



化工设计手册

第六册

彭
吉
良

中国化工勘察设计协会

出版说明

《化工设计手册》的编辑出版是为了贯彻改革、开放政策，突破传统的设计体制，结合我国国情，学习、吸收现代国际先进的设计程序和方法，以期迅速提高化工设计水平，实现化工设计工作现代化，更好地为加速我国化学工业的发展服务。

《手册》由化工部第四、第八设计院“化工设计体制改革学习研究班”编辑，并经过部分工程的试行取得初步的成功，证明是可行的。但是前段工作主要集中在工艺、系统、管道、设备、自控等专业的改革，因而对公用系统有关专业还有待于今后进行研究和探索。

由于我们对化工设计改革的研究、探索还处于初期和试点的阶段，经验不多，《手册》内容的缺点、错误在所难免，希望广大化工设计工作的同志提供有益的经验和建议，以便集中群众的智慧，使《手册》内容更臻完善。

设计工作是科学技术转化为生产力的桥梁和纽带，必须伴随科学技术的发展不断前进，才能保持旺盛的活力，发挥设计在工程建设中的主导和灵魂的作用。为使《手册》不断地推陈出新，保持其先进性和实用性，故而采用活页装订的方式，便于补充和更新。

中国化工勘察设计协会

《化工设计手册》编辑委员会

一九八七年九月

锐意改革，提高
设计水平，为四化
建设做出新贡献。

秦仲达

一九八七年九月

五、六、七、八、九、十、

十一、十二、十三、十四、十五、

十六、十七、十八、十九、二十、

二十一、二十二、

二十三、二十四、二十五、

前 言

我国化工设计工作已经有三十多年的历史了，这期间完成了五千多项各种类型的工程设计和大量的规划、可行性研究、技术咨询服务等工作，为化学工业的发展做出了积极的贡献。但是，我们迄今沿用的设计体制还是在建国初期学习某些国家的模式建立起来的。这套体制包括专业分工、设计程序和方法，对于我国新起步的化工设计工作曾经起了积极的、进步的作用，适合于我国当时的技术和经济建设水平。然而，三十多年来世界科学技术已经发生了长足的进步，经济建设已经发生了巨大的变化；建设规模逐步加大、生产装置日趋复杂、工艺技术迅速发展，对设计工作的要求越来越高了。对于以高质量、高效率、高水平、高效益为特征的现代工业建设的要求，这种老的设计体制和方法就愈益暴露其不足，主要表现在：专业分工较粗，广而不精、博而不专、阻碍设计水平、设计效率的提高和专业人材的成长，使设计难以跟踪世界新技术的迅速发展，做出高水平的工艺设计和高质量的工程设计；孤立、静态的设计程序和方法，设计与设备制造、施工安装脱节，不利于缩短建设周期、保证工程质量；陈旧的标准规范造成设计保守和浪费；静态的财务、经济分析方法不能正确反映项目的经济效益，也起不到控制建设投资的作用；经验型的管理方式，缺乏科学严密的管理制度，准确齐全的设计基础数据和先进合理的标准规范，设计工作因人而异、各行其事，难以保证整体设计质量，体现设计单位的集体智慧和水平，……等等，长期以来我国基本建设存在的工期长、效益差的状况，虽然有多方面的原因，而设计工作的这些问题也是重要因素之一。因此，改革设计工作以适应我国经济建设发展的需要就历史的提到我们的面前了。

随着党的改革、开放政策的实行，结束了我国长期闭关锁国的状态，使我们有机会了解国外技术先进国家设计工作的进展情况，结合我国国情进行了设计改革的探索和工程试点。实践证明运用新的设计程序和方法对于加深设计深度、提高设计水平、缩短建设周期、节约建设资金收到了良好的效果。实践还

证明实行设计改革除要求人们改变传统的旧观念、旧习惯以外，还必须提高管理水平和扎扎实实地做好基础工作。一九八一年化工部决定在第四、第八设计院实行新体制试点的同时，集中专业技术和管理骨干一百多人，组织“化工设计体制改革学习研究班”，从翻译、整理国外资料入手，进行消化、吸收，结合我们自己的经验，前后经过三年时间、耗费约六万工日，系统编辑了这本新体制的《化工设计手册》。

《手册》共十五册、约四百万字，内容分两大类：其一是管理性的，包括组织机构、专业分工、设计内容和深度、设计和设备采购的程序及方法，以及有关的规章制度等；其二是技术性的，包括各专业的技术规定、标准规范、设计数据及计算方法等等。是化工设计单位进行设计体制改革的基础文件，也是执行新体制的设计、管理和工程承包的工作手册。

由于我们对现代设计新体制的探索、试点的时间还不长、经验还不多，第一版编写的《手册》缺点错误在所难免。还需要经过各单位在实践中不断补充、更新和完善，使《手册》在推进改革、提高化工设计水平中起到应有的作用。

在此对这本手册的编写出版作过较大贡献的八院、四院以及有关的同志们表示感谢，也希望全体化工设计工作的同志都来共同研究提高和改革化工设计工作、加快改革的步伐，为化学工业的发展作出更多的贡献。

潘连生

一九八七年九月

《化工设计手册》编辑委员会

主任委员：何立山

副主任委员：唐礼民 缪大为 李国玉

委员：徐人萃 胡德银 陈安容 钟信昭 姚北权
王自新 慕国蔚 施星舜 余叔蕲 归如渊

《化工设计手册》主要编写人员及审核人员

(按姓氏笔划排列)

马德彰	王自新	王湘平	王熙明	王瑶琴	方永年	尤瑞元	兰士煌
冯绍铨	石震曾	叶嵩举	田智英	付德良	归如渊	孙贞木	汝金富
刘佑义	刘荣兴	刘静芳	池树增	李正元	李世彝	李启德	沈前模
沈萤光	汪德源	陈仁俊	陈安容	陈克诚	陈丽明	陈晋鼎	陈润生
陆善鸣	肖碧新	邱祖羿	张威	张子敏	张光墩	张志文	张佳秋
张俊凯	余叔蕲	杨天寿	杨振奎	吴其西	吴炳永	何国瑞	冼兆林
林开华	林彭年	范钦谷	范德明	范懋功	周守珂	周隆茂	周益三
周惠良	岳震	易法华	姜华	姜惠敏	姜磊光	施予祖	施星舜
胡德银	洪定楚	段召伯	钟信昭	饶振维	姚北权	容维	唐礼民
莫廷文	徐人萃	徐嗣真	殷鹤亭	黄云芳	黄家源	曹治勇	常灵光
曾昭惠	童秋阶	覃大振	彭承美	董志谦	程明队	程忠振	詹晓峰
蔡强华	慕国蔚	潘季藩	黎敬先				

总 目 录

名 称	专业类别代号	册序号
第一册		
一 工程公司组织机构	200—900	1—1
二 工程项目管理		1—2
三 项目经理		1—3
四 费用控制	04	1—4
第二册		
五 计划管理	03	2—5
六 技术管理	05	2—6
第三册		
七 设计经理	08	3—7
八 概预算	21	3—8
第四册		
九 采购	09	4—9
第五册		
十 化工工艺	40	5—10

十一	环境保护	10	5—11
十二	分析化验	49	5—12

第六册

十三	工艺系统	41	6—13
----	------	----	------

第七册

十四	管道设计	42	7—14
十五	装置布置	44	7—15
十六	界外管道	47	7—16
十七	模型	43	7—17

第八册

十八	管道机械	45	8—18
十九	管道材料控制	46	8—19

第九册

二十	容器产品设计	133	9—20
二十一	换热器产品设计	134	9—21
二十二	容器换热器机械设计	137	9—22
二十三	换热器分析	141	9—23

第十册

二十四	机泵	135	10—24
二十五	工业炉	132	10—25
二十六	特殊设备	136	10—26
二十七	材料	139	10—27

第十一册

二十八	仪表	50	11—28
-----	----	----	-------

第十二册

二十九	电气	90	12—29
-----	----	----	-------

三十	电讯	91	12—30
----	----	----	-------

第十三册

三十一	土建（建筑、结构）	60、61、62	13—31
-----	-----------	----------	-------

第十四册

三十二	总图运输	30	14—32
-----	------	----	-------

三十三	给排水	80	14—33
-----	-----	----	-------

三十四	热工	100	14—34
-----	----	-----	-------

三十五	化学水处理	102	14—35
-----	-------	-----	-------

第十五册

三十六	机运	131	15—36
-----	----	-----	-------

三十七	机修	110	15—37
-----	----	-----	-------


三十八	采暖通风	70	15—38
-----	------	----	-------

第 六 册

目 录

十三 工艺系统

1 工艺系统专业职责范围与设计各阶段的任务	41—A 1—87	6—13—1
2 工艺系统专业与其它专业的关系	41—A 2—87	6—13—2
3 工艺系统专业设计质量保证程序	41—A11—87	6—13—3
4 管道仪表流程图(PID)版本变更及图纸修改单的编制	41—A12—87	6—13—4
5 工艺系统专业设计文件校审细则	41—A13—87	6—13—5
6 工艺系统专业工程设计资料管理办法	41—A26—81	6—13—6
7 工艺系统专业工程设计阶段编制的文件、图纸简要说明	41—A31—87	6—13—7
8 各版管道仪表流程图和管道命名表的内容和深度	41—A32—87	6—13—8
9 噪声控制设计规定编制要求	41—A51—87	6—13—9
10 管道命名表编制说明	41—A52—87	6—13—10
11 管道命名表索引	41—A53—87	6—13—11
12 压缩机条件表编写说明	41—A57—87	6—13—12
13 泵的计算及泵数据汇总表编制说明	41—A58—87	6—13—13
14 设备标高和泵的NPSH(净正吸入压头)表编制说明	41—A59—87	6—13—14
15 接管汇总表编制说明	41—A61—87	6—13—15
16 设备设计压力的确定	41—A62—87	6—13—16
17 管壁厚度数据表编制说明	41—A65—87	6—13—17
18 爆破板计算表	41—A66—87	6—13—18
19 安全阀面积计算表	41—A67—87	6—13—19
20 安全阀反力计算表编制说明	41—A68—87	6—13—20
21 限流孔板汇总表	41—A69—87	6—13—21
22 安全阀采购数据表	41—A72—87	6—13—22
23 疏水器采购数据表	41—A73—87	6—13—23
24 爆破板采购数据表	41—A74—87	6—13—24
25 电动阀和活塞式操作阀数据表	41—A75—87	6—13—25
26 特殊管件数据表编制说明	41—A76—87	6—13—26
27 设备保温汇总表	41—A79—87	6—13—27
28 管道仪表流程图绘制规定	41—A82—87	6—13—28
29 管道压力降计算(单相流)	41—A83—87	6—13—29
30 管道压力降计算(可压缩流)	41—A84—87	6—13—30
31 管道压力降计算(真空)	41—A85—87	6—13—31
32 限流孔板计算	41—A87—87	6—13—32

 中国化工勘察设计协会	工艺系统专业 职责范围与设计各阶段的任务	设计手册	
		41—A1—87	
		第 1 页	共 4 页

1 职责范围

1.1 根据工艺流程图、工艺控制图、物料平衡表及工艺操作要求、说明等作出化工工艺生产单元（如装置，以下同）内的管道仪表流程图（简称PID）以满足正常生产、开停车（包括由于操作需要增加的管道，根据工艺、操作部门在PID R版时提供的开停车管道考虑）及事故情况的操作与安全的需要。

1.2 与仪表专业共同评定定型机泵的PID，与机泵专业共同评定制造厂的机泵工艺特性资料、非定型机泵的设计。由机泵专业提出流程图，操作要求与说明等。由仪表专业协同工艺系统专业完成PID（包括多机组集中的油系统和密封气系统的总管部分的PID。不包括机组内部的油系统和密封气系统的PID）。

1.3 负责化工工艺生产单元内的管道水力计算及确定阀门类别。

1.4 负责计算和选择PID中所有的安全阀、爆破板、限流孔板、小型消音器、疏水器等系统元件，并负责提出这些元件的数据表。

1.5 负责对与工艺系统专业有关的报价进行技术评价。

1.6 负责确定工艺生产单元内所有设备的设计压力和接管要求。

1.7 负责提出设备标高和泵的NPSH（净正吸入压头）计算及确定机泵压差要求。

1.8 根据管道材料控制专业提供的有关绝热及涂漆设计的规定，确定设备、管道保温（冷）类型。

1.9 负责进行管道、阀门等的噪声控制设计。

1.10 负责或参加编制、收集本专业的工程标准、规范、手册、电算程序及其它有关本专业的基础工作。

1.11 了解国内外工艺系统专业发展动态，不断改进工艺系统设计工作。

1.12 参加与本专业有关的引进技术专利资料、工程设计资料的学习和审查以及合同谈判等工作。

1.13 负责本专业人员的培训和提高工作。

1.14 估算和控制本专业的人工时消耗。

1.15 编写本专业的工程设计阶段完工报告。

1.16 工艺系统专业与有关专业的职责分工

1.16.1 化工工艺装置内的生产用供排水由工艺系统专业负责，其余供排水设计由供排水专业负责。工艺系统专业向供排水专业提出生产用供排水的界区条件。

1.16.2 全厂蒸汽平衡、蒸汽冷凝液回收、工艺冷凝液回收均由热工专业负责，由工艺系统专业提出化工工艺装置内的界区条件。大型工艺装置内软水、蒸汽、蒸汽冷凝液回收由热工专业配合。

1.16.3 化工工艺装置外的工艺，公用系统及辅助管道的设计均由界外管道设计专业负责，由工艺系统专业提出化工工艺装置内的界区条件。

1.16.4 按照化工工艺专业对工艺操作原则的要求，并根据工艺控制图（PCD）把仪表符号表示在PID上。除此之外工艺系统专业应补充下列控制点或检测点。

（1）根据管道系统压力降的计算和设备设计压力的确定，为维持系统安全压力增添有关控制点或检测报警系统。

（2）根据泵或压缩机的类型和泵及压缩机压差的计算，需要时增设某些控制点或检测点。

（3）应在公用系统蒸汽、氮气、水等主管上设置必要的控制点，测量点或计量仪表。

（4）对某些公用工程辅助设备（如装置内的安全用氮贮罐）增设必要的控制点或检测点。

- (5) 根据工艺、开车部的书面意见增加有关仪表。
- (6) 经系统安全分析后需要调整控制点或检测点时, 应与化工工艺专业和仪表专业协商。
- (7) 每版PID应发给化工工艺专业确认。

2 设计各阶段主要任务

2.1 基础设计

2.1.1 工艺系统专业开展基础设计应具有初始资料如下:

- (1) 经上级批准的计划任务书或设计计划等;
- (2) 工程设计基础数据 (气象、水文资料和公用工程条件);
- (3) 设计计划 (设计进度表);
- (4) 工艺发表资料 (工艺流程图、物料平衡表、必要的物料物性数据、工艺操作与说明、与工艺生产有较密切关系的水、汽、冷凝液初步平衡条件、有关B类C类J类L类等设备的工艺数据表, 包括设备尺寸的D类E类F类等设备的条件图……)
- (5) 工艺控制图 (PCD);
- (6) 工艺设备表;
- (7) 材料备忘录 (结构材料和腐蚀裕量等);
- (8) 建议设备布置图;
- (9) 容器、换热器、工业炉和特殊设备的压力降;
- (10) 管道材料控制专业有关设计规定;
- (11) 管道材料等级表。

2.1.2 工作主要内容与程序

- (1) 根据工艺流程图、工艺控制图、物料平衡表及工艺操作要求与说明、公用工程条件等提出PID A版 (深度近似工程设计阶段中的PID A版)。
- (2) 进行管道水力计算。
- (3) 进行泵的NPSH (净正吸入压头) 计算及提出机泵压差要求。
- (4) 提出设备标高和泵的NPSH表。
- (5) 提出设备设计压力、物料接管口尺寸及修正的机泵数据表。
- (6) 提出工艺装置内的工艺用水、汽平衡。
- (7) 提出界区接点条件。
- (8) 根据以上工作和其它专业返回条件, 提出PID R版 (附管道命名表) 供各专业审查。
- (9) 提出流量计和调节阀数据表。
- (10) 提出安全阀与爆破板数据表。
- (11) 根据PID R版核对评议会的审查意见, 提出PID 1版 (基础设计成品)。
- (12) 编制工艺系统设计说明。

2.1.3 工作程序见附图“工艺系统专业基础设计工作程序图”。

2.2 初步设计阶段 (或技术建议书阶段)

初步设计阶段, 工艺系统专业根据初步设计编制要求, 开展与本专业有关的各项设计工作, 但不出PID及其它设计成品。

2.2.1 工艺系统专业开展初步设计应有的初始资料如下:

- (1) 经上级批准的项目计划任务书;
- (2) 工程设计基础数据;
- (3) 设计计划 (设计进度表);

(4) 工艺发表资料 (带主要控制点工艺流程图、工艺说明书、物料平衡表、必要的物料物性数据、与工艺生产有关系的水、汽、冷凝液初步平衡条件、有关B类C类J类L类等设备的工艺数据表、包括设备尺寸的D类E类F类等设备的条件图、……) ;

- (5) 工艺控制图;
- (6) 工艺设备表;
- (7) 材料备忘录 (结构材料和腐蚀裕量) ;
- (8) 概略设备布置图;
- (9) 容器、换热器、工业炉和特殊设备的压力降;
- (10) 管道材料控制专业有关设计规定;
- (11) 管道分类索引、管道壁厚表、管道材料等级表等。
- (12) 噪声控制设计要求 (必要时) 。

2.2.2 工作主要内容与程序

- (1) 参加开工报告准备工作。
- (2) 编制初步的工程设计规定 (含噪声控制概略说明) 。
- (3) 进行必要的管道水力计算。
- (4) 进行泵的NPSH计算及提出机泵压差要求。
- (5) 提出设备标高和泵的NPSH表。
- (6) 提出PID的初步设计版 (深度近似工程设计阶段中的PID A版。包括工艺生产单元内全部化工工艺管道及公用系统接管、设备、阀门、主要仪表等), 仅供内部工作使用, 不作为设计成品、根据管道材料控制专业的条件, 确定并在PID上标注管道材质、及管径等。
- (7) 提出设备设计数据 (包括设计压力、接管要求等) 。
- (8) 提出阀门、安全阀、调节阀、流量计、疏水器等规格和数量, 供管道材料控制专业统计阀门使用。
- (9) 提出化工工艺装置内的工艺用水、汽平衡图。
- (10) 提出界区接点条件。
- (11) 提出技术风险备忘录。

2.3 工程设计阶段

2.3.1 分析设计过程

- (1) 工艺系统专业开展工程设计工作应有的初始资料如下:
 - a 经上级批准的初步设计文件或用户签订的合同文件等;
 - b 工程设计基础数据;
 - c 设计计划 (设计进度表) ;
 - d 化工工艺专业发表资料 (工艺流程图、物料平衡表、必要的物料物性数据, 工艺操作要求与说明, 与工艺生产有关系的水、汽、冷凝液初步平衡条件, 开停车氮气及空气用量, 有关 B类C类J类L类设备的工艺数据表, 包括有设备尺寸的类D类E类F等设备的条件图……) ;
 - e 化工工艺专业、操作部门提出的开停车管道;
 - f 工艺控制图;
 - g 设备表;
 - h 材料备忘录;
 - i 概略设备布置图;
 - j 容器、换热器、工业炉和特殊设备的压力降;
 - k 管道材料控制专业设计有关规定。

(2) 工作主要内容与程序

- a 参加开工报告准备工作。
- b 编制工程设计规定。
- c 根据工艺流程图、工艺控制图、物料平衡表、工艺操作要求与说明和公用工程条件等提出PID A版, 图中应表示出全部工艺管道、设备、阀门及管件、主要仪表与安全阀等, 供其它专业开展工作。
- d 提出有关设备接管数据表, 机泵数据表, 向其它专业提出条件。
- e 进行管道水力计算。
- f 进行泵的NPSH计算及提出机泵压差计算要求。
- g 提出设备标高和泵的NPSH表。
- h 提出全部设备的接管汇总表 (包括设计压力、物料接管口尺寸以及法兰等级与法兰面型式) 及经修正的机泵数据表。
- i 编制管道命名表。
- j 按管道材料控制专业有关规定, 提出管壁厚度数据表, 供管道机械专业计算管壁厚度。
- k 提出化工工艺装置内的工艺用水、汽平衡。
- l 提出界区接点条件。
- m 根据以上工作与其它专业返回条件, 提出PID R版 (本版中包括化工工艺专业操作部门提供的开停车管道流程), 供各专业审查。
- n 提出调节阀和流量计元件数据表。
- o 根据PID R版附管道命名表核对评议会的审查意见, 并结合有关订货资料, 提出PID 1版, 供用户审核。
- p 作安全阀与爆破板计算, 提出有关数据表。
- q 提出系统特殊管件数据表, 如特殊阀门、过滤器、疏水器、限流孔板、呼吸阀、消音器等, 供有关部门补充订货, 如无定型产品, 则由工艺系统专业提出草图, 交特种设备专业作制造图, 然后由工艺系统专业将特殊管件数据表及设备专业所作的制造图一并交管道材料控制专业。
- r 提出设备、管道保温 (冷) 类型及厚度。
- s 提出绝热伴管要求。
- t 评定与工艺系统专业有关的设备与管件及阀件的制造厂的图纸和资料。
- u 根据PID 1版的审查意见进行修改, 提出PID 1A版, 此两版分别附管道命名表。

2.3.2 平面设计过程

根据制造厂提供的最终管、阀件的图纸资料 (和检查模型设计发现的问题, 以及管道设计专业返回的意见, 对PID 1A版进一步修改, 提出PID 2版 (附管道命名表)。

2.3.3 成品设计过程

(1) 根据管道设计专业平面设计情况, 以及成品版设备布置图及设备标高, 泵的NPSH最终版意见, 再作进一步修改和补充, 提出PID 3版。

(2) 根据管道设计专业的空视图返回修改意见, 提出PID施工版。

2.3.4 工作程序见附图二“工艺系统专业工程设计阶段工作程序图”。

2.4 施工阶段

根据工作需要, 负责解决施工中与本专业有关的设计问题。

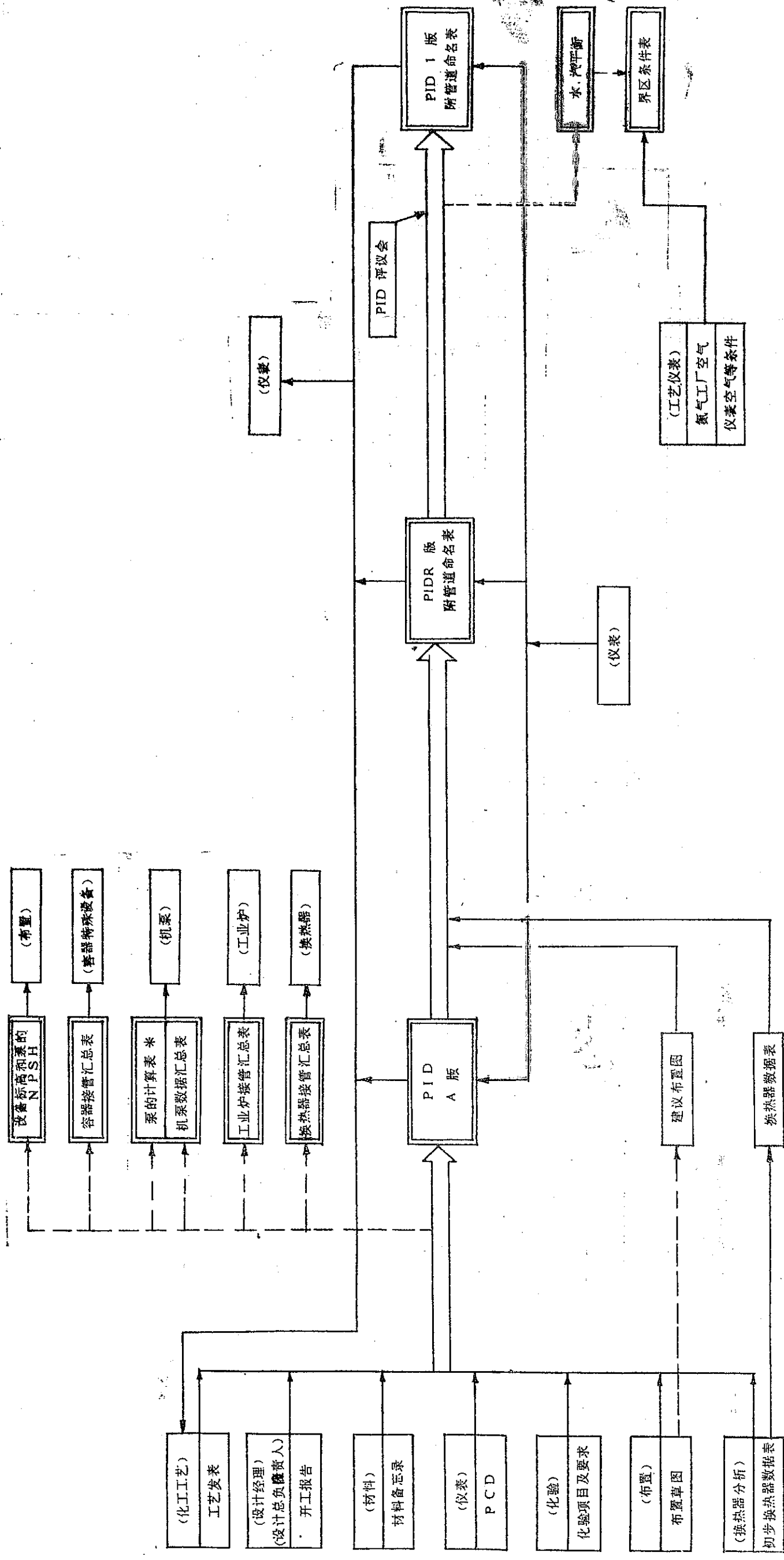
2.5 试车总结阶段

参加试车和总结工作, 提出本专业工程设计技术总结, 最终资料归档。

3 附 图

(1) 工艺系统专业基础设计阶段工作程序图

(2) 工艺系统专业工程设计阶段工作程序图

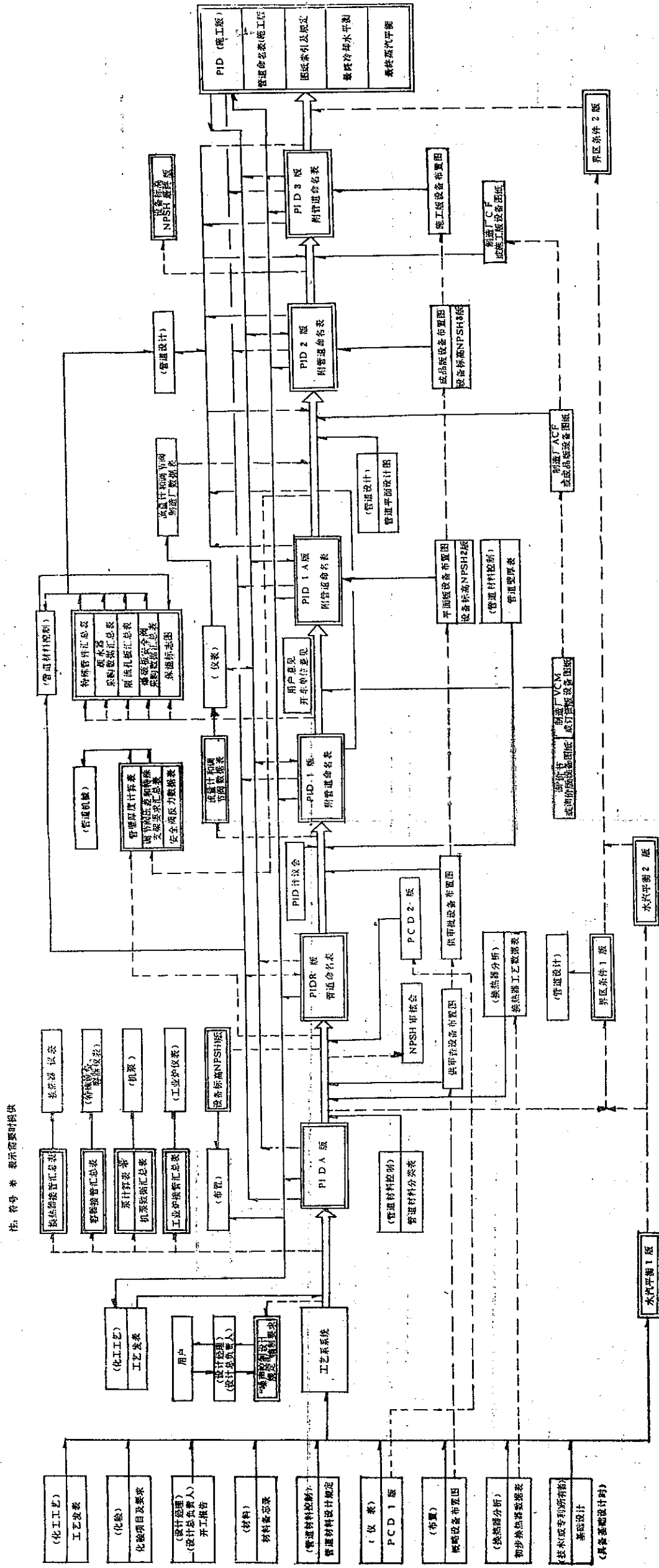


注: 1、在基础设计中, 工艺系统专业所发表的资料, 除汽水平衡和界区条件表外, 其它资料只限于化工工艺管线部分, 一般情况不包括装置内公用系统管道和辅助管道。
2、符号 * 表示需要时提供。


工艺系统专业基础设计阶段工作程序图

平面设计过程

分析设计过程



工艺系统专业工程设计阶段工作程序图

	工艺系统专业与其它专业的关系	设计手册	
		41—A2—87	
		第 1 页	共 4 页

中国化工勘察设计协会

1 接收条件

1.1 设计经理 (设计总负责人)

- (1) 开工报告;
- (2) 工程设计基础数据;
- (3) 工程设计计划进度表。

1.2 化工工艺专业

- (1) 带主要控制点的工艺流程图;
- (2) 物料平衡表;
- (3) 建议布置图 (平面、立面);
- (4) 工艺设备表;
- (5) 容器条件简图及工艺数据表;
- (6) 特殊设备条件简图及工艺数据表;
- (7) 机泵工艺数据表;
- (8) 换热器工艺数据表;
- (9) 工业炉数据表;
- (10) 化验项目条件表;
- (11) 触媒化学药品规格表;
- (12) 工艺说明书;
- (13) 工艺对控制要求;
- (14) 各类设备 (如塔器、容器、换热器、工业炉、特殊设备) 的阻力降;
- (15) 安全备忘录;
- (16) 化工工艺专业、操作部门提出的开、停车管道, 开停车氮气用量及工厂空气用量及规格。
- (17) 特殊用电要求。
- (18) 工艺系统专业计算所需物化数据如粘度、重度、粒度、表面张力等;
- (19) 工艺生产用蒸汽、冷凝液和水平衡的初步条件;
- (20) 操作原则 (开车计划、停车与事故处理步骤)。

1.3 仪表专业

- (1) 工艺控制图 (各版, 简称PCD);
- (2) 在塔器、容器、换热器、特殊设备、工业炉等各类设备上的仪表接管口;
- (3) 配合工艺系统专业完成各版PID图。

