

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

泵的系统特性计算 和设备相对安装高度的确定

HG/T 20570.5—95

编制单位： 中国五环化学工程公司

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：

中国五环化学工程公司 宫经德 吴其英

审核人：

中国五环化学工程公司 吴炳永

化工部工艺系统设计技术中心站 龚人伟

1 范 围

1.0.1 本规定适用于离心泵和往复泵的管路系统,提出了泵的系统特性计算和泵计算表,介绍保证泵的工艺系统正常运行措施和确定设备的相对安装高度的方法。

1.0.2 离心泵的系统特性计算也适用于转子泵和旋涡泵。

2 泵的管路系统

2.0.1 泵的管路系统的基本类型

2.0.1.1 泵的管路系统分为吸入管路和排出管路。吸入管路和排出管路包括管径和流量不变管路、变径而流量不变管路、分支管路(不同管段的管径和流量不同)几种情况。

2.0.1.2 吸入管路分为吸上和灌注两种。管路上附件主要包括换热器、过滤器、阀门、管件、缓冲罐(对往复泵)等。

2.0.1.3 排出管路附件主要包括换热器、炉子、分离器、控制阀、流量计、限流孔板、喷头、管件、缓冲罐(对往复泵)等。

2.0.1.4 任一台泵的管路系统是以上吸入管路和排出管路各种情况的任一组合。

2.0.2 泵的管路系统流速、管径选择

2.0.2.1 水和物性与水近似的液体

离心泵吸入管内流速为 $1.5 \sim 2\text{m/s}$ (常温),或 $0.5 \sim 1.5\text{m/s}$ ($70 \sim 110^\circ\text{C}$);排出管内流速为 $1.5 \sim 3\text{m/s}$ 。往复泵吸入管内流速为 $0.5 \sim 1.5\text{m/s}$,排出管内流速为 $1 \sim 2\text{m/s}$ 。

2.0.2.2 管路的管径是由流速及相应的允许压力降来确定。

2.0.3 泵的管路系统的压力降计算

2.0.3.1 泵的管路系统的压力降包括管道(包含管件)压力降、设备进出口压力降、控制阀压力降、设备压力降、流量计压力降、孔板压力降等。

2.0.3.2 管道压力降、设备进出口压力降、控制阀压力降、流量计(孔板型)压力降、限流孔板压力降由工艺系统专业按要求来进行计算。

2.0.3.3 设备压力降、流量计(非孔板型)压力降由化工工艺、自控等有关专业提出。

2.0.4 泵的管路系统的压力降控制

2.0.4.1 泵吸入管和排出管的单位管长压力降一般由计算而定,有的系统由于经济原因及操作要求,可作限定。

2.0.4.2 泵吸入管路压力降一般控制在 20mm 液柱/(m 管)以内,当输送液体温度高于 70°C 或处于平衡状态时,应控制在 6mm 液柱/(m 管)以内。

2.0.4.3 泵排出管路压力降随流量不同而控制范围不同,见下表。

流量 m^3/h	单位管长压力降 kPa/m
<34	$0.35\sim1.38$
$34\sim110$	$0.23\sim0.92$
>110	$0.12\sim0.46$

2.0.4.4 表中所提及的数据均为一般情况下的控制范围,在实际使用过程中应注意到流体性质、操作工况、安装位置及泵的类型,并根据安全和经济的原则来确定泵的吸入管和排出管的流速及允许压力降。

3 泵的系统特性计算

3.0.1 泵的净正吸入压头(NPSH)计算

3.0.1.1 $NPSH_r$ 、 $NPSH_a$ 定义及其关系

(1) 泵入口处(压力最低点)单位质量液体所具有的能量(静压能和动能)与输送液体在工作温度下的饱和蒸汽压头之差称为泵的净正吸入压头 $NPSH$ (Net Positive Suction Head), 也称作泵的气蚀余量。泵的净正吸入压头分为需要的净正吸入压头(或称为净正吸入压头必需值), 标记为 $NPSH_r$ ($NPSH$ Required) 或 $NPSH_r$ 和有效的净正吸入压头(或称为净正吸入压头有效值), 标记为 $NPSH_a$ ($NPSH$ Available) 或 $NPSH_a$ 。

(2) 为保证泵正常运转而不发生气蚀, 净正吸入压头必须大于某一指定最小值, 该最小值称为泵需要的净正吸入压头($NPSH_r$)。 $NPSH_r$ 与泵的类型和结构设计有关, 并随泵的转速和流量而变, $NPSH_r$ 越小, 泵抗气蚀能力越强。 $NPSH_r$ 一般由泵制造厂测定提供。 $NPSH_r$ 的测定条件是按输送 20°C 时的清水。若无泵制造厂提供的 $NPSH_r$ 或泵送流体不同于 $NPSH_r$ 的测定条件, 可按本规定 3.0.1.2 中的公式进行计算或校正。

(3) 在给定了装置的设备、管道配置之后, 泵吸入系统给予泵的净正吸入压头称为泵系统有效的净正吸入压头($NPSH_a$), $NPSH_a$ 只与装置系统有关而与泵本身特性无关。

(4) 为保证泵能正常运转而不发生气蚀, 必须使 $NPSH_a > NPSH_r$, 而一般情况下至少要大 0.3m , 对于有些输送条件(如输送近似沸点的液体)则应 $NPSH_a \geq 1.3NPSH_r$ 。

3.0.1.2 $NPSH_r$ 的计算和校正

(1) $NPSH_r$ 的计算

应尽量采用泵制造厂给出的 $NPSH_r$, 当无泵制造厂提供的 $NPSH_r$ 时, 可按式 (3.0.1-1) 进行估算:

$$NPSH_r = \left(\frac{n \cdot \sqrt{V_d}}{S} \right)^{\frac{4}{3}} \quad (3.0.1-1)$$

式中 $NPSH_r$ ——泵需要的净正吸入压头, m ;

n ——泵的转速, r/min ;

V_d ——泵的设计流量, m^3/min ;

S ——泵吸入比转速, $(\text{m}^3/\text{min}) \cdot (\text{m}) \cdot (\text{r})$ 。

一般离心泵, 不管比转速多大, 吸入比转速均可用 1200, 则式(3.0.1-1)可简化为:

$$NPSHr = 7.86 \times 10^{-5} \cdot n^{4/3} \cdot V_d^{2/3} \quad (3.0.1-2)$$

特殊设计的泵, 如高速泵及 $NPSHa$ 不能取得很大时, 叶轮要进行特殊设计, 其 S 值实际可达到 1500~1600, 计算 $NPSHr$ 时应予考虑。

(2) $NPSHr$ 的校正

a. 当泵输送的流体不同于 20℃ 的清水时, $NPSHr$ 应按式(3.0.1-3)进行校正:

$$NPSHr = \varphi \cdot NPSHrw \quad (3.0.1-3)$$

式中 φ ——相对于水的需要净吸入压头的修正系数;

$NPSHrw$ ——输送 20℃ 清水时需要的净正吸入压头(即泵制造厂所提供的 $NPSHr$), m。

b. 输送牛顿型流体中的油、药液等粘性和腐蚀性液体、非牛顿型流体的固体颗粒均匀分布于液体中的泥浆, 以及分布不均匀但其流动可近似看作是牛顿型流体和非牛顿型流体的简单组合而成的两相流纸浆等, 与输送清水相比, 具有明显地不易引起气蚀的趋势, 但其热力学性质还没完全掌握, φ 值难以确定且又小于 1, $NPSHr$ 可以不校正, 把它作为外加的安全因素。

c. 输送热水或非粘性液态烃(粘度比水小)时, 泵可以在比输送 20℃ 清水时需要的净正吸入压头小的情况下运行。图 3.0.1-1 为估算输送非粘性液态烃时泵的 $NPSHr$ 修正图, 根据输送温度下液态烃的相对密度与饱和蒸汽压查得 φ 值, 从而求出输送非粘性液态烃时的 $NPSHr$ 。当输送温度下烃的蒸汽压低于 100kPa 时, φ 值等于 1。

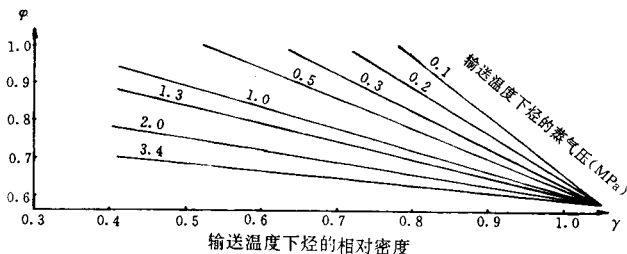


图 3.0.1-1 输送非粘性烃类时泵的 $NPSHr$ 修正图

3.0.1.3 NPSHa 的计算及有关参数的选择

(1) 离心泵的 NPSHa 计算

离心泵的 NPSHa 可按式(3.0.1-4)进行计算:

$$NPSHa = \frac{P_1 - P_v}{9.81\gamma} \pm H_1 - \frac{(\Delta P_1 + \Delta P_{e1})K^2}{9.81\gamma} \quad (3.0.1-4)$$

式中

NPSHa——泵有效的净正吸入压头, m;

P_1 ——泵吸入侧容器最低正常工作压力, kPa;

P_v ——泵进口条件下液体饱和蒸汽压, kPa;

H_1 ——从吸入液面到泵基础顶面的垂直距离, 灌注时 H_1 取“+”, 吸上时 H_1 取“-”, m^①;

ΔP_1 ——从吸入容器出口至泵吸入口之间的正常流量下管道摩擦压力降(包括管件、阀门等), kPa;

ΔP_{e1} ——正常流量下泵吸入管道上设备压力降之和(包括设备管口压力降), kPa;

γ ——泵进口条件下液体的相对密度;

