向的流速和温度分布不均匀^[11,12], 外侧的局部对流传热系数比内侧高。由于增加了紊动度, 螺旋管的平均放热系数比直管的高。下面仅分析平均放热系数。

1. 层流时在螺旋管内的对流传热系数

柯贝尔和柯劳尔(Kubair和Kuloor)^[15]、雪朋^[9]、特拉维脱(Dravid)^[16]、森和中山^[7]都提出了实验或理论分析的关系式, 但都需要进一步完善。

2. 紊流时在螺旋管内的对流传热系数

实际的设备都处于紊流区, 主要的计算式如下:

① 1925年耶斯盖(Jeschke)^[17]用冷却空气的方法试验了 D/d 为 6.1 及 18.1 的两种管圈, Re 数约为 150000, 管子长度 L 和管径 d 之比约为 1140, 得到下列关系式:

$$Nu = \left[0.039 + 0.138 \left(\frac{d}{D} \right) \right] Re^{0.76}$$

1927年密尔盖(Merkel)^[18]指出, 对于空气可将上式表示为直管内的平均放热系数乘以弯管修正因子 ε_R :

$$\varepsilon_R = 1 + 3.54 \left(\frac{d}{D} \right)$$

用 ε_R 修正是目前最为常用的方法, 介质并不局限于空气。阿洛诺夫(Аронов)^[19]、阿尔洛夫(Орлов)^[20]、米洛包里斯基(Миропольский)^[21]都进行了试验, 并且和耶斯盖公式进行了比较。

② 雪朋^[9]用电加热方法, 以水作为介质, 在 $D/d=17$ 及 104, $Re=6000-65600$ 时, 得到:

$$Nu Pr^{-0.4} = 0.023 \left(\frac{d}{D} \right)^{0.1} Re^{0.85}$$

罗杰斯^[10]、基里柯夫(Kirpikov)^[22]进行了试验, 提出了相似的计算式。森和中山^[11,12]用理论分析结合一些实验, 得出一个比较复杂的关系式。

由上述分析可见, 紊流时的计算式主要是实验关系式。但用 ε_R 修正的方法不能认为是

最完美的,例如螺旋管圈节距大小的影响等因素都尚未考虑。

3. 过渡区时在螺旋管内的对流放热系数

这方面的研究进行得甚少。阿洛诺夫^[19]曾在 $Re=3000-30000$ 时进行了试验,其中一部分属于过渡区。法斯托夫斯基^[3]在 $Rec' < Re < Rec''$ 的范围内进行试验,认为在此区域内可以使用直管情况下的紊流公式。过渡区的放热系数尚待进一步探索。

三、螺旋管中两相介质的流动特性

两相介质在直管内的流动特性已经研究得很多,但是在螺旋管内的流动特性还研究得较少,目前情况如下:

1. 液膜倒置 (film inversion)

伯乃尔尼 (Banerjee)^[23]在 1967 年首次观察到了这种现象。他用空气和水进行了观察,发现在螺旋管中当重量含气率 α 值较大即气体速度很大,液体速度较小时(指引用速度),液膜部分位于螺旋管内侧。国内在弯管内两相流动特性的试验研究中同样观察到这种现象^[24],比伯乃尔尼还早两年。一般认为,由于液体密度比气体大,所以液膜受离心力较大,位于螺旋管外侧。

惠尔勒 (Whalley)^[26]也进一步讨论了这种现象,但认为伯乃尔尼的计算方法和他的实验观察有些差别。

2. 流型

确定两相流的流型对理论分析及试验研究工作都有很大的意义。在水平及垂直直管中已进行了很多工作,在螺旋管中的工作则刚刚开始。

螺旋管中流型分区的理论分析还未见到报道,而流型的观察一般在空气-水试验台上进行。赤川^[26]在较小的液体和气体速度下,当 $D/d=11$ 及 $d=10$ 毫米时,观察了三种大小不同的弹状流动。鲍依斯 (Boyce)^[27]作出了一张在螺旋管内两相流的流型图, $D/d=24$, $D=762$ 毫米,螺旋管上升角为 $3^\circ 41'$ 。由于气液混合器的结构方面的原因,没有看到泡状流动。试验表明,在给定的液体速度下,随着 D/d 数值的减少,一种流型转变为另一种流型的转变点的气体速度愈小;在给定的气体速度下,随着 D/d 数值的减少,转变为分层及波状流动的液体速度愈小。