1.4 装置布置专业

提供“供审查设备布置图”、“供审批设备布置图”、“平面版设备布置图”、“成品版设备布置图”、“施工版设备布置图”。

返回设备标高及泵的NPSH表二版和三版。

1.5 材料专业

- (1) 材料备忘录
- (2) 管道材料识别图 (必要时)

1.6 管道材料控制专业

- (1) 管道材料设计规定(管道等级代号说明、管道材料分类索引、管道材料等级表及管道壁厚表等);
- (2) 绝热设计规定;
- (3) 防腐涂漆设计规定;
- (4) 定型的特殊管件选用标准。

1.7 管道机械专业

- (1) 计算的管壁厚度(特殊要求管道);
- (2) 限流孔板和爆破板厚度等。

1.8 容器、换热器工业炉、特殊设备专业

提供各版次设备图和数据表。

1.9 换热器分析专业

提供“换热器工艺数据表”,供工艺系统专业检查接管尺寸及各侧压力降数据用。

1.10 机泵专业

- (1) 预计的机泵能量消耗汇总表;
- (2) 蒸汽轮机负荷汇总表;
- (3) 非定型机泵的设计和旧机泵的管道分析,由机泵专业提出流程图、操作要求和说明等,由仪表专业协同工艺系统专业完成PID;
- (4) 机、泵数据表;
- (5) 制造厂所提供的先期确认图纸资料(ACF)和最终确认图纸资料(CF)。

2 工艺系统专业提出条件

序 号	条 件 名 称	接 收 条 件 专 业	往 返 关 系
1	各版PID与管道命名表	设计经理(设计总负责人) 化工工艺专业、装置布置专业、管道材料控制专业、仪表专业、管道设计专业、管道机械专业(除PIDA、R版外)、施工部门、(施工版)、材料(R版)用户(1版) 机泵专业(除A版外)。	
2	压缩机条件表	机泵专业、热工专业、化工工艺专业。	
3	泵数据汇总表	化工工艺专业、机泵专业、	
4	泵计算表	机泵专业(必要时)。	
5	设备标高及泵的NPSH表	装置布置专业。	返回

6	容器接管汇总表 (包括工艺系统专业在设备上加伴管条件)	化工工艺、容器、装置布置、仪表、管道设计、管道机械等专业。	
7	换热器接管汇总表	化工工艺、换热器、装置布置、仪表、管道设计、管道机械等专业。	
8	工业炉接管汇总表	化工工艺、工业炉、装置布置、仪表、管道设计、管道机械等专业。	
9	特种设备接管汇总表	化工工艺、特种设备、装置布置、仪表、管道设计、管道机械等专业。	
10	管壁厚度计算表	管道机械、管道材料控制等专业。	返回
11	安全阀采购数据表	特种设备(按需要) 管道材料控制、管道设计等专业。	返回
12	安全阀反力数据表	管道机械、设备专业 (按需要)。	返回
13	爆破板采购数据表	管道材料控制、管道设计、设备等专业(按需要)。	返回
14	调节阀压差和特殊要求汇总表	管道机械专业。	
15	限流孔板汇总表	管道材料控制、管道设计、管道机械、设备(按需要)等专业。	返回
16	疏水器采购数据汇总表	管道材料控制、管道设计、设备等专业(按需要)。	返回
17	电动阀和活塞式操作阀数据表	管道材料控制、电气、仪表等专业。	
18	特殊管件汇总表	管道材料控制、管道设计(必要时)等专业。	

19	设备保温汇总表	管道材料控制、容器、换热器、工业炉、特殊设备等专业。	
20	管道保温汇总表	管道材料控制、管道设计等专业。	
21	调节阀和流量计数据表	仪表专业。	返回
22	工艺系统专业对控制要求说明书	仪表专业。	
23	PID管径范围及使用阀门类型表	管道材料控制专业。	返回
24	界区接点条件表	设计经理（设计总负责人）、化工工艺、装置布置、管道设计、界外管道设计、机泵仪表、给排水、热工等专业及用户等。	需要时由界外管道设计专业返回。
25	用水及排水条件表	给排水专业。	
26	软水及脱盐水条件表	化学水处理专业。	
27	蒸汽负荷条件表	热工专业。	
28	蒸汽凝结水条件表	热工专业。	



中国化工勘察设计协会

工艺系统专业设计质量保证程序

设计手册

41—A11—87

第 1 页 共 8 页

1 文件管理

1.1 接收条件

1.1.1 专业负责人应按设计主计划表和网络图向提供条件的专业或部门催取文件和数据, 将其分发给有关人员, 并建立工程档案, 以便管理和查阅。

1.1.2 专业负责人应保证所接收的全部条件必须经提出条件的专业或部门负责人审核和签字。

1.1.3 专业负责人要定期检查接收条件, 以保证有关人员所使用的接收条件均为最新版次 (在编制施工版时尤为重要)。

1.1.4 专业负责人要按工艺系统专业工程设计资料管理办法 (41—A26—87) 管理接收和分发所有的接收条件。

1.2 提出条件

1.2.1 所有提出的条件均由专业负责人管理。专业负责人必须保证提出条件已按设计质量保证程序进行校审并签字。

1.2.2 专业负责人要保管好本专业编制的文件原稿。

1.2.3 专业负责人除在档案中保存原稿外, 还应保存每份、每版提出条件的一份复制品、连同图纸资料发送单 (DDIT) 一并存档。

1.2.4 由工艺系统设计人员编制和分发至外专业的与项目有关的信件, 在发出之前要由专业负责人审核, 并在文件上签字。

1.2.5 专业负责人根据情况要校审部分或全部文件。

2 各级的责任

2.1 工艺系统设计各级的责任:

为了保证质量, 将工艺系统专业设计的职权分为三级:

2.1.1 设计和编制——设计和编制级由工艺系统设计人员担任。

2.1.2 校核——校核级由工艺系统专业水平较高、工作经验较丰富的设计人员和专业负责人担任。

2.1.3 审核——审核级由专业负责人或工艺系统专业组长担任, 当需要时, 由室主任或主任工程师担任, 详见质量保证校审程序。

2.2 允许的例外

在室主任或主任工程师的授权下, 允许个别设计和编制级的设计人员做规定, 由校核级设计人员做质量保证工作。校核级设计人员也允许做设计和编制级设计人员的工作。

2.3 质量保证工作的分工

对任何一个计算或文件, 不允许一个人做一种以上的质量保证工作, 例如, 一个计算的校核人不能也是原设计人, 而一个文件的审核人不能也是校核人。

3 设计规定汇总表 (DSSS)

3.1 接收条件

3.1.1 需要的条件包括:

- (1) 设计开工报告
- (2) 工程设计基础数据
- (3) 用户的规定和书面意见

3.2 编制、审核和签字

3.2.1 以编制噪声控制设计规定汇总表为例, 说明如下:

- (1) 噪声控制设计规定汇总表由工艺系统专业噪声控制设计人员编制。
- (2) 该项设计规定汇总表编好后, 由工艺系统专业负责人送技术管理部门和其它有关科室审查。
- (3) 综合各方面的意见后, 工艺系统专业噪声控制设计人员应在文件上签字, 工艺系统专业负责人应校核该文件并签字。

(4) 然后, 将设计规定汇总表送设计经理 (设计总负责人), 并由设计经理 (设计总负责人) 征求用户意见, 然后由原设计人把正确的意见综合进去。

(5) 室主任或主任工程师审核最终的文件, 并确认其所有的意见已包括进去后签字。

(6) 最终的设计规定汇总表由专业负责人送设计经理 (设计总负责人) 审定并签字。再由设计经理 (设计总负责人) 送给用户签字, 然后由设计经理 (设计总负责人) 发表此文件。

3.2.2 管道、保护加热、保温(冷)、涂漆和材料控制的设计规定汇总表, 由工艺系统专业负责人确认, 容器、换热器和特殊设备专业为装置内公用系统设备所编制的设计规定汇总表也由工艺系统专业负责人确认。

3.2.3 设计规定汇总表是重要的设计文件, 因此要尽量少修改, 多数的修改是来自用户, 按变更通知单进行。凡工艺系统专业提出的任何修改应先得到用户的批准, 并应同时编制修改说明。

4 计算

全部工艺系统计算, 应根据公司(院)批准的有关手册的计算方法和计算公式进行, 当上述手册未能包括所需的资料时, 可由技术管理部门组织有关专业提供, 也可由工艺系统专业收集, 但应经技术管理部门组织讨论并批准, 以保证计算工作质量。

4.1 接收条件

4.1.1 需要的条件包括:

- (1) 设计开工报告
- (2) 工程设计基础数据
- (3) 化工工艺专业发表的文件
- (4) 概略设备布置图
- (5) 材料备忘录
- (6) 管道壁厚表
- (7) 管道类 (包括管道设计, 材料控制, 管道机械等专业) 设计规定汇总表。
- (8) 工艺控制图(PCD)
- (9) 工艺设备表
- (10) 初步物料平衡
- (11) 设计合同

4.2 计算类型

4.2.1 关键性的计算包括:

- (1) NPSH和泵的压差计算
- (2) 压缩机的压差

(3) 超压保护——安全阀(爆破板), 安全放空和放空总管的计算

(4) 热虹吸式管系的计算。

4.2.2 标准计算包括:

(1) 调节阀和流量元件的部分计算

(2) 管道的水力计算

(3) 塔顶管道计算等

4.2.3 任何标准计算可以由专业负责人规定为关键计算。

此规定应在每个工程项目开始时作出。

4.3 编制

4.3.1 计算由工艺系统设计人员编制并签字, 这些计算应与公司(院)或室规定的程序相一致, 并应尽可能使用标准格式。

4.4 校核、审核

4.4.1 关键计算的初步结果由专业负责人或指定的工艺系统设计人员校核是否符合工程项目的要求。

4.4.2 需要时关键计算的最终结果由室主任或主任工程师审核并签字。

4.4.3 最终标准计算由指定的工艺系统专业水平较高的设计人员校核并签字。调节阀和流量计(计算)数据表由工艺系统噪声控制设计人员校核并签字。

4.5 计算修改

4.5.1 所有的修改工作由工艺系统设计人员担任, 要清楚地标明修改的范围并签字。

4.5.2 所有关键计算的修改由水平较高的工艺系统设计人员校核并签字。

4.5.3 标准计算修改由专业负责人自行决定是否需要进行校核。凡经过校核的都要签字。

5 管道仪表流程图(PID)

5.1 接收条件

5.1.1 需要的条件包括:

(1) 设计开工报告

(2) 工程设计基础数据

(3) 材料备忘录

(4) 协调程序

(5) 工艺设备表

(6) 用户的规定和说明

(7) 工艺发表的文件

(8) 换热器数据表

(9) 换热器的平面布置

(10) 操作要求

(11) 工艺控制图(PCD)

(12) 设备需要的公用工程

(13) 各版设备布置图

(14) 有关的设计规定(管道材料、防腐、涂漆、保温等)

(15) 管道平面设计图

(16) 材料控制专业提供的保温厚度、管道壁厚等

(17) 管道机械专业提供的条件

5.2 编制

5.2.1 PID的所有版本均由工艺系统设计人员编制。

5.2.2 PID的所有版本均由指定的工艺系统校核人员校核其图面的准确性和完整性。设计人按校核人的正确意见,进行修改。

5.2.3 制图人员的名字要签在PID的制图栏内。

5.2.4 PID的所有版本均由工艺系统设计人在设计栏内签字。

5.3 校核

5.3.1 PID A版到1A版由指定的工艺系统设计人员校核。

5.3.2 PID 2版和PID 2版后发出的所有改变由指定的工艺系统设计人员进行全面校核。

5.3.3 PID的每一版在工艺系统设计人员综合别人意见修改后,由校核人校核并签字。

5.4 审核

5.4.1 在PID审核之前,审核人要核实送审的图纸是否已将别人的意见准确地综合进去。

5.4.2 PID A版由工艺系统专业负责人审核并签字,必要时可由室主任或主任工程师审核并签字。

5.4.3 PID R版由工艺系统专业负责人、会同仪表专业负责人审核并签字,必要时由室主任或主任工程师审核并签字。

5.4.4 PID R版审核会由设计经理(设计总负责人)主持召开,化工工艺专业设计人员、技术管理部门和仪表、装置布置、管道设计等其它有关专业参加,进行内部审核,工艺系统专业设计PID的人员应参加这个会议(包括编制和校审人员及专业负责人)

5.4.5 根据内部审核会议的意见进行PID R版的修改,成为1版。PID1版由工艺系统专业负责人会同仪表专业负责人审核并签字,必要时由设计经理(设计总负责人)审定并签字。

5.4.6 PID 1版发给用户、技术的提供部门、和其它有关专业审核和批准。将一致的意见综合到PID 1A版中。

5.4.7 PID1A版和以后陆续发表的各版本分别由工艺系统专业负责人会同仪表专业负责人及设计经理(设计总负责人)审核、审定并签字。必要时PID 1A版及施工版需经室主任或主任工程师审核并签字。

5.5 PID的修改

5.5.1 修改说明由工艺系统设计人员编制,并清楚地标明修改的部分并签字。

5.5.2 修改说明由校核人校核并签字。

5.5.3 修改说明由工艺系统专业负责人会同仪表专业负责人审核,必要时由设计经理(设计总负责人)审定并签字。

6 管道命名表(以下简称命名表)

6.1 接收条件

6.1.1 需要的条件包括:

- (1) 5.1.1所列各项
- (2) 相应的PID各版

6.2 编制

6.2.1 命名表由工艺系统设计人员编制,每张命名表都由编制人签字并注明日期,表示命名表已完成并符合规定的要求。

6.3 校核

6.3.1 命名表由工艺系统专业指定的设计人员校核并签字。各版校核的范围按以下规定。

6.3.2 R版——第一个命名表版本,校核其与相应的PID版本的一致性。

6.3.3 命名表 1 版和以后各版及修改应全面校核。

6.4 审核与批准

6.4.1 命名表的所有版本由专业负责人审核并签字。

6.5 命名表修改

6.5.1 命名表修改说明由工艺系统设计人员编制,并清楚地标明修改的范围并签字。

6.5.2 修改后的命名表应校核并签字。

6.5.3 经校核的命名表分别由工艺系统专业负责人和设计经理(设计总负责人)审核、审定并签字。

7 数据表

7.1 接收条件

7.1.1 需要的条件包括:

- (1) 工艺发表的文件
- (2) 管道计算
- (3) 公用工程的平衡
- (4) 管道命名表
- (5) 安全阀计算
- (6) 操作要求
- (7) 制造厂的各种样本
- (8) 材料备忘录

有关的设计规定

7.2 数据表类型

7.2.1 特殊管件汇总表(如:消音器、洗眼器、特殊阀门、过滤器限流孔板等)

7.2.2 安全阀、爆破板汇总表

7.2.3 疏水器汇总表

7.2.4 调节阀和流量计汇总表

7.3 编制

7.3.1 数据表由工艺系统设计人员编制

7.3.2 该文件由工艺系统设计人员签字,表明该数据表是完整的并符合复制和发送的要求。

7.4 校核

7.4.1 数据表由指定的工艺系统设计人员校核并签字。

7.5 审核或批准

7.5.1 所有的数据表由专业负责人或指定的审核级人员审核并签字,必要时经审定、批准并签字。

7.5.2 已签字的数据表分别发给管道材料控制专业(上述7.2.1、7.2.2、7.2.3类型)和仪表专业(7.2.4类型)以便提出请购和发给管道机械专业进行有关计算。

7.6 数据表修改

7.6.1 所有的修改工作由工艺系统设计人员担任,应清楚地标明修改的范围。并在修改栏内签字。

7.6.2 所有的修改由指定的工艺系统设计人员校核并签字。

7.6.3 所有的修改由专业负责人审核、并签字。

8 报价技术评比表 (指 7.2 中包括的管件和阀门)

8.1 接收条件

8.1.1 需要接收的条件包括:

- (1) 制造厂报价
- (2) 制造厂的图纸和样本
- (3) 数据表
- (4) 询价单
- (5) 采购规定汇总表

8.2 审核与签字

8.2.1 所有制造厂的报价和制造厂的数据由工艺系统设计人员审查其与数据表的一致性。

必要时, 编制报价技术评比表。

8.2.2 报价和报价技术评比表由指定的工艺系统设计人员校核。

8.2.3 所有遵守数据表的制造厂报价, 如果没有例外或比较方案, 在校核完毕后由校核者签字。

8.2.4 所有不遵守数据表的报价或者有例外并且有比较方案, 由专业负责人审核并签字。

8.2.5 所有的报价技术评比表在完成校核后, 由专业负责人审核并签字。

8.2.6 必要时由室主任或主任工程师审核该表并签署。

8.2.7 已签署的报价技术评比表和制造厂报价, 要返回管道材料控制专业和仪表专业以便编制采购订货单。

9 计算数据汇总

9.1 接收条件

9.1.1 需要的条件包括:

- (1) 工艺发表的文件
- (2) 管道仪表流程图 (PID)
- (3) 计算书
- (4) 工艺控制图 (PCD)
- (5) 换热器的初步尺寸和布置
- (6) 换热器数据表
- (7) 初步的工业炉数据
- (8) 工业炉数据表
- (9) 容器分析简图
- (10) 压缩机压差
- (11) 管道命名表

9.2 汇总的类型

9.2.1 界区内外交接条件

9.2.2 设备标高和泵的净正吸入压头 (NPSH)

9.2.3 换热器设计和接管汇总

9.2.4 工业炉接管汇总

9.2.5 泵的数据汇总

9.2.6 容器接管汇总

9.2.7 压缩机数据汇总

9.2.8 特殊设备数据表及接管汇总

9.2.9 液位计、容器简图及其接管汇总

9.2.10 调节阀和流量计汇总

9.3 编制

9.3.1 这些汇总由工艺系统设计人员编制。

9.3.2 这些文件由工艺系统设计人员签字, 表明这些汇总是完整的并符合复制要求。

9.4 校核

9.4.1 这些汇总由工艺系统专业指定的设计人员进行校核并签字。

9.5 汇总修改

9.5.1 所有的汇总修改工作由工艺系统设计人员担任, 应清楚地标明修改的范围。并在修改栏内签字。

9.5.2 所有的汇总修改由指定的工艺系统设计人员校核并在修改栏内签字。

9.5.3 所有的汇总修改由专业负责人审核并在修改栏内签字。

10 公用工程平衡 (指装置内公用工程, 以下同)

10.1 接收条件

10.1.1 需要的条件包括:

- (1) 设计开工报告
- (2) 估计设备用的公用工程数量。(蒸汽、冷却水、软水等)
- (3) 设备数据表
- (4) 一般装置的要求
- (5) 工程设计基础数据
- (6) 概略设备布置图
- (7) 辅助设备简图

10.2 编制

10.2.1 公用工程平衡由工艺系统设计人员或专业负责人编制并签字。

10.3 校核

10.3.1 所有的公用工程平衡 (包括初步的), 在分发之前按规定的程序由工艺系统专业指定的设计人员进行校核并签字。

10.4 审核与批准

10.4.1 初步的、估计的和最终的公用工程平衡分别由工艺系统专业负责人和室主任或主任工程师审核、审定并签字。

10.5 公用工程平衡的修改

10.5.1 所有的公用工程平衡的修改由工艺系统设计人员或专业负责人编制, 应清楚地表明修改的范围并签字。

10.5.2 所有的公用工程平衡的修改, 由指定的工艺系统设计人员校核并签字。

10.5.3 所有的对最终的公用工程平衡的修改分别由专业负责人和室主任或主任工程师审核或审定并在修改栏内签字。

11 采购说明书汇总表

11.1 接收条件

11.1.1 需要的条件包括:

(1) 安全阀 (由管道材料控制专业编制) 及公用设备 (由特殊设备专业编制) 采购说明书汇总表初稿。

(2) 设计规定汇总表

(3) 工程设计基础数据

11.2 确认和会签

11.2.1 工艺系统专业负责人要与管道材料控制专业负责人一起讨论安全阀采购说明书汇总表所规定的问题。

11.2.2 由管道材料控制专业起草的安全阀采购说明书汇总表和由特殊设备专业起草的公用设备的采购说明书汇总表, 要由工艺系统专业负责人确认。

11.2.3 所有的修改要由工艺系统专业负责人会签。

12 管道命名表索引

12.1 接收条件, 管道命名表

12.2 编制, 由工艺系统专业设计人员编制并签字。

12.3 本表经校核、签字即可随管道命名表一道发表。

13 其他

13.1 当设计进行到某一阶段, 还缺少一些条件时, 为了不影响设计工作的正常进行, 可以参照类似工程或本专业的经验, 向有关专业发出条件。但应在发出的条件上清楚地标明“待定”字样。专业负责人一旦接到有关专业发来的条件后, 应立即发出正式条件, 同时消除“待定”字样的条件。

13.2 修改往往容易发生错误。为了确保修改质量, 修改时也应按设计质量保证程序的步骤进行。并在修改处标明修改记号, 同时在修改栏中注上简要说明、日期和签字。

13.3 为了便于贯彻设计质量保证程序, 特制订校审程序, 供参照执行。

13.4 为了保证本程序的正确贯彻, 专业组长、主任工程师或室主任应定期检查执行情况。

14 校审程序 (附后)

14.1 设计规定汇总表

14.2 关键计算

14.3 标准计算

14.4 管道仪表流程图 (PID)

14.5 管道命名表

14.6 数据表

14.7 技术报价评比表

14.8 计算数据汇总

14.9 公用工程平衡

14.10 采购说明书汇总表

附注: 在校审程序内, 每一个“√”号表示所在的行列表头上指明的人员应进行的工作。

质 量 保 证 校 审 程 序						
	工 艺 系 统 专 业					
步 骤	质量保障程序章节	设计规定汇总表 (DSSS)	工艺系统员	指定的工艺人员	专业负责人	室主任工程师或主任设计师(设
1	1.1 3.1.1	检查接收条件	√	√	√	
2	3.2.1(1)	编制消除噪声的设计规定汇总表 (DSSS)	√			
3	3.2.1(2)	发出设计规定汇总表 (DSSS) 征求有关专业意见			√	
4	3.2.1(2)	校核设计规定汇总表 (DSSS)			√	
5	3.2.1(2)	综合意见并签字	√			
6	3.2.1(3)	校核和签字			√	
7	3.2.1(4)	发出征求设计经理 (设计总工程师) 和用户的意见		√	√	
8	3.2.1(4)	综合设计经理 (设计总工程师) 和用户的意见	√			√
9	3.2.1(5)	审核设计规定汇总表 (DSSS) 和签字				
10	3.2.1(6)	送设计经理 (设计总工程师) 并由他请用户批准然后分发		√	√	√
11	1.2	检查提出条件		√	√	
12	3.2.2	确认配管、保温和装置内公用设备的设计规定汇总表		√	√	
13	3.2.3	修改	√	√	√	√

校审程序号 No 14.1

工业系统工艺

校审程序号N014.2

6-13-3

质 量 保 证 校 审 程 序

工 艺 系 统 专 业

步 骤	质 量 保 证 程 序 参 考 章 节	管 道 仪 表 流 程 图 (PID)	工 设 计 人 员 统 计	系 统 设 计 人 员 指 定 的 工 艺 人 员	专 业 负 责 人	室 主 任 工 程 师 (必 要 时)	专 业 负 责 人 仪 表 人	设 计 总 负 责 人 (设 计 经 理)										
1	5.1.1	检查接收条件	√	√	√													
2	5.2.1	编制PID 所有版本	√															
3	5.3.1	校核PID 所有版本		√	√													
4	5.2.4	签署PID 所有版本	√															
5	5.3.1 5.3.3	校核PID A版到 1 A版并签字		√														
6	5.3.2 5.3.3	全面校核PID 2 版到施工版并签字		√														
7	5.4.1 5.4.2	审核并签署PID A版			√													
8	5.4.1 5.4.3	审核并签署PID R版			√	√												
9	5.4.4	送设计经理(设计总负责人)和有关专业审核PID R版	√	√	√			√										
10	5.4.5 5.4.7	审核并签署PID 1 版			√	√	√	√										
11	5.4.6	发出报价 1 版给用户审核			√													
12	5.4.7	发送设计经理(设计总负责人)并会同仪表专业负责人 签署PID 1 版到施工版			√	√	√	√										
13	5.5.1	编制修改说明并签字	√															
14	5.5.2	校核修改说明并签字		√														
15	5.5.3	审核修改说明并签字			√			√										
16	1.2	检查提出条件		√	√													

校审程序号 No14.4

6-13-3

[illegible]

校审程序号No14.8

校审程序号 No 14.10



中国化工勘察设计协会

管道仪表流程图 (PID) 版本 变更及图纸修改单的编制

设计手册

41—A12—87

第 1 页

共 4 页

1 概述

随着工程设计的发展,管道仪表流程图(以下简称PID)不断深化和完善,版次需不断变更,由最初数据很不完全的A版至管径、管号、阀门和仪表尺寸均确切完整标注的2版——这时自制造厂发来的最终确认图纸资料(CF)已收齐,管道平面设计已完成,管道走向已最终确定,即这是一个完整的版本。所有管道尺寸均看作是最终的,此时各专业均已完成大量工作,并按2版PID核对了各自的图纸资料,设备和仪表的最终版制造图也已确认,因此PID 2版一经发表就不能轻易修改,因2版之后如再修改,不仅引起相关专业的返工,而且还可能产生错误,对此规定如下:PID 2版发表后,凡不会影响生产的一律不作修改,此规定的实质是对设计人工时,亦即对费用的严格控制,实践证明,这对于保证设计质量和获得较好的经济效益都有良好的效果。

工艺系统专业发出的各种数据表(如调节阀和流量计数据表)和汇总表(如安全阀采购数据汇总表、泵数据汇总表等)也遵守上述规定。

2 PID 2版前各版本的变更

2.1 PID A版至1A版各版本的变更步骤

每一版PID除发至各有关专业使用外,工艺系统专业必须以完整的一套PID复制件作为记录版本,所有变更均记录于上,直至发表下一版之前。

方法和步骤:凡变更之处,涂以黄颜色(用黄颜色铅笔)作为变更的标记,然后用黑色铅笔写上变更(或新补充)的内容。按每版发表的时间要求,最后将积累的所有记在记录版上的变更,全部搬到PID底图上——即集中几天时间将PID底图修改好,填上新的版次和时间并签名,于是新版的PID即可发表。

由A版变更到R版、1版和1A版均按上述方法和步骤进行。

管道命名表(以下简称命名表)的版本随PID版本的变更而变,但两者的版本应始终保持一致。

2.2 PID 1A版到2版的变更步骤

2.2.1 一般情况下,1A版至2版发表,这一段时间间隔较长,工艺系统专业除将变更记录在本专业1A版的记录版本上外(方法同2.1.条),同时应将可能影响管道设计工作的变更立即通知管道设计专业,方法是由工艺系统专业的专业负责人在管道设计专业使用的PID 1A版记录版本上记上变更的标志和内容(如2.1.条方法)并签字。

2.2.2 发表PID 2版的准备工作:

(1) 必须把最终工艺控制图和制造厂的最终确认图纸资料(CF)收齐,在此基础上,结合有关设计资料如管壁厚度计算表等,对PID 1A版及命名表作一次全面的校核,对管道逐根检查。校核数据的正确性及其前后相关的一致性,从管道的管径、安全阀的尺寸到调节阀的详细尺寸,以至工艺操作参数、事故温度、事故压力和设计压力等数据都要逐一检查。

(2) 检查方法:以一套PID 1A版,注上“全面检查”的字样,然后对照命名表(1A版)逐一检查上述数据。边检查边将正常操作温度和压力用蓝颜色笔注在管道上方,同时把事故温度和事故压力用红颜色笔标注在管道下方,对每一设备注出其设计压力,最后综观整体,改正可能出现的错误。

(3) 在完成“全面检查”之后,还要列出一个“待定事项汇总表”,它列出PID上所有待定事项及其理由,以及负责处理事项的负责人,计划及实际完成日期等等(详见表1)。这份汇总表应发给设

计经理（设计总负责人）项目经理、计划部门以及由于PID待定项目而受到影响的有关专业。

2.2.3 在上述各项工作都完成的情况下，便可修改1A版的PID底图，发表2版。但是必须明确，在最终工艺控制图被综合进去以前，一定不要发表。

3 PID 2版的修改步骤

3.1 和其他版本一样，所有修改都记录在工艺系统专业的PID记录版上，直到要发表下一版时（在此是3版）才能修改PID底图。

命名表的修改和图纸一样。

3.2 在发表3版之前，PID上的任何修改都要立即以“图纸修改通知单”的形式，通知因修改而受到影响的专业，以引起他们的注意。

3.3 若PID 2版发表之后，修改很多或很广泛，管道设计专业可以要求工艺系统专业发表新的一版。版本编号为2A版、2B版等等，要求的内容和2版相同。

4 “图纸修改通知单”

4.1 用途

由于因工艺系统专业引起或因其他原因引起而必须通过工艺系统专业明确的一些变更或修改，目的是要引起因此而受到影响的专业的注意。

4.2 编制时间

PID 2版发表后。

4.3 所有“图纸修改通知单”都要经设计经理（设计总负责人）的批准和签字方能发出。

4.4 编制步骤及说明

4.4.1 PID与其相应的命名表上任何变更均要填写“图纸修改通知单”。

4.4.2 在通知单的“编号”栏应按顺序给出修改项目编号，对每一个具体工程。其编号都是从1开始。

4.4.3 在“图号”栏，应填写修改内容的图号或命名表的页号。

4.4.4 在“说明”栏填写修改的内容，必要时要画出草图。

4.4.5 “变更或修改原因”，此栏填写因何原因引起工艺系统专业的PID及命名表的修改，原因都是多方面的，可能是工程进展的变化，也可能是外专业的某些变更抑或因工艺系统专业本身的错误造成的，总之要交代清楚责任者。

4.5 编制举例：见表2

5 施工版后的PID和命名表的修改及修改标记

5.1 PID的修改步骤

5.1.1 施工版后的所有修改都要将修改的图纸和图纸发送单发至现场。

5.1.2 修改的PID和命名表每次可只发出修改的那一页。

5.1.3 在PID上，要把修改的范围圈画出来，且给每个修改以正三角形标记，记上修改编号，并在图纸的右下方修订栏内填写简要的修订说明。

5.2 命名表也要作相应的修改，在修改处同样以正三角形标记表示并编号。

命名表的索引页（它列出修改的命名表的页次），也必须修改和再版。

表 1 待定事项汇总表

工程号

发表专业：工艺系统

分 发 至							
项目经理	1		管道设计	1			
设计经理(设计总负责人)	1		特殊设备	1			
计划部门	1		仪 表	1			

图 号	项目及待定理由	执行人	完成情况	
			计划	实际
××—××	粉尘喷射装置(全套)：缺制造厂资料(所需空气量、		2 版前	
	安全阀及调节阀数量、其他仪表等)			
××—××	调节阀数据表：缺制造厂资料		2 版前	

修 改 版 次											
日 期											

工程号

表2 图纸修改通知单

通知单编号: 01

发表专业: 工艺系统

对2版PID和命名表的修改

日期: ××××


编号	图号	说明	变更或修改原因
1	命名表 第5页	管道CB—9014—50 (IU7): 把管表号改为40S	工艺系统 搞错
2	××—××	<p>此阀重新安装于右侧上方</p>	管道设计 的意见
3	××—××	在下列调节阀及设备上增加接地线: 管道PV—9001—150上的HV—9202阀 9203—C的底部	工程进展