K ——泵流量安全系数, 为泵的设计流量与正常流量之比。

(2) 往复泵的 NPSHa 计算

往复泵的 NPSHa, 可按式(3.0.1-5)进行计算

$$NPSHa = \frac{P_1 - P_v}{9.81\gamma} \pm H_1 - \frac{(\Delta P_1 \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e1})K^2}{9.81\gamma} - H_{1acc} \quad (3.0.1-5)$$

式中

H_{1acc} ——往复泵吸入管线加速度损失(其计算见式 3.0.1-6), m;

K_{acc} ——往复泵脉冲损失系数。

其余符号意义同式(3.0.1-4)。

由于往复泵是周期性地间歇吸液(排液), 进液(排液)流速也随之有周期性地变化, 从而使摩擦损失发生变化并产生加速度损失。

a. 摩擦损失变化

(a) 泵吸入(排出)管道上未安装缓冲罐(或其它缓冲装置亦称脉冲衰减器或空气罐)时, 管道摩擦损失应按恒定流动情况计算, 所用流量为泵的设计流量乘以

^① 从理论上讲 H_1 的含义应为从吸入液面到泵轴(叶轮)中心的垂直距离, 但工程设计中通常在进行泵的系统特性计算时, 还不知道泵的几何尺寸, 为工程计算方便, 在进行泵的系统特性计算时, H_1 取从吸入液面到泵基础顶面的垂直距离, 本规定中后面所涉及的 H_2 及 H_g 同理。

表 3.0.1-1 中往复泵脉冲损失系数。

往复泵脉冲损失系数 (K_{acc})

表 3.0.1-1

缸 数	单 作 用	双 作 用
单缸	3	2
双缸	2	1.5
三缸	2	1.3
四缸	1.5	1.3
其它	1.3	1.3

(b) 泵吸入(排出)管道上安装有缓冲罐时,不管泵的类型如何,脉冲损失系数均取 1.2,即计算摩擦损失时,采用的流量取泵的设计流量的 1.2 倍。

b. 加速度损失

(a) 泵吸入管道上未安装缓冲罐时,加速度损失按式(3.0.1-6)计算:

$$H_{1acc} = 36 \frac{L_1 \cdot V_d \cdot R \cdot C}{D_1^5 \cdot K_t} \quad (3.0.1-6)$$

式中

H_{1acc} ——往复泵吸入管道加速度损失, m 液柱;

L_1 ——泵吸入管道直线长度, m;

V_d ——泵的设计流量, m^3/h ;

C ——泵型系数(见表 3.0.1-2);

D_1 ——泵吸入管道内径, mm;

K_t ——液体校正系数(见表 3.0.1-3);

R ——往复泵往复次数, min^{-1} 。在不知道泵的往复次数时,蒸汽直接驱动的往复泵, R 取 $20min^{-1}$;电动机或汽轮驱动的往复泵, R 取 $350min^{-1}$ 。

(b) 泵排出管道上未安装缓冲罐时,加速度损失按式(3.0.1-7)计算:

$$H_{2acc} = 36 \frac{L_2 \cdot V_d \cdot R \cdot C}{D_2^5 \cdot K_t} \quad (3.0.1-7)$$

式中

H_{2acc} ——往复泵排出管道加速度损失, m 液柱;

L_2 ——泵排出管道直线长度, m;

D_2 ——泵排出管道内径, mm。

其余符号意义同式(3.0.1-6)。

往 复 泵 泵 型 系 数 (C)

表 3.0.1-2

缸 数	单作用电动泵或 汽轮机驱动泵	双作用电动泵或 汽轮机驱动泵	蒸汽直接驱动 的往复泵*
单 缸	0.4	0.2	0.066
双 缸	0.2	0.115	0.066
三 缸	0.066	0.066	
四 缸	0.5	0.04	
五 缸	0.04	0.04	
七 缸	0.028	0.028	
其 它	0.04	0.04	

* 如果蒸汽驱动的泵是靠曲柄和飞轮驱动,可使用电动泵或汽轮机驱动泵的“C”值。

液 体 校 正 系 数 (K_t)

表 3.0.1-3

流 体 名 称	校 正 系 数
热油	2.5
大部分烃类	2.0
胺、水、乙二醇	1.5
热水	1.4

(c) 吸入(排出)管道上安装有缓冲罐时,泵至缓冲罐之间的加速度损失按式(3.0.1-6)和式(3.0.1-7)计算,吸入(排出)容器至缓冲罐之间的加速度损失取按式(3.0.1-6)和式(3.0.1-7)计算值的 10%,然后把两段管道的加速度损失相加,即为吸入(排出)管道的总加速度损失。

(3) $NPSH_a$ 计算注意事项

a. 确定吸入损失时应注意:

(a) 管径为内径;

(b) 流量为泵的设计流量,若用正常流量计算,则各项损失要乘以流量安全系数的平方;

(c) 对在正常操作中几台并联运转的关键泵,应估计到一台泵突然损坏时的有效净正吸入压头,此值通常是减小;

(d) 当吸入侧容器标高由需要的净正吸入压头确定时,吸入管道的总摩擦损失不应超过 0.6m 液柱;

(e) 当吸入侧容器标高不是由需要的净正吸入压头确定时,吸入管道的总摩擦损失可超过 0.6m 液柱,推荐作法是按控制单位压力降 $0.23 \sim 0.46 \text{ kPa/m}$ 来确定吸入管道和进泵管道的管径。

b. 吸入侧容器的工作压力为正常出现的最低工作压力。

c. 吸入侧容器的液面标高“ L ”应取正常出现的最低情况,当化工工艺专业未提供时,可参见图 3.0.1—2 所示。

d. 泵入口液体的饱和蒸汽压应取正常出现的最高工作温度下的值。

e. 往复泵加速度损失计算式适用于无弹性较短的吸水管。

总之,计算泵的 $NPSH_a$,应选择正常出现的最不利条件下的数据进行计算,以保证泵不发生气蚀而可靠地运行。

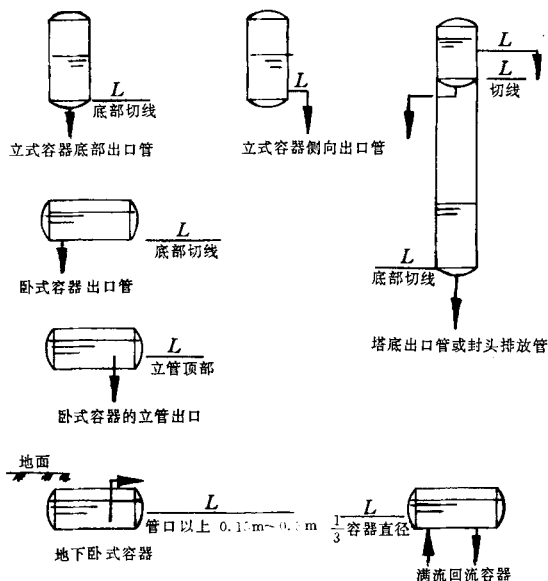


图 3.0.1—2 泵吸入侧容器内液面参考标高(密闭容器)

3.0.1.4 $NPSH_a$ 的安全裕量

从 3.0.1.3 中 $NPSH_a$ 计算结果减去安全裕量,即为泵系统的最终有效净正吸入压头。

往复泵不计安全裕量,它已包括在摩擦损失和加速度损失计算中。

对一般离心泵, $NPSH_a$ 的安全裕量取 0.6~1.0m,但对不同类型和不同用途的离心泵, $NPSH_a$ 的安全裕量也不同,见表 3.0.1-4。

泵 $NPSH_a$ 的安全裕量

表 3.0.1-4

序号	泵的类型和用途	说明(注*)	安全裕量 m
1	锅炉给水泵及锅炉给水循环泵、卧式 冷凝器热冷凝液泵	⑦⑨⑬	2.1
2	减压塔釜液泵	④⑥⑦⑨ ⑩⑪⑫⑬	2.1
3	立式和卧式表面冷凝器热冷凝液泵	⑤⑦⑧ ⑨⑬	0.3
4	常温常压冷却水泵	①②⑤ ⑨⑬	0.6
5	吸入压力<70kPa(表)的泵	⑤⑦⑨⑬	0.6
6	多级泵和双吸叶轮泵	⑨⑬	0.6
7	自动启动泵	⑨⑬	0.6
8	吸收塔釜液泵和送液温度在 15.5~ 205℃之间的 CO ₂ 汽提塔等类似的泵	⑨⑬	2.1
9	其它用途的泵,如将容器架高提高 $NPSH_a$ 的泵	⑨⑬	0.6
10	用于输送平衡液体和在蒸汽分压下的 液体的泵	⑤⑨⑬	0.3~1.2
11	用于输送非平衡液体的泵	③⑨⑬	0.6

* 注①: 在计算 $NPSH_a$ 时,不应包括吸上式冷却水泵吸入管口以上的浸没液柱头。

- ② 对立式和卧式冷却水泵应有足够的浸没深度。
- ③ 如果液体溶解有气体,则假定液体处在它的平衡压力和温度下,即容器压力等于蒸汽压力。
- ④ $NPSHa$ 计算不应包括汽提用蒸汽的裕量。
- ⑤ 总的摩擦损失应限定在 0.3m 液柱以内。
- ⑥ 吸入管内径应按单位压力降小于 0.23kPa/m 来确定。
- ⑦ 这些泵应安装“T”型过滤器。
- ⑧ 这些泵的吸入管应从容器分别引出。
- ⑨ 双吸叶轮泵的配管必须避免液流分配的不均匀情况。
- ⑩ 对减压分离塔,其底部抽出管用一根或是用两根要根据管道布置确定。
- ⑪ 减压塔釜液泵应尽量靠近减压塔布置。
- ⑫ 减压塔釜液泵的备用泵一般不应作为其它泵的公用的备用泵,在无法避免时,减压塔釜液泵的备用泵布置必须尽量靠近减压塔釜液泵,其位置由减压塔釜液泵确定,以不影响作为减压塔釜液泵备用泵的功能为准。
- ⑬ 一般卧式冷却水泵的吸入管摩擦损失可用异径管公式计算。

