

中华人民共和国行业标准

HG

国际通用设计体制和方法

HG/T 20570—95

工艺系统工程设计 技术规定

1996—05—02 发布

1996—09—01 实施

中华人民共和国化学工业部 发布

中华人民共和国行业标准

工艺系统工程设计技术规定

HG/T 20570—95

主编单位：化工部工艺系统设计技术中心站

批准部门：化 学 工 业 部

实施日期：一 九 九 六 年 九 月 一 日

化工部工程建设标准编辑中心

1996 北 京

设备进、出管口压力损失计算

HG/T 20570.9—95

编制单位：中国寰球化学工程公司

批准部门：化 学 工 业 部

实施日期：一九九六年九月一日

编制人：

中国寰球化学工程公司 杨庆兰 汪清裕

审核人：

中国寰球化学工程公司 杨 宜

化工部工艺系统设计技术中心站 龚人伟

1 应用范围和说明

1.0.1 本规定适用于单独计算设备进、出管口的压力损失。这部分阻力是系统压力降的一部分,称为局部阻力。它是由于液体经过设备的进口或出口时,流体的流速或流动方向突然发生变化,以致出现涡流,增加了流体质点的相对运动和内部摩擦作用而形成的。

1.0.2 设备进、出管口的压力损失有三种表示方法:

1.0.2.1 采用管中流体速度头与局部阻力系数表示。

1.0.2.2 采用压力降表示。

1.0.2.3 采用当量长度,将流体产生的局部阻力折合成相当于流体流过长度同直径的管道时产生的阻力表示。

1.0.3 与流体速度头一起表示管子进、出口阻力的局部阻力系数,与设备的接管形式有关(见图 7.0.1)。设备进、出口压力损失一般可按锐边进、出管口进行保守推测(速度头损失)。

1.0.4 本规定除注明外,压力均为绝对压力。

2 设备进、出管口压力损失表达式

2.0.1 用速度头与局部阻力系数表示的表达式

$$h_i = Ku^2/2g \quad (2.0.1)$$

式中

h_i ——设备进、出管口压力损失, m 液柱;

K ——局部阻力系数, 取决于管道进、出口的形状配置, 可查阅图 7.0.1;

g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ;

u ——流体在设备进口管或设备出口管内流速, m/s 。

2.0.2 用压力降表示的表达式

$$\Delta P_g = h_i \rho g \quad (2.0.2)$$

式中

ΔP_g ——设备进、出管口压力损失, Pa ;

ρ ——根据上游流体的温度(T)、压力(P)和分子量(M)确定的流体密度, kg/m^3 ;

其余符号意义同前。

式(2.0.2)通常用在以压力降表示的水力计算中。

2.0.3 用当量长度表示的表达式

$$h_i = \lambda \frac{L_e}{D} \frac{u^2}{2g} \quad (2.0.3)$$

式中

h_i ——设备进、出管口压力损失, m 液柱;

D ——设备进口或出口管子的内径, m;

L_e ——设备的管口相当于管道的当量长度, 见表 7.0.2, m;

λ ——摩擦系数;

其余符号意义同前。

3 计算中应注意的问题

3.0.1 可压缩流体

当可压缩性流体在管中流动时,由于克服流体阻力而使压力降低,流体的体积(密度)就要发生变化。因此,对可压缩性流体进行水力计算时,必须考虑流体密度变化引起的阻力变化。在高压系统中进口或出口压力损失(按同一速度头计)所引起密度变化很小,通常可以忽略不计;而在低压系统中该压力损失所引起密度变化的影响是不能忽略的,尤其在真空系统中。

3.0.2 易闪蒸流体

当容器中流体的压力或液柱头发生变化时,设备进、出口管内流体在流速一定和压力降低时可能会出现闪蒸。因此,必须在容器内给以足够的液柱头和/或足够的设备进、出口管径尺寸,使之降低流体速度以防止闪蒸,从而减少流体进、出设备管口的压力损失和减少由于加速度在设备管口中产生的压力变化。

4 设备进口压力损失计算

4.0.1 定义

设备进口压力损失为流体从管道进入设备(如换热器或容器)的压力损失。

4.0.2 计算式

以图 4.0.2 为例来表示设备进口压力损失计算式。

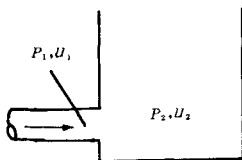


图 4.0.2 流体从设备进口的压力损失

在容器进口内外列出能量衡算式

$$P_2 = P_1 + \frac{u_1^2 \rho}{2} - \frac{u_2^2 \rho}{2} - \Delta P_f \quad (4.0.2)$$