赤川及鲍依斯均认为螺旋管中的流型和在水管中所见到的相似,特别是在螺旋管圈的上升角很小时。但是鲍依斯指出转变点不同;赤川认为流型的宏观形状和水平管的流型相符,但微观形状则不相同。

惠尔勒^[26]在 $D/d=50$, $d=20.2$ 毫米、螺旋上升角为 6° 情况下,试验了从分层转变为环状流型的分界点,此外还观察了在分层流动情况下,根据不同的液体和气体速度,液膜位于不同位置的情况。

在环状流动时,气体核心部分由于二次环流的作用,将液滴夹带到外侧壁面沉积,再沿管壁从上、下两侧流回。小关^[28]按照这种流动模型进行了螺旋管内两相流换热的理论分析。

3. 摩擦阻力损失

对两相介质在螺旋管中流动时的摩擦损失的研究还很少, 由于理论分析比较困难, 所以往往采用实验方法。

(1) 采用空气和水作为两相介质进行实验研究 如: 里普勒 (Ripple)^[26] 测量了 $D/d=16$ 、 $d=12.7$ 毫米时空气和水在螺旋管内向下流动时的摩擦阻力, 采用改进的洛克哈特-马尔多丁纳里法 (L-M 方法) 整理实验数据, 同时基于气相和液相在接触面上的流动阻力提出了一种实验关系式。

奥怀迪 (Owhadi)^[30] 在 $D/d=20$ 及 14.7 两种情况下 ($d=12.5$ 毫米), 测量了空气和水在螺旋管内向上流动时的摩擦阻力, 并用改进的 L-M 方法整理了实验数据。

鲍依斯^[27] 在 $D/d=9.6$ 、 24 、 48 、 96 四种情况下 ($d=31.75$ 毫米), 测量了空气和水在上升角为 $3^{\circ}41'$ 的螺旋管内向上流动时的摩擦阻力, 实验范围较宽, 也是用改进的 L-M 方法整理实验数据。

赤川^[26] 在 $D/d=11$ 及 22.7 两种情况下 ($d=9.92$ 毫米), 测量了空气和水在螺旋管内 (螺旋上升坡度小管圈为 $43.5/1000$, 大管圈为 $21/1000$) 向上流动时的摩擦阻力。不仅用改进的 L-M 方法整理实验数据, 并整理成 $\Delta P_{tc}/\Delta P_{ts}$ 、 $\Delta P_{tc}/\Delta P_{lc}$ 、 $\Delta P_{tc}/\Delta P_{ls}$ 的形式 (下标 l 代表液体, t 代表两相, s 代表直管, c 代表螺旋管, g 代表气体, 后述用同样符号)。

莫尔顿 (Morton)^[31] 试验了在液体流速很小的情况下的压力损失, 认为可看作单相气体流过螺旋管, 可用前述怀特公式计算。

上述工作的试验范围不大。可以进一步研究在不同的螺旋上升角及 D/d 的情况下, 在较宽的液体及气体速度变化范围内, 不同的管径 (D/d 相同的情况下) 以及其他各种因素的影响。在实验数据的整理上也可以进一步开展工作。

(2) 用汽水两相介质进行实验研究 小关^[32] 测量了 20 个大气压左右的汽水两相介质流过螺旋管时的摩擦阻力 (模拟船用压水堆的蒸汽发生器, 用高温水作为加热介质)。测量结果是: 在 x 值较小时, 与改进的 L-M 方法结果一致; 在 x 值较大与压力愈低时, 与改进的 L-M 方法差别较大。

赤川^[33] 用 42.74 米长的管子 ($d=9.6$ 毫米) 弯成 D/d 约为 60 的螺旋管, 管壁通以交流电, 汽水混合物压力为 1—18 大气压, 研究摩擦阻力以及动态特性等。

恩克来森 (Anglesen)^[34] 在高压下 (179 巴) 进行了汽水两相流的压降测量。

这方面的工作进行得较少, 因而需要进一步开展。

4. 环状流动时液膜厚度的测量

在所有流型中, 环状流动最适合理论分析求解。小关^[28, 35] 认为, 环状流动是两相介质在螺旋管中流动时的主要流型。他测量了空气和水环状流时的液膜厚度, 并和理论分析值进行了比较, 由此求出了对流放热系数。惠尔勒^[25, 36] 也测量了空气和水在环状流时液膜的厚度。这方面的工作刚刚开始。