3.0.2 泵的压差计算

3.0.2.1 泵吸入压力和最大吸入压力计算

(1) 泵吸入压力计算

泵的吸入压力按流量不同可分为正常流量下的吸入压力和设计流量下的吸入压力。

a. 正常流量下泵的吸入压力由式(3.0.2-1)计算:

$$P_{ns} = P_1 \pm 9.81\gamma \cdot H_1 - (\Delta P_1 \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e1}) - \frac{9.81\gamma \cdot H_{1acc}}{K} \quad (3.0.2-1)$$

式中

P_{ns} ——正常流量下泵的吸入压力,kPa;

K_{acc} ——往复泵脉冲损失系数,见表 3.0.1-1,离心泵 K_{acc} 取 1;

H_{1acc} ——往复泵吸入管道加速度损失,m 液柱,对离心泵 H_{1acc} 取 0。

式中其余符号意义同前。

b. 设计流量下泵的吸入压力由式(3.0.2-2)计算:

$$P_{ds} = P_1 \pm 9.81\gamma \cdot H_1 - (\Delta P_1 \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e1})K^2 - 9.81\gamma \cdot H_{1acc} \quad (3.0.2-2)$$

式中

P_{ds} ——设计流量下泵的吸入压力,kPa。

式中其余符号意义同前。

(2) 泵最大吸入压力计算

泵的最大吸入压力是指泵吸入处可能出现的最高压力,为泵吸入侧容器由于不正常情况可能出现的最高压力及产生的最高液位的净压力之和,如式(3.0.2-3)所示。

$$P_{s, \max} = P_{1, \max} + 9.81 H_{1, \max} \cdot \gamma \quad (3.0.2-3)$$

式中

$P_{s, \max}$ ——泵的最大吸入压力, kPa;

$P_{1, \max}$ ——泵吸入侧容器可能出现的最高压力,若有安全阀或爆破片取整定压力或设计爆破压力, kPa;

$H_{1, \max}$ ——从吸入侧容器可能出现最高液面到泵基础顶面的垂直距离, m;

γ ——泵进口条件下液体的相对密度。

3.0.2.2 泵压差和泵排出压力计算

(1) 泵压差计算

a. 泵出口无控制阀的系统

设计流量下,泵最小压差按式(3.0.2-4)计算:

$$\Delta P_{p, \min} = (P_2 - P_1) + 9.81(H_2 - H_1)\gamma + [(\Delta P_1 + \Delta P_2)K_{acc}^2 + \Delta P_{e1} + \Delta P_{e2}] \cdot K^2 + 9.81\gamma \cdot (H_{1acc} + H_{2acc}) \quad (3.0.2-4)$$

式中

$\Delta P_{p, \min}$ ——设计流量下泵最小压差, kPa;

H_2 ——泵出口必须达到的最高点距泵基顶面的垂直距离, m;

P_2 ——泵排出侧容器正常出现的最高压力, kPa;

ΔP_2 ——泵出口管道(包括管件、阀门等)正常流量下总摩擦压力降, kPa;

ΔP_{e2} ——正常流量下泵排出管道上设备压力降之和(包括工业炉、过滤器、换热器、孔板、喷头、流量计、设备进出口压力降等), kPa;

H_{2acc} ——往复泵排出管道加速度损失, m 液柱, 见式(3.0.1-7), 对离心泵

H_{2acc} 取 0。

式中其余符号意义同前。

$\Delta P_{p, \min}$ 经取整(小数点后及个位数四舍五入)后加 30kPa 即为泵设计流量下泵的压差(ΔP)。

b. 泵出口有控制阀的系统

泵出口管道上有控制阀时,要分析系统情况,确定控制阀压降。一般控制阀允许压降要占整个管道系统可变压降(不包括控制阀压降)的 25% 以上(正常工作条件下),并且控制阀正常流量下允许压降值要大于 70kPa,正常流量时控制阀允许压降下的计算流通系数(C_{vc})(正常)与所选控制阀本身流通系数(C_v)之比 $\frac{C_{vc}(\text{正常})}{C_v}$ 为 0.5~1,控制阀公称直径须小于或等于管道公称直径,只有这样才能保证控制阀良好运行,否则要重新选择控制阀或改变管道设计(包括改变管径、管道上附件及管道配置)。

由上述压降经验数据,按式(3.0.2-5)计算控制阀流通系数(C_{vc})(设计),并以此初步确定控制阀尺寸和流通系数(C_v)。

$$C_{vc}(\text{设计}) = 10V_{dv} \sqrt{\frac{\gamma}{\Delta P_n}} \quad (3.0.2-5)$$

式中

$C_{vc}(\text{设计})$ ——设计流量时控制阀允许压降下的计算流通系数;

ΔP_n ——控制阀压降经验数据,一般取 70kPa;

V_{dv} ——通过控制阀的设计流量, m^3/h 。

式中其余符号意义同前。

要使控制阀具有良好调节性能,系统应满足控制阀压降要求,在设计流量下控制阀必须的最小压降按式(3.0.2-6)计算:

$$\Delta P_{v, \min} = 100\gamma \left(\frac{V_{dv}}{C_v} \right)^2 \quad (3.0.2-6)$$

式中

$\Delta P_{v, \min}$ ——设计流量下控制阀必须的最小压降, kPa;

C_v ——选定的控制阀的流通系数。

式中其余符号意义同前。

泵在设计流量下必须的最小压差(有控制阀时)按下式计算:

$$\Delta P_{p, \min} = \Delta P_{v, \min} + (P_2 - P_1) + 9.81(H_2 - H_1)\gamma + [(\Delta P_1 + \Delta P_2) \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e1} + \Delta P_{e2}]K^2 + 9.81\gamma \times (H_{1acc} + H_{2acc}) \quad (3.0.2-7)$$

式中符号意义同前。

$\Delta P_{p, \min}$ 经取整(小数点后及个位数四舍五入)后加 30kPa,并且当式(3.0.2-10)和式(3.0.2-11)成立时,即为泵在设计流量下的压差(ΔP)。

当按上述确定了泵的压差后,在正常流量下由于系统管路的可变压降比设计流量下低,则此时控制阀允许压降要比其在设计流量下必须的最小压降要大。

正常流量下控制阀允许压降按下式计算:

$$\Delta P_v = \Delta P_{v, \min} + (K^2 - 1) [(\Delta P_1 + \Delta P_2) K_{acc}^2 + \Delta P_{e1} + \Delta P_{e2}] + 9.81\gamma \times (1 - 1/K) (H_{1acc} + H_{2acc}) + (\Delta P - \Delta P_{p, \min}) \quad (3.0.2-8)$$

式中

ΔP_v ——正常流量下控制阀允许压降, kPa;

ΔP ——泵设计流量下的压差, kPa;

$\Delta P - \Delta P_{p, \min}$ ——泵压差的圆整值, kPa。

式中其余符号意义同前。

正常流量下控制阀允许压降条件下的计算流通系数(C_{vc})(正常)按式(3.0.2-9)计算:

$$C_{vc}(\text{正常}) = 10V_{nv} \sqrt{\frac{\gamma}{\Delta P_v}} \quad (3.0.2-9)$$

式中

$C_{vc}(\text{正常})$ ——正常流量时控制阀允许压降下的计算流通系数;

V_{nv} ——通过控制阀的正常流量, m³/h;

式中其余符号意义同前。

选定的控制阀必须满足:

$$\frac{C_{vc}(\text{正常})}{C_v} = 0.5 \sim 1 \quad (3.0.2-10)$$

$$\frac{\Delta P_v}{\Delta P_2 \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e2}} > 0.25 \quad (3.0.2-11)$$

(2) 泵压头(扬程)计算

$$H = \frac{\Delta P}{9.81\gamma} \quad (3.0.2-12)$$

式中

H ——泵设计流量下的压头(扬程), m 液柱。

式中其余符号意义同前。

(3) 泵排出压力计算

正常流量下

$$P_{nd} = P_{ns} + \Delta P \quad (3.0.2-13)$$

式中

P_{nd} ——正常流量下泵的排出压力, kPa。

式中其余符号意义同前。

设计流量下

$$P_{dd} = P_{ds} + \Delta P \quad (3.0.2-14)$$

式中

P_{dd} ——设计流量下泵的排出压力, kPa。

式中其余符号意义同前。

3.0.3 泵的最大关闭压力计算

3.0.3.1 离心泵

泵的最大关闭压力,是指离心泵在关闭出口阀门(即流量为零)时的泵出口表压力,此值可由泵制造厂提供的零流量扬程来计算。由于管道的事故压力要根据泵的关闭压力来确定,故在 *PI* 图 A 版阶段必须估算此值,待泵制造厂资料到后,取泵的零流量扬程加 $P_{s,max}$ 算出实际关闭压力。在估算时对一般离心泵,在憋压时按压力升高 20% 计算,离心泵的最大关闭压力按式(3.0.3-1)计算:

$$P_{c,max} = P_{s,max} + 1.2\Delta P \quad (3.0.3-1)$$

式中

$P_{c,max}$ ——泵的最大关闭压力, kPa。

式中其余符号意义同前。

3.0.3.2 往复泵

往复泵其流量与压头(扬程)无直接关系,只要往复泵驱动力功率、泵和管道的强度足够,理论上它的压头(扬程)是没有限制的。因此往复泵运转时,不允许将其排出阀门关死,否则泵驱动力、泵或管道会损坏,往复泵不存在最大关闭压力。