编制人

批准人

分 发 至

土建专业	化工工艺专业	管道材料控制专业	施工部
换热器、容器专业	仪表专业	管道设计专业	开车部
电气专业	工艺系统专业	管道机械专业	特殊设备专业
项目经理			

	工艺系统专业设计文件校审细则	设计手册	
		41—A13—87	
		第 1 页	共 8 页
中国化工勘察设计协会			

1 各级的责任

1.1 工艺系统专业各级的职责

为了保证质量,将工艺系统专业设计校审职责分为三级

1.1.1 设计和编制——设计和编制由工艺系统设计人员担任

1.1.2 校核——校核由工艺系统专业水平较高、工作经验较丰富的设计人员担任。

1.1.3 审核——审核由专业负责人、或工艺系统专业组长担任,必要时部份文件由室主任或主任工程师担任审核或由设计经理(设计总负责人)担任审定或批准。

1.3 质量保证的分工

对每一个计算或文件不允许一个人做一种以上的质量保证工作,例如,一个计算的校核人不能也是原设计人,而一个文件的审核者不能也是校核人。

1.4 根据各级所负责任,均应分别在有关的设计与编制、校核、审核等栏内进行签字并注明日期,表明所负的责任,也表明这些文件的发表得到批准。

2 工艺系统专业所需发表的文件及校审细则

2.1 工艺系统专业设计规定

本设计规定系在工程设计阶段开展之前,由所指定的工艺系统专业设计人员编制,由专业负责人担任校核,室主任或主任工程师担任审核,由设计经理(设计总负责人)担任审定。

工艺系统专业设计规定是重要的带指导性的设计文件,对开展工艺系统专业工程设计作了一系列的、较详细的设计规定,因此,要尽量少修改。

2.2 管道仪表流程图(PID)

2.2.1 本图所有各版次均按管道仪表流程图绘制规定进行设计、制图和校核。

2.2.2 审核人员应在校核人员校核的基础上对PID 1版、2版、PID施工版(即成品版)的技术性问题进行审核。

2.2.3 校核人员在了解和熟悉化工工艺装置(或工序)生产工艺流程的基础上校核工艺管道仪表流程图中设备名称、设备位号、各设备接管口及其接管尺寸是否有误及遗漏。

2.2.4 按照装置或工序的生产工艺流程对连接各设备之间的主要物料管道,按管道介质代号逐一进行校核是否有误及遗漏。对工艺管道仪表流程图中各辅助管道和公用系统管道,同样按照其管道的介质代号逐一进行校核是否有误及遗漏。

2.2.5 在进行2.2.4项工作的同时应校核工艺管道仪表流程图中需要编号的全部管道的管道介质代号、管道顺序号、管道尺寸、管道等级的编制是否有误和遗漏。校核所有管道阀门和管道附件表示是否有误和遗漏。校核管道流向箭头及接续图,管道编号及图号是否有误及遗漏,校核管道等级的变化标注是否有误及遗漏,校核异径管的标注是否有误及遗漏、校核各支管与总管连接的前后位置与管道平面设计图是否一致。

2.2.6 校核工艺管道仪表流程图中有位差的限位尺寸,地下、半地下设备的地面线,容器及其它设备的关键标高或设备的最小标高、与设备(不包括管道)相连接的阀门尺寸和规格及管道上的阀门尺

寸是否进行了标注,对管道坡度、管道名称或阀门、管件或仪表的特殊位置、液封高度等有特殊要求或对管道等级分界位置,对埋设及未埋设管道的分界线等是否进行了标注。

2.2.7 校核工艺管道仪表流程图中操作和试车所需要有关的放空管、排液管、放净管和吹扫点有无遗漏。

2.2.8 校核工艺管道仪表流程图中所有需保温、保冷的设备管道,蒸汽、电或其它类型伴热的伴管、夹套管的标注是否有误及遗漏。

2.2.9 按照装置(或工序)的生产流程,在检查接受工艺化验项目条件的基础上,校核工艺分析取样点是否有误及遗漏。

2.2.10 按照装置(或工序)的生产流程,在检查接受化工工艺专业主要控制说明和工艺系统专业对控制要求补充说明并在仪表专业配合的基础上,校核工艺管道仪表流程图中全部检测、控制仪表(包括控制系统)是否有误及遗漏,校核在线仪表、转子流量计等的尺寸,当不同于管道尺寸时,其尺寸的标注是否遗漏。校核仪表位号的标注是否有误及遗漏。

2.2.11 校核工艺管道仪表流程图调节阀及旁路阀尺寸,仪表空气断路时调节阀的状态、调节阀前后若有异径管其标注是否有误或遗漏。

2.2.12 校核工艺管道仪表流程图中安全阀编号、安全阀(进出管口)尺寸及整定压力是否按有关绘制规定示出,若安全阀入口管道要限制压降,应校核其管道尺寸管道长度、及管件数量和规格是否注明。

2.2.13 校核工艺管道仪表流程图中疏水器位号及型号的标注,若疏水器前切断阀之前设置有放空管,疏水器与后切断阀之间设有检查管时应校核其放空管及检查管的尺寸和标注。并根据所选用疏水器型号及安装要求校核疏水器异径管、过滤器、前后切断阀的标注是否有误及遗漏。

2.2.14 校核工艺管道仪表流程图中限流孔板符号及位号的标注是否有误或遗漏。

2.2.15 校核工艺管道仪表流程图、辅助管道仪表流程图、公用系统管道仪表流程图中的特殊管件(包括特殊阀门、过滤器、视镜、事故淋浴、洗眼器、消音器等)其编号是否有误及遗漏。

2.2.16 校核工艺管道仪表流程图中塔类设备的总塔板数和进出物料的塔板数及加热盘管或冷却盘管等容器内件是否加了注明。

2.2.17 校核工艺管道仪表流程图中对从界区外来或送出界区的管道是否标注了终止符号和界区线。

2.2.18 在工艺管道仪表流程图中有专业分工或供货范围,应校核是否按有关的绘制规定进行了标注。

2.2.19 在工艺管道仪表流程图中有厂(商)供货的成套设备,要校核是否标注了成套设备的供货范围及其与厂(商)供货的成套设备相连接的管道连接点。

2.2.20 在工艺管道仪表流程图中有待定的问题要校核是否进行了标注及注释说明。

2.2.21 按照管道仪表流程图首页图的编制规定,校核管道仪表流程图首页图中设备表的设备位号设备名称、数量及所在(管道仪表流程图)图号是否有误及遗漏。校核介质代号、仪表符号及图例、管道图例编制是否齐全,管道编号说明是否清楚。校核所编制的所有对外发表的工艺系统图纸目录中的图纸名称、图号、张数是否有误。校核首页图备注栏中对管道仪表流程图中共同性事项或未表示清楚的内容所进行的统一规定的说明是否完善和清楚。

2.2.22 根据辅助管道、公用系统管道仪表流程图绘制规定对照工艺装置(或工序)生产工艺流程,校核每一个单一介质系统辅助管道、公用系统管道仪表流程图中的管道、阀门和管道附件(不包括工艺管道仪表流程图上已表示的)是否有误及遗漏、校核主管走向或支管分支顺序是否与实际配管基本相同。

2.2.23 校核辅助管道、公用系统管道仪表流程图中每一个单一介质系统全部检测、控制仪表(不包括工艺管道仪表流程图中已表示的)是否有误及遗漏。

2.2.24 校核辅助管道、公用系统管道仪表流程图中每一个单一介质系统的分析取样点（不包括工艺管道仪表流程图中已表示的）是否有误及遗漏。

2.2.25 按2.2.17条原则，校核辅助管道、公用系统管道仪表流程图中进出界区的管道。

2.2.26 校核辅助管道、公用系统管道流程图的保温、保冷及伴管、夹套管的标注是否有误及遗漏。

2.2.27 校核辅助管道、公用系统管道流程图管道等级变化的分界位置是否有误及遗漏。校核管道流向及接续图管道编号及图号是否有误及遗漏。

2.2.28 按2.2.13条的原则，校核公用系统管道流程图中的疏水器。

2.2.29 按2.2.12条的原则，校核公用系统管道流程图中的安全阀。

2.2.30 校核泵、鼓风机、压缩机等的驱动装置（如电动机、蒸汽轮机、柴油机等）当需要表示时是否已表示。

2.2.31 审核的主要内容：

- （1）在已校核计算结果的基础上，审核系统压力降和安全分析；
- （2）审核与工艺系统专业有关的三废排放安全分析；
- （3）审核与工艺系统专业有关的投资控制；
- （4）审核PID上所表示的供货范围。

2.3 管道命名表索引。

2.3.1 本表经编制、校核即可发表。

2.3.2 校核管道命名表索引中的管道编号、管道用途及表明所在管道编号的页数是否与管道命名表中所编制的内容一致。

2.4 管道命名表

2.4.1 管道命名表（以下简称命名表）所有版本编制后均需校核和审核。

2.4.2 校核人员在检查接受条件的基础上，按流体的介质校核本表管道说明栏中的管道编号、尺寸、等级、流体介质、来自、至、管道规格、所在管道仪表流程图图号；操作条件栏中的正常（操作）温度、正常（操作）压力、事故或短期变化中的温度、压力，事故类型、允许超应力%；设计条件栏中的介质类型、温度、压力；现场试验栏中的介质、压力，绝热与涂漆栏中的绝热类型、绝热厚度、涂漆要求及备注栏等各项内容的编制是否有误或遗漏。

2.4.3 审核人员主要审核设计条件、操作条件和现场试压三栏是否有误。

2.5 噪声控制设计规定

本设计规定应参考工艺系统专业，“噪声控制设计规定编制要求”41—A51—87进行编制、由专业负责人担任校核，由设计经理（设计总负责人）担任审核。

2.6 容器接管汇总表

2.6.1 容器接管汇总表按“接管汇总表编制说明”第2.1条容器接管汇总表进行编制和校核后即可发表。

2.6.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核容器接管汇总表中设备名称、容器号、容器类型、设计压力、容器接管符号、用途、接管型式、尺寸、压力等级、法兰面类型和与容器接管相连接的管道类别及需要在附注中说明的一些特殊接管是否有误或遗漏。

2.6.3 在校核本表中容器接管尺寸的同时，要校核决定接管尺寸的管道水力计算。

2.7 换热器接管汇总表

2.7.1 换热器接管汇总表按41—A61—85“接管汇总表编制说明”第2.2条换热器接管汇总表进行编制和校核后即可发表。

2.7.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核换热器接管汇总表中设备名称、设备号、类型、管程及壳程的设计压力、换热器接管数据栏中管程与壳程接管符号、用途、接管型式、尺寸、压力等级、法兰面类型及需在附注中说明的一些特殊接管是否有误或遗漏。

2.7.3 当换热器的操作与泵有关时,需由编制人员在最大操作压力一栏中填写出由工艺提供的数据,同时将泵关闭压力的数值填入,由校核人员校核是否有误。

2.7.4 在校核本表中换热器接管尺寸的同时,要校核决定接管尺寸的管道水力计算。

2.8 特殊设备接管汇总表

特殊设备接管汇总表的校审细则可参照2.6条容器接管汇总表的内容进行。

2.9 工业炉接管汇总表

2.9.1 工业炉接管汇总表的校审细则可参照2.6条容器接管汇总表的内容进行。

2.9.2 在工业炉接管汇总表中工业炉接管栏内,关于压力等级一项,校核人员应着重校核如设计温度太高,在不考虑增加衬里和提高材料等级时,所考虑的压力等级是否满足设计要求。

此外,在上述几种设备接管汇总表的校核中,校核人员应注意如所选取的设备为定型产品时,根据具体情况;可以不填写接管条件,仅在接管汇总表中,加以必要的说明。

2.10 设备保温汇总表

2.10.1 设备保温汇总表按“设备保温汇总表”41—A79—87的有关设计规定进行编制和校核即可发表。

2.10.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核设备保温汇总表中保温设备位号、设备名称、操作条件中的正常压力和正常温度、保温类型及需要在备注中对安装环境、保温位置等情况加以说明时是否有误或遗漏。

2.10.3 若设备有伴管保温,校核人员还应校核操作条件中的设计压力和设计温度,伴管管径等项编制是否有误。

2.10.4 审核人员应在校核人员校核的基础上,对本表进行全面审核。

2.11 管道保温汇总表

2.11.1 此表经编制和校核即可发表。

2.11.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核管道保温汇总表中管道名称、管径、正常操作压力及正常操作温度、保温类型及需要在备注中加以说明时是否有误或者遗漏。

2.12 PID管径范围及使用阀门类型表(必要时才提出)

2.12.1 此表经编制、校对即可发表。

2.12.2 此表经校核人员校对管道名称、管径范围、拟采用阀门类型范围及备注的编制是否完全。

2.13 蒸汽负荷条件表

2.13.1 此表按该表下方备注各说明要求编制、校核及审核后发表。

2.13.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核蒸汽负荷条件表中的设备位号、设备名称、蒸汽用途、加热方式、受热介质的组分,正常压力及进口、出口温度,蒸汽正常流量、蒸汽正常入口压力及正常入口温度,使用性质及需要在备注中特殊说明的内容是否有误。

2.13.3 编制人员在可能的情况下,尽可能填写出受热介质的最高压力、蒸汽最小及最大流量、蒸汽最低入口压力及最低入口温度、年工作小时数,由校核人员校核。

2.13.4 审核人员在校核人员校核的基础上,对本表中各项进行全面审核。主要审核蒸汽用量和压力是否正确。

2.14 蒸汽凝结水条件表

2.14.1 此表经编制、校核及审核后即可发表

2.14.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核蒸汽凝结水条件表中的设备位号、设备名称、运行及备用台数、蒸汽凝结水的流量,回水压力及回水温度、送出方式等是否有误。

2.14.3 编制人员在接受条件的基础上尽可能地填写清楚蒸汽凝结水的正常、最大、最小流量、电导率、含油、含铁及其它杂质,由校核人员校核。

2.14.4 审核人员应在校核人员校核的基础上,审核蒸汽凝结水条件表中的流量、压力和温度是否

正确。

2.15 用水及排水条件表

2.15.1 此表中有关各项可基本参照该表下方备注说明要求编制及校核，再经审核即可发表。

2.15.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核用水及排水条件表中的用水设备名称、水之用途、平均及最大用水量、水质要求栏中的水温、需水情况栏中的进水口水压、连续及间断情况、进水口位置及标高等是否有误。校核排水的设备名称、平均排水量、水质是否污染、污水水温排水余压、连续或间断、排水口位置及标高是否有误。

2.15.3 编制人员在接受条件的基础上尽可能填写出水质要求栏中的（水的）浊度及化学成份，排出的污水化学成份及物理成份、由校核人员校核。

2.15.4 审核人员应在校核人员校核的基础上，对用水及排水条件表中的技术性问题进行审核。

2.16 软水及脱盐水条件表

2.16.1 此表经编制、校核及审核后即可发表

2.16.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核车间及工段名称、用途、使用班数、需用量、车间入口水压要求、水温等是否有误。

2.16.3 编制人员在接受条件的基础上尽可能填写出水质要求栏中的硬度、碱度、导电率、 SiO_2 各项，由校核人员校核。

2.16.4 校核人员在校核时应注意当供水间断时发生的影响。如发生事故或减产在备注中是否已经说明。

2.16.5 审核人员应在校核人员校核的基础上，对软水及脱盐水条件表中的技术性问题进行审核。

2.17 界区接点条件表

2.17.1 此表经编制，校核及审核即可发表。工艺系统专业除界区外，界区阀门提供部门及界区计量装置提供部门三栏外，其余各栏均要填写。

2.17.2 校核人员应校核进出界区的全部地上及地下管道（属本专业职责范围的）的工艺数据及接管连接条件如进出界区的全部地上及地下管道编号、接管尺寸、流体介质、管道走向及界区接点条件中的流量、比重（液体）、分子量（气体）、温度及其在该温度下的粘度、压力是否有误。

2.17.3 校核人员在校核本表中界区接管尺寸的同时，要求校核决定接管尺寸的管道水力计算。

2.17.4 审核人员应在校核人员校核的基础上，对界区接点条件表中的技术性问题进行审核。

2.18 压缩机条件表

2.18.1 此表按“压缩机条件表编写说明”41—A57—87进行编制校核及审核后即可发表。

2.18.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核压缩机操作中工作介质及组成，流量进、出压缩机的压力、进、出压缩机的温度是否有误。

2.18.3 校核压缩机吸入及排出管道机械设计条件中压缩机吸入及排出接管的设计温度、设计压力、安全阀整定压力、接管压力等级及连接面型式等是否有误。

2.18.4 校核冷却水系统条件中进水和出水的设计压力、进水和出水的安全阀整定压力、冷却器允许压降 ΔP 、进水及出水的设计温度、冷却器进出口温差 Δt 是否有误。

2.18.5 审核人员在校核人员校核的基础上，对压缩机条件表中的技术性问题进行审核。

2.19 泵计算表

2.19.1 此表按“泵的计算及泵数据汇总表编制说明”41—A58—87中的有关设计规定进行编制、校核（一般情况下）后即可发表。

2.19.2 校核人员在检查接受条件的基础上应对泵计算表中的泵吸入条件及泵排出条件以及泵的NPSH计算、调节阀等栏各项按泵计算的程序步骤抽查是否有误及遗漏。

2.19.3 校核人员应校核泵计算表中右侧数据栏中泵位号、备用泵位号、流量安全系数、粘度、比重、温度、重度、正常流量、设计流量、泵的设计压差、在设计能力下泵的吸入和排出压力、有效的

NPSH、最大吸入压力、吸入及排出管道类别、管道压力等级及法兰面等各项中的有关项是否与泵计算表右侧相应计算结果相符合及是否遗漏。

2.19.4 校核人员应校核往来关系栏中泵的最高操作温度、最大吸入压力、最大关闭压力是否有误。

2.19.5 对NPSH和泵压差,审核人员要全面审核并签署最终计算。

2.20 泵数据汇总表

2.20.1 此表经编制、校核后即可发表。

2.20.2 校核人员应校核泵数据汇总表中各泵的正常流量及设计流量、泵压差(设计流量下),在设计能力下泵的吸入和排出压力、有效NPSH吸入最大压力,吸入及排出管道类别及法兰压力等级是否和泵计算表中所列数值相符。

2.21 设备标高和泵的净正吸入压头(NPSH)。

2.21.1 此表按“设备标高和泵的净正吸入压头(NPSH)表编制说明”44—A59—87的规定进行编制、校核后即可发表。

2.21.2 校核人员应校核本表中容器或冷凝器、泵或再沸器的设备位号、型式,初步的NPSH及标高是否有误。

2.21.3 在工作进行到一定阶段中,如设备标高有重大改变时,在取得设备有关专业同意后,装置布置专业对平面版布置阶段的标高进行修改,工艺系统专业设计人员应重新计算NPSH并修改后,由校核人员再进行校核是否有误。

2.21.4 校核人员还应校核最终有效的NPSH及最终需要的NPSH是否有误。

2.22 管道壁厚数据表

2.22.1 此表经编制、校核后即可发表。

2.22.2 校核人员应校核本表中管道编号、尺寸、类别及管道说明栏中的介质及管道来去走向,温度、压力、事故类型,不正常操作各项是否有误及遗漏。

2.23 工艺系统专业对控制要求说明书

2.23.1 此说明书经编制、校核后即可发表。

2.23.2 校核人员应校核工艺系统专业对控制要求说明书中的控制目的、控制对象及控制要求是否有误及遗漏。

2.24 调节阀和流量计数据表

2.24.1 此表经编制、校核后即可发表。

2.24.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核调节阀管道编号和尺寸、管道类别、表号或外径×壁厚、介质、温度(流体状态)、上游压力、下游压力、液体或气体的最大及正常流量,液体比重或气体分子量,气体临界密度、总流量系数C 是否有误。

2.24.3 校核人员在检查接受条件的基础上校核流量计管道编号和尺寸、管道类别、表号或外径×壁厚、介质、温度(流体状态)、上游压力、下游压力、粘度、液体或气体的最大、正常及最小流量,液体比重或气体分子量、气体临界密度、气体临界压缩系数、气体绝热指数、雷诺数是否有误。

2.24.4 编制人员在接受条件的基础上尽可能填写出液体的膨胀系数、液体蒸汽压、在计算介质为气体的调节阀时,根据实际需要尽可能填写出气体临界压力、气体临界压缩系数。由校核人员校核是否有误。

2.24.5 校核人员在校核时注意在计算调节阀时若是两相流体需校核按液体全液相计算的流量系数 C_{vc} 和按气体全气相计算的流量系数 C_{vc} 以及总流量系数 C_{vc} 。

2.24.6 审核人员应审核并签署调节阀和流量计数据表。

2.25 电动阀和活塞式操作阀数据表

2.25.1 此表经编制、校核及审核后即可发表

2.25.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核本表中一般特性栏的阀门编号、阀门型式、阀门尺寸、阀门压力等级、阀门端面型式、密封介质和螺纹尺寸,材料栏中阀体、阀盖和阀芯材料,用途栏中的设计压力、设计温度、流体介质以及备注是否有误。

2.25.3 在动力源栏中校核人员应根据动力源是空气电或是液压,对该栏中有关项的内容校核是否有误。

2.25.4 编制人员根据实际情况填写出阀关闭时间、手轮方位、微调、最大压差,由校核人员校核是否有误。

2.25.5 审核人员在校核人员校核的基础上,对本表中的各项进行全面审核。

2.26 调节阀压差和特殊要求汇总表

此表经编制、校核、审核后即可发表

2.27 限流孔板汇总表

2.27.1 本表经编制、校核后即可发表。

2.27.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核表中限流孔板编号、管道编号、管道仪表流程图图号、管道类别、压差、设计温度、管道尺寸、孔板的孔径×孔数是否有误。

2.28 安全阀面积计算表

此表经编制、校核、审核后即可发表。

2.29 安全阀采购数据表

2.29.1 本表经编制、校核审核后即可发表。

2.29.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核本表中安全阀的需要数量、安装位置、阀门型号、流体介质、起跳压力、初始背压、操作温度、安全阀尺寸、阀座喉部直径、吸入及排出法兰面和压力等级、阀体及阀芯材料等。

2.29.3 审核人员在校核人员校核的基础上,对本表中的技术性问题进行审核。

2.30 安全阀反力计算表

此表经编制、校核后即可发表。校核人员主要应校核计算是否正确无误。

2.31 疏水器采购数据汇总表

2.31.1 此表经编制、校核、审核后即可发表。

2.31.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核本表中疏水器编号(标签号)、制造厂型号、数量、安装位置、冷凝液负荷、安全系数、连续流量(冷凝液负荷×安全系数)最大吸入压力、最大压差、最小压差、饱和温度、孔径、孔的压力等级、壳体材料、疏水器接管尺寸、压力等级及法兰面型式各项是否有误。

2.31.3 审核人员在校核人员校核的基础上,对本表中的各项进行全面审核。

2.32 爆破板计算表

此表经编制、校核、审核后即可发表。主要校审计算是否无误。

2.33 爆破板采购数据表

2.33.1 本表可参照“特殊管件数据表编制说明”中41—A76—87的有关规定进行编制、校核及审核后即可发表。

2.33.2 校核人员在检查接受条件的基础上校核表中的爆破板编号、数量、厚度、材质、爆破板压力、安装位置、用途、型号(产品)及需要加以的说明或要求、备注等是否有误。

2.33.3 审核人员在校核人员校核的基础上,对本表中的各项进行全面审核。

2.34 特殊管件汇总表

2.34.1 此表按“特殊管件数据表编制说明”41—A76—87的有关设计规定进行编制、校核及审核后即可发表。

2.34.2 校核人员在检查接受条件的基础上,根据特殊管件的类别按特殊管件汇总表(一)、(二)

(三) 的填写方法及内容进行审核, 一般校核特殊管件的名称、数量、位号或标签号, 安装位置、用途、尺寸、型号、说明或要求、备注等各项是否有误或遗漏。

2.34.3 审核人员在校核人员校核的基础上对本表中的各项进行全面审核, 并签署。

2.35 管道计算表


2.35.1 此表按“管道压力降计算(单相流)”41—A83—87、“管道压力降计算(可压缩流体)”41—A84—87“管道压力降计算(真空)”41—A85—87的设计规定分别对液体或气体管道进行有关的管道水力计算, 编制、校核(一般情况)后即可发表。

2.35.2 校核人员在检查接受条件的基础上, 根据所计算流体的流型及流体介质、对本表中的有关各项进行校核是否有误或遗漏。

2.35.3 审核人员在校核人员校核的基础上, 应对关键计算中的管道水力计算如循环管路、对管道阻力降有一定要求的管道等进行全面审核并签署最终计算。

3 其它

为了保证设计质量, 工艺系统专业所发表的文件, 一般均应按照上述有关的设计文件校审细则进行, 对于所发表的文件当需要进行修改时, 为确保修改质量, 对于装置或工序中关键性的计算数据或采购数据, 必要时由设计经理(设计总负责人)审核并签字。

	工艺系统专业 工程设计资料管理办法	设计手册	
		41—A26—81	
		第1页	共4页

中国化工勘察设计协会

1 总则

1.1 目的

为使工程资料的管理标准化,每项工程资料均应按下列办法管理,以便使用者容易找到所需的资料。

1.2 责任

本专业的专业负责人应负责整理汇编和保管工程设计资料,或由他指定一人承担此工作,直到作完设计为止

1.3 在档案夹中应只保存最新版的资料,并在最新版的资料上注以“记录版”的标记;如有修改应在“记录版”上用黄色作出“颜色标记”。

1.4 资料发送单应附在该类资料、图纸的前头作为目录使用。

2 管理办法

2.1 档案夹“1A”——公司(院)内有关专业发出的工艺数据、资料。

2.1.1 工艺流程图、工艺说明书、物料平衡表

2.1.2 设备表

2.1.3 炉子类数据表(B类)

2.1.4 换热器类数据表(C类)

2.1.5 反应器类数据表(D类)

2.1.6 塔器类数据表(E类)

2.1.7 槽罐类数据表(F类)。

2.1.8 压缩机和泵类数据表(J类)

2.1.9 特殊设备数据表(L类)

2.1.10 操作原则

2.1.11 材料备忘录

备注:资料2.1.1至2.1.9在工艺发表时收到,其余是在工艺发表后收到的。

2.2 档案夹“1B”——专利工艺数据,资料项目的次序宜与档案夹“1A”相一致。

2.3 档案夹“2”——公司(院)内各部门、专业间的来往文件、信件。

2.3.1 收到的文件、信件。

2.3.2 本专业发出的文件、信件。

备 注:

(1)正常情况下,由专业负责人审核所收到的文件,然后发至主项负责人,再在有关人员中借阅。

(2)文件、信件应按签发的日期由远而近的顺序排列。

2.4 档案夹“3”——公司(院)与外单位的来往文件,信件。

2.4.1 收到的文件、信件。

2.4.2 本专业发至公司(院)外的文件、信件。

备 注:与2.3条备注相同。

2.5 档案夹“4”——会议纪要。

2.5.1 公司(院)内部会议纪要。

2.5.2 公司(院)与外单位〔制造厂、用户或技术(或专利)所有者等〕的会议纪要。

2.6 档案夹“5”——项目有关资料。

2.6.1 项目管理人员名单

2.6.2 项目分类表

2.6.3 项目说明

2.6.4 工程设计基础数据。

2.6.5 协调程序。

2.6.6 设计合同与开工报告。

2.7 档案夹“6”——各种规范。

2.7.1 土建类(A类)。

2.7.2 炉子类(B类)。

2.7.3 换热器类(C类)。

2.7.4 反应器类。(D类)。塔器类(E类)：槽罐类(F类)。

2.7.5 压缩机和泵类(I类)。

2.7.6 特殊设备类(L类)。

2.7.7 管道类(M类)。

2.7.8 电器类(N类)。

2.7.9 仪表类(O类)。

2.7.10 油漆保温类(P类)。

2.8 档案夹“7”——工程数据表

保存与本专业有关的各类工程数据,包括各类设备的采购通知单以及制造厂的图纸资料。

2.8.1 带公用工程数据表的炉子资料。(B类)。

2.8.2 换热器分析数据表及装配图。(C类)。

2.8.3 容器类询价草图及制造厂图纸(装配图)资料(D类)。

2.8.4 压缩机及泵类采购通知单及制造厂资料图纸(J类)。

2.8.5 特殊设备采购通知单及制造厂资料图纸(L类)。

2.8.6 仪表类采购通知单及制造厂数据表。(O类)。

2.8.7 特殊管件制造厂资料图纸。

2.8.8 安全阀制造厂资料图纸。

2.8.9 蒸汽疏水器和气体疏水器制造厂资料。

2.8.10 管道壁厚表。

2.8.11 管道材料等级表。

2.9 档案夹“8”——进度、工时控制及变更。

2.9.1 本专业的工程进度表。

2.9.2 人工时计算详表和S曲线。

2.9.3 设计工时预算修改要求。

2.9.4 图纸修改通知书。

2.9.5 待定事项汇总表。

2.10 档案夹“9”——各种计算书。

2.10.1 管道水力计算

2.10.2 压缩机压差和泵压差及NPSH计算。

- 2.10.3 调节阀和流量计计算。
- 2.10.4 安全阀计算。
- 2.10.5 安全阀进口管径及排放系统计算。
- 2.10.6 限流孔板计算。
- 2.10.7 爆破板计算。
- 2.10.8 管壁厚度计算表。
- 2.10.9 保温厚度计算（设备保温伴管长度计算）。
- 2.10.10 其它各种计算。

备注：专业负责人可根据需要再分成一些合适的部分。

2.11 档案夹“10”——各种汇总表、数据表。

- 2.11.1 设备标高和泵的NPSH表。
- 2.11.2 压缩机压差数据表。
- 2.11.3 泵类汇总表。
- 2.11.4 换热器设计压力和接管汇总表。
- 2.11.5 反应器类设计压力和接管汇总表。
- 2.11.6 塔器类设计压力和接管汇总表。
- 2.11.7 槽罐类设计压力和接管汇总表。
- 2.11.8 工业炉设计压力和接管汇总表。
- 2.11.9 特种设备设计压力和接管汇总表。
- 2.11.10 特殊管件数据表。
- 2.11.11 安全阀汇总采购数据表。
- 2.11.12 爆破板采购数据表。
- 2.11.13 调节阀压差和特殊要求汇总表。
- 2.11.14 疏水器采购数据汇总表。
- 2.11.15 设备保温汇总表。
- 2.11.16 界区条件表。
- 2.11.17 图纸资料发送单。

2.12 档案夹“11”——公用工程：辅助工程平衡及计算。

- 2.12.1 蒸汽发生，蒸汽分配、冷凝液系统平衡。
- 2.12.2 冷却水平衡。
- 2.12.3 空气、氮气等辅助物料平衡或计算。
- 2.12.4 界区接点条件计算。