5. 螺旋管中两相流的截面含气率 f_g

计算直管内截面含气率的公式很多, 对于不同的方向 (垂直或水平) 有不同的计算式。斯瓦尔茨 (Шварц)^[37] 对倾斜管的试验表明, 其 f_g 值在其他条件相同的情况下比垂直上升

管的小。

对于螺旋管, 赤川^[26]试验的结果是: $f_g = \frac{0.833 w_{go}}{w_{go} + w_{lo}}$ 。 f_g 为用快速关闭阀确定的平均截面含气率, 它和 D/d 无关; w_{go} 及 w_{lo} 分别为气体及液体的引用速度。由于螺旋管的螺旋上升角一般较小, 对 f_g 影响不大, 如果 f_g 和 D/d 无关, 即和水平管没有什么区别。鲍依斯^[27]也试验了有关 f_g 的数据。

根据不同的 D/d 和不同的螺旋上升角计算 f_g , 是需要进一步研究的工作。

6. 水动力不稳定性

水动力不稳定性是影响直流式蒸汽发生器工作可靠性的关键问题, 尤其是压水堆装置, 介质压力较低, 更需特别注意。小关^[32]对船用压水堆的螺旋管式蒸汽发生器进行了这方面的试验。水动力不稳定性是各种型式(直管式、U形管式、螺旋管式等)蒸汽发生器的共同问题, 这是一个十分重要的问题, 需要加强研究。

四、螺旋管中两相介质的换热特性

这方面的工作近年来刚刚开始, 已进行的工作有下列几个方面:

1. 第二类沸腾换热恶化(蒸干 dryout)

卡尔弗(Carver)^[38]在1964年初次发表了这方面的文章。试验是在高压下进行的, 用电加热方法, D/d 为76.4及310, d 为10.64毫米。其结果是: ①螺旋管内发生沸腾换热恶化的界限含汽量 x_{jx} 比直管内高; 壁温上升比在直管内小。② D/d 愈小, 界限含汽量 x_{jx} 愈大。③螺旋管截面上的内、外、上、下侧点发生换热恶化的 x_{jx} 值各不相同。

尤杜维奇(Yudovich)^[39]采用蒸汽加热控制壁温的方法进行试验, 仅做了 $D/d=14$, $d=12.5$ 毫米一种。

杜沙塔尔^[40]模拟快堆蒸汽发生器的工作条件, 用液态金属钠加热, 测得控制壁温条件下的 x_{jx} 值。汽水混合物压力为45—175巴, 共有四根平行螺旋管圈 (D/d 为31.5、40.5、90、135), 得到 x_{jx} 如下:

$$x_{jx} = 1.39 \times 10^{-4} Q^{0.732} (\rho w)^{-0.209} \exp 0.00246P$$

其中 Q 为热负荷, 瓦/米²; ρw 为质量流率, 公斤/米²秒; P 为压力, 巴。

小关^[28, 32, 36]进行了压力为10—30个大气压的汽水混合物 x_{jx} 的测定。米洛包里斯基^[41]研究了螺旋管(360°弯头)等在20—295巴压力下汽水混合物的临界热负荷值。

螺旋管中由于离心力和重力的附加影响, 使沸腾换热恶化有其自己的特点; 这方面的研究工作还很少, 试验范围还很小, 结果还不一致。此外, 在核电站中, 对反应堆通道中的沸腾换热恶化已进行了相当详尽的研究, 而在螺旋管式蒸汽发生器中, 由于热负荷较低(10⁵瓦/米²数量级), 由一回路工质温度控制管壁温度, 不会发生第一类沸腾换热恶化, 但会发生第二类沸腾换热恶化。结合长螺旋管(可长达80—100米)的情况进行研究是有理论和实际意义的。

2. 沸腾换热恶化点以前的放热系数

小关^[28]、奥怀迪^[30]认为, 在螺旋管中, 沸腾换热恶化点以前可以大致分为两相强制对

流区(环状流)及泡状沸腾区。小关认为,由于离心力及二次环流的作用,两相强制对流区占很大部分。目前放热系数的研究都集中在该区(环状流)。

① 小关^[28]测量了空气和水环状流时液膜的厚度,并进行了理论分析,由此推出局部放热系数。

② 实验测定局部放热系数。小关^[28,32]进行了10—30个大气压下的试验($D/d=35.7$ 、 $d=14$ 毫米),并把得出的结果和直管中采用的计算公式进行了比较。局部放热系数以外侧点为最高,上、下侧点其次,内侧点最低。