3.0.4 泵的允许吸上真空高度和泵的安装高度

3.0.4.1 泵的允许吸上真空高度

泵不发生气蚀,其入口处允许的最低绝对压力(表示为真空度),以液柱高度表示,称为泵的允许吸上真空高度。由泵制造厂在大气压为 10m 水柱以 20℃ 清水进行气蚀试验测得。若输送介质或工作条件与试验条件不同时,要对泵的允许吸上真空高度进行校正。泵在工作条件下的允许吸上真空高度按式(3.0.4-1)计算。

$$H_s = [H_{sw} + (\frac{P_a}{9.81} - 10) - (\frac{P_v}{9.81} - 0.24)] \cdot \frac{1}{\gamma} \quad (3.0.4-1)$$

允许吸上真空高度与泵需要的净正吸入压头的关系,如式(3.0.4-2)。

$$H_s = \frac{P_a - P_v}{9.81\gamma} + \frac{u^2}{2g} - NPSHr \quad (3.0.4-2)$$

以上两式中

H_s ——泵在工作条件下的允许吸上真空高度,m 液柱;

H_{sw} ——泵在试验条件下的允许吸上真空高度(由泵制造厂提供),m 水柱;

P_a ——泵安装地区大气压力,kPa;

γ ——工作温度下输送液体的相对密度;

u ——泵进口液体平均流速,m/s;

g ——重力加速度,9.81m/s²;

10——试验条件下的大气压力,m 水柱;

0.24——20℃清水的饱和蒸汽压,m 水柱。

式中其余符号意义同前。

3.0.4.2 泵的安装高度

(1) 泵的安装高度计算

泵的安装高度是指泵轴中心线与泵吸入液面的垂直距离,实际计算时是指泵基础顶面与泵吸入液面的垂直距离,按式(3.0.4-3)计算:

$$H_g = \frac{P_1 - P_v}{9.81\gamma} - \frac{(\Delta P_1 \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e1})K^2}{9.81\gamma} - 9.81\gamma \cdot H_{1acc} - NPSHr \quad (3.0.4-3)$$

式中

H_g ——泵的几何安装高度,m。当其为正值时,表示泵基础顶面在吸入液面之上,即为吸上;当其为负值时,表示泵基础顶面在吸入液面之下,即为灌注。

式中其余符号意义同前。

当泵吸入容器为敞口时,式(3.0.4-3)可简化如式(3.0.4-4)。

$$H_g = H_s - [\frac{u^2}{2g} + (\Delta P_1 \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e1})K^2 + 9.81\gamma \cdot H_{1acc}] \quad (3.0.4-4)$$

式中符号意义同前。

(2) 泵安装高度的确定原则

泵的安装高度的确定原则是保证泵在指定条件下工作而不发生气蚀。泵的安装高度一般是由化工工艺专业在设备建议布置图中提出,工艺系统专业计算 $NPSH_a$ 时进行校核,保证 $NPSH_a$ 超过 $NPSH_r$ 一定余量。当化工工艺专业未提供泵的安装高度时,工艺系统专业可由初步选定的泵的 $NPSH_r$,按式(3.0.4-3)计算 H_g ,定出实际安装高度 H ,再核算 $NPSH_a$ 。在确定泵的实际安装高度时,灌注时应使 $H \geq H_g$,吸上时应使 $H \leq H_g$ 。泵的安装高度采用泵可能最大使用流量(流量增大, $NPSH_r$ 增大,导致 H_g 发生变化)来计算外,还应包括吸入管道压力降在使用后的增长因素,要根据不同情况对计算的安装高度加以适当的余量。

4 泵系统特性计算举例

4.0.1 泵系统特性计算接收专业条件和提交专业条件

4.0.1.1 需接收专业条件为：

- (1) 化工工艺专业提供的泵工艺数据表和设备压力降；
- (2) 换热器专业提供的换热器压力降；
- (3) 工业炉专业提供的炉子压力降；
- (4) 管道材料专业提供的管道分类、压力等级、法兰面形式等有关规定和规范；
- (5) 设备布置专业提供的设备布置图、设备标高等。

4.0.1.2 泵计算后提出的专业条件见行业标准《工艺系统专业提交文件内容的规定》(HG 20558.2-93)中的“泵数据汇总表编制说明”。

4.0.2 泵计算表及说明

为计算简便,将本规定第3章中泵的进出口条件、压差、 $NPSH_a$ 等的计算表格化,见7.0.1中的表7.0.1。每台泵的系统特性计算可按计算表中顺序逐项进行,计算表中有关项目的说明见第3章“泵的系统特性计算”中的有关说明和注意事项。

4.0.3 泵系统特性计算举例

4.0.3.1 离心泵

某装置解吸塔给料泵,正常流量为 $32.6\text{m}^3/\text{h}$,设计流量为 $37.49\text{m}^3/\text{h}$,流量安全系数 1.15,输送流体温度 50°C ,相对密度 0.99,粘度 $0.8\text{mPa}\cdot\text{s}$,饱和蒸汽压力为 59.8kPa (50°C 时),吸入侧容器压力为 101kPa ,排出侧容器压力为 588.4kPa 。泵排出管线上有孔板和换热器,正常流量下压降分别为 20kPa 和 50kPa ,流程简图如图 4.0.3-1,试进行泵的系统计算,并填写泵计算表。

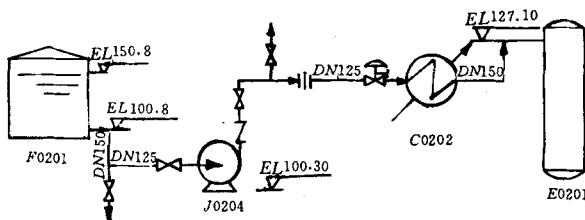


图 4.0.3-1 装置流程简图

解: (1) 泵进出口管道压降计算

按《管道压力降计算》(HG/T 20570.7-95)第1章“单相流(不可压缩流体)”中方法计算单位管长压降和当量长度。

正常流量 $32.6\text{m}^3/\text{h}$ 下单位管长压降: $DN150$ 管为 2.06mm 液柱/ m , $DN125$ 管为 5.23mm 液柱/ m 。

已知: 泵入口管道直管长度 $DN150$ 段 $L=15\text{m}$, $DN125$ 段 $L=3\text{m}$; 阀门、管件当量长度 $DN150$ 段 $L_e=10\text{m}$, $DN125$ 段 $L_e=31\text{m}$ 。

泵排出管道直管长度 $DN125$ 段 $L=2\text{m}$, $DN150$ 段 $L=34\text{m}$; 阀门管件当量长度 $DN150$ 段 $L_e=134\text{m}$, $DN125$ 段 $L_e=76\text{m}$ 。

则正常流量下泵吸入管道和排出管道的压降分别为:

$$\Delta P_1 = (15+10) \times 2.06 + (3+31) \times 5.23$$

$$= 229.32\text{mm 液柱} = 2.23\text{kPa}$$

$$\Delta P_2 = (2+76) \times 5.23 + (34+134) \times 2.06$$

$$= 754.02\text{mm 液柱} = 7.32\text{kPa}$$

泵进出管道其它压降

$$\Delta P_{e1} = 0$$

$$\Delta P_{e2} = 20 + 50 = 70\text{kPa}$$

(2) $NPSH_a$ 计算

$$\begin{aligned} NPSH_a &= \frac{P_1 - P_v}{9.81\gamma} + H_1 - \frac{(\Delta P_{e1} + \Delta P_1)K^2}{9.81\gamma} \\ &= \frac{101 - 59.8}{9.81 \times 0.99} + (100.8 - 100.3) - \frac{(0 + 2.23) \times 1.15^2}{9.81 \times 0.99} \\ &= 4.44\text{m 液柱} \end{aligned}$$

$NPSH_a$ 的安全裕量取 0.6m , 则最终的 $NPSH_a$ 为 $4.44 - 0.6 = 3.84\text{m}$ 液柱。

(3) 泵吸入条件计算

正常流量下泵的吸入压力

$$\begin{aligned} P_m &= P_1 + 9.81H_1 \cdot \gamma - (\Delta P_{e1} + \Delta P_1 \cdot K_{acc}^2) \\ &= 101 + 9.81 \times 0.5 \times 0.99 - (0 + 2.23 \times 1^2) \\ &= 103.63\text{kPa} \end{aligned}$$

设计流量下泵的吸入压力

$$\begin{aligned}
 P_{ds} &= P_1 + 9.81H_1 \cdot \gamma - (\Delta P_{e1} + \Delta P_1 \cdot K_{acc}^2)K^2 \\
 &= 101 + 9.81 \times 0.5 \times 0.99 - (0 + 2.23 \times 1^2) \times 1.15^2 \\
 &= 102.91 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

泵的最大吸入压力

$$\begin{aligned}
 P_{s, \max} &= P_{1, \max} + 9.81H_{1, \max} \cdot \gamma \\
 &= 101 + 9.81 \times (105.8 - 100.3) \times 0.99 \\
 &= 154.42 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

(4) 泵排出条件计算

初选控制阀

$$\begin{aligned}
 C_{vc}(\text{设计}) &= 10V_{dv} \sqrt{\frac{\gamma}{\Delta P_n}} \\
 &= 10 \times 37.49 \sqrt{\frac{0.99}{70}} = 44.58
 \end{aligned}$$

选择气动单座控制阀, $DN65, C_v=50$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{v, \min} &= 100\gamma \left(\frac{V_{dv}}{C_v}\right)^2 \\
 &= 100 \times 0.99 \left(\frac{37.49}{50}\right)^2 \\
 &= 55.66 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

