

文章编号 : 0258-0926(2015)05-0083-04 ; doi: 10.13832/j.jnpe.2015.05.0083

一回路系统中冷却剂流动形阻分析

姚彦贵, 施 杨, 张 钊, 路铭超

上海核工程研究设计院, 上海, 200233

摘要: 核电厂一回路系统中冷却剂流动阻力是反应堆一回路系统设计的重要依据。通过典型突扩流道的算例研究, 阐明流体流动产生“形阻”的原因; 并通过在突扩管下游加设均匀孔板和突缩管 2 种阻力件结构, 研究下游阻力件对总流阻的影响, 获得总流阻增大和减小的结果。因此, 在核电厂流体系统的流阻分析过程中, 应对上下游阻力件之间的耦合影响效应作详细的分析。对于具体问题, 能否采用流阻分段求和的方法计算总的流阻, 必须进行具体分析和论证, 避免出现差错。

关键词: 流动形阻; 下游阻力件; 总流阻影响

中图分类号: TL93⁺3 **文献标志码:** A

Analysis of Relevant Problems of Shape Flow Resistance in Nuclear Power Plants

Yao Yangui, Shi Yang, Zhang Kai, Lu Mingchao

Shanghai Nuclear Engineering Research and Design Institute, Shanghai, 200233, China

Abstract: In the nuclear power plant, the flow resistance is an important factor for the design of the primary system. This paper clarified the cause for the shape flow resistance by analyzing the sudden expansion flow. The effect of the downstream resistance object on the total resistance was also examined by analyzing the flow resistance of the sudden expansion configuration close to a uniform pore plate or a sudden contraction configuration. The designers were advised to analyze the coupling effect of the upstream and downstream resistance objects in detail. To a specific problem, special analysis and demonstration were necessary to make sure whether the total resistance was equal to the sum of the resistance of each object or not.

Key words: Shape flow resistance, Downstream resistance object, Effect on the total flow resistance

0 前 言

在反应堆一回路系统设计中, 冷却剂流动的流阻是确定主泵扬程和流量等参数的主要依据。一回路系统设备中的流动阻力, 除了蒸汽发生器传热管沿程主要是摩擦阻力外, 主要是由流体流过设备内各组件时局部形阻所组成的, 有必要对影响形阻的关键因素进行探讨。由于反应堆一回路系统中各个部位形状的特殊性和复杂性, 经典理论公式和模型试验方法必须要在阻力件的下游流场充分发展, 流速分布不再变化的条件下才能正确获得。常规计算阻力系数时往往将一回路设备人为划分为若干区段进行分析和确定, 并假设

分割每段的下游流场充分发展到流速沿截面均匀来处理, 每段分割区域之间的流阻或阻力系数均不会相互影响, 忽略阻力件相互作用对总流阻的影响。因此, 这种处理方法的合理性尚需要仔细推敲。

本文研究了通过典型突扩流道的例子研究流动产生“形阻”的原因, 通过突扩管下游加设均匀孔板和突缩管这 2 个例子研究下游结构对整体流阻的影响。

1 流动产生形阻的原因分析

实际粘性流体沿管道或设备内流动时, 为了

克服流阻而消耗能量的那部分总压不能恢复,这是由于机械能不可逆地转化为其他能(如热能)所致,按流体流动总机械能守恒的通常一维方程可表示为:

$$p_1 + \frac{1}{2}\rho V_1^2 = p_2 + \frac{1}{2}\rho V_2^2 + \Delta p_w \quad (1)$$

式中, p_1 为静压; $\frac{1}{2}\rho V^2$ 为动压; $p_2 + \frac{1}{2}\rho V^2$ 为总压; Δp_w 为截面 1 至截面 2 所损失的压力,即流阻。

以典型突扩管(图 1)为例。由于流道结构的突扩,沿截面均匀分布流体进入突扩后(截面 2~3)沿截面上的流速和压力分布将变为不均匀,并在局部区域内形成了涡旋,通过较长距离流动后(截面 3~4)流体又恢复到沿截面上的均匀流动(截面 4);在这个过程中(截面 1~4)产生能量耗散,体现在总压降低形成压降。一般常规的判断认为截面 1~2、3~4 的压差代表管内表面的摩擦阻,截面 2~3 的形状突变处形成的压降才是“形阻”,这实际上是一种人们经验的误判。试验与分析均证明了截面 3~4 上的压降才是突扩管真正的形阻。