3 PID和管道命名表的管理

3.1 每一版次的PID和管道命名表均应在一套图纸上注有“记录版”的标记，所有修改均应使用黄颜色铅笔在此套图纸上做出“颜色标记”。

3.2 在发表施工版PID后，以前各版“记录版”的PID及命名表均作废。而仅保留那些具有用户意见的“记录版”。作为校核概算之依据。

4 装置已由用户验收后保留的档案夹。

- 4.1 以下各册档案夹保存在专业组内。

档案夹“9”——各种计算书。


档案夹“10”——各种汇总表。

档案夹“11”——公用工程，辅助工程平衡及计算。

一套最新版的PID及命名表。

4.2 PID原稿和命名表原稿由底图库保存。

4.3 所有其它文件均作废。

 中国化工勘察设计协会	工艺系统专业工程设计 阶段编制的文件、图纸简要说明	设计手册	
		41—A31—87	
		第 1 页	共 3 页

1 管道仪表流程图 (简称PID)

PID是将一个化工工艺装置的全部设备、仪表、管道和阀门按其功能,并结合安全和经济等方面考虑后用图示的方法表示出来。

PID分下列各版:

A版:必要时可以用徒手画草图。或在工艺及仪表专业发表的PCD的基础上加上全部工艺管道、设备、阀门、主要仪表、安全阀(无尺寸)的大约直径及数量。

R版:供设计内部审核用。包括工艺、辅助系统和装置内公用工程PID,并应表示出全部工艺管道尺寸、阀门、全部调节阀、流量计、管道编号及规定。

1版:供用户审查意见用。已包括内部审查意见。

1 A版:供平面设计过程管道和模型及有关专业设计用,已包括用户审查意见。

2版:平面设计完成,开始成品设计,管道尺寸已最终确定。

3版:用于管道空视图校核。

施工版:最终版。

2 管道计算表

提供一个管道水力系统的统一计算法。这个文件只供内部使用。

3 泵计算表

计算泵的NPSH、泵压差,供内部使用。

4 泵数据汇总表

供机泵专业用。

5 压缩机数据汇总表

供机泵专业用。

6 设备标高及泵的NPSH表

根据泵的NPSH,重力流动或再沸器循环要求确定有关容器或换热器的最低标高。这些数表据提交装置布置专业。

7 容器接管汇总表

为容器规定设计压力、接管尺寸、用途、法兰等级和法兰面型式,提交容器专业。

8 换热器接管汇总表

为换热器规定设计压力、接管尺寸、用途、法兰等级和法兰面型式。提交换热器专业。

9 管道命名表

按介质代号分类示出全部管道, 编号、尺寸、压力等级、管道等级, 操作条件, 试验介质和压力等, 供管道设计、界外管道设计、管道机械、管道材料控制专业及用户使用。

10 管壁厚度计算表 (需要时编写)

提供管道机械专业和管道材料控制专业确定管道壁厚用。

11 调节阀和流量计数据表

提交仪表专业计算调节阀及流量元件尺寸。

12 工业炉接管汇总表

为工业炉专业提供工业炉的设计压力、接管尺寸、用途、法兰等级和法兰面型式等条件。

13 特种设备接管汇总表

为特种设备专业提供特种设备的设计压力, 接管尺寸、用途、法兰等级和法兰面型式等条件。

14 安全阀面积计算表和爆破板计算表

计算安全阀及爆破板有关数据, 汇集于安全阀及爆破板采购数据表中。

15 安全阀采购数据表

提交管道材料控制专业编制安全阀采购通知单用。

16 爆破板采购数据表

提交管道机械专业计算厚度和提交管道材料控制专业编制爆破板采购通知单用。

17 特殊管件汇总表

提交管道材料控制专业编制采购通知单用和供管道设计专业设计用。若是非标准管件, 则由管道材料控制专业提交设备专业设计。

18 限流孔板汇总表

提交管道材料控制专业编制采购通知单用。

19 疏水器采购数据汇总表

提交管道材料控制专业编制采购通知单用。

20 安全阀反力数据表

提交管道机械专业。

21. 电动阀和活塞式操作阀数据表

提交管道材料控制专业和电气专业或仪表专业。

22. 界区条件表

进出界区内全部地上、地下管道的工艺数据和连接条件。

23. 装置内公用系统流程图及平衡

用图表示各设备使用蒸汽、水、冷凝液、空气、氮气等公用部分用量分配情况。

24. 设备保温汇总表


给管道材料控制专业统计材料用。

25. 待定事项汇总表

随同PID 2版一起发表，发给设计经理（设计总负责人）、管道设计等有关专业。

26. 噪声控制设计规定

提出噪声控制要求。

 中国化工勘察设计协会	各版管道仪表流程图 和管道命名表的内容和深度	设计手册	
		41—A32—87	
		第 1 页	共 3 页

1 概述

1.1 管道仪表流程图是关键的工程设计文件。在设计过程中,它是随设计和采购的进程逐步加深和完善的。而且要按设计阶段不同用途的内容和深度要求分别出版或发表,为其他专业(包括用户)开展工作提供必要的条件和依据。

1.2 管道命名表是管道仪表流程图上所有管道的索引,并且记录了与每根管道有关的技术数据,因此,应把它看作是管道仪表流程图的一部分,是一份设计文件。须与相应版次的管道仪表流程图一道发表。

1.3 管道仪表流程图和管道命名表一般以工序(或相当于工序的区域)为基准分别进行编制,需要时可依装置进行编制。

1.4 管道仪表流程图和管道命名表的正式版次名称规定为:

- (1) A版 (内部版)
- (2) R版 (内部版)
- (3) 1版
- (4) 1A版 (内部版)
- (5) 2版
- (6) 3版
- (7) 施工版

辅助、公用系统管道仪表流程图的第一版,一般和工艺系统管道仪表流程图组成为R版,管道命名表的第一版,一般和R版PID同时发表。

施工版之后的修改,不再更换版次,而用修改标志内注上修改次数加以区别后发行。

1.5 本规定仅对各版管道仪表流程图和管道命名表的内容和深度加以简要说明。

2 A版

2.1 A版主要用于为装置内的设备布置开展工作创造条件。

2.2 此版管道仪表流程图的内容和深度,可根据实际情况而定,它可以是用初步设计中带主要控制点工艺流程图并包括初步设计有关审批意见再加以补充;也可以是技术(或专刊)所有者的PID。但起码要反映工艺、管道、仪表和设备组成部分的概貌。要求该版至少包括下列内容:

- (1) 全部设备及位号(包括备用设备)。
- (2) 标有尺寸的主要工艺管道。
- (3) 标有尺寸的与工艺设备相接的辅助、公用系统一小段管道。
- (4) 介质代号。
- (5) 管道等级(合金管道和高压管道必须标注)。
- (6) 阀门。
- (7) 设备标高(最小尺寸)。
- (8) 泄压系统要求。
- (9) 主要安全阀(无尺寸)。

- (10) 调节阀 (无尺寸, 调节阀一览表不填写)。
- (11) 仪表 (无编号)
- (12) 标注关键设计要求, 如液封高度、坡度、调节阀的特殊位置, 真空管段等。
- (13) 成套设备 (机组) 的范围。
- 2.3 单一 (介质) 的辅助、公用系统管道仪表流程图只作准备工作, 一般不包括在A版内。
- 2.4 一般不编制管道命名表。

3 R版

3.1 R版主要是供内部审核和征求意见用。

3.2 此版之前已进行了大量的工艺系统计算、设计以及专业之间的协商等工作, 因此此版除了客观条件、设计阶段的限制外, 应尽可能完整。

3.3 PID R版一般可在A版的基础上进行补充修改, 其内容应包括:

- (1) 全部工艺管道及其编号 (管道编号的四个部分一般要完整)。
- (2) 与设备相接的辅助、公用系统一小段管道、管道编号、接续关系标注齐全。接泵、压缩机和驱动机的除外。
- (3) 限流孔板、疏水器、安全阀 (包括减压阀)、爆破板、特殊管件要进行编号和标注。
- (4) 全部仪表。
- (5) 化工工艺专业、操作部门提供的开停车管道要表示。
- (6) 保温类型也应表示。

3.4 单一的辅助、公用系统管道仪表流程图要设计并发表, 其内容和工艺系统管道仪表流程图相似。

3.5 从R版开始管道命名表同PID一并发表。R版中管道命名表内容除现场试验一项外, 应尽可能完整。

4 1版

4.1 此版用于提供用户审查和提意见。

4.2 此版管道仪表流程图应完备所有管道要求, 包括调节阀尺寸、开停车和排出管道。仪表编号完整、调节阀一览表填写齐全。

4.3 此版必须包括R版由内部审核协商一致的所有变更。

4.4 除试验压力一项外, 管道命名表的其他各项数据应全部填入。

4.5 PID和管道命名表应有95%的完整性和准确性, 特别是合金管道和大尺寸管道, 在这版上的尺寸和范围应是肯定的。尽管还可能有一些“待定”内容, 但它足以反映设计对装置或项目的设计意图和要求。

4.6 PID应按“工艺系统专业质量保证程序41-A11-87”进行签署后复制发给用户审查。

5 1A版

5.1 此版主要是为平面设计过程管道设计专业进行管道设计和详细模型配管用。

5.2 管道仪表流程图和管道命名表内容和深度就是在1版的基础上加上用户审查并与用户达成协议的一致修改意见。

5.3 此版一般为用户批准版, 在工程设计中分发给有关专业。

5.4 若在1A版和2版之间有变更, 并且这种变更影响到管道设计专业的工作时, 则应及时通知管道设计专业。

6 2版

6.1 此版主要用于成品设计过程管道设计。

6.2 此版发表在模型的配管完成90%, 并且开始绘制管道空视图时。

6.3 此版PID中的管道尺寸应是最终的。

6.4 调节阀的细节(如是气动还是电动、有无手轮、必要时表示能源中断时, 调节阀的状态等)和有关说明必须表示在PID上。

6.5 每张PID必须注明“供成品设计用”字样, 并由专业负责人签字。

6.6 此版管道命名表的深度与1A版相同。

6.7 管道命名表应有编制人签字。

6.8 此版附有待定事项汇总表, 并列出PID上所有待定事项及原因, 分发给设计经理(设计总负责人)管道设计等有关专业。

6.9 此版应综合最终工艺控制图后发表, 否则不能发表。

6.10 若在发表3版之前变更较多或变动较大时, 管道设计专业可以要求发表一版新的PID, 新版的编号应为2A、2B……, 所要求的内容和2版相同。

7 3版

7.1 此版PID用于管道设计专业校核空视图、模型等。

7.2 此版是根据管道设计专业的意见和累积所有的变更编制的。

7.3 按要求, 把现场试验压力填入管道命名表中。

7.4 此版只有在需要并批准时才发表。

8 施工版

8.1 此版用于现场施工。

8.2 PID的内容和深度同3版。

8.3 管道命名表除了须把“设备水压试验”加到命名表上去而外与3版相同。

8.4 删去以前各版签署的日期, 并按“工艺系统专业质量保证程序”41—A11—87和“工艺系统专业设计文件校审细则”41—A13—87, 进行校审和签署。

8.5 下列汇总表和数据表的复制件应与PID施工版和命名表一起发出。


(1) 限流孔板汇总表;

(2) 疏水器采购数据汇总表;

(3) 安全阀采购数据表;

(4) 爆破板采购数据表;

(5) 特殊管件汇总表。

	噪声控制设计规定编制要求	设计手册	
		41—A51—87	
中国工业勘察设计协会		第 1 页	共 2 页

1 总则

1.1 范围：凡新建、扩建、改建的化工设计项目。根据设计任务书(或合同)对噪声控制的要求，设计中应对各生产装置和工作场所(操作岗位)的允许噪声予以规定。

1.2 设计时应根据噪声源估算出各生产装置内噪声分布情况，并在投产前进行测定，凡不符合设计允许噪声要求的，应采取噪声控制措施。

1.3 在基础设计与初步设计中对噪声控制设计要求(建议)应在环境保护篇中予以说明；在工程设计中应根据各生产装置和工作场所(操作岗位)的允许噪声予以规定。

1.4 设计允许噪声应符合“工业企业噪声控制设计规范”GBJ87—85的有关规定(见表1)。

2 化工设备噪声

2.1 对机、泵、喷射泵、烧燃炉烧嘴、喷嘴等在设计中要考虑选用低噪声的设备与设备附件，并在订货时要向制造厂提出允许噪声数据。

2.2 工程投产后如测得某设备的噪声数据超过其保证值时，则制造厂应负责处理采取降低噪声的措施。

2.3 压缩机、汽轮机、鼓风机、燃烧炉烧嘴、电动机、齿轮箱、冷却塔风机等均是典型的噪声源，设备有关专业和其它专业在设计中应予规定允许的噪声级，超过时要分析其原因，尽可能从噪声的声源上去根治，否则必须有针对性地采取隔声、吸声、消声、减震等措施。

3 管道噪声

3.1 采用合理的管道设计，防止因震动而引起的噪声。

3.2 控制管道中流体流速，对液体的流速控制在9 m/s以下，气体的流速控制在52m/s以下。

3.3 对管道、阀门(调节阀)、喷射器等噪声源，设计中应予规定允许的噪声级，超过时要分析其原因，尽可能从噪声的声源上去根治，否则必须采取隔声、消声、减震等措施。

3.4 设计中要考虑选用低噪声的阀门(调节阀)喷射器等管、阀件。

4 排空气体噪声

4.1 试车排空，正常开停车排空，正常生产排空、安全阀排空、事故排空等产生的噪声，设计中应予规定允许的噪声级，超过时应安设消声器，消声器可根据84年设计标准扩散缓冲型放空消声器(试行)CD13B4—83和小孔型放空消声器(试行)CD130 B5—83选用，如果选型不符合要求，则应由工艺系统专业向特殊设备提出操作条件，重新进行设计。

4.2 直接排入大气的事故排空，其放空应设在离操作岗位10米以外。

4.3 火炬噪声，离火炬底2米外，噪声超过允许的噪声级时，应安设消声器。

工业企业厂区内各种地点噪声标准

表 1

序 号	地 点 类 别	噪 声 限 制 值 (d B)
1	生产车间及作业场所 (工人每天连续接触噪声 8 小时)	90
2	高噪声车间设置的值班室、观察室、休息室 (室内背景噪声级)	无电话通讯要求时 75
		有电话通讯要求时 70
3	精密装配线、精密加工车间的工作地点、计算机房 (正常工作状态)	70
4	车间所属办公室、实验室、设计室 (室内背景噪声级)	70
5	主控制室、集中控制室、通讯室、电话总机室、消防值班室 (室内背景噪声级)	60
6	厂部所属办公室、会议室、设计室、中心实验室 (包括试验、化验、计量室) (室内背景噪声级)	60
7	医务室、教室、哺乳室、托儿所、工人值班宿舍 (室内背景噪声级)	55

注: 1 本表所列的噪声级均应按现行的国家标准测量确定。

2 对于工人每天接触噪声不足 8 小时的场合, 可根据实际接触噪声的时间, 按接触时间减半噪声限制值增加 3 dB 的原则, 确定其噪声限制值。

3 本表所列的室内背景噪声级, 系在室内无声源发声的条件下, 从室外经由墙、门、窗 (门窗启闭状况为常规状况) 传入室内的室内平均噪声级。



中国化工勘察设计协会

管道命名表编制说明

设计手册

41—A52—87

第 1 页 共 6 页

1 概 述

管道命名表(以下简称命名表)是管道仪表流程图(以下简称PID)上全部管道的索引,并且包括了每根管道有关的技术数据,因此它是PID的一部分,是一份重要的设计文件。应在规定的设计阶段内随相应的PID一同发表。

命名表的编制工作应与PID上的管道编号工作同时进行,根据各版深度逐步加深命名表的内容,到PID 3版时命名表中的每一栏内容应趋于完善。

每一套PID(按化工工艺装置或工序)应相应地编制一份命名表。

每编写一种公用系统和辅助介质的命名表应另起一页。

一个管道编号中凡是有一种以上的管道尺寸或材质、或保温类型者,应另起一行标注。

如果初步编排已经完成,需要增加管道编号时,一般应接在后面编排,不宜打乱原来的编号,PID中取消了的编号,在命名表的相应编号格中间划一条线表示取消,被取消的管道编号不得再用于其它管道。

命名表的修改版次,应与PID的修改版次相符,每次修改在一套复制件上进行,命名表原稿在正式发表时再作修改。修改过的管道用铅笔在管道编号的前面标上记号“△”,并在“△”中注明修改的次数,如②以示醒目。在发表施工版时,这些记号应全部抹去。从1版到施工版以前的每次修改,只发表有修改的页次。

2 各栏内容填写规定及说明

2.1 管道说明

2.1.1 管道编号

填写基本管道号,即××—××××,如PL—4001

介 质 代 号	工 序 代 号	管 道 顺 序 号
------------------	------------------	-----------------------

2.1.2 尺寸

一般填写管道的公称直径,如50、80、100等。对水煤气管可用英寸如1"、2"等表示,(涉外项目按合同规定执行)。

2.1.3 等级

按照PID上管道编号中的管道等级填写,如A1F03。

2.1.4 流体介质

用文字准确表达流体名称,不用代号或缩写字母表示,如用二氧化碳而不用CO₂表示。

2.1.5 来自、至

分别填写管道起、止点所连接的设备位号或管道的基本管道号。当管道跨区域或至PID的另一张时,要填写与之相连接的另一区域或另一张图的设备位号或基本管道号。

2.1.6 管道规格

按照管道材料控制专业提供的管道规格填写。

2.1.7 所在管道仪表流程图图号

填写每一根管道所在的管道仪表流程图图号的后两段号码 即

$\begin{array}{c} \times \times \times \times - \times \times \\ \text{主项号} \quad \text{文件类别号} \quad \text{图纸张号} \end{array}$
 如0420—3

当管道跨区域或至PID的另一张时,要填写所在各图的图号,如0420—3.4, 0420—3.6等。

2.2 操作条件**2.2.1 正常操作温度和压力**

由化工工艺专业提供正常操作条件下的最高(低)温度和最大压力,工艺系统专业填写。

2.2.2 事故或短期变化

事故——一般指压力泄放装置道路堵塞、调节阀失灵、设备故障、泵出口关闭、误操作、环境影响以及公用系统如水、电、气故障等。

短期变化——指正常操作中,温度、压力可能产生超过规定范围的波动或非正常操作的吹扫、清洗等。

(1) 温度和压力

事故或短期变化(包括非经常性操作)中温度压力变化以及变化的时间(持续和累计)和次数等,由化工工艺专业提供。

(2) 事故或短期变化类型

对金属管道(不包括铸铁或其它非塑性金属的受压组成件)当温度、压力超过设计条件的不经常性变动在任一次持续变动时间不超过10小时,每年总计不超过100小时,其类型定为“Ⅰ”型。当温度、压力超过设计条件的不经常性变动在任一次持续变动时间不超过50小时,每年总计不超过500小时,其类型定为“Ⅱ”型。

(3) 允许超应力

对类型“Ⅰ”,可取变动时的最苛刻条件下的过载压力和相应的过载温度的组合作为设计条件,材料许用应力值可达原来许用应力值的133%。

对类型“Ⅱ”,可取变动时的最苛刻条件下的过载压力和相应的过载温度的组合作为设计条件,材料许用应力值可达原来许用应力值的120%。

2.3 设计条件**2.3.1 介质类型**

对不同类型介质,确定设计条件有不同的要求。

(1) A类——指剧毒介质。在输送过程中如果有极少量泄漏到环境中,被人吸入或与人体接触时,能造成严重的和难以治疗的伤害,即使迅速采取治疗措施也无法避免。

(2) B类——指易燃或有毒介质。

易燃介质是在所要求的操作条件下是一种蒸气或可以产生蒸气,这种气体能被点燃并在空气中连续燃烧。这种气体与空气混合的爆炸下限小于10%,或爆炸上限和下限之差大于20%。

有毒介质指进入人体量大于或等于50g即会引起人体正常功能损伤的介质。

(3) C类——指易燃无毒介质

(4) D类——指一般介质,应符合以下条件。

a 不易燃的,无毒的和对人体组织无害的。

b 设计表压力不超过1.03MPa、设计温度在-29°C~186°C之间。

对人体组织有害系指介质在规定的操作条件下会伤害皮肤、眼睛或外露的粘膜，如果不及时采取医疗措施（包括用水冲洗、使用去毒药物及其它治疗等），则伤害难以治好。

根据介质分类填写对一般介质（D类）可不填写。

2.3.2 设计温度和设计压力

管道系统中的操作压力与操作温度总是以互相对应的组合形式出现的，因此设计压力与设计温度应该以相应组合考虑，不能由管道系统中压力或温度各自的苛刻条件来确定。

(1) 设计温度

设计温度是指在可能遇到的操作压力与操作温度的组合中最苛刻条件时的材料温度。以最苛刻条件下操作压力和操作温度的组合所设计出来的管道组件具有满足安全要求的足够厚度最高的参数值。

a 金属管道

不保温管道——介质温度低于 38°C 时，设计温度应与介质温度相同。介质温度等于或大于 38°C 时，设计温度一般为介质温度的95%。

如果通过试验和传热计算，确认其具有较低的平均壁温时，亦可取试验或计算数据作为管道金属的设计温度。

外部保温管道——一般以介质温度作为设计温度。当管道采用伴管或夹套加热时，应把这种加热影响考虑在内。如果通过试验、测定或传热计算，并根据操作经验证实，也可以采用其它温度作为管道金属材料的设计温度。

内保温管道——指用绝热材料衬里的高温管道，金属设计温度应根据传热计算或试验来确定。

b 非金属管道和非金属衬里管道

(a) 一般取介质温度为设计温度。

(b) 如果管道必须安装在环境温度超过介质温度的地方，则应采用环境温度作为设计温度，或对管道采取防护措施，以防受热。

(c) 非金属材料衬里管道指金属管内衬非金属材料。如搪瓷、橡胶等。

c 输送A类流体管道

一般取流体温度作为设计温度，如果取其它温度作为设计温度时，应通过传热计算予以证实。

d 环境温度对管道设计温度如有影响，应在备注中说明。

(2) 设计压力

设计压力是指可能遇到的操作温度组合中最苛刻条件下的压力。

a 金属管道，必须按照变动过程中最苛刻条件下的压力和温度组合来确定其设计条件，但能同时满足以下准则者除外：

- (a) 管道系统内没有铸铁或其它非塑性金属的受压组件。
- (b) 公称压力所产生的应力不应超过在该温度下材料的屈服限。
- (c) 纵向合成应力不应超过有关规定的极限。
- (d) 在管道系统寿命内，循环交变的总次数不应超过7000次。
- (e) 在任何情况下，增高的压力不应超过管道系统的试验压力。
- (f) 超过设计条件的不经常性变动应符合下列设计限制之一：

① 如果任何一次的持续变动时间不超过10小时，每年总计不超过100小时，可取变动时的最苛刻条件下的过载压力和相应的过载温度的组合作为设计条件，材料许用应力值可达原来许用应力值的133%。

但需指出：此计算结果要与正常操作状态下的设计条件的计算结果相比较，二者中取偏于安全的数值。

② 如果任一次持续变动的时间不超过50小时，每年总计不超过500小时，可取变动时的苛刻条件下

的过载压力和相应的过载温度的组合作为设计条件, 材料的许用应力值可达原来许用应力值的120%。

但需指出: 此计算结果要与正常操作状态下的设计条件结果相比较, 二者中取偏于安全的数值。

(g) 持续的和周期性的变动对系统中所有组成件的操作性能的综合影响已做过充分估计。

必须注意: 如果变动过程中的过载压力和过载温度超过阀门的压力——温度额定参数值, 在某种情况下会导致密封座的泄漏或者给操作带来困难, 设计者应该考虑这些因素。

当两股在不同压力——温度状态下操作的流体汇合在一起时, 所用阀门参数应按比较苛刻的操作状态来规定。如果阀门由于远离高温集流管或设备而在较低温度下操作时, 只要阀门能够承受住阀门两侧的水压试验, 该阀门(连同其配合法兰)可以按较低温度规定其参数值。但是, 位于阀门任一侧的管道均应分别按其所连接设备或管道的操作条件来设计。

b 非金属管道和非金属材料衬里的金属管道

对非金属管道压力或温度的变化或两者同时变化超过设计条件均不允许。设计条件应以最苛刻条件下的压力和温度的组合来确定。

对非金属衬里的金属管道, “a”中规定的压力和温度的允许变动范围的使用条件为: 以前有使用成功的经验或类似材料在相似条件下证实该衬里材料在提高压力和温度的情况下是可行的。

当两股在不同压力——温度状态下操作的流体连接在一起时, 分隔开两股流体的阀门的参数值应按苛刻的操作状态规定。

c 对A类流体设计压力和设计温度应根据最苛刻条件下的压力——温度组合来确定, 在此条件下需要足够的壁厚和最高的组成件的参数值。在泄压系统操作过程中, 可以超过设计压力, 但不大于10%。

对A类流体(金属管道)当两股在不同压力——温度状态下操作的流体汇合在一起时, 其阀门参数应按较苛刻的操作条件来规定。

[设计压力由管道机械专业根据工艺系统专业提供的条件进行应力(强度)计算, 然后返回条件(填在管道命名表备注栏中), 最后由工艺系统专业确定并填写]

2.4 现场试压

每一根管道安装完毕后, 除了按有关规定允许对输送D类流体的管道进行其它代替试验外, 都应按规定进行压力试验, 以检查管道系统及各连接部份的工程质量, 保证其强度和严密性在许用范围内。

对位差较大的管道系统应考虑试验介质的静压影响, 液体管道以最高点的压力为准, 但最低点的压力不得超过管道附件及阀门的承受能力。

2.4.1 试验介质

(1) 液体: 液压试验应使用洁净水进行, 但如果由于水冰冻会使管道有损坏的可能, 或水会给操作流体或管道材料带来有害影响, 则可使用其它适当的液体。如使用的是可燃性液体, 其闪点不得低于120°F (50°C) 并且应考虑到试验的周围环境条件。

(2) 气体: 用空气或其它非可燃性气体。在气压试验以前应以不超过0.17MPa表压力进行预检验。

2.4.2 试验压力

(1) 受内压管道的流体静压试验

系统内任意点的流体试验静压力一般按以下规定采用:

a 不小于设计压力的1.5倍

b 当试验温度为常温或低于设计温度时, 其最小试验压力应按下面公式计算, 如果式中的 $[\sigma]_t/[\sigma]$ 大于6.5, 计算时取 $[\sigma]_t/[\sigma]$ 的值为6.5。

$$P_T = 1.5P \frac{[\sigma]_t}{[\sigma]}$$

式中 P_T ——最小流体试验压力(表压), Mpa

P ——管道设计内压力（表压）， Mpa

$[\sigma]_t$ ——试验温度下的材料许用应力， Mpa

$[\sigma]$ ——设计温度下的材料许用应力， Mpa

c 如果按上面确定的试验压力，在试验温度下会使管道产生超过屈服强度的应力，则可将试验压力降低到在试验温度下不致超过其屈服强度时的最大压力。

(2) 管道与容器作为一个系统进行流体静压试验

a 如果连接到一个容器上的管道的试验压力等于或小于容器的试验压力，则管道可以与容器一起使用管道的试验压力进行试验。

b 当管道的试验压力超过容器的试验压力，同时又认为要将管道从容器上隔断不切实际时，则应在建设单位同意之下、并且容器的试验压力不小于管道试验压力的76%时，则管道容器可以在容器的试验压力下一起进行试验。

(3) 受到外压管道的流体静压试验

a 受外压操作的管道应以设计内外压力差的1.5倍压力进行内压试验，但不得小于0.1Mpa表压。

b 真空管道的流体静压试验压力为0.2Mpa表压。

c 在夹套管道中，其内管应以其内部设计压力为基础进行内压试验。

除工程设计中另有规定外，夹套应按受内压管道进行压力试验。（同时也是对内管的外压试验）。

(4) 气压试验

试验压力应为设计压力的110%（真空管道为0.2Mpa）。

(5) 严密性试验

a 液压严密性试验：流体静压合格后方可进行。

试验压力：真空管道0.1Mpa

其它各类管道等于设计压力

b 气压严密性试验：流体静压试验合格后方可进行。

试验压力等于1.05倍设计压力。

(6) 特殊的代替试验

除对D类流体输送管道不适用以外，对其余各类金属管道均适用。当建设单位认为前面规定的流体静压试验（受外压管道除外）或气压试验都不切合实际时，只要符合下述两种情况，可采用下面允许的代替试验。

a 进行水压试验会损害衬里或内部保温层，使生产过程污染因而造成危险、腐蚀或由于有潮气而无法操作；或在试验中，由于低的金属温度而产生脆裂危险。

b 气压试验时，由于系统中贮存的能量可能释放出来，而有较大的危险性；或由于试验时的低金属温度，使气压试验有可能导致管道脆裂的危险。

c 在上述情况下，对于焊缝、包括制作焊接管子和管件的焊缝，凡未按规定进行压力试验的，可进行无损检验；对需作压力试验的系统或接头应进行灵敏泄漏试验；对未进行试压的所有接头，都应作严密性试验。

(7) 仅适用于输送D类的流体管道的代替试验

根据建设单位的选择，对于D类输送流体的管道系统，可在系统的操作条件下，在其初次运转时或运转以前，对每一个未按本规定进行过压力试验的接头应进行严密性试验检验泄漏，如管内流体为气体或蒸气，则应以表压不超过0.17Mpa（1.7kgf/cm²）的压力进行预检验。

(8) 对A类流体输送管道

应按规定进行灵敏泄漏试验。

(9) 以上规定除注明仅适用于金属管道外，均适用于非金属材料和非金属材料衬里管道。

2.5 绝热与涂漆**2.5.1 绝热类型**

根据流体的操作条件，按管道材料控制专业的绝热设计规定填写。

2.5.2 绝热厚度

由管道材料控制专业提出条件，工艺系统专业填写。

2.5.3 涂漆要求

需要涂漆的管道注明“要”，不需要涂漆的管道注明“不”其它要求由管道材料控制专业提出。

管道说明

[illegible]



中国化工勘察设计协会

压缩机条件表编写说明

设计手册

41—A57—87

第 1 页 共 3 页

1. 用途

供机泵专业编制机泵询价资料用。

2 专业关系

2. 1 化工工艺专业提供工艺数据表, 其中规定了压缩机的操作条件。

2. 2 如压缩机为蒸汽轮机驱动, 则有关蒸汽轮机数据由热工专业填写, 但工艺装置副产的蒸汽和工艺装置要求提供的背压蒸汽参数由工艺系统专业提出。

2. 3 工艺系统专业在发表管道仪表流程图以前填写此表。

3 编制步骤及说明

3. 1 压缩机操作条件

3. 1. 1 工作介质及组成

将化工工艺专业提供的气体名称及各组分的体积百分率填入。如果压缩机段间有气体抽出以及再返回压缩机时的量或组成有变动时也要逐项填写。

3. 1. 2 气体流量

根据化工工艺专业提供的数据填写。

(1) 正常流量

指化工工艺物料平衡表中的流量。

(2) 最大流量和最小流量

化工工艺物料平衡表或指开工报告中规定的流量

3. 1. 3 气体压力

(1) 气体进压缩机压力

以进界区的气体压力减去进压缩机前的系统压力降(包括管道、阀门、调节阀和流量计元件以及辅助设备如分离、除尘、净化、冷却等设备的总压力降)。此值由工艺系统专业确定并填写。