泵最小压差

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{p, \min} &= \Delta P_{v, \min} + (P_2 - P_1) + 9.81(H_2 - H_1)\gamma + \\
 &\quad [(\Delta P_1 + \Delta P_2)K_{acc}^2 + \Delta P_{e1} + \Delta P_{e2}]K^2 \\
 &= 55.66 + (588.4 - 101) + 9.81 \times (126.8 - 100.5) \\
 &\quad \times 0.99 + [(2.23 + 7.32) \times 1^2 + 0 + 70] \times 1.15^2 \\
 &= 903.69 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

经圆整得 $\Delta P = 930 \text{ kPa}$

正常流量下控制阀允许压降

$$\begin{aligned}
 \Delta P_v &= \Delta P_{v, \min} + (\Delta P - \Delta P_{p, \min}) + (K^2 - 1)[(\Delta P_1 + \Delta P_2) \\
 &\quad \times K_{acc}^2 + \Delta P_{e1} + \Delta P_{e2}] \\
 &= 55.66 + (930 - 903.69) + (1.15^2 - 1) \times \\
 &\quad [(2.23 + 7.32) \times 1^2 + 0 + 70] \\
 &= 107.63 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

控制阀正常流量下计算流通系数

$$\begin{aligned}C_{vc}(\text{正常}) &= 10V_{nv} \sqrt{\frac{\gamma}{\Delta P_v}} \\&= 10 \times 32.6 \sqrt{0.99/107.63} \\&= 31.27\end{aligned}$$

流通系数比

$$C_{vc}(\text{正常})/C_v = 31.27/50 = 0.625 > 0.5$$

可变压降比

$$\frac{\Delta P_v}{\Delta P_2 \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e2}} = \frac{107.66}{7.32 \times 1^2 + 70} = 1.39 > 0.25$$

以上说明选定的控制阀合适,经圆整的 ΔP 即为泵的压差。

泵压头(扬程)

$$H = \frac{\Delta P}{9.81\gamma} = \frac{930}{9.81 \times 0.99} = 95.76 \text{m 液柱}$$

正常流量下泵的排出压力

$$P_{nd} = P_{ns} + \Delta P = 103.63 + 930 = 1033.63 \text{kPa}$$

设计流量下泵的排出压力

$$P_{dd} = P_{ds} + \Delta P = 102.91 + 930 = 1032.91 \text{kPa}$$

泵的最大关闭压力

$$\begin{aligned}P_{c, \max} &= P_{s, \max} + 1.2\Delta P \\&= 154.42 + 1.2 \times 930 = 1270.42 \text{kPa}\end{aligned}$$

(5) 用泵计算表计算

按泵计算表中逐项填写计算,见 7.0.2 中的表 7.0.2。

4.0.3.2 往复泵

某装置将 3% 的氢氧化钠溶液用泵送至工作压力为 3000kPa 的洗涤塔中,泵的正常流量为 $1.5 \text{m}^3/\text{h}$,设计流量为 $1.65 \text{m}^3/\text{h}$,流量安全系数为 1.10。溶液为常温,蒸汽压为 2.33kPa,相对密度 1.03,粘度 $1.45 \text{mPa} \cdot \text{s}$,吸入侧容器压力为 101kPa,流程简图如图 4.0.3-2,已初选 2DB-3/37 型往复泵,试进行泵的系统计算,问此泵是否合适? 并填写泵计算表。

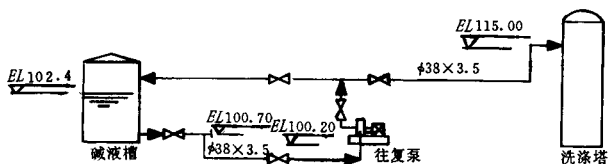


图 4.0.3-2 装置流程简图

解：(1) 泵进出口管道压降计算

按《管道压力降计算》(HG/T 20570.7-95)第1章“单相流(不可压缩流体)”中方法计算单位管长压降和当量长度。

正常流量 $1.50\text{m}^3/\text{h}$ 下单位管长压降 $DN32$ 管为 19.79mm 液柱/ m 。

已知：泵入口管道直管长度 $L=11.5\text{m}$ ，阀门、管件当量长度 $L_e=27.29\text{m}$ 。

泵排出管道直管长度 $L=32.52\text{m}$ ，阀门、管件当量长度 $L_e=51.11\text{m}$ 。

正常流量下泵吸入管道和排出管道的压降分别为：

$$\begin{aligned}\Delta P_1 &= (11.5 + 27.29) \times 19.79 \\ &= 767.85\text{mm 液柱} = 7.76\text{kPa} \\ \Delta P_2 &= (32.5 + 51.11) \times 19.79 \\ &= 1654.54\text{mm 液柱} = 16.72\text{kPa}\end{aligned}$$

泵进出管道其它压降：

$$\Delta P_{e1} = 0$$

$$\Delta P_{e2} = 0$$

(2) $NPSH_a$ 计算

$2DB-3/37$ 型泵为单吸双柱往复泵，脉冲系数 $K_{acc}=2$ ，往复次数 $R=62\text{min}^{-1}$ ，泵型系数 $C=0.2$ ，液体校正系数 $K_L=1.4$ ，吸入管直道长度 $L=11.5\text{m}$ ，吸入管道上无缓冲装置。

$$NPSH_a = \frac{P_1 - P_v}{9.81\gamma} + H_1 - \frac{(\Delta P_1 \cdot K_{acc}^2 + \Delta P_{e1})K^2}{9.81\gamma} - H_{1acc}$$

$$\begin{aligned}\text{而 } H_{1acc} &= 36 \frac{L_1 \cdot V_d \cdot R \cdot C}{D_1^5 \cdot K_L} \\ &= 36 \frac{11.5 \times 1.65 \times 62 \times 0.2}{31^5 \times 1.4}\end{aligned}$$

=6.30m 液柱

$$\begin{aligned}H_{2acc} &= 36 \frac{L_2 \cdot V_d \cdot R \cdot C}{D_2^2 \cdot K_L} \\&= 36 \frac{32.52 \times 1.65 \times 62 \times 0.2}{31^2 \times 1.4} \\&= 17.82\text{m 液柱}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{则 } NPSHa &= \frac{101-2.33}{9.81 \times 1.03} + (100.7-100.2) - \frac{(7.76 \times 2^2 + 0)1.1^2}{9.81 \times 1.03} - 6.30 \\&= 0.25\text{m 液柱}\end{aligned}$$

$NPSHa$ 值太小,应提高碱液槽标高,或加大吸入管径改变配管,减少弯头,降低管系压力降,以满足泵的 $NPSHr$ 的要求。

(3) 泵吸入条件计算

正常流量下泵的吸入压力

$$\begin{aligned}P_{ns} &= P_1 + 9.81H_1 \cdot \gamma - (\Delta P_{e1} + \Delta P_1 \cdot K_{acc}^2) - \frac{9.81\gamma \cdot H_{1acc}}{K} \\&= 101 + 9.81 \times 0.5 \times 1.03 - (0 + 7.76 \times 2^2) - \frac{9.81 \times 1.03 \times 6.30}{1.1} \\&= 17.14\text{kPa}\end{aligned}$$

设计流量下泵的吸入压力

$$\begin{aligned}P_{ds} &= P_1 + 9.81H_1 \cdot \gamma - (\Delta P_{e1} + \Delta P_1 \cdot K_{acc}^2)K^2 - 9.81\gamma \cdot H_{1acc} \\&= 101 + 9.81 \times 0.5 \times 1.03 - (0 + 7.76 \times 2^2) \times 1.1^2 - 9.81 \times \\&\quad 1.03 \times 6.3 = 4.84\text{kPa}\end{aligned}$$

泵的最大吸入压力

$$\begin{aligned}P_{s, \max} &= P_{1, \max} + 9.81H_{1, \max} \cdot \gamma \\&= 101 + 9.81 \times (102.4 - 100.2) \times 1.03 \\&= 123.23\text{kPa}\end{aligned}$$

(4) 泵排出条件计算

泵最小压差

$$\begin{aligned}\Delta P_{p, \min} &= (P_2 - P_1) + 9.81(H_2 - H_1)\gamma + [(\Delta P_1 + \Delta P_2)K_{acc}^2 \\&\quad + \Delta P_{e1} + \Delta P_{e2}]K^2 + 9.81\gamma \times (H_{1acc} + H_{2acc}) \\&= (3000 - 101) + 9.81 \times (14.8 - 0.5) \times 1.03 + [(7.76 + 16.72) \\&\quad \times 2^2 + 0 + 0] \times 1.1^2 + 9.81 \times 1.03 \times (6.30 + 17.82) \\&= 3405.69\text{kPa}\end{aligned}$$

经圆整得泵的压差: $\Delta P = 3440 \text{ kPa}$

泵的压头(扬程)

$$H = \frac{\Delta P}{9.81\gamma} = \frac{3440}{9.81 \times 1.03} = 340.45 \text{ m 液柱}$$

正常流量下泵的排出压力

$$P_{nd} = P_{ns} + \Delta P = 17.14 + 3440 = 3457.14 \text{ kPa}$$

设计流量下泵的排出压力

$$P_{dd} = P_{ds} + \Delta P = 4.84 + 3440 = 3444.84 \text{ kPa}$$

往复泵无最大关闭压力。

(5) 用泵计算表计算

按泵计算表中逐项填写计算, 见 7.0.3 中的表 7.0.3。

由计算得知所选往复泵压头(扬程)、流量满足要求, 但 $NPSH_a$ 太小, 应作进一步调整。

5 保证泵工艺系统正常运行措施

5.0.1 泵的选择

根据工艺液体输送流量、装置对泵的压头(扬程)要求、装置有效气蚀余量、流体热力学性质,装置系统的管路布置,以及工艺工作条件等进行综合分析比较,是泵工艺系统正常运行的前提。