式中

P_1 ——设备进口处压力, Pa;

P_2 ——容器内压力, Pa;

ΔP_f ——摩擦压力损失, Pa;

u_1 ——流体在进口管内流速, m/s;

u_2 ——流体在容器内流速, m/s;

ρ ——设备进口管处流体密度, kg/m³。

假设 $u=0$, 进口管按锐边考虑, 按锐边管口计, 设备入口处的局部阻力系数 $K=1.0$ (见图 7.0.1 所示)。流体从进口管进入设备时的压力损失 $\Delta P_f = K \frac{u_1^2 \rho}{2}$, 正好等于流体进口动能的损失 $\frac{u_1^2 \rho}{2}$, 则 $P_1 = P_2$ 。

5 设备出口压力损失计算

5.0.1 定义

设备出口压力损失为流体从设备进入管道的压力损失。

5.0.2 计算式

5.0.2.1 气体

以图 5.0.2-1 表示气体自设备进入到出口管道的压力损失计算式。

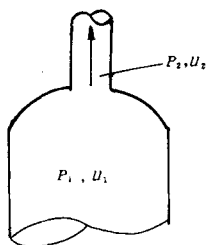


图 5.0.2-1 流体从设备出口的压力损失

在容器出口内外列出能量衡算式

$$P_2 = P_1 + \frac{u_1^2 \rho}{2} - \frac{u_2^2 \rho}{2} - \Delta P_f \quad (5.0.2-1)$$

假设 $u_1 = 0$, 管口为锐边时, 则摩擦压力损失 (见图 7.0.1, $K = 0.5$) 得出:

$$\Delta P_f = 0.5 \times \frac{u_2^2 \rho}{2}$$

$$P_1 - P_2 = 1.5 \times \frac{u_2^2 \rho}{2} \quad (5.0.2-2)$$

式中

P_1 ——容器内压力, Pa;

P_2 ——设备出口处压力, Pa;

ΔP_f ——摩擦压力损失, Pa;

u_1 ——流体在容器内的流速, m/s;

u_2 ——流体在设备出口管内的流速, m/s;

ρ ——设备出口管处流体密度, kg/m³。

由上述可见, 流体从设备 (如容器或换热器) 流至出口管时, 在出口管口处的出口

压力损失,当管口为锐边管口时,可取 1.5 倍的速度头。

5.0.2.2 液体

(1) 饱和溶液一定要有足够高的工作液位来克服管口损失,以防止液体在管口处闪蒸,见图 5.0.2-2 所示。

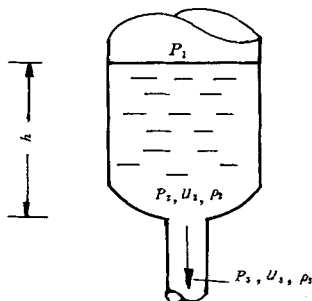


图 5.0.2-2 饱和溶液从设备出口的压力损失

密度 $\rho_2 = \rho_3$

设 $u_2 = 0$, 为了防止闪蒸, 必须使

$$h > 1.5 \times \frac{u_3^2}{2g} \quad (5.0.2-3)$$

$$P_2 = P_1 + h\rho_2 g \quad (5.0.2-4)$$

$$P_3 = P_2 - 1.5 \times \frac{u_3^2 \rho_3}{2} \quad (5.0.2-5)$$

上述各式中

g ——重力加速度, 9.81 m/s^2 ;

h ——液位高度, m ;

P_1 ——容器内液面上的压力, Pa ;

P_2 ——设备出口管处的压力, Pa ;

P_3 ——设备出口管内的压力, Pa ;

注① 此处的“ h ”仅能保证克服从设备出口至出口管的压力损失,若要保证整个下游系统都不发生气化,“ h ”应高得足以克服下游系统的全部管道压力损失。

u_2 ——设备出口管处流体的流速, m/s;

u_3 ——设备出口管内的流体速度, m/s;

ρ_2 ——设备出口管处流体的密度, kg/m³;