(2) 气体出压缩机压力

根据压缩后的工序(或装置)对气体压力的要求确定。

3. 1. 4 温度

(1) 气体进压缩机温度

a 正常温度 指化工工艺物料平衡表中的气体温度。

b 最高温度 指进入压缩机气体在夏季的温度。

c 最低温度 指进入压缩机气体在冬季的温度。

(2) 气体出压缩机温度

气体出压缩机的温度根据后面工序的要求来考虑。

3. 2 压缩机吸入及排出管道机械设计条件

(1) 设计温度 按41—A52—87中有关规定考虑

(2) 设计压力 按41—A52—87中有关规定考虑。

(3) 安全阀整定压力 安全阀整定压力等于压缩机设计压力由机泵专业提供减去设备和安全阀间在最大正常流量下的压力损失。

(4) 接管法兰压力等级 根据 (1) (2) 考虑结果选定接管法兰压力等级。

(5) 接管连接面型式 参照41—A61—87中有关规定并和机泵专业协商确定。

3.3 冷却水系统条件

(1) 设计压力 指进入界区冷却水的操作压力减去进压缩机冷却系统间的压力降, 而进界区的操作压力取决于水源的设计和布置。以及水的平衡和回水压力等。

(2) 冷却器允许压降

根据有关专业提供数据填写, 一般取 $\leq 0.07\text{MPa}$, 视具体情况确定,

(3) 冷却水入口温度

根据开工报告提供的夏季水温填写。

(4) 冷却器进出口温差

根据有关专业的要求及开工报告确定。

4 附表

压缩机条件表

工 程 _____		××××化工工程公司		工程号 _____			
地 址 _____		压 缩 机 条 件 表		第 页 共 页			
车间或工段(区) _____							
压缩机名称 _____		位号: _____					
一、压缩机操作条件							
工作介质及组成(体积%)	流量 (标) m ³ /h(干)	压 力 Mpa		温 度 °C			
		进压缩机	出压缩机	进压缩机	出压缩机		
	正常:						
	最大:						
	最小:						
	正常:						
	最大:						
	最小:						
	正常:						
	最大:						
	最小:						
二、压缩机吸入及排出管道机械设计条件:							
道管名称	设计温度 °C	设计压力 Mpa	安全阀整定压力 Mpa	接管法兰压力等级	接管连接面型式		
压缩机吸入							
压缩机排出							
三、冷却水系统条件							
名 称	压 力 Mpa		冷却器允许压降 ΔP Mpa	冷却水入口温度 °C	冷却器进出口 水温差 Δt °C		
	设 计	安全阀整定值					
四、蒸汽轮机(包括辅助设备)操作及设计数据							
蒸汽或冷凝水名称	压 力 Mpa					温 度 °C	
	最大	正常	最小	设 计	安全阀整定值	最高操作	设 计
备 注							
版 次 或 修 改	版 次						
	日 期						
	编 制						
	校 核						
	审 核						



中国化工勘察设计协会

泵的计算及泵数据汇总表

编制说明

设计手册

41—A58—87

第 1 页 共 17 页

1 概述

1.1 范围: 泵的有效净正吸入压头 (NPSHa) 和泵的压差的计算是工艺系统专业的重要计算之一。本部分主要介绍泵的 NPSHa 和压差的计算。“泵计算表”和“泵数据汇总表”的使用说明。

1.2 泵吸入管和排出管流速的选择

对于水及粘度与水近似的液体, 在常温情况下:

离心泵吸入管内流速 1.5~2.0 m/s;

离心泵排出管内流速 1.5~3.0 m/s。

如果吸入液体温度为 70~110°C 时, 离心泵吸入管内流速为 0.5~1.5 m/s。

往复泵吸入管内流速 0.5~1.5 m/s;

往复泵排出管内流速 1~2 m/s;

齿轮泵吸入管内流速 ≤ 1 m/s;

齿轮泵排出管内流速 1~2 m/s。

1.3 泵吸入管和排出管压力降控制范围

一般不作规定, 由计算需要而定, 有的系统由于经济原因, 可以有一些限制。

泵吸入管道: 压降一般控制在 2 m 液柱以下 (每 100 m 管), 当输送液体温度大于 70°C 或者处于平衡状态下时, 吸入管道系统允许的压力降小于 0.6 m 液柱 (每 100 m 管)。

泵排出管道:

流量 $< 34 \text{ m}^3/\text{h}$ 压力降: 35~138 kPa (每 100 m 管);

流量 34~110 m^3/h 压力降: 23~92 kPa (每 100 m 管);

流量 $> 110 \text{ m}^3/\text{h}$ 压力降: 12~46 kPa (每 100 m 管)。

1.4 上述两条所提及的数据均为一般情况下控制范围, 在实际使用过程中应注意到流体性质, 操作工况、安装位置以及泵的类型, 并根据安全和经济的原则来确定泵的吸入管和排出管的允许压力降,

2. 净正吸入压头 (NPSH)

2.1 NPSHr, NPSHa 的定义及其关系

泵在运转中, 由于吸入口处吸入水头的变化, 泵的特性也要变化, 当吸入水头下降到某一数值时, 泵就要发生汽蚀, 使泵的性能下降, 甚至不能运转, 这种对泵有很大影响的吸入水头, 就是泵的净正吸入压头。

净正吸入压头分为: 需要的净正吸入压头 (NPSHr) 和有效的净正吸入压头 (NPSHa)。

NPSHr: 泵吸入口单位重量液体所具有的超过饱和蒸汽压的最小富裕能量, 即为最小汽蚀裕量 (Δh_{min})。为了保证不发生汽蚀, 一般制造厂规定需要的汽蚀裕量为 $\Delta h_{min} + 0.3 = \Delta h$, 即国内泵产品样本中给出的值, 也就是 NPSHr。

NPSHr 与泵的设计有关, 其值随泵的流量而变。NPSHr (Δh) 值越小, 泵抗汽蚀能力越好。NPSHr 值一般都由制造厂提供, 如果没有提供时也可按后面介绍的公式计算。

NPSHa: 系统有效的净正吸入压头, 它是系统可以利用的 NPSH, 在给出了装置的设备、管道布置之后, 在泵吸入口处的吸入全水头, 称为 NPSHa, 可见, 它只是与系统有关而与泵设计无关的一种能量。

要使泵正常运转, 必须保证 $NPSH_a > NPSH_r$, 即 $NPSH_a > \Delta h$, 一般情况下至少要大 0.3m, 对于处在沸点的液体, 需要较高的灌注头, 所以装置的 $NPSH_a$ 应为泵需要的 $NPSH_r$ (即 Δh) 的 1.3 倍或更高方为可靠。

2.2 离心泵、旋转泵的 $NPSH_a$ 计算公式

$$NPSH_a = (P - P_v) \frac{10^2}{\rho} \pm H - \Delta P_s \frac{10^2}{\rho} - H_{exch} \quad (1)$$

式中 $NPSH_a$ —— 泵的有效净正吸入压头 m (液柱);

P —— 泵吸入侧容器压力

P_v —— 泵进口条件下液体的饱和蒸汽压, kPa;

H —— 从吸入液面到泵基础顶面的垂直距离, 超过泵基础为 (+); 低于泵基础为 (-) m;

ΔP_s —— 从吸入容器出口至泵进口法兰之间的总压力降, kPa

ρ —— 泵进口条件下液体的密度, kg/m^3 ;

H_{exch} —— 热交换器的压力降 kPa。此值由换热器专业提供。若吸入管道系统上没有热交换器时, $H_{exch} = 0$ 。

2.3 往复泵 $NPSH_a$ 的计算公式

往复泵不象离心泵那样连续吸液, 而且柱塞每次往复运动也不是等速的, 进液流速将随着变化。出现这种脉流间隙是无法避免的, 需要加一定的能量使液体平衡流动, 这种能量称为加速度损失水头。因此往复泵吸入侧容器的压力必须高于泵所必须的吸入水头加上加速度损失水头, 否则吸入条件变坏, 成为产生吸入管道振动的主要原因。

计算公式如下

$$NPSH_a = (P - P_v) \frac{10^2}{\rho} \pm H - \Delta P_s \frac{10^2}{\rho} - H_{acc} - H_{exch} \quad (2)$$

式中 H_{acc} 加速度损失, m (液柱);

$$H_{acc} = \frac{L \cdot u \cdot R \cdot C}{K \cdot g} \quad (2)$$

L —— 吸入管直线长度, m;

u —— 设计流量下吸入管内流速, m/s;

R —— 往复泵往复次数, r/min;

C —— 泵型系数, 见表 1;

K —— 液体校正系数;

g —— 重力加速度, $9.81 m/s^2$

其它符号意义同前。

在不知道泵的往复次数时, 蒸汽直接驱动的往复泵, 其 R 取 20 r/min; 电动机或汽轮机驱动的往复泵, 采用 $R = 35$ r/min。

表 1

泵型系数 “C”

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,设计时使用电动泵的“C”值。

对于装有吸入空气罐的电动往复泵,在计算NPSHa时式(3)中L项(吸入管长)应为吸入空气罐至泵的吸入管道长度。

加速度损失计算公式(3)适用于无弹性较短的吸入管。因此对泵的吸入管的配置要十分注意,通常吸入管道管径至少要比泵吸入口接头管径大一至二级,吸入管内流速取0.6m/s以下,管子尽可能少弯曲,不要积存空气。

由于流量的周期性脉冲变化,使管道系统的摩擦损失发生变化,必须乘以一个系数。

流体校正系数“K”,对于热油,取K=2.5;对大部分烃类取K=2.0;对于胺、水、乙醇取K=1.5;对于热水取K=1.4。

(1)在吸入管道上未装缓冲罐或其它缓冲装置时,摩擦损失应按泵的设计流量计算,然后乘以适宜的系数,见表2。

表 2

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

(2) 在吸入侧装有缓冲装置的地方、不管泵的形式如何、都乘以1.2。往复泵吸入侧未安装缓冲装置时,采用式(3)计算加速度损失;如果吸入侧安装了缓冲装置时,吸入容器至缓冲罐之间的管道系统的损失,应取按公式(3)计算值的10%。

往复泵不考虑NPSHa的安全裕量,因为它已包括在管道阻力和加速度损失中了。

2.4 确定吸入损失时注意的事项

(1) 吸入损失按管内径计算。

(2) 流量取进泵的设计流量。

(3) 几台泵并联操作,而且它们的使用条件是苛刻的,如锅炉给水泵或冷却水泵,在运转中一台或多台突然损坏时,系统的有效净正吸入压头要发生变化,通常NPSHa是减小。

(4) 当容器标高由要求的净正吸入压头来确定时,吸入管道总的摩擦损失不应超过0.6m液柱。

(5) 当容器标高不由要求的净正吸入压头确定时,吸入系统的摩擦损失可按吸入管道和进泵的管

道直径由每100m长管道的允许压力降小于23~46kPa来确定。

2.5 计算NPSHa时应注意的事项

- (1) 容器(吸入源)的操作压力应选择正常出现的最小压力。
- (2) 容器(吸入源)的液面标高应是正常出现的最低情况,由化工工艺专业提供,当未提供时,参见图1“泵吸入容器内液面参考标高”。
- (3) 泵入口液体的饱和蒸汽压应取正常出现的最高温度下的值。
- (4) 当容器内液体和汽体处于平衡时,容器压力等于液体的饱和蒸汽压力,即 $P=P_v$, $P-P_v=0$, 则(1)可以简化为:

$$NPSHa = \pm H - \Delta P_s - \frac{10^2}{\rho} H_{exch} \quad (4)$$

总之,在计算泵的NPSHa时,应选择最不利的条件下的数据进行计算,这样才能保证安全可靠,在任何情况下都不致于发生汽蚀。

3 离心泵的NPSHa安全裕量

3.1 安全裕量的规定

对于一般的离心泵, NPSHa的安全裕量取0.6~1.0m。但是对于类型和用途不同的泵,安全裕量也不相同,见表3

3.2 安全裕量说明

- (1) 在计算有效的净正吸入压头时,不应考虑冷却水泵吸入管口以上的浸没液柱头。
- (2) 对立式或卧式冷却水泵的浸没深度由机泵专业确定。
- (3) 如果液体中有溶解气体时,则假定液体处于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,不要考虑汽提蒸汽的裕量。
- (5) 总的摩擦损失应限定在0.304 m液柱头以内。
- (6) 吸入管内径应按单位压力降小于23 kpa(每100m管)来确定。
- (7) 这些泵应安装“T”型过滤器。
- (8) 这些泵的吸入管道从容器分别引出。
- (9) 双吸叶轮泵必须配有管道分配系统,以避免液流分配的不均匀。
- (10) 按每项工程的管道布置来确定该工程的减压塔用一根还是两根釜液排出管。
- (11) 减压塔釜液泵应布置在距吸入容器最近的地方。
- (12) 一般来说,减压塔釜液泵不应作为公用的备用泵。在无法避免这样作的地方,作为备用的泵,必须力求靠近减压塔釜液泵。减压塔釜液操作决定泵的位置,而不影响备用泵的功能。
- (13) 异径管的计算公式可以用来计算一般卧式冷却水泵装置吸入管的摩擦损失。

表 3

泵 的 安 全 裕 量

序号	泵 的 类 型 和 用 途	说明 (见 3.2)	安 全 裕 量 m
1	锅炉给水泵、锅炉给水循环泵和卧式冷凝器热冷凝液泵	(7)、(9)、(13)	2.1
2	减压塔釜液泵	(4)、(6)、(7)、(9) (10)、(11)、(12)、(13)	2.1
3	立式和卧式表面冷凝器热冷凝液泵	(5)、(7)、(8)、(9)、(13)	0.3
4	常温常压冷却水泵	(1)、(2)、(5)、(9)、(13)	0.6
5	吸入压力 < 70kPa (G) 的泵	(5)、(7)、(9)、(13)	0.6
6	多级泵和双吸叶轮泵	(9)、(13)	0.6
7	自动启动泵	(9)、(13)	0.6
8	吸收塔釜液泵和送液温度在 15.5~205°C 之间 CO ₂ 汽提塔等类型的泵	(9)、(13)	2.1
9	其它用途的泵, 如将容器架高提高 NPSH _a 的泵	(9)、(13)	0.6
10	用于输送平衡液体和蒸汽分压下的液体的泵	(5)、(9)、(13)	吸入管道损失的 25%, 最小 0.3m, 最大 1.2m
11	用于输送非平衡液体的泵	(3)、(9)、(13)	0.6

4 泵的压差计算

$$\text{泵吸入压力} \quad P_s = \frac{P_1 \times 10^2}{\rho} + H_s - \frac{\Delta P_s \times 10^2}{\rho} \quad (5)$$

$$\text{泵排出压力} \quad P_d = \frac{P_2 \times 10^2}{\rho} + H_d + \frac{\Delta P_d \times 10^2}{\rho} \quad (6)$$

$$\begin{aligned} \text{泵压差} \quad \Delta P &= P_d - P_s \\ &= \frac{(P_2 - P_1) \times 10^2}{\rho} + (H_d - H_s) + \frac{\Delta P_d + \Delta P_s}{\rho} \times 10^2 \end{aligned} \quad (7)$$

式中: P_1 —— 泵进口侧容器压力, kPa(A);
 P_2 —— 泵排入容器压力, kPa(A);
 ρ —— 液体密度, kg/m³;
 H_s —— 从吸入液面到泵基础顶面的距离, m;
 H_d —— 从排出液面到泵基础顶面的距离, m;
 ΔP_s —— 吸入管道的压力降 kPa;
 ΔP_d —— 排出管道的压力降 kPa。

5 泵计算表的使用说明

5.1 用途

(1) 泵计算表是工艺系统专业人员进行泵的有关计算的通用程序, 在得到化工工艺专业足够的条件后, 即按表列各项逐一进行计算, 并将结果填入表中。

5.2 专业关系

5.2.1 接受条件 工艺系统专业接受有关专业的条件应包括以下各项:

- a 在正常情况下液体的流量;
- b 设计流量或流量安全系数;
- c 液体的温度, 泵的最高操作温度;
- d 在操作温度下液体的比重、密度;
- e 在操作温度下液体的粘度;
- f 在最高操作温度下液体的饱和蒸汽压;
- g 泵吸入侧容器的操作压力;
- h 泵排出侧容器的最低压力;
- i 设备的压力降; 换热器、炉子的压力降 (后两者分别由换热器专业、工业炉专业提供) 等, 详见“泵计算表”。
- j 管道材料控制专业提供管道分类、压力等级、法兰面形式等有关规定和规范。
- k 装置布置专业提供设备布置图、设备标高等。

5.2.2 提出条件

工艺系统专业将以下各项计算结果填在泵的数据汇总表上, 提交给机泵专业、供选泵时参考。

在设计流量下, 泵的压差; 吸入和排出压力; 有效吸入压头 $NPSH_a$; 泵的最大吸入压力; 泵吸入和排出管道类别; 法兰压力等级、法兰面形式等。

5.3 编制时间

“泵计算表”在分析设计过程中PID A版后由工艺系统专业进行详细计算, 并将计算结果提交给机泵专业。机泵专业参照这些条件进行泵的选择, 如不能选到合适的泵, 机泵专业应通知工艺系统专业设计人员, 以便由装置布置专业调整布置, 重新计算, 或更换泵的型号, 总之要满足工艺系统要求。

5.4 说明

①项: 泵吸入侧容器最低压力, 即操作压力。

⑤项: 泵吸入侧容器的绝对最低液面标高, 当化工工艺专业没提供时, 参考图2选取。

⑥项: 泵基础标高

⑦项: 泵吸入静压头, 即吸入侧液柱高, 它是自吸入容器的最低液位到泵基础顶面的垂直距离。

“+”表示灌注, “-”表示抽吸。

⑧项: 有效压头 $\textcircled{8} = \textcircled{4} + \textcircled{7}$ 注意单位要一致

⑪项: 正常最大流量下管道摩擦阻力。

正常最大流量指正常操作中流量的最大值, 此栏照管道计算表填写。

⑲项: 有效净正吸入压头 H_{PSH_a} 。有效净正吸入压头在任何情况下都不能为负值, 负值表示泵将产生汽蚀。当计算出负值时, 应调整安装高度“ H_g ”, 当“ H_g ”也不能调整的情况下, 只有放大管径, 合理布置管道, 减少吸入阻力。

⑳项: $NPSH_a$ 安全裕量, 由表3中选取。

㉓项: 排出侧静压头损失 $\textcircled{23} = H_d \frac{\rho}{10^2}$ 或 $= H_d \frac{St \times 100}{10}$, H_d 为泵排出最高点到泵基础顶面的垂

直距离, ρ 为排出液体密度。

②⑤项: 孔板损失, 它是指孔板流量计等流量元件的阻力: 此值由仪表专业提供。

②⑨项: 其它设备的阻力, 如分离器、缓冲器等。此值由化工工艺专业提供。

③⑩项: 正常最大流量下管道摩擦阻力, 照管道计算表填写。

“调节阀”栏

在进行“调节阀”栏内的计算之前, 首先要分析系统情况, 确定调节阀前后的压力。对于泵出口的调节回路, 分配到调节阀上的压力降应占系统(包括调节阀)压力降的 25~50%, 其值大于或等于 70 kPa 方能保证调节阀可靠运行, 而且有良好的调节质量。

由上述压力降经验数据、设计流量、液体密度, 按调节阀计算公式初步计算出流通能力, 由仪表专业返回选择的调节阀, 确定阀型及“调节阀”栏中 C 值。

$$A \text{ 项: } ④_A = St \left(\frac{V_{DES}}{C} \right)^2$$

St —— 液体的比重;

V_{DES} —— 设计流量, m^3/h

C —— 选出调节阀的流通能力。

④②_A项: 泵最小压差

④②_A = ④①_A + ③⑤ - ①⑥ 计算结果要对小数点后第一位数进行圆整, 即小数点后第一位数字小于 5 者取 5, 大于 5 者取 10, 圆整后的数值分别填入正常和设计的 ④②项内。

④①项: 设计排出压力。

④① = ④② + ①⑥ (离心泵)

④④项: 设计流量下系统可给调节阀的压力降即允许压力降。

④③项: 如果所计算的是往复泵, 则将 ④③项值分别填入正常和设计的 ④③项里。

④④项: 正常排出压力用圆整后的 ④②计算。

④⑤项: 正常流量下系统调节阀的允许压力降。

“调节阀”栏中 B) 项: 计算流通能力

$$C_c = V_{NORM} \sqrt{\frac{S_c}{\Delta P_{④⑤}}}$$

式中 C_c —— 计算流通能力;

V_{NORM} —— 正常流量 m^3/h 。

一般经验 $C_c/C = 0.25 \sim 0.8$, 如果 $C_c/C < 0.25$, 说明阀选大了, 如果 $C_c/C > 0.8$, 说明阀选小了。

D) 项: $S = \frac{\Delta P_{④⑤}}{\Delta P_{③⑥} + \Delta P_{④⑤}}$, 经验值是 $S = 0.3 \sim 0.5$ 或 $\Delta P_{④⑤}/\Delta P_{③⑥} > 0.25$ 均可。

调节阀栏 B)、C)、D) 项计算的目的是验证所选的阀是否好用, 就是说开度 S 值是否在经验值范围内, 否则, 就应调整压力降、或重新选阀。

④⑥项: 最大吸入压力。

④⑥ = ①⑩ + 由于任何原因引起的超压。

由于不正常情况引起的超压包括两种情况: a. 当吸入侧容器或管道上没有安全阀或爆破板时, 应考虑由于操作不正常而产生的超压加上容器内操作压力及可能产生最高的液位。b. 如果进口容器上装有安全阀或爆破板时, 则泵的最大吸入压力应为整定压力加上最高液位的静压力。

④⑦_A项: 泵的最大实际关闭压力是指离心泵出口阀门关闭, 即流量为“零”时的压力。此值由制造厂提供。但是, 由于管道的事事故压力要根据泵的关闭压力来确定, 故在 PID A 版阶段必须估算此值。对于一般的离心泵, 在憋压时, 压力升高 20%。在得到制造厂的资料后, 要将实际关闭压力填入 ④⑦_A项, 应使估计值大于实际值, ④⑦_A 即 $\geq ④⑦_B$ 。

6 泵数据汇总表使用说明

“泵数据汇总表”在“泵计算表”完成后进行汇总，即在PID A版后由工艺系统专业设计人员将泵的计算结果汇总填入此表内。作为工艺系统专业向机泵专业提出的条件，供他们选泵用，如有问题，两专业进行协商。

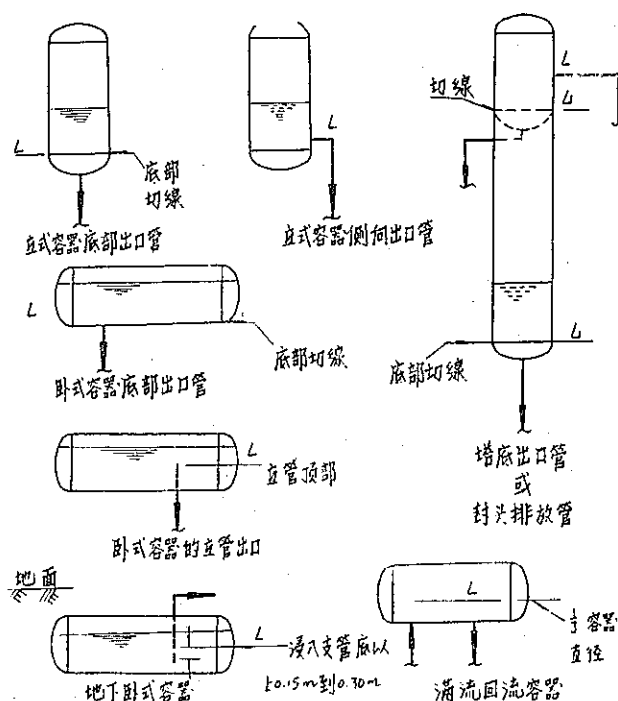


图 1 泵吸入容器内液面参考标高（密闭容器）

7 泵的最大关闭压力的计算

泵的最大关闭压力，是指离心泵在关闭出口阀门时的表压力，即流量等于零时所对应的最大扬程。离心泵的最大关闭压力一般由泵制造厂提供，也可以从泵的特性曲线 $Q-H$ 上查得。在估算时，对一般的离心泵，在憋压时按压力升高20%计算。

往复泵其流量与压头无直接关系，只要往复泵驱动力功率、泵和管道的强度足够，理论上它的压头是有限制的。因此，往复泵运转时，不允许将排出口阀门关死，否则驱动力、泵会损坏。可见，它与离心泵不同，没有最大关闭压力。

7.1 斯捷潘诺夫公式

$$H_0 = \psi_0 \frac{u_2^2}{g} \quad (8)$$

式中 H_0 ——泵的最大扬程，m（液柱）

ψ_0 ——系数一般为0.585~0.57；

$$u = \frac{\pi D_2 n}{60} \quad \text{m/s}; \quad (9)$$

D_2 —— 泵叶轮的外径, m ;

n —— 泵的转速, r/min .

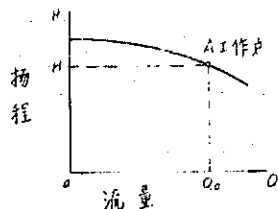


图 2 泵的特性曲线图

7.2 经验式

$$H_0/H = 1.2 \sim 1.3 \quad (10)$$

式中 H_0 —— 泵的最大扬程, m (液柱);

H —— 正常流量下泵的扬程, m (液柱)。

8 泵的NPSHr

8.1 NPSHr的计算方法

NPSHr 是泵的重要参数之一, 其值一般由制造厂提供。当没有得到正式数据时, 可按下面方法简单计算。

(1) 由托马汽蚀系数计算NPSHr

$$NPSHr = \sigma \cdot H \quad (11)$$

$$\sigma = 7.86 \times 10^{-5} (N_s)^{4/3}$$

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{3/4}} \quad (12)$$

式中 σ —— 托马汽蚀系数, 查图 3

N_s —— 泵的比转数, $m^3/min \cdot m \cdot r/min$;

Q —— 泵的流量, m^3/min ;

H —— 泵的单机扬程, m;

n —— 泵的转速, r/min。

(2) 由吸入比转数求泵的NPSHr

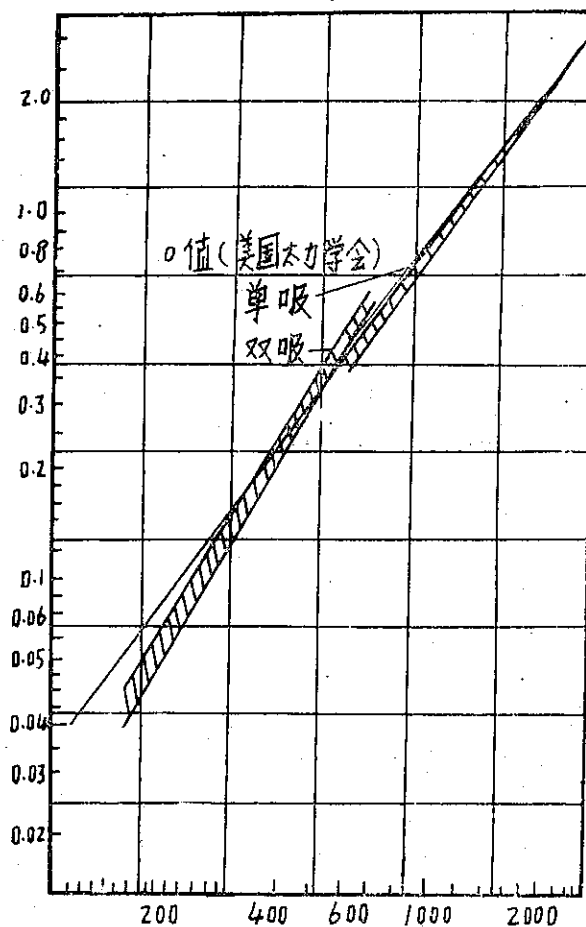
$$NPSHr = \left(\frac{n \cdot \sqrt{Q}}{S} \right)^{4/3} \quad (13)$$

式中 n —— 泵的转速, r/min;

Q —— 泵的流量, m^3/min ;

S —— 吸入比转数, $m^3/min \cdot m \cdot r/min$ 。

对于一般离心泵, 不管比转数多大, 均可采用吸入比转数 $S = 1200$ 。至于特殊设计的泵, 例如高速泵及NPSHa不能取得很大时, 叶轮要进行特殊



比转数 ($m^3/min \cdot m \cdot r/min$)

汽蚀系数和比转数的关系

设计, 其S值实际可达1500~1600, 在计算NPSHr时, 要考虑这种情况。

8.2 特殊液体NPSHr的修正

特殊液体是指化学工业中所处理的牛顿流体中的油、药液等粘性和腐蚀性的液体。非牛顿流体, 如固体颗粒在液体中均匀分布的泥浆, 以及分布不均匀的, 其流动可近似地看作是牛顿流体和非牛顿流体的简单组合而成的两相流纸浆等。从热力学的观点, 特殊液体与清水相比, 具有明显地不容易引起汽蚀的趋势, 但其程度难以定量确定。因此, 特殊液体的NPSHr值, 通常用一台泵与抽送清水时的NPSHr比较来推定。在没有合适的NPSHr修正资料的情况下, 由于特殊液体的NPSHr较清水的NPSHr值小, 所有和清水一样地确定NPSHr可以说是较为稳妥的。

图4为估算输送非粘性烃类时, 泵所需要的汽蚀裕量 (即NPSHr) 的修正图。此图是根据现场经验作出, 只适用于非粘性烃类 (粘度比水小)。此图查出修正系数 $K'\Delta h$, 而校正后的非粘性烃类的NPSHr, 则为: $\Delta h_1 = K'\Delta h \cdot \Delta h_w$ 。

式中 Δh_1 —— 非粘性烃类的NPSHr;

$K'\Delta h$ —— 修正系数;

Δh_w —— 水的NPSHr。

在输送温度下烃的蒸汽压低于 $1.033 \text{ kg/cm}^2 (A)$ 时, $K_h = 1$

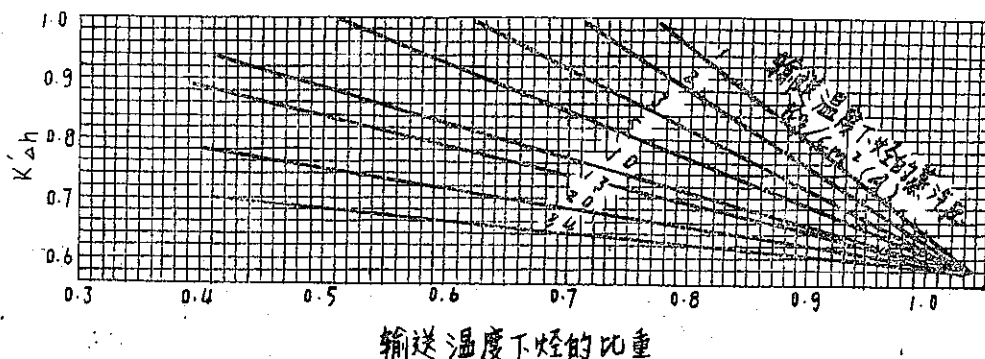


图 4 非粘性烃类汽蚀裕量修正图

9 泵的允许吸上真空高度 H_s

H_s 为泵的允许吸上真空高度, 由泵制造厂通过汽蚀试验测得。为了保证泵不发生汽蚀, 机械部部颁标准JB1040规定, 将最大吸上真空高 $H_{s\text{临}}$ 减去0.3m, 即 $H_s = H_{s\text{临}} - 0.3$, 为泵样本中给出的吸上真空高, 样本上 H_s 是在760mm汞柱, 以 20°C 清水为准测出的。它与汽蚀裕量的关系是:

$$H_s = \frac{10^2(P_a - P_v)}{\rho} + \frac{u^2}{2g} - \Delta h \quad (14)$$

在标准状况下, 上式简化为

$$H_s = 10 - \Delta h \quad (15)$$

当使用地点的大气压与标准状况不同时, 可按下式进行校正:

$$H'_s = \frac{10^2(P_a - P)}{\rho} + \frac{u^2}{2g} (10 - H_s) \quad (16)$$

以上式中

H_s —— 样本上给出的允许吸上真空高度, m;