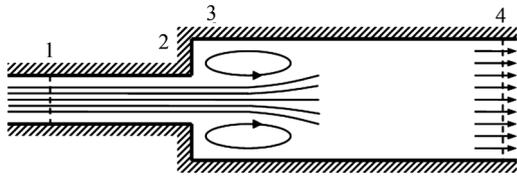


图 1 典型突扩结构示意图

Fig. 1 Schematic Diagram for Typical Sudden Expansion

以等截面圆管内流体流动为例,说明在截面 3~4 区段会形成流体流动形阻(除去壁面的摩擦阻力)。当流体进口流速若沿截面是不均匀分布至出口的流速成为均匀分布时其流动的形阻系数 ζ 理论公式^[1]为:

$$\zeta = 1 + N - 2M \quad (2)$$

式中, N 为流体动量系数(布森涅斯克系数); M 为流体动能系数(科里奥里斯系数)。

$$N = \frac{1}{A_0} \int_{A_0} (V/V_0)^3 dA \quad (3)$$

$$M = \frac{1}{A_0} \int_{A_0} (V/V_0)^2 dA \quad (4)$$

设进口流速沿圆管径向分布为:

$$V = V_{\max} (1 - r/R)^{1/m} \quad (5)$$

管截面上平均流速为:

$$V_c = \frac{1}{A_0} \int_{A_0} V dA \quad (6)$$

式中, r 为沿管半径方向坐标; R 为管内半径; A_0 为管截面积; V_{\max} 为管中心($r=0$)处最大流速; m 为不同流速分布的常数值($m \geq 1$)。管内流体雷诺数 $Re = (V_c D)/\nu > 3.5 \times 10^3$, ν 为流体粘性系数。

将式(5)代入式(3)、式(4)、式(6)得:

$$V_c = \frac{2m^2}{(m+1)(2m+1)} V_{\max} \quad (7)$$

$$N = \frac{(m+1)^3 (2m+1)^3}{4m^4 (2m+3)(m+3)} \quad (8)$$

$$M = \frac{(2m+1)^2 (m+1)}{4m^2 (m+2)} \quad (9)$$

不同的 m 值代入式(7)~式(9)、式(2)得到的 ζ 见表 1。

表 1 形阻系数与 m 的关系

Table 1 Relationship between Shape Resistance Coefficient and m

m	1.0	1.35	2.0	4.0	7.0	∞
ζ	0.70	0.36	0.16	0.05	0.02	0

当 $m=1$ 时, $V = V_{\max} (1 - r/R)$, 流速沿截面呈圆锥形分布, 产生最大形阻 $\zeta = 0.7$ 。当 $m \rightarrow \infty$ 时, $V = V_{\max} = V_c$, 流速沿截面均匀分布, 其 $\zeta = 0$ 。

按上述等截面直管其进口流速为不均匀分布的流体在管内流动过程产生了流阻表明:产生流阻的主要原因是流体在截面上从流速不均匀分布逐渐发展为均匀分布,宏观上观察到的是发生了“流体形状的改变”,这种“形状改变”使流体内部能量有一定的损耗,定量表现在流体流通截面上的总压损失 ΔP_w 。流阻通常用式(10)表示:

$$\Delta p_w = 0.5 \zeta \rho V^2 \quad (10)$$

式中, ρ 为流体密度; V 为参考截面(进口或出口)上的平均流速。

流体流动“形阻”的主要含义是流体发生“形状改变”时所引起的流阻,引起流体“形状改变”的因素可以是多种多样的,如突扩管、突缩管、弯管、孔板等结构均可使流速沿流通截面重新分布,从而使流体“形状改变”进而形成“形阻”,而不是在“结构形状”突然改变的部位就形成了流阻。这也说明了图 1 突扩管在截面 2~3 未形成流体形阻,而在截面 3~4 过程中形成了流体形阻。

2 下游阻力件对整体流阻的影响

在反应堆一回路流阻试验或分析中，往往将一回路设备分为若干段进行分析，采用试验或分析方法时，将每段局部流场假设为充分发展的情况来处理。然而在实际结构中，流体流过局部区域后不一定存在一个空间可以去充分发展，如流体流过蒸汽发生器进口管嘴进入下封头水室，未充分发展就会遇到多孔管板阻力件；流体流过堆芯支承下板，未充分发展就会遇到燃料组件下管座多孔阻力件。下游阻力件与上游结构是否存在相互耦合，对整体流阻的影响如何；是否可按照经典方法将各部分的流阻作线性叠加。下节将通过突扩管—均匀孔板和突扩管—突缩管这 2 个例子对上述问题进行论述。