ρ_3 ——设备出口管内的流体密度, kg/m³。

对卧式设备, 出口管多采用插入式, 出口管局部系数 $K=0.78$ (见图 7.0.1 所示), 为了防止闪蒸, 必须使

$$h > 1.78 \times \frac{u_3^2}{2g} \quad (5.0.2-6)$$

$$P_2 = P_1 + h\rho_2g \quad (5.0.2-7)$$

$$P_3 = P_2 - 1.78 \times \frac{u_3^2\rho_3}{2} \quad (5.0.2-8)$$

式中符号意义同前。

(2) 不饱和溶液

不饱和溶液在流过管口时一般不会发生闪蒸, 但要防止液面上的气体带入管口, 所以也要保持一定液位高度, 因此可按饱和溶液情况处理。

(3) 气-液混合物

气-液混合物的设备出口压力损失按均匀密度法和混合速度计算, 计算式如下:

$$V_v = \frac{W_v}{\rho_v} \quad (5.0.2-9)$$

$$V_L = \frac{W_L}{\rho_L} \quad (5.0.2-10)$$

$$V_m = \frac{V_v + V_L}{A} \quad (5.0.2-11)$$

$$\rho_H = \frac{W_v + W_L}{V_v + V_L} \quad (5.0.2-12)$$

$$\Delta P = K \times \frac{V_m^2 \rho_H}{2} \quad (5.0.2-13)$$

上述各式中

A ——管口截面, m²;

K ——局部阻力系数, 见图 7.0.1 所示;

ΔP ——设备出管口处的压力损失, Pa;

注① 此处的“ h ”仅能保证克服从设备出口至出口管的压力损失, 若要保证整个下游系统都不发生气化, “ h ”应高得足以克服下游系统的全部管道压力损失。

- W_L ——设备出管口处的液相流量,kg/s;
 V_m ——设备出管口处的气、液相混合速度,m/s;
 W_V ——设备出管口处的气相重量流量,kg/s;
 V_L ——设备出管口处的液相体积流量,m³/s;
 V_V ——设备出管口处的气相体积流量,m³/s;
 ρ_H ——设备出管口处的气-液相均匀密度,kg/m³;
 ρ_L ——设备出管口处的液相密度,kg/m³;
 ρ_V ——设备出管口处的气相密度,kg/m³。

6 计算举例

6.0.1 卧式设备插入式出口管

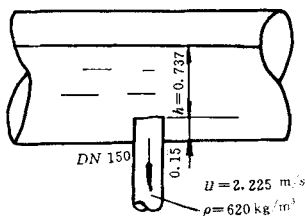


图 6.0.1 计算例图(一)

解: 由于出口管为插入式, 由图 7.0.1 得知 $K=0.78$, 由此需要克服管口压力损失的液位高度为:

$$h' = 1.78 \times \frac{2.225^2}{2 \times 9.81} = 0.449 \text{ m (小于设备内液位)}$$

管口压力损失

$$\Delta P_t = 1.78 \times \frac{2.225^2}{2} \times 620 = 2732 \text{ Pa}$$

6.0.2 速度和密度变化时出口压力损失

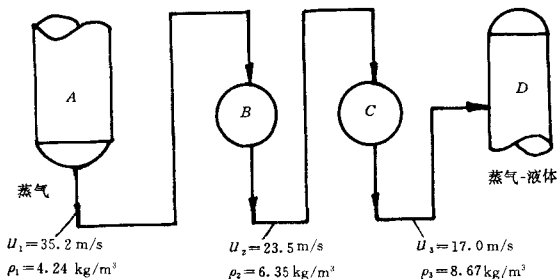


图 6.0.2 计算例图(二)

图中: A——反应器; B、C——换热器; D——分离器。

解:各段压力损失为:

$$(1) \quad \Delta P = 1.5 \times \frac{35.2^2}{2} \times 4.24 = 3940 \text{Pa}$$

$$(2) \quad \Delta P = 1.5 \times \frac{23.5^2}{2} \times 6.35 = 2630 \text{Pa}$$

$$(3) \quad \Delta P = 1.5 \times \frac{17.0^2}{2} \times 8.67 = 1879 \text{Pa}$$