5.0.2 防气蚀措施

一旦泵选定之后,为保证泵在不发生气蚀的条件下运转,可采取以下措施:

5.0.2.1 合理安装。根据装置具体情况,在经济性范围内,尽量将泵安装得低一些。若是吸上操作,应使吸上高度小一些,若是灌注操作,应使灌注头高一些。

5.0.2.2 管路配置

(1) 在可能的情况下减少吸入管道的管件数量,加大吸入管径,以减小吸入管道系统压降。

(2) 对长时间连续操作的返回管道,避免接至泵入口,应接至泵吸入容器。

5.0.2.3 在能满足工艺要求的前提下,降低泵的转速操作,改变泵的吸入性能,以减小泵需要的气蚀余量。

5.0.2.4 泵的选型及泵结构的改进,能改善泵的吸入性能,减小泵需要的气蚀余量。

5.0.3 防断液措施

为避免泵在运行中出现断液现象,吸入侧容器的设计原则是使液体平稳、均匀流动,流速不宜太大,在容器结构上避免漩涡的形成和吸入堵塞等,为此要求如下:

5.0.3.1 吸入容器的结构形式和泵吸入管道的配置应使各并联布置的泵能充分地吸入液体,同时独立的吸入管之间的距离要求大于2.5~3倍的底阀最大直径;

5.0.3.2 在容器底部安设防涡器,防漩涡的形成;

5.0.3.3 吸入容器的进液管、回流管、废液收集管应远离吸入管口,避免气泡在没有来得及消失就被泵吸入,需要时可在容器内加隔板(如塔釜);

5.0.3.4 吸入容器应使泵的吸入管口有一定的浸没深度,深度值为管径的1.5~2倍,吸入管口离容器底的高度为管径的0.7~1.0倍;

5.0.3.5 作为缓冲用工艺容器,要提供适当的停留时间;

5.0.3.6 含有杂质多而脏的液体,须在吸入管进口设一层滤网。

5.0.4 提高往复泵容积效率注意事项

5.0.4.1 对于高温液体(如锅炉给水泵),为防止气蚀,除特殊场合外,要求液体在120℃以下;当温度超过120℃时,一般需要将泵的转速降至额定转速的70%以下。

5.0.4.2 对于易挥发性液体,因蒸汽压高,必须提高吸入侧容器标高和减小吸入阻力。如果是高温液体,应考虑冷却或降低泵的转速。

5.0.4.3 对于高粘度液体,因吸入阻力大,当吸入压头不足时,采用密闭水箱,也可用惰性气体或用离心泵加压。一般粘度在7°E(恩氏粘度)以下,作普通液体考虑;粘度高于7°E时,必须降低泵的转速;粘度达到65°E时,泵的转速应降到额定值的60%。

5.0.4.4 尽可能减小余隙容积,以避免留在余隙内的液体膨胀而影响容积效率。

5.0.4.5 液体中含有少量颗粒杂质时,会损坏填料和柱塞,产生泄漏,还会损坏阀芯和阀座面,要求颗粒大小在100μm以内,密封填料要用合适介质冲洗。

5.0.4.6 吸入配管总长度小于30m为宜。为减小吸入阻力,配管应尽可能粗、短、直。

6 设备相对安装高度的确定

6.0.1 设备的安装高度在技术上要满足两项基本要求:

6.0.1.1 管路配置合理,方便生产操作。

6.0.1.2 系统水力学要求

设备的最终安装高度是协调上述两项要求及其它要求的结果。本章仅包括由系统水力学要求确定的设备相对安装高度(即确定设备间最低相对安装高度)。

6.0.2 由系统水力学要求确定的设备相对安装高度

6.0.2.1 泵吸入管路系统

见 3.0.4.2 中说明。

6.0.2.2 借重力流动的管路系统

当液体完全以静压头为动力从一个设备流入另一个设备时,设备之间的相对高度应使其净压差等于管道系统的摩擦压力降与控制阀压力降(如果有控制阀时)之和;如果起点设备内的液体处于平衡状态(即设备内的绝对压力等于液体的蒸汽压),则设备之间的相对高度应使其净压差大于管道系统的摩擦压力降与控制阀压力降(如果有控制阀时)之和。

6.0.2.3 没有泵的压力管路系统

当液体从一个设备经控制阀流入另一设备,并且设备间压差足够时,不必提高排出液体设备的标高来防止控制阀前的液体汽化,这种情况常用于设备距控制阀很远或管道通过管廊的场合。

但以下两种情况例外:

(1) 当管路上有流量计,同时液体物料处于平衡状态或物料中溶有气体,此时应将流量计安装在控制阀上游,并按需要提高上游设备的标高以使流量计在单相流区域条件下操作。

(2) 平衡液体从一设备经一段距离流至冷却器时,该设备的安装高度必须保证管道内液体在任何部位都不会发生气化,但换热器设计成可接受气-液混合物则例外。

6.0.2.4 热虹吸管路系统

液体借重力从一台储罐经管路流入一台再沸器(换热器)时,部分液体会发生气化蒸发,并以气-液混合物的形式借液体与气-液混合物之间的密度差作为动力流回罐内,这种管路称作热虹吸管路。

塔(汽包)相对于再沸器(换热器)的安装高度应使作为推动力的有效静压差足以克服系统中总的压降。系统中总的压降包括降液管和再沸器(换热器)上升管摩擦压降、再沸器(换热器)设备压降、塔(汽包)设备管口压降、再沸器(换热器)上升管静压降等。

6.0.2.5 负压管路系统

当液体物流从一真空设备借重力流入一常压设备(或排入大气),以及液体物流从一设备借重力流入另一比其工作压力要高的设备时,两设备间的相对安装高度应使作为推动力的有效静压差足以克服管路系统的压降与两设备之间的工作压力差值之和。并且管道要有U形液封,以保证真空设备的真空度或两设备间的压力不相串,液封液柱高度根据两设备间的工作压差和液体比重进行计算。

7 泵计算表和泵计算表举例

7.0.1 泵计算表见表 7.0.1^注。

7.0.2 泵计算表使用举例：离心泵见表 7.0.2。

7.0.3 泵计算表使用举例：往复泵见表 7.0.3。

注：表中圈码是按填表中的计算程序排列的。

泵 计 算 表

工程 装置 车间或工段(区)	工程号	第 页 共 页
正 常 吸 入	条 件	计 算
① 泵入口侧容器正常最低压力(P ₁)注(1)	kPa	① 容器压力(P ₁)
② 静压力 9.81H ₁ ×r 注(2)	kPa	② 液体蒸汽压力(P _v)
③ 总的不变压力 ①+②	kPa	③=①-②
④ 正常往泵加速度损失 9.81r×⑥/K	kPa	④ 绝对最低液面标高
⑤ 正常流量下管道压降(ΔP ₁)	kPa	⑤ 泵基础顶面标高
⑥ 管道尺寸 DN		⑥ H ₁ =④-⑤
⑦ 管道长度 m		⑦ 有效压头③+⑥
⑧ 当量长度 m		⑧ 往泵吸入管加速度损失 H _{1acc}
⑨ 单位压降 mm液柱/m		⑨ 设计流量下吸入管道压降
⑩ 压 降 kPa		⑩/(9.81γ)
⑪ 正常流量下设备压降(ΔP _{e1})	kPa	⑪ 设计流量下吸入管道上设备压降 ⑩/(9.81γ)
⑫ 正常吸入压力(P ₁₀)⑩-⑪-⑬-⑭	kPa	⑫ 有效的 NPSH ⑦-⑬-⑭-⑮
⑬ 正常流量下设备压降(ΔP _{e2})	kPa	⑬ NPSH _a 的安全裕量
⑭ 总的不变压力 ⑫+⑬	kPa	⑭ 最终有效的 NPSH _a ⑫-⑬
⑮ 正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e3})	kPa	控制 制 阀
⑯ 正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e4})	kPa	控制阀的规格和型式
⑰ 正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e5})	kPa	C _v =
⑱ 正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e6})	kPa	(A)设计流量下控制阀必须的最小压降 (ΔP _{v,min}), ⑱ _A =1007(V ₀ /C _v) ²
⑲ 正常往泵加速度损失 9.81γ×⑳/ K	kPa	(B)C _v (正常)=10V ₀ √7/ΔP⑳
㉑ 正常流量下管道压降(ΔP ₂)	kPa	(C)C _w (正常)/C _v =
㉒ 管道尺寸 DN		(D)S=ΔP㉑/ΔP㉒
㉓ 管道长度 m		为使控制阀在一定的范围内具有可 调性,应保证控制阀有足够的压降
㉔ 当量长度 m		流程图
㉕ 单位压降 mm液柱/m		
㉖ 压 降 kPa		
㉗ 总的可变速降 ㉑+㉒+㉓	kPa	
㉘ 正常流量下管路的压降 ㉑+㉒	kPa	
㉙ 正常流量下控制阀允许压降(ΔP ₁)④-⑤	kPa	
㉚ 正常流量下排出压力(P ₁₀) ⑦+⑧	kPa	
㉛ 正常流量下泵的压差(ΔP)	kPa	
版 次		
日 期		
编 制		
校 核		
审 核		

泵 计 算 表

工程号

第 页 共 页

工程

装置

车间或工段(区)