2.1 突扩管与均匀孔板串接

仍以典型突扩管作为研究对象，在突扩结构下游设置一均匀孔板，通过调整均匀孔板与突扩处之间的距离 x ，分析下游阻力件对整体流阻的影响。计算尺寸与参数见图 2 和表 2。

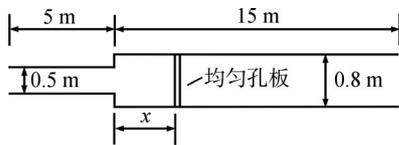


图 2 突扩管—均匀孔板模型示意图

Fig. 2 Sudden Expansion Pipeline-Even Perforated Plate Model

表 2 基本计算条件和参数

Table 2 Basic Calculation Conditions and Parameters

参数名	数值
流体介质	水
流体温度/	310
流体密度/ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	677
流体粘度/ $\text{kg}\cdot(\text{m}\cdot\text{s})^{-1}$	8.24×10^{-5}
进口速度/ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	2
出口相对压力/ Pa	0
雷诺数	8.216×10^6
湍流度/ %	2
工作压力/ Pa	1.013×10^5
均匀孔板阻力系数 ζ_0	1

突扩管阻力系数和压降的理论值为：

$$\zeta = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left[1 - \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2\right]^2$$

$$= \left[1 - \left(\frac{0.5}{0.8}\right)^2\right]^2 = 0.371$$

$$\Delta P_0 = \frac{1}{2} \zeta \rho V_1^2 = \frac{1}{2} \times 0.371 \times 677 \times 2^2 = 502.8 \text{ Pa}$$

均匀孔板放置在突扩管的进口和出口时的流阻分别为：

$$\Delta P_1 = \frac{1}{2} \zeta_0 \rho V_1^2 = \frac{1}{2} \times 677 \times 2^2 = 1354 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_2 = \frac{1}{2} \zeta_0 \rho V_2^2 = \frac{1}{2} \times 677 \times \left[2 \left(\frac{0.5}{0.8}\right)^2\right]^2 = 206.6 \text{ Pa}$$

式中， V_1 和 V_2 为突扩管的进口和出口的流速。

如果均匀孔板放置在突扩处 ($x=0$)，设均匀孔板处的来流 $V_1=2\text{m/s}$ ，在突扩管出口处， $\Delta P=\Delta P_0+\Delta P_1=1856.8 \text{ Pa}$ 。如果均匀孔板放置在突扩后充分发展的均匀流处 ($x=4\text{m}$)， $V_2=(D_1/D_2)^2 V_1=(0.5/0.8)^2 \times 2=0.781 \text{ m/s}$ ，在突扩管出口处， $\Delta P=\Delta P_0+\Delta P_1=709.4 \text{ Pa}$ 。

以上是在出口流速沿截面均匀分布条件下得到的理论压差，如果在流速沿截面不均匀分布处来衡量流阻，该方法是不适用的。同样使用在充分发展的均匀流处布置测压点的试验方法，要获得不均匀流处的阻力值也是不可行的。通过以下突扩管与均匀孔板形阻耦合的计算流体动力学 (CFD) 数值分析，可充分说明若采用 CFD 方法获得不均匀流处的流阻值是完全可行的。

CFD 分析模型为图 2，计算采用 Fluent 软件，双精度和 2 阶离散格式，湍流模型为 Realizable $k-\epsilon$ 模型，截面参数 (压力、流速) 采用质量加权平均方法。壁面设为滑移壁面 (不计壁面摩擦对流阻的影响)。模型中，在 x 处安放一阻力系数为 1 的均匀孔板，改变该均匀孔板与突扩的距离，以考察其对整体流阻的影响。

CFD 分析结果表明：

(1) 均匀孔板放置在 $x=0 \text{ m}$ 位置时，突扩管与均匀孔板的总流阻最大，理论值 1856.8 Pa 相近；当均匀孔板放置在 $x=4 \text{ m}$ 或更远的均匀流处时，其流阻达到最小并平稳，与理论值 709.4 Pa 相近。当均匀孔板放置在 $0\sim 4 \text{ m}$ 的非均匀流区域内时，均匀孔板离突扩处越远其总流阻越小。可以看出当 $x=4 \text{ m}$ 后，流体的流速截面已发展均匀，之后再没有压力损失。

(2) 无均匀孔板的纯突扩管的沿程形阻从 0

逐渐增大,当局突扩距离约 4 m 均流区后的流阻趋向于理论值 502.8 Pa。该区域流速沿截面分布已完全均匀, $V_2=0.781$ m/s。

(3) 当均匀孔板放置在突扩后均匀流速区域段 ($x=4$ m) 时, 均匀孔板前的形阻为 502.8 Pa, 经过均匀孔板后的形阻突增了均匀孔板的形阻 206.6 Pa, 其总形阻与理论值 709.4 Pa 值相同, 即两阻力件形阻之和。