小关指出,螺旋管中的平均放热系数约为20000—25000,和压力、流量的关系不大。

奥怀迪^[30,42]在大气压下进行试验,结论是平均放热系数和质量流率有关,局部放热系数以外侧点为最大,后者和小关的结论一致。奥怀迪进行了更细致的观察,在 x 值较小处发现内侧点的局部放热系数最大。这是由于在内侧点处,弯管时壁厚增大,通电加热时发热量大,汽泡产生得多,所以该处的放热系数较大。在 x 变大后,不再是泡状沸腾机理,情况即有变化。

杜沙塔尔^[14]介绍了法国为发展快堆螺旋管式蒸汽发生器所进行的工作,即以上述奥怀迪的实验数据为依据,并整理成一个计算式。吉利(Gilli)^[43]报道了为发展高温气冷堆(Dragon)螺旋管式蒸汽发生器而进行的一些试验。

最近美国得萨克斯技术大学^[44]报道了有关这方面的研究工作。在这一领域内,已进行的工作比直管的少得多,不少结论不一致,特别尚缺少过冷沸腾区域的研究。

3. 沸腾换热恶化点以后的放热系数

米洛包里斯基^[45]综述了直管内 $x > x_{jx}$ 以后汽水混合物放热系数的试验数值,提出了计算式。该式在法国蒸汽发生器的设计计算^[14]中已加以引用,并作了修正(螺旋管对直管)。

目前进行这方面工作的还有:休莫(Cumo)^[46]用F-12做试验;阿拉捷夫(Аладьев)^[47,48]及米洛包里斯基^[49]报道的苏联的工作。这些工作都是以文献[45]为基础,研究的中心问题是对螺旋管需作多大的修正。

五、结 论

螺旋管式蒸汽发生器的流动及换热特性包括了单相及两相二种介质。单相介质方面的问题已研究得较多,在化工领域内,目前广泛应用的螺旋板式热交换器^[50]的流动及换热特性也和螺旋管式有相似之处。但是,单相方面的工作还很不完善,特别是在高温高压下(包括超临界参数)的试验数据不多,对流动及换热有关的因素考虑得还不完全。两相介质方面的问题在国外也研究得不多,国内尚属空白。螺旋管内两相流的流型、摩擦阻力、截面含汽率、液膜厚度、水动力特性、局部及平均放热系数、沸腾换热恶化等各方面,都有大量工作有待深入研究。

在反应堆领域内,对水平或垂直直管内的两相流动及换热问题研究得比较多,并且往往结合反应堆工作条件(即控制热负荷变化)进行研究,但对螺旋管内结合蒸汽发生器工作条件(即控制壁温变化)的两相流动及换热问题研究得甚少,所以特别需要注意这方面的工作。