正 常 吸 入

条 件

计 算

① 泵入口侧容器正常最低压力(P₁)注(1)

kPa

② 静压力 9.81H₁×r 注(2)

kPa

③ 总的不变压力 ①+②

kPa

④ 正常往泵加速度损失 9.81r×⑥/K

kPa

⑤ 正常流量下管道压降(ΔP₁)

kPa

⑥ 管道尺寸 DN

⑦ 管道长度 m

⑧ 当量长度 m

⑨ 单位压降 mm液柱/m

⑩ 压 降 kPa

⑪ 正常流量下设备压降(ΔP_{e1})

kPa

⑫ 正常吸入压力(P₁₀)⑩-⑪-⑬-⑭

kPa

⑬ 正常流量下设备压降(ΔP_{e2})

kPa

⑭ 总的不变压力 ⑫+⑬

kPa

⑮ 正常流量下设备及其它压降(ΔP_{e3})

kPa

⑯ 正常流量下设备及其它压降(ΔP_{e4})

kPa

⑰ 正常流量下设备及其它压降(ΔP_{e5})

kPa

⑱ 正常往泵加速度损失 9.81γ×⑳/ K

kPa

㉑ 正常流量下管道压降(ΔP₂)

kPa

㉒ 管道尺寸 DN

㉓ 管道长度 m

㉔ 当量长度 m

㉕ 单位压降 mm液柱/m

㉖ 压 降 kPa

㉗ 总的可变速降 ㉑+㉒+㉓

kPa

㉘ 正常流量下管路的压降 ㉑+㉒

kPa

㉙ 正常流量下控制阀允许压降(ΔP₁)④-⑤

kPa

㉚ 正常流量下排出压力(P₁₀) ⑦+⑧

kPa

㉛ 正常流量下泵的压差(ΔP)

kPa

版 次

日 期

编 制

校 核

审 核

泵 计 算 表

工程号

第 页 共 页

工程

装置

车间或工段(区)

正 常 吸 入

条 件

计 算

① 泵入口侧容器正常最低压力(P₁)注(1)

kPa

② 静压力 9.81H₁×r 注(2)

kPa

③ 总的不变压力 ①+②

kPa

④ 正常往泵加速度损失 9.81r×⑥/K

kPa

⑤ 正常流量下管道压降(ΔP₁)

kPa

⑥ 管道尺寸 DN

⑦ 管道长度 m

⑧ 当量长度 m

⑨ 单位压降 mm液柱/m

⑩ 压 降 kPa

⑪ 正常流量下设备压降(ΔP_{e1})

kPa

⑫ 正常吸入压力(P₁₀)⑩-⑪-⑬-⑭

kPa

⑬ 正常流量下设备压降(ΔP_{e2})

kPa

⑭ 总的不变压力 ⑫+⑬

kPa

⑮ 正常流量下设备及其它压降(ΔP_{e3})

kPa

⑯ 正常流量下设备及其它压降(ΔP_{e4})

kPa

⑰ 正常流量下设备及其它压降(ΔP_{e5})

kPa

⑱ 正常往泵加速度损失 9.81γ×⑳/ K

kPa

㉑ 正常流量下管道压降(ΔP₂)

kPa

㉒ 管道尺寸 DN

㉓ 管道长度 m

㉔ 当量长度 m

㉕ 单位压降 mm液柱/m

㉖ 压 降 kPa

㉗ 总的可变速降 ㉑+㉒+㉓

kPa

㉘ 正常流量下管路的压降 ㉑+㉒

kPa

㉙ 正常流量下控制阀允许压降(ΔP₁)④-⑤

kPa

㉚ 正常流量下排出压力(P₁₀) ⑦+⑧

kPa

㉛ 正常流量下泵的压差(ΔP)

kPa

版 次

日 期

编 制

校 核

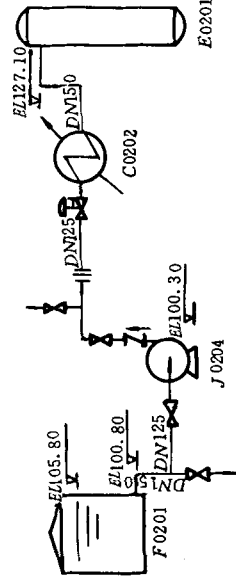
审 核

注(1):本表中所有压力为绝对压力;注(2):H₁ 灌注时取+,吸上时取-。

泵计算表使用举例(离心泵)

表 7.0.2

工程		第 页 共 页	
装置		第 页 共 页	
车间或工段(区)		第 页 共 页	
正 常 吸 入 条 件		泵 数 据	
① 泵入口侧容器正常最低压力(P ₁)注(1) kPa		流量(正常V ₀) 32.6 m ³ /h	
② 静压力 9.81H ₁ ×γ 注(2) kPa		(设计V ₀) 37.49 m ³ /h	
③ 总的不变压力 ①+② kPa		设计流量下泵的:	
④ 正常往复式泵加速速度损失 9.81γ×⑧/K kPa		压差 930 kPa	
⑤ 正常流量下管道压降(ΔP ₁) kPa		压头 95.76 m 液柱	
⑥ 正常流量下管道压降(ΔP ₂) kPa		吸入压力 102.91 kPa	
⑦ 正常流量下管道压降(ΔP ₃) kPa		排出压力 1032.91 kPa	
⑧ 正常流量下管道压降(ΔP ₄) kPa		NPSH _a 3.84 m 液柱	
⑨ 正常流量下管道压降(ΔP ₅) kPa		最大吸入压力 154.42 kPa	
⑩ 正常流量下管道压降(ΔP ₆) kPa		温度 50 °C	
⑪ 正常流量下管道压降(ΔP ₇) kPa		粘度(μ) 0.80 mPa·s	
⑫ 正常流量下管道压降(ΔP ₈) kPa		相对密度(γ) 0.99	
⑬ 正常流量下管道压降(ΔP ₉) kPa		蒸汽压(P _v) 59.8 kPa	
⑭ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₀) kPa		泵最高工作温度 °C	
⑮ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₁) kPa		接 管 条 件	
⑯ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₂) kPa		管道类别 等 级 法 兰 面	
⑰ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₃) kPa		吸入	
⑱ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₄) kPa		排出	
⑲ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₅) kPa		控制 制 制	
⑳ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₆) kPa		控制阀的规格和型式	
㉑ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₇) kPa		C _v = 50	
㉒ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₈) kPa		最大吸入压力④ = 9.81H _{1max} + P _{vmax}	
㉓ 正常流量下管道压降(ΔP ₁₉) kPa		= 9.81×5.5×0.99+101=154.42 kPa	
㉔ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₀) kPa		最大关闭压力④(估算) = ③+1.2×④	
㉕ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₁) kPa		(对离心泵) = 154.42+1.2×930=1270.42 kPa	
㉖ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₂) kPa		④(实际的) = kPa	
㉗ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₃) kPa		往复式吸入管道加速速度损失 往复式排出管道加速速度损失	
㉘ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₄) kPa		⑧ H _{1sw} = 36 $\frac{L_1 \times V_1 \times R \times C}{D_1^5 \times K_1}$ ⑨ H _{2sw} = 36 $\frac{L_2 \times V_2 \times R \times C}{D_2^5 \times K_2}$	
㉙ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₅) kPa		= m 液柱	
㉚ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₆) kPa		= m 液柱	
㉛ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₇) kPa		系统最小压差 ⑩ = ⑧ + ⑨ - ⑬	
㉜ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₈) kPa		= 55.66+950.94-102.91=903.69 kPa	
㉝ 正常流量下管道压降(ΔP ₂₉) kPa		取整:(注:小数点后及个位数四舍五入后加30kPa)	
㉞ 正常流量下管道压降(ΔP ₃₀) kPa		ΔP ₄₀ = 930 kPa	
㉟ 正常流量下管道压降(ΔP ₃₁) kPa		流程草图	
㊱ 正常流量下管道压降(ΔP ₃₂) kPa		为使控制阀在一定的范围内具有可	
㊲ 正常流量下管道压降(ΔP ₃₃) kPa		调性,应保证控制阀有足够的压降	
㊳ 正常流量下管道压降(ΔP ₃₄) kPa		注(1):本表中所有压力为绝对压力;注(2):H ₁ 灌注时取+,吸上时取-。	