P_a —— 当地大气压kpa, 不同海拔高度的大气压。可以从图5中查得。

- P_v —— 输送液体的饱和蒸汽压, kPa;
 ρ —— 输送液体的密度, kg/m^3 ;
 u —— 泵进口处液体的平均流速, m/s ;
 g —— 重力加速度, 9.81m/s^2 ;
 Δh —— 样本上给出的允许汽蚀裕量, 即 NPSHr , m (液柱);
 H'_s —— 校正后的允许吸上真空高度, m 。

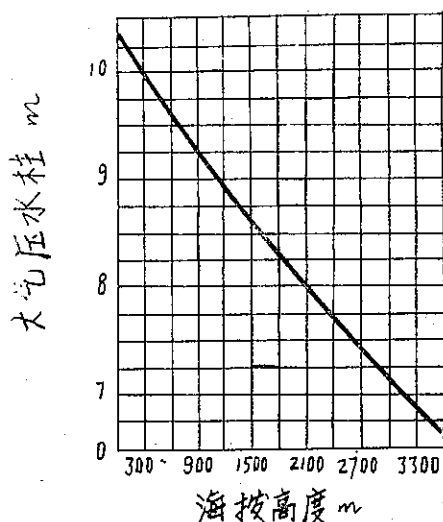


图 5 海拔高度与大气压关系

10 泵的安装高度 (H_g)

泵的安装高度指泵轴中心线与泵吸入液面间的垂直距离。泵安装高度为泵布置设计的重要指标。其确定原则是使泵在指定操作条件下能正常运行, 即不发生汽蚀。

10.1 H_g 与 Δh 的关系

$$H_g = \frac{10^2 (P - P_v)}{\rho} - h_{LS} - \Delta h \quad (17)$$

当输送液体处于平衡状态下, 上式为

$$H_g = - (h_{LS} + \Delta h) = - (h'_s + \text{NPSHr}) \quad (18)$$

以上式中

H_g —— 泵允许的几何安装高度, 单位: m 。它与式(1)中 H 的关系是: 灌注时, $H \geq H_g$; 吸上时, $H \leq H_g$ 。 H_g 值可正可负, 负值表示泵中心线在吸入液面之下, 相反, H_g 为正值时, 表示泵中心线在吸入液面之上。

h_{LS} —— 吸入管道系统的压头损失 m (液柱);

Δh —— 样本上给出的汽蚀裕量, 即 NPSHr m (液柱);

ρ —— 在吸入条件下输送液体的密度, kg/m^3 ;

P —— 吸入侧容器的操作压力, $\text{kPa}(\text{kgf/cm}^2)\text{A}$;

P_v —— 吸入液体的饱和蒸汽压, $\text{kPa}(\text{kgf/cm}^2)\text{A}$ 。

10.2 H_g 与 H_s 的关系

(17) 式可写成:

$$H_g = \frac{10^2 (P - P_v)}{\rho} + \frac{u^2}{2g} - \frac{u^2}{2g} - h_{LS} - \Delta h$$

$$= \frac{10^2(P-P_v)}{\rho} + \frac{u^2}{2g} - \Delta h - h_{Ls} - \frac{u^2}{2g}$$

$$H_g = H_s - \left(h_{Ls} + \frac{u^2}{2g} \right) \quad (19)$$

式中符号意义同前。

式(1)中“H”，一般情况下化工工艺专业在概略布置图中定下来，工艺系统专业计算NPSHa时进行校核。当化工工艺专业没提供此数据，而泵的输送条件又十分苛刻时，工艺系统专业则应由初步选定的泵的NPSHr来计算H_g，定出H，再计算NPSHa。

11 防止泵汽蚀的措施

为了保证泵在不发生汽蚀的条件下运转，可采取以下措施防止或减弱汽蚀的影响：

(1) 根据装置的具体情况，尽可能将泵装得低一点（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），这是一种有效的措施，但是应避免使构筑物过高，不经济；

(2) 降低泵的转数，可以减小泵需要的汽蚀裕量，改变泵的吸入性能，这种措施只能在降速时的扬程扬量仍能满足工艺要求的情况下采用；

(3) 采用双吸式泵，可以减小泵需要的汽蚀裕量；

(4) 加大吸入管径、减少阀门、弯头数目，以减少吸入管道系统的阻力损失；

(5) 离心泵加前置诱导轮和旋涡泵加前置离心式叶轮以改善吸入性能；

(6) 叶轮采用抗汽蚀性能好的材料，以减弱汽蚀对叶轮的影响。

12 提高往复泵容积效率应注意的几个问题

(1) 对于高温液体，如锅炉给水泵，由于液体处于饱和蒸汽压力下，因此要给予泵充分的吸入水头，为防止汽蚀，除特殊场合外，要求液体在120°C以下，当温度超过120°C时，一般需要将泵的转数降到额定转速的70%以下；

(2) 对于易挥发性液体，如果蒸汽压力高，必须提高吸入侧容器的标高，以取得充分的吸入水头。还应考虑吸入管径要大、长度要短，弯头尽可能少，以减少吸入阻力。如果是高温液体，应考虑冷却。此外，可降低泵的转速；

(3) 对于高粘度液体，因吸入管的阻力大，当吸入水头不足时，可以用密闭水箱，或用惰性气体加压。或用离心泵加压。一般粘度在7°E(恩氏粘度)以下，可以作为普通液体处理，粘度高于7°E时必须降低泵的转速，粘度达6.5°E时，泵的转速为额定值的60%。

(4) 对于压缩性液体，如液氨、丙烷等，在排液时由于压缩使液体容积减小，而在吸液时，留在余隙容积内的液体膨胀，这样会影响容积效率，因此必须尽可能减少余隙容积，否则不经济。

(5) 当液体中含有少量颗粒杂质时，会损坏填料和柱塞，产生漏泄，还会损坏阀芯和阀座面，因此使用锥形阀时，要求颗粒大小在100μm以内，密封填料用洗涤水冲洗。

(6) 泵的吸入配管应尽可能粗、短、直，以减少吸入管阻力。配管总长一般不超过30m。

13 计算举例

例1：在海拔1000m的高原上，用一台离心泵抽水，该泵吸入管道中的全部摩擦阻力与速度变化阻力之和为5m水柱现将泵安装于水源之上3m，问此泵能否正常操作，该处夏季水温为20°C。

计算：由手册上查出：

20°C水温时饱和蒸汽压力 $P_v = 0.0238 \text{ kgf/cm}^2 (\text{A})$

20°C水的重度 998.2 kg/m^3

1000m高原上大气压力为9.16m (水柱)

泵的有效净正吸入压头为

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_a &= (P - P_v) \frac{10^2}{\rho} - H - \Delta P_s \frac{10^2}{\rho} \\ &= \left(9.16 - 2.38 \frac{10^2}{998.2} \right) - 3 - 6 = 0.0784 \text{ m (液柱)} \end{aligned}$$

由于NPSH_a不能为负值, 故在夏季此泵要发生汽蚀, 不能正常运转。

例2: 用油泵从密闭容器里抽送30°C的丁烷。丁烷容器上的绝对压力为3.5kgf/cm², 液面降到最低时在泵入口中心线以下2.5m, 30°C丁烷的密度580kg/m³, 饱和蒸汽压3.1kgf/cm²(A), 吸入系统总损失为2.2m, 现选了一台汽蚀裕量为3m (即NPSH_r为3m) 的泵, 问这台泵能否正常操作。

试算: 求出NPSH_a与NPSH_r比较, 判断能否正常操作。

由式(1)得

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_a &= (P - P_v) \frac{10^2}{\rho} - H - \Delta P_s \frac{10^2}{\rho} \\ &= 350 - 310 \frac{10^2}{580} - 2.5 - 2.2 = 2.2 \text{ m液柱} \end{aligned}$$

所选的泵 $\Delta h = \text{NPSH}_r = 3 > \text{NPSH}_a = 2.2$ 在这种输送条件下, 泵要产生汽蚀, 不能保证其正常运转, 在布置不变的情况下, 应改泵型。

例3: 某厂生产废液含微量NH₃, 其余为水, 正常流量65.01m³/h, 温度100°C, 用离心泵自废液桶内抽出, 经水冷却器冷却后送至另一工序, 试计算泵的NPSH_a, 吸入和排出扬程, 并填写“泵计算表”。

解: 已知条件见“泵计算表”。计算过程省略, 在此仅对“泵计算表”中一些项目作说明。

A 吸入侧

⑤项: 最低液面标高+0.45m, 即高出地坪0.45m。

⑥项: 泵基础标高:

机泵专业初步选泵为80F—60型离心泵, 其H_s = 6 m, 则允许汽蚀裕量为 $\Delta h = 10 - H_s = 4 \text{ m}$ (液柱)。保证泵不汽蚀, 对这种泵系统的NPSH_a应为 $\text{NPSH}_a = 1.3 \text{NPSH}_r = 1.3 \times 4 = 5.2 \text{ m}$ (液柱)。求出每100m管道压力损失, 方可求出“H”值, 定出泵的基础标高。

下面选取三种管径作比较:

管 内 径 mm	125	150	200
正常流量下流速m/s	1.34	0.9295	0.5228
设计流量下流速m/s	1.474	1.0225	0.5751
Re (正常流量)	5.68×10^5	4.73×10^5	3.55×10^5
ε/d	0.0068	0.00567	0.00425
λ	0.0335	0.0315	0.0285
设计流量下压力降 (m液柱/100m管)	2.9591	1.1185	0.24
泵安装高(Hg), m	-9.427	-6.25	-4.44
式(1)中“H”值 m	10.63	-7.45	5.64

由以上比较知道, 当选用80F—60型泵, 用Dg200吸入管, 泵仍然要布置在地坪下5.64m处才不会汽蚀。这种布置显然是不经济的, 应考虑重新选泵。

根据反复试差比较, 取H = -4.0m (地下4m), 即⑥项 = -4m。

⑪项: 正常流量下管道阻力

由布置得:

Dg200铸铁管 47m

逐渐扩大管 1 个, 当量长 $L_1 = 1 \times 33.09 = 33.09\text{m}$

三通 1 个, 当量长 $L_2 = 1 \times 6.1 = 6.1\text{m}$

90°短弯头 9 个当量长 $L_3 = 9 \times 3 = 27\text{m}$

旋塞 2 个, 当量长 $L_4 = 1 \times 0.64 + 1 \times 69.58 = 70.22\text{m}$

总长 183.4 m

$$\therefore \textcircled{11} = 638 \times 0.0285 \times 183.4 \times 1.2 \times \frac{59.1^2 \times 958.4}{200^5} = 4.18\text{kpa} = 0.0418 \text{ kgf/cm}^2 = 0.44\text{m液柱}$$

⑫项: NPSHa的安全裕量, 因为输送条件苛刻, 安全裕量取2.1m

⑬项: 泵汇总表列出的有效的NPSHa为

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= \frac{(P - P_v) \times 10^2}{\rho} + H - h_{fs} - 2.1 \\ &= 0 + (0.45 + 4) - 0.5280 - 2.1 = 1.822\text{m (液柱)} \end{aligned}$$

由此处计算可得所选泵的 $H_s = 10 - (\text{NPSHa}/1.3) = 8.598\text{m}$ 方可。

B 泵排出侧

⑭项: 静压头损失

泵排出最高点为 +25.35m, 最高点与泵基础顶面之间距离为H

$$H = 25.35 + 4 = 29.35\text{m}$$

$$\therefore \textcircled{14} = \frac{29.35 \times 0.9584}{10} \times 100 = 2.8129\text{kgf/cm}^2 = 281.29\text{kpa}$$

⑮项: 正常流量下管道阻力: 泵排出有三根支管, 以其中阻力最大一根计算排出压力, 即去E403管, 排出阻力汇总于下

管自××至××	泵出口至换热器	换热器至出口总管	自换热器出口总管至E403a-c
公称直径Dg mm	125	125	80
流速 m/s	1.12	1.115	0.91
Re	4.75×10^5	2.92×10^5	1.52×10^5
ε/d	0.0068	0.0068	0.0106
λ	0.0335	0.0335	0.038
管总长 m	122	150.8	48.52
总压力降kgf/cm ²	0.2	0.2518	0.0951

在进行⑪项和⑮项试算时, 均考虑了1.2的安全系数

$$\therefore \textcircled{15} = (0.2 + 0.2518 + 0.0951) \times 1.2 \times 100 = 0.6563 \text{ kgf/cm}^2 = 65.63\text{kpa}$$

调节阀选择计算: 装在泵出口的调节阀取 $\Delta P = 0.7\text{kgf/cm}^2 = 70\text{kpa}$

$$\text{调节阀流通能力 } C' = Q \sqrt{\frac{St}{\Delta P}} = \frac{49.244}{3} \sqrt{\frac{0.9832}{0.7}} = 19.45$$

选择ZMAL-16B型调节阀, 公称直径Dg50, C=40, 公称压力16kgf/cm²

$$\textcircled{16}_A \text{ 项: } \textcircled{16}_A = St \left(\frac{V_{DES}}{C} \right)^2 \times 100 = 0.9832 \times \left(\frac{18.06}{40} \right)^2 \times 100 = 0.2^2\text{kgf/cm} = 20\text{kpa}$$

⑯项: 泵最小压差

$$\textcircled{42}A = \textcircled{40}A + \textcircled{39} - \textcircled{16} = (0.2 + 5.2429 - 1.4059) \times 100 = 4.037 \text{ kgf/cm}^2 = 403.7 \text{ kpa}$$

圆整 $\textcircled{42}A$ 为 $4.5 \text{ kgf/cm}^2 = \textcircled{42}$

④④项: 在设计流量下调节阀的允许压力降为

$$\textcircled{40} = 5.9059 - 5.2429 = 0.663 \text{ kgf/cm}^2 = 66.3 \text{ kpa}$$

④⑤项: 在正常流量下系统可给调节阀的压力降

$$\textcircled{45} = 5.9147 - 4.9992 = 0.9155 \text{ kgf/cm}^2 = 91.55 \text{ kpa}$$

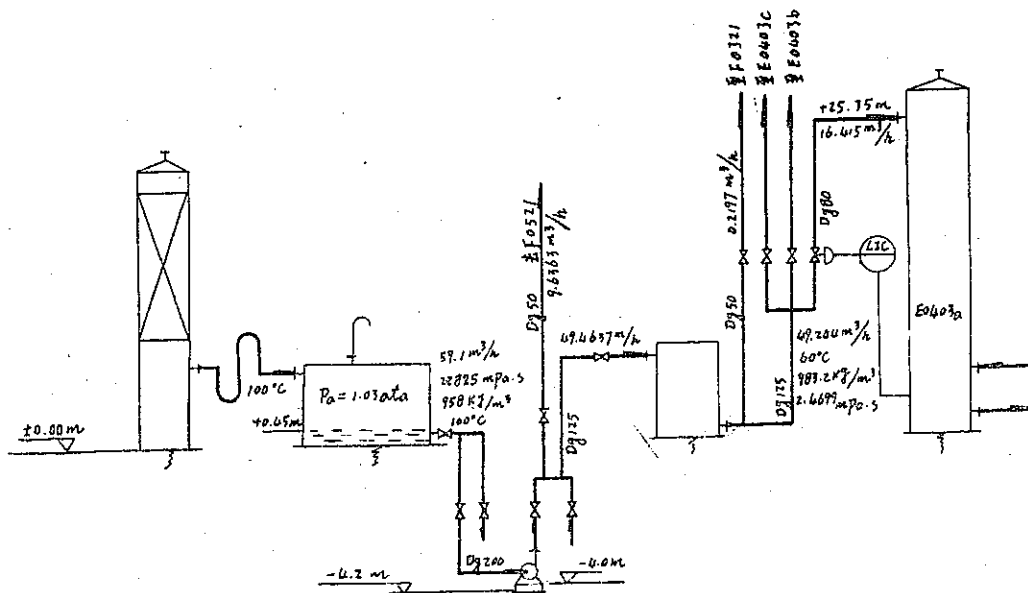
“调节阀”栏

$$B) C_c = \frac{49.244}{3} \sqrt{\frac{0.9832}{0.9155}} = 17.32$$

C) $C_c/C = 17.32/40 = 0.433 > 0.25$ (在 $0.25 \sim 0.8$ 范围内) 可以

$$D) S = \frac{\Delta P_{\textcircled{45}}}{\Delta P_{\textcircled{39}} + \Delta P_{\textcircled{45}}} = \frac{0.9155}{1.1563 + 0.9155} = 0.44 > 0.3, \text{ 可以 } (S = 0.3 \sim 0.5)$$

由以上计算知道所选择的调节阀是可行的。



例3 流程简图

例 4 往复泵计算

某化工厂将 3% 的碱液送至操作压力为 30 kgf/cm^2 的塔中, 根据流量、扬程初步选定用 2DB-3/37 型往复泵, 试问此泵在已知输送条件下是否好用。

已知条件见“泵计算表”

计算 A 往复泵吸入侧

由流程简图知, 此泵是灌注的, 规定泵基础面标高 $+0.2 \text{ m}$ (基础所在地坪为 $\pm 0.0 \text{ m}$),
 $\therefore \textcircled{7} = \textcircled{5} - \textcircled{6} = 0.5 - 0.2 = 0.3 \text{ m}$

⑧项: 有效压头

$$\begin{aligned}\textcircled{8} &= \textcircled{4} + \textcircled{7} = (P - P_v) \frac{10^2}{\rho} + 0.3 \\ &= (1 - 2.33) \frac{10^2}{1030} + 0.3 = 9.7825 \text{ m (液柱)}\end{aligned}$$

⑩项: 正常流量下吸入管道阻力

由吸入侧布置知:

$\Phi 38 \times 3.5$ 直管 11.5 m

Z44T-10Dg32 阀 2 个, 当量长 $L_1 = 1 \times 0.26 + 1 \times 3.03 = 3.29 \text{ m}$ (一个阀门全开, 一个阀门开 1/2 开度)。

90° 弯头 12 个, 当量长 $L_2 = 12 \times 2 = 24 \text{ m}$

总长度为 $11.5 + 3.29 + 24 = 38.79 \text{ m}$

正常流量下泵进口管内流速:

$$\begin{aligned}u &= \frac{1.5}{3600 \times 0.785 \times 0.031^2} = 0.55 \text{ m/s} \\ Re &= 354 \frac{W}{d\mu} = 354 \times \frac{1.5 \times 1030}{31 \times 1.45} = 1.22 \times 10^4\end{aligned}$$

3% NaOH 液具有轻度腐蚀, 用钢管输送, 取绝对粗糙度 $\varepsilon = 0.3$, 则相对粗糙度 $\varepsilon/d = 0.3/31 = 0.0097$
 由单相流计算得 $\lambda = 0.041$

吸入系统压力降⑪为:

$$\begin{aligned}\textcircled{11} &= 638 \lambda L \frac{W^2 \times 100}{d^5 \rho} \times 1.2 \times 2 \\ &= 638 \times 0.041 \times 38.79 \times 1.2 \times 2 \times \frac{1.5^2 \times 1030 \times 100}{31^5} = 0.1971 \text{ kgf/cm}^2 = 19.71 \text{ kPa}\end{aligned}$$

计算中 1.2 为摩擦阻力安全系数, 由于往复泵的脉冲作用, 吸入管道阻力比按通常方法计算的阻力增加, 故要乘一个系数, 对单吸双柱往复泵, 取系数为 2。

⑬项: 往复泵加速度损失

$$H_{acc} = \frac{L \cdot R \cdot C \cdot u'}{K \cdot g}$$

式中: $L = 11.5 \text{ m}$, 对 2DB-3/37 型泵 $R = 62$, $C = 0.2$, $K = 1.4$

设计流量下管内流速 $u' = 0.55 \times 1.1 = 0.61 \text{ m/s}$

$$\therefore H_{acc} = \frac{11.5 \times 62 \times 0.2 \times 0.61}{1.4 \times 9.81} = 6.34 \text{ m (液柱)}$$

②⑨项：往复泵NPSHa的安全裕量：往复泵不考虑安全裕量，因为它已包括在管道阻力和加速度损失中。

B 泵排出侧

②⑩静压头损失：②⑩ = $(15 - 0.2) \times 1030 / 10^2 = 1.52 \text{ kgf/cm}^2 = 152 \text{ kpa}$

③⑩项：正常流量下排出管道损失

由排出侧配管得：

Φ38×3.5直管 L=32.5m

止回阀 Dg32 1个，当量长 $L_1 = 1 \times 19.2 = 19.2 \text{ m}$

闸阀 Dg32, 1个，当量长 $L_2 = 1 \times 3.03 = 3.03 \text{ m}$

截止阀 Dg32, 1, 个当量长 $L_3 = 1 \times 10.88 = 10.88 \text{ m}$

90°弯头 9个 当量长 $L_4 = 9 \times 2 = 18 \text{ m}$

总长 83.61m

Re不变, λ不变

正常流量下排出管阻力为

$$\textcircled{30} = 638 \times 0.041 \times 83.6 \times \frac{1.5^2 \times 1030 \times 100}{31^5} \times 1.2 = 0.2124 \text{ kgf/cm}^2 = 21.2 \text{ kpa}$$

$$\textcircled{42}_A = \textcircled{40}_A + \textcircled{30} - \textcircled{16} = (0 + 31.76 - 0.8099) \times 100 = 30.95 \text{ kgf/cm}^2 = 3095 \text{ kpa}$$

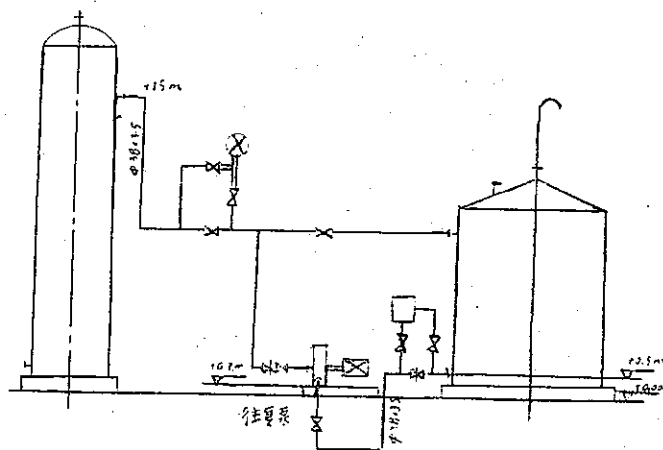
$$\text{取} \textcircled{42} = (31 \text{ kgf/cm}^2 = 3100 \text{ kpa})$$

④⑥项：最大吸入压力

$$\textcircled{46} = (1.031 + 2.4 \times 1030 / 10^4) \times 100 = 1.2782 \text{ kgf/cm}^2 = 127.82 \text{ kpa}$$

④⑦A项：最大关闭压力，前已叙述，往复泵没有最大关闭压力故此项不计。

由计算知所选往复泵的扬程、扬量及NPSHa都能满足要求。



例4 流程简图


××××化工工程公司

泵 计 算 表

工程名称
车间或装置

工程号
第 页 共 页
用途

泵 常		入 条 件		NPSH 计 算		泵 数 据		泵 位 号	
①泵入口侧容器最低压力 kpa(A)		②容器压力 kpa		③泵入口处的液体蒸汽压力 kpa		流量(正常) m ³ /h 流量(设计) m ³ /h		备用泵位号 流量安全系数	
⑦×St×100/10 kpa(A)		④=②-③ 绝对最低液面标高 ⑤泵基础标高 ⑥有效压头 ④+⑤ ⑦=⑤-⑥静压头(+)或(-) ⑧有效压头 ④+⑦		⑨设计能力下管道阻力 ⑩×10/St/100 m		泵压差(设计) kpa 在设计能力下泵的压力 吸入 排出 kpa(A) kpa(A)		粘度 比重St 温度 °C 密度 kg/m ³	
⑩初始压力+可变压头=①+⑧ kpa(A)		⑪设计能力下管道阻力 ⑪×(流量安全系数) ² kpa		⑫往复式加速度损失 ⑬换热器阻力降⑭×10/St/100		NPSH(有效)⑮ m		最大吸入压力⑯ kpa(A)	
⑭正常流量下管道阻力 主管尺寸 长度 m 支管尺寸 长度 m ΔPf		⑮设计能力下换热器阻力×⑯流量安全系数 kpa		⑰有效的NPSH⑱-⑲-⑲-⑲		最大吸入压力⑯ kpa(A)		管道类别 等级 法兰面	
⑰正常流量下的吸入压力⑩-⑪-⑬ kpa(A)		⑱设计能力下吸入压力⑩-⑪-⑬ kpa(A)		⑲NPSH的安全裕量		吸入 排出		往 来 关 系	
⑲泵出口侧容器压力 kpa		⑳静压头损失 m×St100/10 kpa		㉑调节阀的规格和型式 C		泵的最高操作温度 °C		最大吸入压力 ⑳项+由于任何原因引起的超压 ㉑= ㉒+ ㉓ kpa(A)	
㉒总的不变压力 ㉒+㉓ kpa		㉓孔板损失 kpa		A) 项目㉔A=St×100 (— $\frac{V_{DES}}{C}$) ² = (最小ΔP)		最大关闭压力 ㉕=㉖项+ [㉗项×(1+压力升高%)] = (估算) kpa		㉖项=㉗项+ [㉘项×(1+压力升高%)] = (估算) kpa(A)	
㉔正常流量下干净炉子的ΔP kpa		㉕干净炉子ΔP×(流量安全系数) ² kpa		B) Cc= $V_{NORM} \sqrt{\frac{St \times 100}{\Delta P}}$		㉗最大关闭压力(实际的) = 泵最小压差 ㉘=㉙+㉚-㉛ = kpa(A)		㉙=㉚+㉛-㉜ = kpa(A)	
㉖正常流量下允许结焦运行时ΔP kpa		㉗设计允许结焦时ΔP(正常为0) kpa		C) $\frac{Cc}{C} =$		㉚=㉛+㉜-㉝ = kpa(A)		㉛=㉜+㉝-㉞ = kpa(A)	
㉘换热器ΔP kpa		㉙= [㉚+㉛+㉜] (流量安全系数) ² kpa		D) S= $\frac{\Delta P}{\Delta P_{(30)} + \Delta P_{(45)}}$		㉜=㉝+㉞-㉟ = kpa(A)		㉝=㉞+㉟-㊱ = kpa(A)	
㉚支管尺寸 长度 m 主管尺寸 长度 m ΔPf		㉛= [㉜+㉝+㉞] (流量安全系数) ² kpa		注 V _{DES} —设计流量m ³ /h V _{NORM} —正常流量m ³ /h Cc—计算的C值 St 液体的比重		㉞=㉟+㊱-㊲ = kpa(A)		㉟=㊱+㊲-㊳ = kpa(A)	
㉜正常流量下管道阻力 kpa		㉝总的可变压力降㉞或㉟ kpa		为了保证调节阀在一定的范围内具有可调性, 应 保证调节阀有足够的ΔP		㊱=㊲+㊳-㊴ = kpa(A)		㊲=㊳+㊴-㊵ = kpa(A)	
㉞总的不变压力降+总的可阻力㉞+㉟ kpa		㉟调节阀(最小ΔP) kpa		流程图		㊴=㊵+㊶-㊷ = kpa(A)		㊵=㊶+㊷-㊸ = kpa(A)	
㉟正常排出压力 ㉟+㊱ kpa(A)		㊱设计的排出压力㉟+㊱ kpa(A)				㊷=㊸+㊹-㊺ = kpa(A)		㊸=㊹+㊺-㊻ = kpa(A)	
㊱压差(离心泵) kpa		㊲设计能力下往复式或转子泵的压差 kpa				㊹=㊺+㊻-㊼ = kpa(A)		㊺=㊻+㊼-㊽ = kpa(A)	
㊲正常流量下往复式或转子泵的压差 kpa		㊳设计能力下往复式或转子泵的压差 kpa				㊻=㊼+㊽-㊾ = kpa(A)		㊼=㊽+㊾-㊿ = kpa(A)	
版 次		版 次				㊽=㊾+㊿- ㊿ = kpa(A)		㊾= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)	
日 期		日 期				㊿= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)		㊿= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)	
编 制		编 制				㊿= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)		㊿= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)	
校 核		校 核				㊿= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)		㊿= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)	
审 核		审 核				㊿= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)		㊿= ㊿+ ㊿- ㊿ = kpa(A)	

 中国化工勘察设计协会	设备高标和泵的NPSH (净正吸入压头) 表编制说明	设计手册
		41—A59—87
		第 1 页 共 3 页

1 编制步骤

1.1 装置布置专业在开展“供审查设备布置图”工作之前，由工艺系统专业提供本表第一版。第一版中“1”——“6”及“9”栏均填好。

1.2 装置布置专业收到本表第一版后，在分析设计过程中，由设计经理（设计总负责人）主持、有关专业负责人参加的NPSH审核会上，根据供审查（或审批）设备布置图共同协商定出较接近实际的设备标高和泵的NPSH。在平面版设备布置图发表之前进一步深化此表。根据平面版设备布置图和先期确认的设备图（如果有的话）由装置布置专业将更为准确的设备标高数据填入相应的栏（“7”和“8”栏）作为第二版。

1.3 装置布置专业在完成第二版并发送工艺系统专业后，根据平面版设备布置图及容器、换热器、机泵、特殊设备等专业最终确认的设备图，以及管道设计专业开展的管道平面设计图情况，进一步修改第二版，作为第三版发送工艺系统专业。

1.4 工艺系统专业收到第三版后，经最后校核作为第四版（即最终版）设备标高和泵的NPSH表，发送各专业。

2 填写说明

2.1 位号和型式

根据化工工艺专业提供的设备简图和数据表填写。

2.2 NPSH（净正吸入压头）

根据泵计算表及泵数据汇总表（41—A58—87）填写。

2.3 设备最低管口尺寸

2.3.1 设备安装高度

设备在地平以上的安装高度要符合以下要求：

- （1）管道布置方便合理
- （2）系统水力学的要求

设备最终的安装高度是协调这两项要求的结果。

2.3.2 装置布置应按最低管道布置要求的高度确定，一般要为设备下部的管件留有适当的空间，要为炉子下面的管件留有适当的上部空间；要在设备周围留有一定的间距。

2.3.3 工艺系统设计人员应确定满足系统水力要求的最低高度。

2.3.4 在考虑初步安装高度时可假定某些设备的安装高度。如假定泵基础面作为泵的安装高度，一般初步假定泵基础面标高为0.2m。假定卧式换热器壳体底线作为换热器的参考安装高度，一般初步假定换热器壳体底线高出所在地坪（或楼板面）1m。