这里 u_3 、 ρ_3 均是按两相流计算的。

7 附图和附表

7.0.1 设备进口管口阻力系数与管口的连接形式有关,图 7.0.1 列出了常用的几类连接管型式和阻力系数(K)。

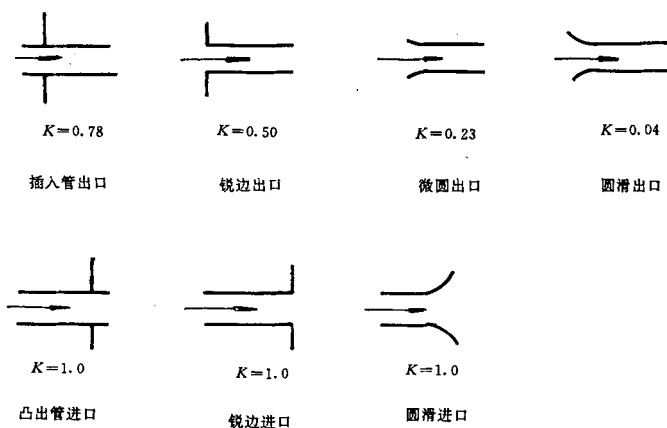







图 7.0.1 设备进、出管口的连接形式和相应的阻力系数

7.0.2 表 7.0.2 中列出了设备进、出管口的当量长度。

设备进出管口的当量长度表

表 7.0.2

管子附件名称		材料或 $\frac{d}{D}$	管子公称直径 mm																															
			6	10	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500	600	750	900	1000	1200	1400	1500	1800	2150			
	喇叭形进口	铜	0.010	0.020	0.030	0.040	0.060	0.080	0.10	0.12	0.20	0.30	0.40	0.50	0.70	0.80	1.1	1.2	1.4	1.6	1.9	2.3	3.0	4.0	4.9	5.8	6.4	7.3	9.1	11.0				
	喇叭形进口	铸铁	—	—	—	—	—	—	—	—	0.20	0.2	—	0.40	0.60	0.70	0.9	1.1	1.3	1.5	1.7	2.2	2.8	3.4	4.3	4.8	5.8	6.4	7.9	9.8				
	直角边进口	铜	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.8	0.9	1.3	1.6	2.0	2.9	4.0	4.9	7.0	8.2	10.7	12.2	14.3	16.2	18.6	23.5	31.4	40.5	48.5	56.7	65.2	73.8	91.7	109.7			
	喇叭形进口	铸铁	—	—	—	—	—	—	—	—	1.7	2.3	—	4.0	5.8	7.3	9.1	11.0	13.1	15.2	17.4	21.6	28.0	34.7	42.4	49.4	57.3	64.6	80.2	96.9				
	插入进口	铜	0.3	0.4	0.6	0.8	1.1	1.6	1.9	2.6	3.1	4.0	5.8	7.6	9.8	13.7	16.8	21.3	24.4	29.0	33.5	38.6	46.6	56.2	68.0	80.9	96.3	113.4	130.5	147.5	183.5	219.5		
	喇叭形进口	—	—	—	—	—	—	—	—	—	3.4	4.6	—	7.9	11.3	14.4	18.6	22.3	26.2	30.5	34.4	43.3	55.6	69.2	84.7	98.8	114.6	129.2	160.3	193.5				
 d D	突然扩大 $\frac{d}{D}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{3}$	$\frac{1}{2}$	$\frac{2}{3}$	$\frac{3}{4}$																												
	突然扩大 $\frac{d}{D}$	4.0	4.6	5.2	5.5	6.7	8.8	11.0	12.5	14.3	18.6	23.5	31.4	40.5	48.5	56.7	65.2	73.8	91.7	109.7	129.2	159.2	184.7	214.6	249.2	289.5	338.4	411.8						
	突然扩大 $\frac{d}{D}$	2.4	2.7	3.0	3.7	4.6	5.8	7.0	8.5	9.1	9.4	10.1	11.6	12.5	14.3	16.2	18.6	21.3	24.4	27.4	31.4	37.1	43.3	49.4	57.3	64.6	80.2	96.9						
 D d	突然收缩 $\frac{d}{D}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{3}$	$\frac{1}{2}$	$\frac{2}{3}$	$\frac{3}{4}$																												
	突然收缩 $\frac{d}{D}$	1.8	2.1	2.4	2.7	3.4	4.6	5.5	6.4	7.0	7.6	8.5	9.1	9.4	10.1	11.6	12.5	14.3	16.2	18.6	21.3	24.4	27.4	31.4	37.1	43.3	49.4	57.3	64.6	80.2	96.9			
	突然收缩 $\frac{d}{D}$	1.5	1.5	1.8	2.1	2.4	3.4	4.3	4.9	5.2	5.8	6.1	6.7	7.3	8.2	10.1	11.6	12.5	14.3	16.2	18.6	21.3	24.4	27.4	31.4	37.1	43.3	49.4	57.3	64.6	80.2	96.9		