泵 计 算 表

工程		系 计 算 表		工程号		第 页 共 页	
装置		车间或工段(区)					
正 常		设 计		系 数 据		系 数 据	
泵 吸 入		条 件		NPSH 计算		m	
①入口容器正常最低压力(P ₁)注(1)		101		①容器压力(P ₁)	101	9.99	流量(正常 V ₁) 1.50 m ³ /h
②静压力 9.81H ₁ ×γ 注(2)		5.05		②液体蒸汽压力(P _v)	2.33	0.23	(设计 V _d) 1.65 m ³ /h
③总的不变压力 ①+②		106.05		③=①-②		9.76	设计流量下泵的:
④正常往复式泵加速速度损失 9.81γ×③/K		57.87		④绝对最低液面标高		0.70	压差 3440 kPa
⑤正常流量下管道压降(ΔP ₁)		K _{acc} =2		⑤泵基础顶面标高		0.20	压头 340.45 m 液柱
⑥管道尺寸 DN 32				⑥H ₁ =④-⑤		0.50	吸入压力 4.84 kPa
⑦管道长度 m 11.5				⑦有效压头③+④		10.26	排出压力 3444.84 kPa
⑧当量长度 m 27.29				⑧往复式泵吸入管加速速度损失 H _{1,acc}		6.30	NPSH _a 0.25 m 液柱
⑨单位压降 mm 液柱/m 19.79				⑨设计流量下吸入管压降		3.71	最大吸入压力 123.23 kPa
⑩压 降 kPa 7.76				⑩设计流量下吸入管压降			
⑪正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑪有效的 NPSH⑦-⑨-⑩-⑪		0.25	
⑫正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑫NPSH _a 的安全裕量			
⑬正常吸入压力(P ₂) ⑩-⑪-⑫-⑬				⑬最终有效的 NPSH _a ⑩-⑪		0.25	
⑭正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑭设计流量下吸入管压降			
⑮正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑮设计流量下吸入管压降			
⑯正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑯设计流量下吸入管压降			
⑰正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑰设计流量下吸入管压降			
⑱正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑱设计流量下吸入管压降			
⑲正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑲设计流量下吸入管压降			
⑳正常流量下设备压降(ΔP _e)				⑳设计流量下吸入管压降			
㉑正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉑设计流量下吸入管压降			
㉒正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉒设计流量下吸入管压降			
㉓正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉓设计流量下吸入管压降			
㉔正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉔设计流量下吸入管压降			
㉕正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉕设计流量下吸入管压降			
㉖正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉖设计流量下吸入管压降			
㉗正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉗设计流量下吸入管压降			
㉘正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉘设计流量下吸入管压降			
㉙正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉙设计流量下吸入管压降			
㉚正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉚设计流量下吸入管压降			
㉛正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉛设计流量下吸入管压降			
㉜正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉜设计流量下吸入管压降			
㉝正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉝设计流量下吸入管压降			
㉞正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉞设计流量下吸入管压降			
㉟正常流量下设备压降(ΔP _e)				㉟设计流量下吸入管压降			
㊱正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊱设计流量下吸入管压降			
㊲正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊲设计流量下吸入管压降			
㊳正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊳设计流量下吸入管压降			
㊴正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊴设计流量下吸入管压降			
㊵正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊵设计流量下吸入管压降			
㊶正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊶设计流量下吸入管压降			
㊷正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊷设计流量下吸入管压降			
㊸正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊸设计流量下吸入管压降			
㊹正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊹设计流量下吸入管压降			
㊺正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊺设计流量下吸入管压降			
㊻正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊻设计流量下吸入管压降			
㊼正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊼设计流量下吸入管压降			
㊽正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊽设计流量下吸入管压降			
㊾正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊾设计流量下吸入管压降			
㊿正常流量下设备压降(ΔP _e)				㊿设计流量下吸入管压降			
①出口容器正常最高压力(P ₂)		5000		控制 阀			
②静压力损失 9.81H ₂ ×γ		149.54		控制阀的规格和型式			
③总的不变压力 ②+③		3149.54		C _v =			
④正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		0		(A)设计流量下控制阀必须的最小压降			
⑤正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		0		(ΔP _{v, min}), ⑤ _A =1007(V ₁ /C _v) ²			
⑥正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		163.69		(B)C _v (正常)=10V ₁ √7/ΔP⑥			
⑦正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		K _{acc} =2		(C)C _v (正常)/C _v =			
⑧正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				(D)S=ΔP⑥/ΔP⑦			
⑨正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				为使控制阀在一定的范围内具有可			
⑩正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				调性,应保证控制阀有足够的压降			
⑪正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				流程示意图			
⑫正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑫设计流量下管道总的压降②+③			
⑬正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑬设计控制阀允许压降 ⑤-⑦			
⑭正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑭设计流量下排出压力(P ₂)③+④			
⑮正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑮设计流量下泵的压差(ΔP)			
⑯正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
⑰正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
⑱正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉑正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉒正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉓正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉔正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉕正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉖正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉗正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉘正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉙正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉚正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉛正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉜正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉝正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉞正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉟正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊱正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊲正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊳正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊴正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊵正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊶正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊷正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊸正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊹正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊺正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊻正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊼正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊽正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊾正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊿正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
①出口容器正常最高压力(P ₂)		5000		控制 阀			
②静压力损失 9.81H ₂ ×γ		149.54		控制阀的规格和型式			
③总的不变压力 ②+③		3149.54		C _v =			
④正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		0		(A)设计流量下控制阀必须的最小压降			
⑤正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		0		(ΔP _{v, min}), ⑤ _A =1007(V ₁ /C _v) ²			
⑥正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		163.69		(B)C _v (正常)=10V ₁ √7/ΔP⑥			
⑦正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		K _{acc} =2		(C)C _v (正常)/C _v =			
⑧正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				(D)S=ΔP⑥/ΔP⑦			
⑨正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				为使控制阀在一定的范围内具有可			
⑩正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				调性,应保证控制阀有足够的压降			
⑪正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				流程示意图			
⑫正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑫设计流量下管道总的压降②+③			
⑬正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑬设计控制阀允许压降 ⑤-⑦			
⑭正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑭设计流量下排出压力(P ₂)③+④			
⑮正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑮设计流量下泵的压差(ΔP)			
⑯正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
⑰正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
⑱正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉑正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉒正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉓正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉔正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉕正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉖正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉗正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉘正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉙正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉚正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉛正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉜正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉝正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉞正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉟正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊱正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊲正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊳正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊴正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊵正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊶正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊷正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊸正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊹正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊺正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊻正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊼正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊽正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊾正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊿正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
①出口容器正常最高压力(P ₂)		5000		控制 阀			
②静压力损失 9.81H ₂ ×γ		149.54		控制阀的规格和型式			
③总的不变压力 ②+③		3149.54		C _v =			
④正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		0		(A)设计流量下控制阀必须的最小压降			
⑤正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		0		(ΔP _{v, min}), ⑤ _A =1007(V ₁ /C _v) ²			
⑥正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		163.69		(B)C _v (正常)=10V ₁ √7/ΔP⑥			
⑦正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})		K _{acc} =2		(C)C _v (正常)/C _v =			
⑧正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				(D)S=ΔP⑥/ΔP⑦			
⑨正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				为使控制阀在一定的范围内具有可			
⑩正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				调性,应保证控制阀有足够的压降			
⑪正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				流程示意图			
⑫正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑫设计流量下管道总的压降②+③			
⑬正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑬设计控制阀允许压降 ⑤-⑦			
⑭正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑭设计流量下排出压力(P ₂)③+④			
⑮正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})				⑮设计流量下泵的压差(ΔP)			
⑯正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
⑰正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
⑱正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉑正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉒正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉓正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉔正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉕正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉖正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉗正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉘正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉙正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉚正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉛正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉜正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉝正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉞正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㉟正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊱正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊲正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊳正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊴正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊵正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊶正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊷正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊸正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊹正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊺正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊻正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊼正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊽正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊾正常流量下设备及其它压降(ΔP _{e2})							
㊿							

8 符号说明

- C ——泵型系数；
- C_v ——控制阀的流通系数；
- $C_{vc}(\text{正常})$ ——正常流量时控制阀允许压降下的计算流通系数；
- $C_{vc}(\text{设计})$ ——设计流量时控制阀允许压降下的计算流通系数；
- D_1 ——泵吸入管道内径, mm；
- D_2 ——泵排出管道内径, mm；
- g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ；
- H ——泵设计流量下的压头(扬程), m 液柱；
- H_1 ——从吸入液面到泵基础顶面的垂直距离, m；
- H_2 ——泵出口必须达到的最高点距泵基顶面的垂直距离, m；
- $H_{1\text{acc}}$ ——往复泵吸入管道加速度损失, m 液柱；
- $H_{2\text{acc}}$ ——往复泵排出管道加速度损失, m 液柱；
- $H_{1.\text{max}}$ ——从吸入侧容器可能出现最高液面到泵基础顶面的垂直距离, m；
- H_g ——泵的几何安装高度, m；
- H_s ——泵在工作条件下的允许吸上真空高度, m 液柱；
- H_{sw} ——泵在试验条件下的允许吸上真空高度, m 液柱；
- K ——泵流量安全系数, 为泵的设计流量与正常流量之比。
- K_{acc} ——往复泵脉冲损失系数；
- K_l ——液体校正系数；
- L_1 ——泵吸入管直线长度, m；
- L_2 ——泵排出管直线长度, m；
- n ——泵的转速, r/min；
- $NPSHa$ ——泵有效的净正吸入压头, m；
- $NPSHr$ ——泵需要的净正吸入压头, m；
- $NPSHrw$ ——输送 20°C 清水时需要的净正吸入压头, m；
- P_1 ——泵吸入侧容器最低正常工作压力, kPa；
- $P_{1.\text{max}}$ ——泵吸入侧容器可能出现的最高压力, kPa；
- P_2 ——泵排出侧容器正常出现的最高压力, kPa；

- P_a ——泵安装地区大气压力, kPa;
 $P_{c, \max}$ ——泵的最大关闭压力, kPa;
 P_{dd} ——设计流量下泵的排出压力, kPa;
 P_{ds} ——设计流量下泵的吸入压力, kPa;
 P_{nd} ——正常流量下泵的排出压力, kPa;
 P_{ns} ——正常流量下泵的吸入压力, kPa;
 $P_{s, \max}$ ——泵的最大吸入压力, kPa;
 P_v ——泵进口条件下液体饱和蒸汽压, kPa;
 ΔP ——泵设计流量下的压差, kPa;
 ΔP_1 ——从吸入容器出口至泵吸入口之间的正常流量下管道摩擦压力降, kPa;
 ΔP_2 ——泵出口管道正常流量下总摩擦压力降, kPa;
 ΔP_{e1} ——正常流量下泵吸入管道上设备压力降之和, kPa;
 ΔP_{e2} ——正常流量下泵排出管道上设备压力降之和, kPa;
 ΔP_n ——控制阀压降经验数据, kPa;
 $\Delta P_{p, \min}$ ——设计流量下泵最小压差, kPa;
 $\Delta P - \Delta P_{p, \min}$ ——泵压差的圆整值, kPa;
 ΔP_v ——正常流量下控制阀允许压降, kPa;
 $\Delta P_{v, \min}$ ——设计流量下控制阀必须的最小压降, kPa;
 R ——往复泵往复次数, min^{-1} ;
 S ——泵吸入比转速;
 u ——泵进口液体平均流速, m/s;
 V_n ——泵的正常流量, m^3/h ;
 V_{nv} ——通过控制阀的正常流量, m^3/h ;
 V_d ——泵的设计流量, m^3/h , m^3/min ;
 V_{dv} ——通过控制阀的设计流量, m^3/h ;
 ϕ ——相对于水的需要净正吸入压头的修正系数;
 γ ——泵进口条件下液体的相对密度;
 压力——本规定除注明外, 均为绝对压力。