参 考 文 献

- [1] P. S. Srinivasan, *The Chemical Engineer*, (5), CE113 (1968).
- [2] W. R. Deam, *Phil. Mag.*, (4), 208 (1927).
- [3] В. Тфастовский, *Теплоэнергетика*, (1), 39(1957).
- [4] H. Ito (伊藤), *J. Basic. Eng.*, (81), 123 (1959).
- [5] E. F. Schmidt, *Chem. Ing. Tech.*, 39(13), 781(1967).
- [6] C. M. White, *Proc. R. Soc.*, A123, 645(1929).
- [7] Y. Mori (森) and W. Nakayama(中山), *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 8, 67(1965).
- [8] H. Ito (伊藤), *Memoirs of the institute of high speed mechanics*, 14, 137 (1959).
- [9] R. A. Seban et al., *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 6, 387 (1963).
- [10] G. F. C. Rogers et al., *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 7, 1207 (1964).
- [11] Y. Mori (森) and W. Nakayama (中山), *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 10, 37(1967).
- [12] Y. Mori (森) and W. Nakayama (中山), *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 10, 681(1967).
- [13] C. M. White, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 10, 66(1932).
- [14] L. Duchatelle et al., *Future Energy Production Systems*, Vol. 1, P269.
- [15] V. Kubair and N. R. Kuloor, *India Journal of Thchnology*, (3), 382(1965).
- [16] A. N. Dravid, *AIChE J.*, 17 (5), 1114(1971).
- [17] D. Jeschke, *VDI*, (69), 1526(1925).
- [18] F. Merkel, *Die Grundlagen der Wärmübertragung*, Julius Springer (1927).
- [19] И. Э. Аронов, *Теплоэнергетика*, (6) 75(1961).
- [20] В. К. Орлов, *Теплоэнергетика*, (12), 75(1964).
- [21] Э. Л. Миропольский, *Теплоэнергетика*, (11), 70(1970).
- [22] 尾花英朗著, 热交换器设计ハンドブック, 东京工学图书, 603(1974).
- [23] S. Banerjee, *AIChE J.*, 13(1), (1967).
- [24] 朱才广, 管内双相混合物转弯流动特性的研究, 西安交大研究生论文, 陈学俊指导 (1965).
- [25] P. B. Whalley, *Int. J. of Multiphase Flow*, (8), 345(1980).
- [26] 赤川浩尔, 日本机械学会论文集, 36, 1712(1970).
- [27] B. E. Boyce, *Co-Current gas liquid flow*, Plenum, 203(1969).
- [28] Moribumi Kozeki (小关), *Proceedings of Reactor Heat Transfer*, Paper 16, Karlsruhe (1973).
- [29] G. R. Ripple, *I&EC, Process design and development*, 5(1), 32(1966).
- [30] A. Owahdi, *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 11, 1779(1968).
- [31] E. Morton, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 42, 285(1964).
- [32] 小関守史, 日本机械学会志, (4), 56(1970).
- [33] Koji Akagawa (赤川) et al., *JSME*, 15(80), 264(1972).
- [34] W. T. Anglesea et al., *Instn. Chem. Eng. Symp. Series*, No38, Paper 12(1974).
- [35] 小関守史, 日本伝热シンポジウム第10回講演论文集, A309, P121.
- [36] P. B. Whalley et al., *AERE-R8845* (1977).
- [37] 大型电站锅炉传热和水力特性, 科技文献出版社重庆分社, 33(1978).
- [38] J. R. Carver et al., *TID-20983* (1964).
- [39] A. Yudovich, M. S. Thesis, Oklahoma State University (1966).
- [40] L. Duchatelle et al., *ASME-AIChE. Heat Transfer Conference*, Paper 73, HT.57, Atlanta.
- [41] Z. L. Miropolskiy et al., *Proceeding of third international heat transfer conference*, Vol.2, P95.
- [42] A. Owahdi et al., *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 10(3), 397(1969).
- [43] P. V. Gilli, *Proceedings of the third international conference on the peaceful uses of atomic energy*, P/519, Vol.8, P69.
- [44] T. Nejat Veziroglu, *Multiphase transport, Fundamentals, Reactor safety, Applications.*, Hemisphere

Publishing Corporation, Vol. 1, 85(1981).

- [45] З.Л.Мирополюский, *Теплоэнергетика*, (5), 49(1963).
[46] M. Sumo et al., *CNEN RT/ING* (72) 19(1972).
[47] И. Т. Аладьев, *Теплоэнергетика*, (9), 69(1975).
[48] T. Aladiev et al., *Proc. of 5th International Heat Transfer Conference, Tokyo* (1974).
[49] З.Л.Мирополюский и другие., *Тепло и Массопернос*, Том 2(1963).
[50] 大连工学院化工原理教研室, *化工与通用机械*, (7), 56(1974).

Flow and Heat Transfer Characteristics of the Helical Tube steam generators

Tu Chuanjing Chen Xuejun

Abstract

This article introduces the present states of the flow and heat transfer characteristics for single-phase and twophase flow in the helical tube steam generators. View points with respect to the future research work are expressed by the author.

(上接第51页)

The Development for One Kind of Grid Spacers Using in FBR Fuel Elements

Xie Guangshan Zhang Yuanjing

Abstract

This paper presents the structural design and manufacturing technology for one kind of grid spacers which consist of the grid units. A series of measurements are made about the size tolerances, clamping force and spot welding bound force for the grid spacers. The grid-type spacer could be used in FBR fuel elements.