

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

泵和压缩机压差分析

HG/T 20570.4—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 汪清裕

审核人：

化工部工艺系统设计技术中心站 龚人伟

1 概 述

1.0.1 责任

1.0.1.1 工艺系统专业负责确定所有泵、压缩机、鼓风机的压差。

当化工工艺专业有其它所需工况,如有不同的流量和物料重度、粘度变化时,针对各种情况,工艺系统专业都需要确定相应的压差。

1.0.2 要求

泵和压缩机的压差的确定应符合以下要求:

1.0.2.1 在工艺发表后尽快计算和提出;

1.0.2.2 确定的压差应选择恰当的安全系数,不宜过于保守;

1.0.2.3 与化工工艺专业提出的泵数据表中数据应尽量接近;

1.0.2.4 以后的修改要少;

1.0.2.5 在使用控制阀的地方,系统的调节性能要良好。

1.0.3 确定压差时需用的资料

由于压差必须较早确定,工艺系统专业在采用初步的基本数据来确定压差时,至少需要以下资料:

1.0.3.1 工艺负荷表。

(1) 泵的工艺工作条件。

(2) 压缩机工艺数据表。

1.0.3.2 工艺流程图。

1.0.3.3 工程项目的设计数据。

1.0.3.4 换热器的初步尺寸及布置。

1.0.3.5 初步的炉子压力数据。

1.0.3.6 容器简图(包括塔和容器的压差)。

1.0.3.7 初步的工艺控制图。

1.0.3.8 设备布置图。

1.0.3.9 以上资料的内容规定见行业标准《工艺系统专业接受文件内容的规定》(HG 20558.1-93)中相应规定。

1.0.4 计算表格

泵的计算按泵计算表逐项进行。泵计算表见《泵的系统特性计算和设备相对安装高度的确定》(HG 20570.5-95)。压缩机的计算表格,可按行业标准《工艺系统专业提交文件内容的规定》(HG 20558.2-93)所列的压缩机条件来编制。

2 接受资料的内容

2.0.1 压差的准确性,很大程度取决于所用设计数据的准确性和在工程上采用的可靠性。工艺系统专业必须校核各阶段所接受各版次数据的一致性和完整性,并应促进有关专业对各阶段中各版次数据的确认。

2.0.2 工艺系统专业在压差分析时所接受资料的内容如下:

2.0.2.1 泵的工作条件(工艺负荷表)

由化工工艺专业提出,提出时间为工艺发表日。数据包括:正常流量、设计流量、安全系数、介质名称、介质蒸汽压、比重、粘度和近似的吸入与输出压差。

2.0.2.2 压缩机数据表(工艺负荷表)

由化工工艺专业提出,提出时间为工艺发表日。数据包括:物料名称及组成、分子量、蒸汽压数据、正常与设计条件下的流量、进口压力与温度、输出压力、压缩系数、气体的比热及绝热指数和分子量。

在工艺设计阶段,对压缩机和管路系统通常进行了粗略的经济研究,工艺系统专业应设法使压差维持在确定的压缩机吸入和进出口压力及工艺专业设定的范围内,除非工艺系统专业积累的经验确认工艺专业提出的压差设定存在明显的不合理。

2.0.2.3 工艺流程图

由化工工艺专业提出,提出时间为工艺发表日。数据包括:连接所有工艺设备的系统流程图,管道的物料流量、温度、压力,物料的比重、密度与膨胀系数等管道条件。

工艺流程图上所标示的流量数据应满足进行工艺系统的全部水力计算,遗漏的数据应立即与化工工艺专业讨论,并尽快补全。

2.0.2.4 工程项目的设计数据

由项目经理(设计经理)提出,提出时间为工程设计开工报告发表日。数据包括:建设方规定的所有工艺和公用物料管道在界区边界处的压力和温度条件。当这些数据没有提出时,工艺系统专业应通知项目经理,并指出只有取得该资料后才能定出压差。

2.0.2.5 换热器的初步尺寸和布置

由换热器分析专业提出,提出时间为工艺数据发表后不久。数据包括:换热器初步资料,包括型式、壳体数、列管数、管程和壳程流量及近似的压力降。

如有需要,在正式提出换热器资料前,工艺系统专业负责人可初步地与换热器分析专业负责人一起商讨允许的压力降数字是否确切。

2.0.2.6 炉子的初步压力数据

由工业炉专业提出,提出时间为工艺数据发表后不久。数据包括:正常流量和设计流量下预期的进口与出口压力,全部炉管清洁、结焦和结垢时的压降和安全系数。使用该数据计算压差,并在最终数据正式提出时进行校核。

2.0.2.7 容器简图

由化工工艺专业提出,提出时间为工艺发表后不久开始逐个提出。数据包括:外壳尺寸,所有管口、塔板的尺寸位置、允许压降、工作温度、工作压力及管口名称。

容器简图和设备安装标高决定管道垂直的长度和静压头。在某些容器需要较长时间才能提出简图时,化工工艺专业在工艺发表后最短时间内,必须向工艺系统专业提供外壳尺寸、管口位置和压降。在此基础上计算和提出的压差,要在容器简图正式发表时重新核对。