(4) 均匀孔板放置在突扩后的非均匀流速区域段时, 流阻也是从突扩后逐渐增大, 通过均匀孔板后流阻有个突增, 突增后的总流阻大于理论值 709.4 Pa, 说明均匀孔板放置在非均匀流速区总流阻会增大。这可充分说明在非均匀流区域内通过阻力件后总的形阻不能简单用均匀流区域 2 个阻力件的形阻之和表示。另外从突扩后流速分布十分不均匀, 这种不均匀流速流入均匀孔板后将导致通过均匀孔板的流阻变大, 沿均匀孔板进口流速分布越不均匀, 其通过均匀孔板的形阻也越大, 这与均匀孔板放置的位置完全相关。

(5) x 很小时 (0.01 m、0.5 m), 均匀孔板前的流速分布和流阻曲线, 与无均匀孔板的纯突扩管位置上的分布相比有一定差别, 但随 x 的增加, 均匀孔板前的流速分布、流阻曲线与纯突扩管同位置上的曲线完全重合, 这说明均匀孔板对前端流场和流阻基本无影响。

2.2 突扩管与突缩管串接

2.1 节中关于突扩管与均匀孔板串接的例子表明, 当上下游两阻力件足够近时, 整体流阻将有所增加。在这种情况下, 用两部分流阻简单相加所得到的总流阻并不保守。然而对于下述情况并非如此。

如图 3 所示是一种突扩管-突缩管串接结构, 当两者之间距离足够远, 流体流动得以充分发展时 (图 3a), 其总流阻为突扩管流阻与突缩管流阻之和是正确的。当两者相距较近时 (图 3b), 均匀流体流过突扩结构尚未充分发展便进入突缩结构, 之后恢复到初始状态, 此时总流阻将小于突扩管流阻与突缩管流阻之和。极端状况是突扩结构与突缩结构间距缩减为零时为圆管 (图 3c), 总流阻也就不存在了 (忽略摩擦阻力)。于是, 对于突扩管—突缩管结构, 当两者足够靠近并保持

其流速在截面上不均匀时, 整体流阻将有所下降。对该情况将两部分流阻简单相加所得到的总流阻

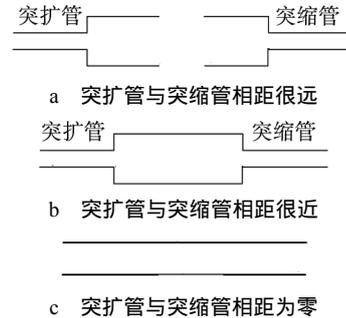


图 3 突扩管与突缩管串联结构流体流动状态示意图
Fig. 3 Flow State in Connection Structure of Sudden Expansion Pipeline and Contraction Pipeline

应是保守的。

3 结论

通过以上论述可以得到以下结论:

(1) 在宏观上形成“形阻”的原因是由于流体在流动过程中发生“形状改变”所引起的, 如沿截面上流体流速 (或压力) 从不均匀至均匀, 或者从均匀至不均匀的过程。

(2) 由突扩管—均匀孔板串接和突扩管—突缩管串接 2 个例子可见, 上下游阻力件相距足够远时, 整体流阻等于上下游阻力件各自流阻之和是完全正确的; 当上下游阻力件相距较近时, 产生的耦合效应将增强, 整体流阻可能大于也可能小于上下游阻力件各自流阻之和。

(3) 在核电厂流体系统的流阻分析过程中, 应对上下游阻力件之间的耦合影响效应作详细的分析。对于具体问题, 能否可以采用流阻分段求和的方法计算总流阻, 应郑重对待并进行具体分析和论证。

(4) CFD 分析表明: 该方法计算流阻时可以获得在流体未充分发展成均匀流区域内的流阻, 克服了应用传统经典公式方法分析流阻时只能在流体上、下游为充分发展才能求得流阻的缺点。如突扩管非均匀流动区域内串接均匀孔板的情况下, 采用 CFD 分析方法完全可以获得各段分流阻和总流阻的例子表明, 经典计算方法和试验方法所完全不能达到的。

参考文献:

[1] 华绍曾, 杨学宁译. 实用流体阻力手册 [M]. 北京: 国防工业出版社, 1985.

(责任编辑: 王中强)