2.0.2.8 塔与容器的压降

由容器分析专业(或化工工艺专业)提出,提出时间为工艺发表后不久。数据包括:介质经过容器、塔器、反应器和填料罐后的压降。预期有不只一种操作方案时,要表示出各种方案时的操作压降。

工艺系统专业根据化工工艺专业提出的数据进行某些塔与容器的部分内件的压降(包括摩擦和静压头损失)和进出管口的压力损失计算。

2.0.2.9 初步工艺控制图(PCD)

由自控专业提出,提出时间为工艺发表后不久。内容包括:根据基本控制方案的工艺和辅助、公用物料全部仪表的设置部位。

由于自控专业编制 PCD 或来自化工工艺专业的带主要控制点流程图是与工艺系统专业确定压差同时进行,因此需要先在专业间确定和讨论系统控制方案,并在 PCD(或带主要控制点流程图)发表时进行正式核对。

2.0.2.10 设备布置图

(1) 建议设备布置图

由化工工艺专业提出,提出时间为工艺发表日。

建议设备布置图可用于粗略估计所有管道的压力降,建议设备布置图的内容见行业标准《工艺系统专业接受文件内容的规定》(HG 20558.1-93)有关规定。

(2) D 版(确认版)设备布置图

由设备布置专业提出。

提出时间和内容见行业标准《工艺系统专业接受文件内容的规定》(HG20558.1-93)有关规定。

在对建议设备布置图或 D 版(确认版)设备布置图有重大修改时,必须重新校正泵和压缩机压差值。

3 泵的压差计算

3.0.1 计算泵压差的步骤按行业标准《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)中的计算方法。

3.0.2 用“泵的系统特性计算和设备相对安装高度的确定”中计算表格和方法画出标有长度、管径、标高、阀门及管件的系统草图来计算当量长度和静压头。

3.0.3 泵压差计算时的注意事项

3.0.3.1 采用“泵的系统特性计算和设备相对安装高度的确定”中有关泵净正吸入压头($NPSH$)的计算方法。

3.0.3.2 对出界区的管道要与有关专业核对界区处的压力或逐点计算至界区外设备来确定界区压力。

3.0.3.3 对有多个排出管路的泵,每一管路都须作分析,以确定在操作过程中,在最大并联输出量下哪一管路需要最大的泵排出压力。

3.0.3.4 锅炉给水泵最大终端压力(排出侧容器压力)为锅炉最大的允许积累压力(即锅炉安全阀泄放压力)。

3.0.3.5 控制阀的选择必须提供系统在操作量程范围内的良好的调节性能,这性能是反映在 C_v/C_v 上(C_{vc} ——流通系数计算值, C_v ——控制阀的流通系数)。要对正常流量与设计流量进行校核,并填写在控制阀数据表上。通常最初选择控制阀尺寸要比管道尺寸小一级。

3.0.3.6 泵的压差确定后,再计算实际的设计输出压力和控制阀压力降。

3.0.3.7 泵的最大关闭压力应取吸入侧最高静压头加吸入侧容器中最大压力(即吸入容器上安全阀的设定压力),再加上泵零流量下的扬程。

4 压缩机的压差计算

4.0.1 压缩机吸入源的压力确定后,按正常流量,逐点计算管道阻力至压缩机吸入管口。要包括入口管道中所有设备的压力损失。此压力是压缩机在正常流量下的吸入压力。

在设计流量下的压缩机吸入压力可由按设计流量调整管道、接管口阻力和计算出入口所有设备的压力损失后得出。

4.0.2 确定压缩机排出管道的终端压力(即排出侧容器压力)后,按正常流量从压缩机排出接管口开始,以工艺发表的压缩机数据表上的输出压力,逐点计算压降至终端压力(即排出侧容器压力)的位置。此压力将确定压缩机出口的气体密度,当逐点向前时因压力损失,气体密度降低。计算完后,将管路中所有阻力和压力损失列成表。

终端压力(即排出侧容器压力)加上管路上总的压力损失之和为正常流量条件下压缩机的排出压力。设计流量下压缩机的排出压力等于设计流量下调整得的管道摩擦阻力损失,加上设备的压力损失,再加上终端压力。

通常在工艺发表之前,压缩机管路系统已做过经济分析。工艺系统专业应设法维持工艺负荷表上所列的吸入和排出压力。压缩机管路系统通常是由气体流速控制来维持压力,而不是用控制阀来维持压力。因此,系统中的压力损失是来自炉子、容器、换热器、管道和管件。在这些单元中,压降变化最具有弹性的是换热器、管道和管件。

反应器床层、塔和储罐的压力降(ΔP)的变化是不明显的,除非工艺需要有大的压力降(ΔP)改变。