2.3.5 由系统水力学要求确定设备的安装高度。

2.3.6 几种典型的作法

- （1）泵的吸入管道 按照41—A58—87推荐的方法确定泵的安装高度
- （2）靠重力流动的管道

a 液体完全以静压头作为动力从一个设备流入另一设备，设备之间的相对高度应足以使静压差等于管道压力降加上调节阀的压力降（如果有的话）。

b 如果始端设备内的液体处于平衡状态（设备内的绝压等于液体的蒸汽压），系统设计必须使设计的静压头增加大于系统中任何一点的摩擦压降和调节阀的压力降。

(3) 设有泵的压力管道

a 在这种情况下，任一流体从一个容器经调节阀流入另一设备时，该容器无须提高来避免调节阀前液体汽化。这种情况常用于容器到调节阀的管道很长或者管道通过管廊的场合。

b 对这种情况有两种例外：

(a) 如果管路上有流量计，该流量计必须安装在单相流区域。通常安装在调节阀的上游。如果流体处于平衡状态，则排出流体的容器必须提得足够高以保持液体处于液态。

所得的静压头（在设计流量下）必须等于或大于管道的摩擦阻力降和在设计流量条件下未回收的流量计阻力损失。

这种管道中在异径管或调节阀前的缩径管内可能发生闪蒸。这种闪蒸的出现必须予以研究并适当地选好调节阀的尺寸。

(b) 一种平衡液体从一个容器流至有一定距离的一个冷却器时，该容器必须安装得能防止在管道的任何部份汽化。但如果设计得可以接受汽液混合物的换热器则可以例外。

(4) 热虹吸管道

a 液体从一个容器靠重力经管路流入一个换热器时，部分液体会蒸发汽化，并以汽液混合物形式靠液体与汽液混合物密度差作为动力流回原容器内，这种情况叫作热虹吸管道。

b 热虹吸管道系统中确定设备安装高度的方法，可参阅有关文件。

2.4 支架标高

此栏是当设备有支架时支架支撑的标高，例如裙座、支耳、支腿的底部标高，或者是贮罐的底标高（贮罐直接置于混凝土基础上）。对于支撑在混凝土或钢鞍座上、支撑在罐耳或支腿上应注明需要罐耳或支架的数量。在使用钢鞍座时，此标高应由设备专业提供。



中国化工勘察设计协会

接管汇总表编制说明

设计手册

41-A61-87

第 1 页 共 8 页

1 接管汇总表种类

- (1) 容器接管汇总表
- (2) 换热器接管汇总表
- (3) 特殊设备接管汇总表
- (4) 工业炉接管汇总表

2 编制说明

2.1 容器接管汇总表

2.1.1 用途

按工程的每个容器分别填写。供设备专业设计容器接管口尺寸和装置布置专业使用。

2.1.2 专业关系

(1) 接受条件

- a 化工工艺专业提供的设备简图和数据表。
- b 管道材料控制专业提供的管道材料等级。

(2) 提出条件

容器接管汇总表在管道仪表流程图 (PID) A版发表前提出 (完成泵和压缩机有关计算后立即进行)。

对制造周期长的容器 (如高压容器) 应提前提出。

2.1.3 各栏填写说明

(1) 设备名称和位号

根据设计经理 (设计总负责人) 或工艺专业发表的设备名称和位号表填写。

(2) 容器类型

按反应器、转化器、吸收塔、再生塔、贮罐等填写, 并在括号中注明是立式或卧式等。

(3) 设计压力

按“设备设计压力的确定” (41-A62-87) 确定容器的设计压力。

(4) 最小法兰等级

按容器的试验压力、设计温度和管道等级来选择容器接管的最小法兰等级, 它应等于或低于容器接管口的压力等级。

(5) 接管符号

- a 根据化工工艺专业发表的容器简图 (附有接管口字母符号) 中的符号填写。
- b 由工艺系统专业增加的接管口 (如放空口、排净口等), 由工艺系统专业给字母符号。
- c 如容器简图有修改, 新增加的接管口由容器、化工工艺和工艺系统等专业协商后给出字母符号。取消的接管口的字母符号不再使用。
- d 每个接管口给以不同的符号, 当相同用途有几个接管口时, 可在字母符号后加数码。如 A_1 、 A_2 、 A_3 ……。

如有多个辅助管口可用双字母符号。如 AA、BA、CA……。

- e 容器上的仪表接管口由仪表专业提出, 同时标出接管口符号。

(6) 接管用途

说明接管口的用途,如气体入口、液体出口、放空口等。

(7) 接管型式

所有Dg25和Dg25以上的接管口应采用法兰连接,但以下情况例外:

- a Dg900以上碳钢管接口应与管道直接对焊连接。
- b Dg350和Dg350以上真空管接口应与管道直接对焊连接。
- c Dg350和Dg350以上合金钢管接口应与管道直接对焊连接。
- d 需要装盲板或阀门的接管口应采用法兰。
- e 高压系统如蒸汽或合成气应尽量采用与管道直接对焊连接,以防泄漏。

(8) 接管尺寸

容器接管尺寸由工艺系统专业计算后填写,但工艺简图上规定由化工工艺专业确定尺寸的较大尺寸的管口(按工程规定)除外。

- a 接管口应与管道尺寸相同。但在容器简图上规定用较大尺寸(按工程规定)者除外。
- b 放空、排净、泵出和蒸汽吹出接管口尺寸按所附简图选定。
- c 所有塔顶部气相管应从塔顶引出。放空口可设在塔顶气相管的高点而不设在塔上。
- d 容器内设有可拆卸喷头时,其接管口必须大到足够取出喷头。
- e 钢制容器接管口的最小尺寸一般为Dg25。

(9) 接管压力等级和法兰面

- a 容器接管等级应等于或大于容器铭牌上标注的压力和温度以及试验压力的最小法兰等级。
- b 容器接管等级按容器的设计压力和温度决定,因为这些数值在内部无绝热衬里的设备上要比在管道上的条件更为苛刻。但在内部有绝热衬里容器上的接管口、在管道内部无绝热衬里条件下可按以下准则选定需要的等级和法兰面。

(a) 对内部有绝热衬里的容器有物料流出或流入的接管口等级和法兰面应按容器中的最高操作温度和容器的设计压力选定。

(b) 有物料间断流入容器的接管口等级和法兰面,应按容器的设计压力和下列温度情况设计:

- ① 公称直径Dg65和Dg65以下的管口用340°C或流入介质的温度,两者中取大者。
- ② 公称直径Dg80和Dg80以上的接管口用比容器最高操作温度低120°C温度或流入介质的温度,两者中取大者。

(c) 为简化设计,连接容器接管口的阀门和法兰的等级应与容器管口的等级和法兰面一致,但以下情况除外。

螺纹或承插焊接阀门应用于螺纹、承插焊接和法兰的管接口,如所用配管等级适合,在管口和阀门之间应配相应的接头和一段短管。

(10) 容器接管法兰面类型

- a 按压力等级和物料特性选用法兰面。
- b 接管与阀门法兰面类型一致。
- c 具体选择

(a) 平焊法兰

对于水、蒸气、空气等一般工艺物料可大量采用。适用于温度 $\leq 300^{\circ}\text{C}$,压力 $\geq 2.5\text{Mpa}$ 。

(b) 凹凸面平焊法兰

在有刺激性、易燃、易爆、有毒要求较严的气体、液体管道中采用。适用于温度 $\leq 300^{\circ}\text{C}$,压力 $\leq 2.5\text{Mpa}$ 。

(c) 榫槽面平焊法兰

用于有刺激性、有剧毒、要求密封严格的管道。适用于温度 $\leq 300^{\circ}\text{C}$,压力 $\leq 2.5\text{Mpa}$ 。

(d) 对焊法兰

用于水、蒸汽、空气等一般物料。适用于温度 $350\sim 450^{\circ}\text{C}$,最高可达 600°C ,压力 $\leq 2.5\text{Mpa}$

(e) 凹凸面对焊法兰

适用于温度和压力不高,但为了密封可靠的易燃、易爆、有毒介质的管道。适用条件为温度 $\leq 450^{\circ}\text{C}$,压力 $1.6\sim 6.4\text{Mpa}$ 。对压力不高,温度不大于 300°C ,要求密封较严的情况下也可采用。

(f) 高压用螺纹法兰

用于压力 10Mpa 以上, 32Mpa 以下的工艺管道。适用条件为温度 $\leq 400^{\circ}\text{C}$ 、压力 16 、 22 、 32Mpa

(g) 铝管折边松套法兰

用于有腐蚀性和要求纯净的工艺物料。适用于温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$,压力 $\leq 0.6\text{Mpa}$

(h) 耐酸钢平焊法兰

用于腐蚀性强的管道,用焊环活套钢法兰或管口翻边活动法兰。适用于温度 $\leq 450^{\circ}\text{C}$,压力 $\leq 1.6\text{Mpa}$

(i) 管口翻边活动法兰

用于有严重腐蚀性介质的管道以节约不锈钢。适用温度 $\leq 300^{\circ}\text{C}$,压力 $\leq 0.6\text{Mpa}$

(j) 焊环活动法兰

适用于有腐蚀介质的管道,如潮湿的 CO_2 等以节约不锈钢。适用温度 $\leq 300^{\circ}\text{C}$,压力 $\leq 1.6\text{kPa}$

(k) 榫槽面焊环活动法兰

适用于有刺激性、有剧毒、有腐蚀性的介质,要求密封严格的管道。适用温度 $\leq 300^{\circ}\text{C}$,压力 $\leq 1.6\text{Mpa}$

(11) 管道编号和类别

- a 注明设备上每一接管口的管道编号,按所在的PID上的管道编号填写。如PL-4001。
- b 注明设备上每一接管口的管道材料等级,按所在PID上的管道材料等级填写。如A1F03。
- c 人孔、手孔等检修用接管的编号和类别不包括在内。
- d 仪表接管编号和类别由仪表专业提供。

(12) 附注

说明一些有特殊用途的接管口,如备用接管口以及需要在现场焊接的接管口,并注明型式及要求等。

2.2 换热器接管汇总表

2.2.1 用途

按工程的每个换热器分别填写。供换热器分析和装置布置专业用。

2.2.2 专业关系

(1) 接受条件

- a 化工工艺专业提供的设备简图和数据表。
- b 管道材料控制专业提供的管道材料等级。
- c 换热器分析专业提供的换热器数据表。

(2) 换热器接管汇总表由工艺系统专业在PID A版发表前提出,供换热器分析专业设计用。对制造周期长的高压换热器应提前提出。

2.2.3 各栏填写说明

(1) 设备名称和位号填写方法同容器接管汇总表。

(2) 换热器类型

按套管式、列管式、浮头式、板式、螺旋式换热器等分类填写并在括号中注明是立式或卧式等。

(3) 设计压力

按“设备设计压力的确定”(41—A62—87)确定换热器的设计压力。

(4) 接管符号

a 符号由化工工艺专业提供。

b 工艺系统专业需要增加的接管口由工艺系统专业确定符号。如：

(a) 换热器壳盖上正常接管以外的放空和排净口。

(b) 壳程侧如排除不凝气体的接管口。

(c) 来自液面调节罐的平衡管接管口。

c 仪表接管口符号由仪表专业提供。

d 分析取样口由化工工艺专业提供。

(5) 接管用途

说明每个接管口的主要用途，如气体出、入口，液体出、入口，放空口等。

(6) 接管尺寸

a 换热器接管尺寸由工艺系统专业确定。

b 仪表接管口尺寸由仪表专业确定。

(7) 接管型式

所有Dg50和Dg50以上的接管口均须用法兰连接。但特殊高压系统如蒸汽或合成气最好是接管口直接与管子对焊连接，以防泄漏。

(8) 接管压力等级

根据管道材料控制专业的规定确定。如直接和阀门连接，应根据阀门的压力等级确定接管的压力等级。

(9) 法兰等级和法兰面类型

换热器接管口法兰等级应根据换热器的设计压力和温度来确定。

(a) 邻近需要用铸铁平面法兰的接管口应采用平面法兰。

(b) 除特殊情况外，换热器同一侧的进出接管口应采用相同的等级和法兰面。

(10) 泵关闭压力

根据泵计算表中数据填写

(11) 附注

说明有特殊用途的接管口，如备用接管口及需要在现场焊接的接管口并注明法兰型式及要求等。

2.3 特殊设备接管汇总表

可参照容器接管汇总表填写

2.4 工业炉接管汇总表

可参照容器接管汇总表填写。关于压力等级一栏，除参照“设备设计压力的确定”(41—A62—87)考虑外，如设计温度太高，在不考虑增加衬里和提高材料等级的情况下，需要考虑提高压力等级。

3 附表

工 程 _____		× × × × 化工工程公司		工程号 _____	
地 址 _____		换热器接管汇总表		第 页 共 页	
车间或工段(区) _____					

设备名称		设备位号		类 型	
------	--	------	--	-----	--

设计压力	管 程	壳 程	最大正常 操作温度	管 程	壳 程

换 热 器 接 管 数 据							泵关闭 压 力	附 注	修 改 版 次
符号	用途	接管 型式	尺寸	压力等级	法兰面类型				
管 程									
壳 程									

版次或修改	版 次								
	日 期								
	编 制								
	校 核								
	审 核								



中国化工勘察设计协会

设备设计压力的确定

设计手册

41—A62—87

第 1 页 共 6 页

1 工艺系统专业设计人确定设备设计压力的职责范围

1.1 工艺系统专业设计人负责确定容器、塔系统、换热器的设计压力，并向设备专业提供其它设备，如泵，压缩机以及规定由设备专业确定的设备设计压力的有关资料。

1.2 工艺系统专业设计人用于确定设计压力依据的最大工作压力由化工工艺专业设计人提供，但对一般操作系统设计压力的确定，工艺系统专业设计人应考虑其附加条件（如系统压力变化情况）。

1.3 工艺系统专业设计人不确定设备的设计温度，但须配合化工工艺专业设计人提出最高或最低操作温度，以便设备各专业确定设备的设计温度。

1.4 工艺系统专业设计人确定设备设计压力首先应满足安全操作的需要，并尽可能经济。

1.5 工艺系统专业设计人对如下特殊情况的设备设计压力的确定应会同化工工艺专业负责人、工艺系统专业负责人和主任工程师根据具体情况，按特殊设计压力原则确定其设计压力。

1.5.1 剧毒物质的排放受到环境限制或直接影响到人身和环境安全的情况。

1.5.2 某些场合，如有石蜡沥青的混合物或浆液会在安全装置和排放系统中固化，特别是水或其它物质可能冻结，使排出系统堵塞的情况。

1.5.3 某些流体昂贵，需减少排放损失的情况。

1.5.4 由于化学反应因素而可能引起操作压力急剧上升的情况（除必须有泄压保护外），也应按特殊设计压力原则确定其设计压力。

1.6 系统设计人应注意，属于下列情况之一的容器必须装设安全阀（或爆破片）和压力指示仪表：

1.6.1 在生产中可能因物料的化学反应使其内压增加的容器；

1.6.2 盛装液化气的容器；

1.6.3 压力来源处没有安全阀和压力表的容器；

1.6.4 最高工作压力小于压力来源处的压力容器；

1.6.5 由于生产工作介质粘性大、腐蚀、有毒等原因，安全阀不可靠时，应装设爆破片代替安全阀，或采用爆破片与安全阀重叠式结构。

2 本规定适用范围

2.1 本规定中压力容器设计压力确定，仅适用于以下范围的压力容器的设计：

2.1.1 35Mpa (350kgf/cm^2) \geq 设计压力 $\geq 0.1\text{Mpa}$ (1kgf/cm^2)

2.1.2 真空度高于 2kpa (200mmHg)

2.2 本规定中常压容器设计压力确定，仅适用于以下范围的容器的设计：

2.2.1 设计压力低于 0.1Mpa (1kgf/cm^2)

2.2.2 真空度低于或等于 2kpa (200mmHg)

2.3 本规定不适用于下列各类容器：

2.3.1 直接火加热的容器；

2.3.2 经常搬运的容器；

2.3.3 受幅射作用的容器；

3 有关术语

3.1 最大工作压力：系指容器顶部在正常工作过程中可能产生的最高表压力。

3.2 设计压力：系指在相应设计温度下用以确定容器壳壁计算厚度及其元件尺寸的压力，设计压力有标准设计压力和特殊设计压力。

3.2.1 标准设计压力：即按标准设计原则（设备、安全装置和排放系统总费用最少）确定的设计所采用的最低而实用的设计压力。一般应略高于或等于设备最大工作压力。

（1）在有安全泄放装置的系统中，设备标准设计压力等于设备最大工作压力加上安全装置所需防泄漏裕量。

（2）在不需要设置安全泄放装置的系统中，设备标准设计压力应等于最大工作压力。

3.2.2 特殊设计压力：相对于标准设计压力而言，用于有特殊要求的设备（如1.5条所讲情况）所需较标准设计压力更高的设计压力。此设计压力应由工艺系统专业设计人会同化工工艺专业负责人，工艺系统专业负责人和主任工程师根据具体情况确定。在安全泄放系统中设备特殊设计压力高于非火不正常情况下预期达到的最高工作压力（安全装置仅作火灾保护设备）。

3.3 安全阀整定压力：安全阀设定的开启压力（即安全阀起跳压力）。

3.4 安全泄放装置防泄漏裕量：安全装置整定压力必须高于被保护设备的最大工作压力，因为安全阀有可能泄漏，而安全阀泄漏量随着工作压力和整定压力间压差的减小而增加，因此安全阀整定压力与设备工作压力之间必须有足够的压差裕量以防泄漏，该裕量即为安全阀防泄漏裕量。

3.5 常压容器：符合2.2条和2.3条规定的容器。

3.6 压力容器：符合2.1条和2.3条规定的容器。

4 设备设计压力的确定

4.1 常压容器：

标准设计压力 = 最大工作压力

4.2 压力容器：

4.2.1 单独有安全泄放装置的容器：

最大工作压力 Mpa (kgf/cm²)

$P_0 \leq 1.8$ (18)

1.8 (18) $< P_0 \leq 4.0$ (40)

4.0 (40) $< P_0 \leq 8.0$ (80)

$P_0 > 8.0$ (80)

标准设计压力 Mpa (kgf/cm²)

$P = P_0 + 0.18$ (1.8)

$P = 1.1P_0$

$P = P_0 + 0.4$ (4)

$P = 1.05P_0$

4.2.2 仅在工艺系统中有安全泄放装置（单个容器不再装设）时。

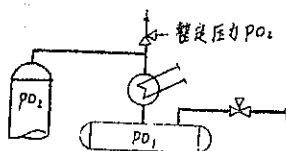
（1）安全装置上游设备标准设计压力 = 安全泄放装置整定压力 + 设备至安全泄放装置的压力降。

（2）安全泄放装置下游设备标准设计压力 = 安全泄放装置整定压力。

注：以上标准设计压力如有静液柱的影响也应计入，如以下情况：

a 对于位于一系列设备之前的一个泄压阀，各个设备的设计压力应把液体静压头考虑进去。

如图：调节阀无流动，即无压力降。



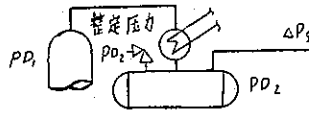
调节阀关闭：无流动即无 ΔP_F （压力降）

ΔP_S ：静压头

$$PD_1 = PD_2 + \Delta P_S$$

b、对于位于一系列设备后的一个泄压阀，没有带插入的切断阀，设备设计压力应该反映泄压阀整定压力、液体静压头以及在假定设计流量和结垢条件下管线和设备压力损失。

$$PD_1 = PD_2 + (\Delta P_F)_{\text{最大}} + \Delta P_s$$



ΔP_F : 压力损失

ΔP_s : 静压头

4.2.3 不需设置安全泄放装置的压力容器:

标准设计压力 = 最大工作压力

4.2.4 盛装液化气容器: (液化气容器必须有泄压保护装置)

标准设计压力按4.2.1条确定, 但液化气容器最大工作压力应按以下原则确定:

(1) 盛装临界温度高于50℃的液化气体的容器, 如有可靠的保冷措施, 其最大工作压力应为所盛装气体在可能达到的最高工作温度下的饱和蒸气压力; 如无保冷措施, 其最高工作压力不得低于50℃时的饱和蒸气压力。

(2) 盛装临界温度低于50℃的液化气体的容器, 如有可靠的保冷措施, 并能确保低温贮存的, 其最大工作压力不得低于试验实测的最高温度下的饱和蒸气压力; 没有试验实测数据或没有保冷措施的容器, 其最高工作压力不得低于在规定的最大充装量时所装介质50℃时的气体压力。

(3) 盛装混合液化石油气的容器, 其50℃时的饱和蒸气压力低于异丁烷在50℃时的饱和蒸气压力时, 取50℃时异丁烷的饱和蒸气压力为最高工作压力; 如高于50℃时异丁烷的饱和蒸气压力时, 取50℃时丙烷的饱和蒸气压力为最大工作压力; 如高于50℃时丙烷的饱和蒸气压力时, 取50℃时丙烯的饱和蒸气压力为最大工作压力。

4.2.5 盛装易燃易爆介质的容器:

盛装易燃易爆介质容器的设计压力应根据介质特性, 爆破前的瞬时压力, 爆破片的爆破压力, 以及爆破片的排放面积与容器中气相容积之比等因素作特殊考虑。

标准设计压力 = 爆破片爆破压力 + 爆破片制造厂推荐裕量或0.18Mpa (1.8kgf/cm²) 两者中取大值。

注: 爆破片爆破压力应小于容器设计压力并应有一定的裕量, 且应大于最大工作压力。因为太接近爆破压力操作, 由于材料强度的衰退会过早地爆破, 不同类型爆破片需要的裕量变化很大, 选用时应与爆破片供应厂(商)研究决定所需裕量。

4.2.6 真空容器: (真空容器按外压容器设计)

(1) 有安全控制装置的真空容器:

标准设计压力 = 1.25倍最大内外压差或0.1Mpa (1kgf/cm²) (外压), 两者中取较小者。

(2) 无安全控制装置的真空容器:

标准设计压力 = 0.1Mpa (1kgf/cm²) (外压)

注: a、对有夹套的真空容器应按上述原则再加夹套内压力。

b、以上真空设计仅指正常操作中真空设备, 但对于因不正常操作引起的真空, 导致空气进入系统有危险的情况, 则系统设计应按可能产生真空设计。在填写设计压力时说明, 便于设备设计时按两

种强度设计(且应特别说明法兰和其他开孔设计中防泄漏的具体要求)。

c、压力容器同时受内外压力作用的元件(如夹套和换热器类容器)除能保证内、外层同时升降压者可按压差设计外,其它情况应按分别接受内、外压情况提出设计压力。

4.3 位于泵环路中容器设计压力的确定:

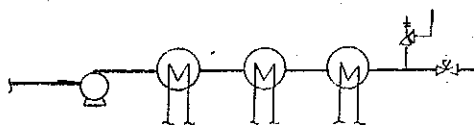
位于泵环路中的容器,设计压力计算应考虑泵吸入端压力变化对泵出口压力的影响,除非该容器压力受其它方面的直接限制。泵的最大吸入压力应该是吸入口外接容器的设计压力加上最大液体静压头。

4.3.1 一般位于离心泵环路中满流设备压力确定:

标准设计压力 \geq 最大工作压力 $+0.07\text{Mpa}$ (0.7kgf/cm^2),但下列情况例外:

(1) 离心泵下游的满流容器下游装有一节流阀门:其设计压力不低于泵出口关闭压力。

如图所示:在离心泵排出管线上装有换热器,而且在换热器下游装有调节阀(或切断阀)和安全阀,设计压力的确定如下:



a 如采用泄压保护只是为了火灾情况,换热器设计压力应等于泵出口关闭压力,该泄压安全阀按定义是一个补充阀,它的整定压力应该是设计压力的1.1倍。标准设计压力=泵出口关闭压力。

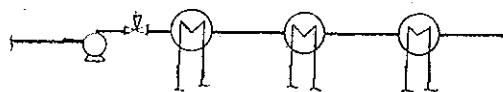
b 当泄压安全阀的保护是为了除火灾情况以外的其他情况,上述换热器的设计压力应是能防止流体通过泄压安全阀泄漏的压力。

c 当不用泄压安全阀时,设计压力应等于泵的出口关闭压力。

即标准设计压力=泵出口关闭压力

(2) 如下图所示,在离心泵出口装设换热器,并在换热器上游有调节阀而在下游无阀,换热器的设计压力是泵的最大工作压力减去预计压力降(压力降应以正常流量为准):

标准设计压力=泵的工作压力-压力降



注:在泵环路中应查明换热器是否有堵塞的可能性,如有可能则设计压力应增加到最大系统压力。

4.3.2 位于往复泵排出管线中的设备设计压力确定:

位于往复泵排出管线中的设备设计压力是根据系统型式来考虑,在所有情况下,对于满流系统,即使在泵处装有缓冲器,剩余脉冲也不能全部消除,确定的设计压力应能容纳此剩余脉冲,以避免系统中任何泄压阀的泄漏。设计压力按如下确定:

(1) 对于一台有一个或两个缸的泵,在出口管上装一个缓冲器。在泵排出系统中满流设备上任何泄压阀的设定,应至少比最大工作压力高20%,而且此设备的设计压力应与此相适应。即:

标准设计压力=1.2倍最大工作压力或最大工作压力 $+0.07\text{Mpa}$ (0.7kgf/cm^2) 两者中取较大值。

(2) 对于一台有三个或更多个缸的泵,在出口管上装一个缓冲器。在泵排出系统中满流设备的设

计压力，应比最大工作压力高15%，即：

标准设计压力=1.15倍最大工作压力或最大工作压力+0.07Mpa(0.7kgf/cm²)两者中取较大值。

4.4 压缩机系统中设备设计压力的确定：

4.4.1 系统中安全阀下游所有设备设计压力：

标准设计压力=安全阀整定压力

4.4.2 系统中安全阀上游设备设计压力：

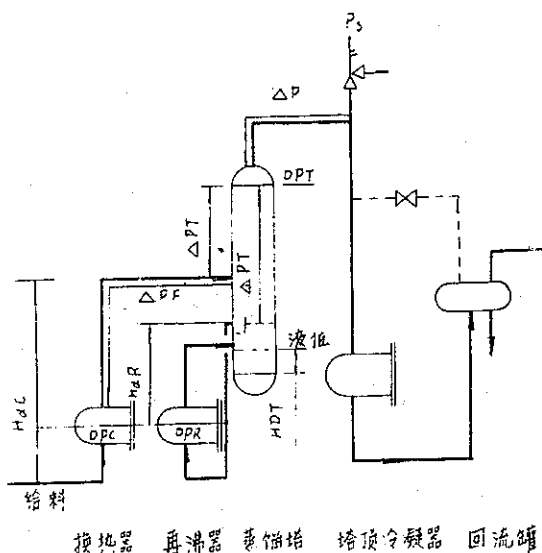
标准设计压力=安全阀的整定压力+设备与安全阀间的最大正常流量的时压力降。

4.5 塔系统设备设计压力的确定：

塔亦属于容器类设备，其设计压力按前所述及的容器设计压力确定原则确定。

但工艺系统专业设计人在确定塔系统中设备设计压力时则应考虑其塔内压力降(ΔP_T)和液柱(HDT)等因素。

如下图：塔系统典型图



上图塔的设计压力用 DP_T 表示，指塔顶切线处的设计压力，则上图各设备设计压力如下：

塔底切线处计算压力= $DP_T + \Delta P_T + HD_T$

安全阀整定压力 $P_s = DP_T - \Delta P$

再沸器的设计压力 $DPR = DP_T + \Delta P_T + HdR$

塔顶冷凝器和回流罐的设计压力= DP_T 或按5.4条确定。

但当有火灾危险时，会有大量蒸汽从回流罐通过冷凝器流到安全阀，使冷凝器和回流罐的压力上升，因此必须提高这两个设备的设计压力或增加一条带止逆阀的由回流罐到安全阀的旁路，如图中虚线所示。此法比加大回流罐设计压力更合理一些。

换热器的设计压力 $DPC = DP_T + HdC + \Delta P_F + \Delta P_T$

式中： HdC ——换热器中心线到进塔接管口液注

ΔP_F ——换热器到塔连接管口摩擦压力降

ΔP_T ——塔顶到进塔接管口之间的摩擦压力降

必要时要根据火灾危险条件或列管断裂条件来确定换热器设计压力。

5 系统中设备最高工作压力的确定

5.1 离心泵系统设备最高工作压力的确定：

5.1.1 用来确定泵的输出侧调节阀上游设备设计压力的最大工作压力应按下述原则确定：

(1) 如吸入口外接容器的设计压力等于标准设计压力, 则泵的輸出侧最大工作压力等于吸入容器设计压力加泵出口关闭时的压差加(或减)最大吸入静压头(按最高液位计算)。即:

泵輸出侧(调节阀上游)最大工作压力=吸入侧容器设计压力+出口关闭时压差(ΔP)+吸入静压头

(2) 如吸入容器的设计压力定得高于标准设计压力, 则须与工艺系统专业负责人商议确定泵輸出最大工作压力, 因在吸入侧加的余量会影响泵的輸出侧。

如果泵出口关闭和吸入口外接容器的设计压力定得高于标准设计压力, 两种压力同时发生, 则认为有双倍的危险, 但一般不会有这种情况发生。

5.1.2 泵輸出侧调节阀下游的设备最大工作压力应是工艺给定的最大工作压力。

5.2 容积式泵系统中设备最高工作压力的确定:

容积式泵和离心泵不同, 泵的輸出压力只受壳体强度和驱动机的力矩限制, 因此对容积式泵通常不用出口“关闭压力”一词, 而用“停止压力”(即使驱动机停止运转所需差压)。

泵的“停止压力”通常比它的正常操作压力高得多, 因为这一特性, 容积式泵輸出管线上的设备通常不宜按停止压力设计, 因此容积式泵輸出管线上设备最大工作压力应是工艺提出的最大工作压力或安全泄放装置的整定压力。

5.3 冷冻系统最大工作压力的确定:

化工工艺专业通常提供冷冻系统在操作过程中预期达到的最大工作压力和温度。但对冷冻系统, 常常会有计划停车和非计划停车。在这些停车过程中, 高压侧的压力将可能低于工艺规定的最大工作压力, 低压侧的压力将高于工艺规定的最大工作压力, 系统中的压力变成前后相等, 这时的压力叫做“停车压力”。

为了避免冷冻剂从冷冻系统的低压侧损失。低压侧的最大工作压力通常建立在停车压力之上, 并要适当高于停车压力, 而不是工艺规定的最大工作压力, 使其在系统低压侧安全装置开启之前留有适当的时间, 在停车压力上应加的余量取决于系统停车期间输入系统的热量和冷冻剂的热力学性质。

低压侧最大工作压力可用最高预期环境温度 50°C 下冷冻剂平衡压力。用平衡数值作为最大工作压力, 可使系统在长期停车时不会损失冷冻剂, 冷冻系统高压侧的最大工作压力是化工工艺专业规定的数值, 此值可能高于“停车压力”和冷冻剂的“平衡压力”(若低于平衡压力, 应采用与低压侧相等的数值)。

“停车压力”的计算是按在等焓条件下以高压侧到低压侧节流过程考虑。在冷冻系统停车期间会有外热传入, 因此“停车压力”分两部份计算:

第一部份是冷冻系统内冷冻剂按膨胀和蒸发至一定条件的初期停车压力。

第二部份要考虑在停车期间传热而引起压力上升。

5.4 冷凝系统(蒸汽表面冷凝器和塔顶冷凝器)设计压力的确定:


除按上述各节确定设备设计压力之外, 尚应考虑以下两点:

(1) 当冷凝系统关闭后发生全凝而产生的真空状态。此时设计压力中应增加 $0.1\text{Mpa}(1\text{kgf/cm}^2)$ 外压一项。

(2) 当按上述各条确定的设备设计压力小于 $0.2\text{Mpa}(2\text{kgf/cm}^2)$ 时, 设计压力按 $0.2\text{Mpa}(2\text{kgf/cm}^2)$ 及 $0.1\text{Mpa}(1\text{kgf/cm}^2)$ 外压两项考虑。

5.5 停车时用惰性气体保护的系统设计压力的确定:

无论惰性气体管线上有无减压阀和截止阀, 在有安全阀的系统按4.2.1条4.2.2条确定。在无安全阀的系统采用惰性气体源的最大工作压力(因系统在停车关闭时, 惰性气体会通过阀门的微小渗漏, 最终使系统压力达到气源压力)或系统正常操作时最大工作压力两者中的较大值为设计压力。

 中国化工勘察设计协会	管 壁 厚 度 数 据 表 编 制 说 明		设 计 手 册
			41—A65—87
			第 1 页 共 3 页

1 用 途

管壁厚度数据表是按管道材料控制专业的管道壁厚表中所规定需要计算的管子壁厚的数据表。提供管道机械专业计算管壁厚度以及管道材料控制专业最终确定管壁厚度用。

2 与其它专业的关系

2.1 接收条件

2.1.1 PID A版

2.1.2 管道材料设计规定

2.1.3 管道壁厚表

2.1.4 材料备忘录

2.2 提出条件

提出需要计算的管道的最高操作温度，最大操作压力，事故状态下的温度与压力及事故类型。

2.3 条件往返关系

在管壁厚度数据表（原件）中把有关工艺系统专业要填写的内容填入表（原件）中的“工艺系统”栏内后，发送给管道机械专业进行管壁厚度计算。由管道机械专业把管道材料、计算所采用的主要数据、计算结果（最小壁厚）等填入表（原件）中的“管道机械”栏内。然后将表（原件）送交管道材料控制专业以确定采用的管壁厚度。最后将数据表原件返还给工艺系统专业，由工艺系统专业复制后将数据表的复制件发送给管道机械与管道材料控制专业。

3 编制时间

工艺系统专业在PID A版发表后提出管壁厚度数据表（原件）。

4 编制步骤及说明

4.1 在PID A版上标注了管道的有关内容后，即可将所需计算的管道的编号、尺寸、类别、流体介质和流体流向（起止）等填入表（原件）中的“工艺系统”栏内。

4.2 温度与压力的填写

4.2.1 表内设计条件项中的“最大”是指该管道（按每一管道号考虑）的最高操作温度与最大操作压力。

4.2.2 表内设计条件项中的“事故”是指该管道（按每一管道号考虑）的事故状态下的温度与压力。

4.2.3 事故类型或非正常操作

分 I、II 两种类型：

I 类：每次事故不超过10小时，
每年不超过100小时。

Ⅱ类：每次事故不超过50小时，
每年不超过500小时。

4.3 表（原件）中“工艺系统”栏在编制、校核并签字后，连同图纸资料发送单一并发送管道机械专业供计算管壁厚度用。

附：管壁厚度数据表

工 程 _____
 地 址 _____
 车间或工段(区) _____

××××化工工程公司

工程号 _____
 位 号 _____

爆 破 板 计 算 表

第 页 共 页

工 艺 系 统

管 道 机 械

爆破板面积计算

爆破板厚度计算

版 次 或 修 改	版 次						
	日 期						
	编 制						
	校 核						
	审 核	工 艺 系 统			管 道 机 械		

工 程 址
地 址
车间或工段(区)


×××××化工工程公司

工程号

安全阀面积计算表

第 页 共 页

版 次	版 次	版 次	版 次	版 次	版 次	版 次	版 次
日 期	日 期	日 期	日 期	日 期	日 期	日 期	日 期
编 制	编 制	编 制	编 制	编 制	编 制	编 制	编 制
校 核	校 核	校 核	校 核	校 核	校 核	校 核	校 核
审 核	审 核	审 核	审 核	审 核	审 核	审 核	审 核

 中国化工勘察设计协会	安全阀反力计算表编制说明	设计手册	
		41—A68—87	
		第 1 页	共 2 页

1 用 途

供管道机械专业计算、设计支架用。

2 与其它专业的关系

2.1 具备条件

2.1.1 PID 1A版

2.1.2 安全阀采购数据表

2.2 提出条件

将数据表提供管道机械专业作支架设计。

3 编制时间

在PID 1A版后编制并完成

4 编制步骤及说明

4.1 根据PID1 A版把安全阀编号、安全阀所在管道及管道仪表流程图图号填入表中。

4.2 反力计算

对气体或蒸汽用下式计算

$$F = \frac{W \sqrt{\frac{KT}{(K+1)M}}}{27.8}$$

式中： F ——气体或蒸汽流过时，在阀出口中心线处的水平反力，N；
 W ——气体或蒸汽的流量，kg/h；
 K ——绝热指数， C_p/C_v ；
 M ——气体或蒸汽的分子量；
 T ——进口条件下的绝对温度，K。

用 户: _____
 地 址: _____
 车 间: _____

× × × × 化工工程公司

安全阀反力计算表

工程号 _____
 位 号 _____
 第 页 共 页

版次或修改	版 次														
	日 期														
	编 制														
	校 核														

工 程 _____
地 址 _____
车间或工段(区) _____

× × × × 化工工程公司

安全阀采购数据表

工程号 _____
询价号 _____
制造厂 _____
采用规定 _____
第 页 共 页

序 号	1	2	3	4	5
安全阀编号					
安全阀型号					
需要数量					
安装位置					
流体介质					
起跳(整定或排放)压力 Mpa;					
初始背压 Mpa					
操作温度 °C					
安全阀尺寸					
阀座喉部直径 mm					
入 口	法 兰 面				
	压 力 等 级				
出 口	法 兰 面				
	压 力 等 级				
阀门材料	阀 体				
	阀 芯				
备 注:					
版次或修改	版 次				
	日 期				
	编 制				
	校 核				
	审 核				

工 程 _____

地 址 _____

车间或工段(区) _____

××××化工工程公司

疏水器采购数据表

采用规定
第 页 共 页

序 号	1	2	3	4	5
疏水器编号					
制造厂型号					
需要数量					
安装位置					
冷凝液负荷 kg/h					
安全系数					
连续流量 冷凝液负荷×安全系数 kg/h					
入口压力	最 大				
Mpa	最 小				
压 差	最 大				
Mpa	最 小				
饱和温度 °C					
疏 水 器	孔 径				
	压力等级				
壳体材料					
疏水器接管	尺 寸				
	压力等级				
	法 兰				
备 注:					
版次或修改	版 次				
	日 期				
	编 制				
	校 核				
	审 核				

用 户 _____
地 址 _____
车 间 _____

××××化工工程公司
爆 破 板 采 购 据 数 表

工程号 _____
询价号 _____
制造厂 _____
采用规定
第 页 共 页

序 号	1	2	3				
爆破板编号							
型号 (产品)							
数 量							
爆破板	厚 度 mm						
	夹盘直径 mm						
安 装 位 置							
爆 破 压 力							
爆 破 板 材 质							
用 途							
说 明 或 要 求							
备 注:							
版次或修改	版 次						
	日 期						
	编 制						
	校 核						
	审 核						

工 程 _____

××××化工工程公司

工程号 _____

地 址 _____

车间或工段(区) _____

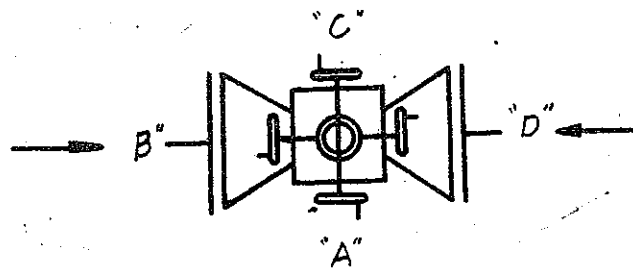
电动阀和活塞式操作阀数据表

第 页 共 页

序 号							
一般特性	阀门编号						
	阀门型式						
	阀门尺寸 Dg mm						
	阀门压力等级						
	阀门端面型式						
	密封介质和螺纹尺寸						
材料	阀体和阀盖						
	阀 芯						
用途	设计压力 Mpa						
	设计温度 °C						
	流体介质						
动力源	空气	类型和规格 (A)					
		压 力 Mpa					
	电	类型和规格 (A)					
		电压					
		相					
		频率					
	液	类型和规格 (A)					
		缸的设计压力 Mpa					
		缸的操作压力 Mpa					
	压						
		阀关闭时间					
		手轮方位 (B)					
		微 调					
最大压差 ΔP Mpa							
备	管道仪表流程图号						
	管道编号						
	管道规格						
注							

(A) 类型和规格由供货者填写。

(B)



版次或修改	版 目	次 期							
	编 制								
	校 核								
	审 核								



中国化工勘察设计协会

特殊管件数据表编制说明

设计手册

41—A76—87

第 1 页共 6 页

1 特殊管件数据表种类

1.1 特殊管件数据表 (一)

1.2 特殊管件数据表 (二)

1.3 特殊管件数据表 (三)

2 特殊管件数据表用途及编制时间

2.1 特殊管件范围

特殊管件一般包括特殊的阀门、过滤器、限流孔板、视镜、事故淋浴、洗眼器、安全阀、爆破板、消音器等。

2.2 用途

供管道材料控制专业作询价书用。

2.3 专业条件关系

2.3.1 接受条件

(1) 由化工工艺专业提供比重、分子量、膨胀系数、粘度、最大正常操作压力和温度等。

(2) 制造厂、型号由管道材料控制专业提供。

(3) 管道材料控制专业提供“施工材料备忘录”、“管道材料等级表”及“管道分类索引”。

2.3.2 提出条件

(1) 如为定型管件, 则由工艺系统专业提给管道材料控制专业。

(2) 如属非定型管件, 则由工艺系统专业提出草图, 交特殊设备专业设计制造图, 然后由工艺系统专业将特殊管件数据表及特殊设备专业所设计的制造图一并交管道材料控制专业。

2.4 编制时间

在PID 1版前提出特殊管件数据表。

3 特殊管件数据表 (一) 使用说明

3.1 名称

由工艺系统专业将特殊阀门、过滤器、视镜、爆破板、洗眼器等名称填入。

3.2 数量

由工艺系统专业根据PID中所需要的数量填写。

3.3 位号或标签号

由工艺系统专业按规定依次编号填写。

3.4 安装位置

填写该特殊管件安装在那个设备、那条管道上。

3.5 用途

3.5.1 用途

填写该特殊管件用于什么地方, 作何用途。

3.5.2 流量、介质名称、比重、分子量、膨胀系数、低温下粘度、最大正常操作压力、最高操作温度, 可在化工工艺专业提供的物料平衡表中查出, 由工艺系统专业填写。对洗眼器、爆破板等可适当

简化填写项目。

3.5.3 泵关闭压力

由泵的制造厂提供,或按照泵的计算表填写。

3.6 尺寸

填写该管件的尺寸,如 $\phi 800$ 蝶阀、过滤器、过滤网规格等。

3.7 型号

由工艺系统专业根据制造厂样本或报价书填写。

3.8 端面连接

3.8.1 类别

由工艺系统专业填写特殊管件的压力等级。

3.8.2 法兰面

根据压力等级及物料特性选择法兰面型式,如平面法兰、凹凸面法兰、榫槽面法兰等。

3.9 材料(壳体和内件)

根据“施工材料及管道材料等级分类”选用。

3.10 备注

3.10.1 填写需要向卖方提出的要求。

3.10.2 其它需要说明的地方,如比较大的蝶阀可以注明用齿轮传动或需要特殊注明的材质要求等。

3.10.3 可以在此栏内画草图加以说明。

4 特殊管件数据表(二)使用说明

特殊管件数据表(二)中的项目与特殊管件数据表(一)的项目内容及填写方法基本一样,只是特殊管件数据表(二)中的说明或要求一项一般应填写法兰面型式,壳体和内件的材料等。

5 特殊管件数据表(三)使用说明

特殊管件数据表(三)的作用有二

5.1 不需要填写特殊管件数据表(一)(二)中的项目或内容较多则可填写特殊管件数据表(三),如消音器等项目的填写就是使用此表的一例。

填写内容为:消音器编号、消音器使用地点、气体条件(包括:气体量、温度、上升气流压力、排放经过阀门的尺寸等),操作条件及进口连接尺寸等。

5.2 特殊管件数据表(三)有时作为特殊管件数据表(一)、(二)所填项目的附图使用。

注:

(1) 特殊管件数据表(一)一般用于特殊阀门、过滤器等表的填写。

(2) 特殊管件数据表(二)一般用于爆破板、过滤器、安全淋浴、洗眼器、阀门等。

(3) 特殊管件数据表(三)一般用于消音器等需要作详细说明和内容较多之处。

附:

(1) 特殊管件数据表(一)填写示例

(2) 特殊管件数据表(二)填写示例

(3) 特殊管件数据表(三)填写示例

特殊管件数据表 (一)

用户 _____

地址 _____

车间 _____

工程号 _____

位 号 _____

制造厂 _____

采用规定 _____

第 页 共 页

名 称 Y型过滤

数量 2 个

位号或标签号 SP—9 A/B

安装位置 高压氨基甲酸铵泵输入端

用途

用途 液体氨基甲酸铵过滤之用

流量 $42 \cdot 3 \text{ m}^3/\text{h}$

介质名称 氨基甲酸铵

比重 $1 \cdot 25$ 膨胀系数 $1 \cdot 0$ 分子量 $22 \cdot 4$ 低温下粘度 $2 \cdot 2$ 最大操作压力 (事故压力) $15.7 (19.0) \text{ Mpa} [157 (190) \text{ kgf/cm}^2 \text{G}]$ 最高操作温度 (事故温度) $95 (110) ^\circ\text{C}$ 泵关闭的压力 $17.3 \text{ Mpa} (173 \text{ kgf/cm}^2)$

制造厂

尺寸 金属丝过滤网 用大约 $1 \cdot 5 \text{ mm}$ 网孔的方格, 丝径约 $0 \cdot 45 \text{ mm}$

型号 自由面积: 大约为泵接管内横截面的 4 倍

端面连接 等级 Pg 22Mpa 法兰面 透镜面

材料

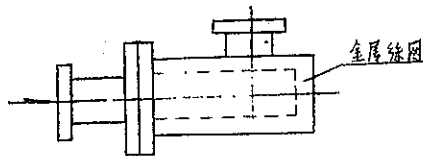
壳体 不锈钢

内件 不锈钢

备注:

- 1、不允许用铜和铜合金
- 2、过滤器必须用整体材

料加工。



改修或次版	版	次						
	目	期						
	编	制						
	校	核						
	审	核						

特殊管件数据表 (二)

用户 _____

地址 _____

车间 _____

工程号 _____

询价号 _____

制造厂 _____

采用规定 _____

第 页 共 页

名 称 爆破板

数 量 1 个

位号或标签号 SP-207

安装位置 A-3014-50-1P1

用 途

冲洗空气系统

介质: 湿空气

爆破压力: $(10.55\text{kgf/cm}^2)1.055\text{ Mpa}$ 最小操作压力: $(9.5\text{kgf/cm}^2)0.95\text{ Mpa}$ 介质的最高操作温度 (空气) 38°C

制造厂

尺 寸 Dg50

型号 (产品) "B" 型硬金属爆破板

爆破板材料: 铝

端面连接 Pg1.0 Mpa

法兰面 平面

说明或要求

备 注

版次或修改	版	次						
	日	期						
	编	制						
	校	核						
	审	核						

特殊管件数据表 (三)

用户 _____

地址 _____

车间 _____

工程号 _____

位 号 _____

制造厂 _____

采用规定 _____

第 页 共 页

名称: 消音器

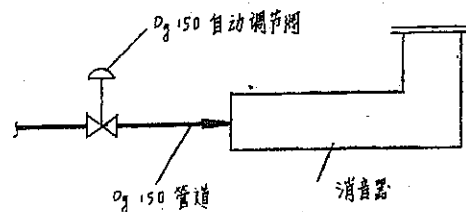
分类号或标签号: SP—7 8

数量: 1 个

用途: 中压蒸汽总管放空噪音控制

蒸汽条件: 蒸汽温度 320°C , 流量为 90700 kg/h , 分子量 = 18通过一个 $Dg 150$ 自动调节阀放空, 阀前压力为 3.83Mpa ($38.3\text{ kgf/cm}^2\text{G}$)。操作条件: 蒸汽排放到大气每年大约有 6 次, 每次持续时间约 1 个星期, 消音器应能满足上述条件, 通过消音器的压力降不超过 0.035Mpa (0.35 kgf/cm^2)。进口管: $Dg 150$

安装简图



设计说明:

- 1 消音器设计为卧式: 如上图所示
- 2 消音器承受风压为 600Pa (60 kgf/m^2)
- 3 壳体和排出封头壁厚不小于 6 mm 。
- 4 设计条件下排出流速不大于 80 m/s 。
- 5 消音器排出封头开孔面积不超过封头总面积的 50% 。
- 6 消音器应有安装支座和自流排污接管口。
- 7 不允许使用铜和含铜合金材料。
- 8 所有吸音材料应采用不锈钢。

声学数据:

- 1、在离地面上 1.5 m 和以消音器为中心水平距离 9 m 处测出的噪声水平应不超过下列数值。

频 率	赫兹 [Hz]	分贝 [dB (A)]
20~75		105
75~150		98
150~300		93
300~600		91
600~1200		91
1200~2400		91
2400~4800		91
4800~10000		91


- 2 为了设计消音器, 给出在不放空时, 该处噪声水平数值:

频 率	赫兹 [Hz]	分贝 [dB (A)]
20—75		92
75—150		90
150—300		88
300—600		86
600—1200		87
1200—2400		88
2400—4800		87
4800—10000		86

- 3 第2部份的噪声水平和消去后的放空噪声水平的总和应不超过第一部份所示的测出数值。

- 4 如果在测定点测出的数值等于或低于上述值, 则这个消音器才算合格。其它, 制造者要供应3套制造图。

版次或修改	版 次						
	日 期						
	编 制						
	校 核						
	审 核						

	管道仪表流程图绘制规定	设计手册	
		41—A82—87	
		第 1 页	共 28 页

中国化工勘察设计协会

1 概述

1.1 管道仪表流程图，是用图示的方法把化工工艺装置所必须的全部设备、仪表、管道、阀门及管件，按功能，经安全和经济分析表示出来，它不仅是设计、施工的依据，而且对今后的操作、运行及检修也是不可缺少的指南。因此绘制好管道仪表流程图非常关键，必须统一规格。当有标准工艺系统绘图模板时，应采用模板绘制。

1.2 管道仪表流程图在设计过程中是逐步加深和完善的，它分阶段和版次分别发表。本规定所指的管道仪表流程图的主要内容是对施工版而言，其各版具体内容和深度按“各版管道仪表流程图和管道命名表的内容和深度”（41—A32—87）的规定。

1.3 管道仪表流程图分为三类：

(1) 工艺管道仪表流程图：是以工艺管道为主体的仪表流程图。

(2) 辅助管道仪表流程图：包括工厂空气、仪表空气、加热用燃料气或燃料油、非工艺用氮、润滑油、系统放空、化学污水等。

(3) 公用系统管道仪表流程图：包括蒸汽、蒸汽冷凝水：直流水、循环上水、循环回水、软水、脱盐水、冷冻水等。

1.4 本规定是以装置的工序（或相当于工序的区域）为基础编制的。

2 管道仪表流程图通用绘制规定

本部分对三类管道仪表流程图均适用。

2.1 图面要求

2.1.1 图纸规格：一般应采用 1 号标准尺寸图纸，也可用 0 号和 2 号标准尺寸图纸，但同一装置只能使用一种尺寸的图纸。不允许加长。

2.1.2 线条要求：所有线条要清晰光洁、均匀。线与线间要有适当的间隔；平行线之间的间隔要大于 1.5mm，以防缩微复制时分不清或者重叠。在一张管道仪表流程图上，同一类的线条宽度应是一致的。一根线条的宽度在任何情况下，都不应小于 0.3mm

管道仪表流程图上的线条宽度按下表规定。

表 1

图 纸 类 别	线 条 宽 度 mm		
	0.9~1.5	0.6~0.7 (常用 0.7)	0.3~0.5 (常用 0.5)
工艺管道仪表流程图	工艺物料管道	其他管道	其他 (如设备、管件、阀门等)
辅助管道仪表流程图	辅助管道	其他管道	其他 (如设备、管件、阀门等)
公用系统管道仪表流程图	公用系统管道	其他管道	其他 (如设备、管件、阀门等)

2.1.3 字体要求：图纸上各种字体要求匀称、工整，并尽可能采用工程字。所有的数字及字母高度不小于 3 mm，字或字母之间要留适当间隔，使之清晰可见。

2.2. 设备的表示方法

2.2.1 绘出全部和工艺生产有关的设备和机械，设备和机械的图例见本规定 9 条。

2.2.2 按设备和机械图例用细实线绘制。如遇到规定以外的设备或机械，可根据这些设备的外形特征和内部主要部件特点简略地表示出来。设备的外形尺寸可不按比例绘制，但设备的相对大小应有所表示，设备的接管法兰一般不绘。

2.2.3 图中设备位置的安排，应便于管道的连接。对于有位差要求的自流管道，设备之间的位差要有所表示（可不按比例），并在设备旁标注限位尺寸，如图 1。

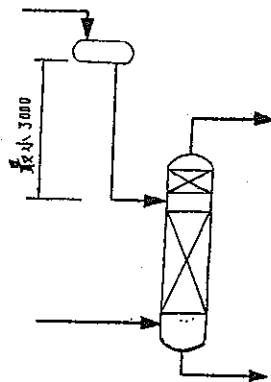


图 1 用限位尺寸表示位差

2.2.4 地下或半地下设备应表示地面线，如图 2。

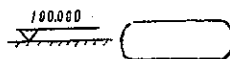


图 2

2.2.5 设备位号应按照设计经理（设计总负责人）或工艺专业提供的设备表填写。

2.2.6 设备位号的表示方法见“设备位号表示方法的规定”（05—A64—87）。

2.2.7 设备位号应尽可能标注在图的下方，并且正对设备，若几个设备垂直排列，则设备位号在图的下方，按从上至下的顺序排列，也可以标注在设备内或设备附近。

2.2.8 管道仪表流程图上的设备位号线（宽度为 0.9~1.5mm）下方标注设备名称。例如：

E0301
苯精馏塔

2.2.9 管道仪表流程图上, 对同一位号加下标区分的设备必须分别标注。例如

J0301a
碱液泵

J0301b
碱液泵

2.2.10 对塔类设备应注明总塔板数和进出物料的塔板数, 以及为了清楚了解流程图所必须的其他容器的内部部件, 如挡板、雾沫分离器、加热和冷却蛇管、固定床等。

2.2.11 裙座或其他容器支承不表示。人孔和手孔只有当需要表明特殊要求时才表示。

2.2.12 原有设备和管道需要表示时, 均用细点划线 · 表示。管道仪表流程图上通常不表示以后续建的设备和管道, 但如有必要时, 应用虚线 - 表示。

2.2.13 成套设备或机组要用双点划线 · · 圈定成套设备或机组的范围。
如图 3。

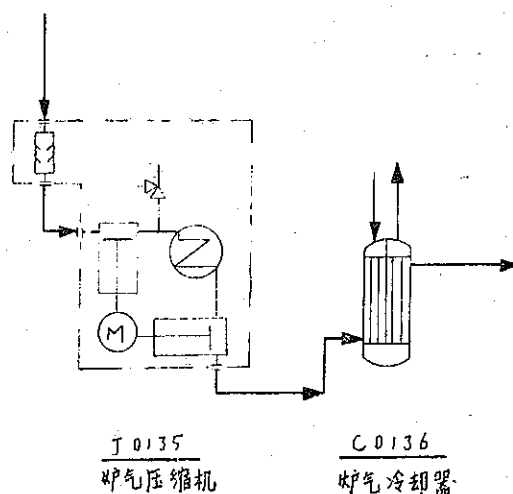


图 3

2.2.13 设备保温、保冷层, 可按如图 4 所示的方法表示。

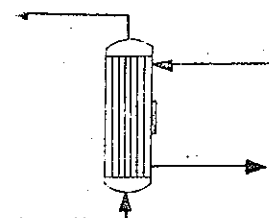


图 4

2.3 管道、管件和阀门的表示方法。

2.3.1 管道、管件和阀门图例见本规定 8 条。本规定以外的某些管件或阀门可按各工程要求增补图例。无论是采用本规定的图例, 还是增补的图例, 都必须表示在管道仪表流程图的首页上。

2.3.2 管道上要标注管道号。管道编号和编号规则见本规定 6 条。

2.3.3 应在管道的适当位置标绘物料流向箭头, 箭头一般标绘在管道转弯、分支和进出设备接管处。所有靠重力流动的管道应标明流向箭头并注明“重力流”字样。

2.3.4 各管道仪表流程图之间相衔接的管道, 应用接续标志标明; 在接续标志内注明其接续图的图号, 该图号只填“工程项目设计技术档案编号规定 (08-A26-87)”中工程档案编号的d (包括主项号、文件类别号) 和e (文件顺序号或图纸张号) 项; 同时还要在接续标志的上方注明所来自 (或去) 的设备位号或管道号 (管道号只标注基本管道号)。如图 5:

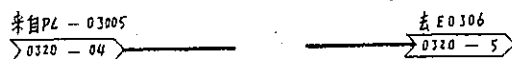


图 5

2.3.5 从界区 (装置) 外送来或送出界区 (装置) 的管道要用跨接界区标志, 而不用图纸接续标志。如图 6。

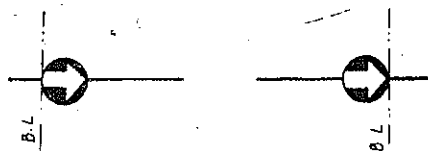


图 6

2.3.6 同一管道编号只是管径不同时, 可以只标注管径。见下图 7。

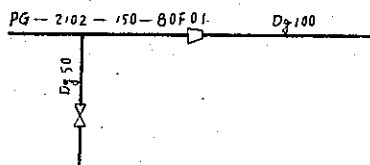


图 7

2.3.7 异径管的标注方法

异径管标注大端公称直径×小端公称直径或者小端公称直径×大端公称直径, 如图 8 所示。若异径管两端管道的直径在异径管附近已表示清楚, 则异径管可不标注。

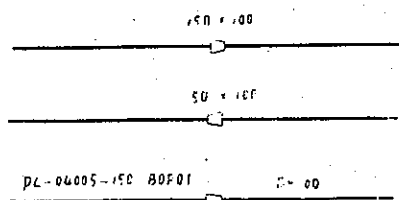


图 8

2.3.8 同一管道编号而管道等级不同时, 应表示出其分界线, 见图 9:

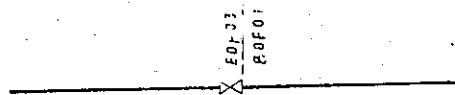


图 9

2.3.9 伴管必须全部绘出, 夹套管只要绘出两端头的一小段即可, 其他保温、保冷管道须按图例在适当位置标明。

2.3.10 各支管与总管连接的前后位置应与管道布置图一致。

2.3.11 特殊管道坡度、液封高度, 阀门、管件或仪表的特殊位置等, 应在相应部分的适当地方标明。如图 10:

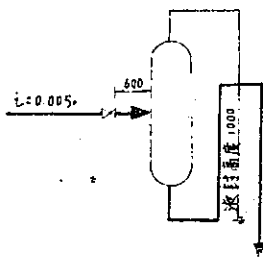


图 10

2.3.12 限流孔板、疏水器、安全阀、减压阀、爆破板、特殊管件 (包括特殊阀门、过滤器、视镜、事故淋浴、洗眼器、消音器等), 不仅要按图例绘制, 而且还应在编号框 (10×10mm) 内标注各自的编号 (又称位号或标签号)。其编号组成举例说明如下:



(1) 上部分: 由一个单元组成, 即类别代号, 见下表。

名 称	限流孔板	疏水器	安全阀	减压阀	爆破板	特殊管件
类 别 代 号	RO	T	SV	RV	RP	SP

(2) 下部分: 由两个单元组成。

a 第一单元: 工序代号, 用一位数字表示, 若工序超过 9 时, 则使用两位数字。

b 第二单元：顺序号，一般用两位数字表示。

2.3.13 安全阀除用编号表示外，还需注明安全阀的整定压力 (P_{sv})，整定压力按表压（不注G）标注。如图11：

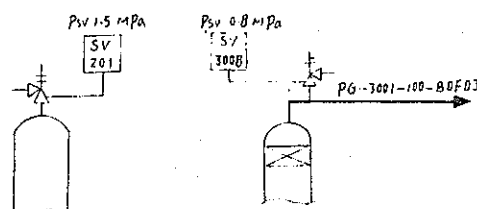


图11

2.3.14 所有不同于管道尺寸的阀门尺寸都要标注，同一管道号、但管道尺寸不同，只要标清楚了管道尺寸，同尺寸规格阀门就不必再标注。

2.3.15 设备上的阀门要表示。

2.4 仪表

2.4.1 管道仪表流程图上所用仪表图形符号（仪表表示方法），字母代号的编制方法按“工艺控制图（PCD）和管道仪表流程图（PID）用仪表符号规定”（50—A60—87）。这部分由仪表专业配合工艺系统专业编制，但仪表位号须由仪表专业编制。

2.4.2 在线仪表如水表、转子流量计等的尺寸，当不同于管道尺寸时，要标注。

2.4.3 设备上的仪表要表示。

2.4.4 当要表明安全分析对调节阀的要求时，仪表能源（如仪表空气）中断时调节阀的状态要表示。

2.4.5 当仪表（还包括视镜等）位置与阀门位置之间有要求时，应注明尺寸或要求，如图12。

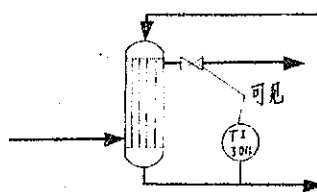
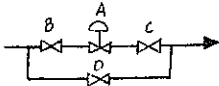


图12

2.4.6 当管道仪表流程图有调节阀时，应在图的左下方列出调节阀一览表，见表2。

表 2

20	20	18	18	18	10	10	10	20
仪表位号	管道号	尺寸	等级	连接面	B	C	D	配件
		A						
		阀门规格						
<div></div> <div>B、C、D 阀门类型见流程图</div>								
调节阀一览表								

(1) 仪表位号：调节阀的仪表位号。

(2) 管道号：调节阀所在的管道号，只填基本管道号。如： PG—2006。

(3) 阀门规格：

a 调节阀：填写尺寸（公称直径）、等级（公称压力等级）、连接面；（见表格A项）。

b 切断阀：填写尺寸（公称直径）；（见表格B、C项）。

c 旁路阀：填写尺寸（公称直径）；（见表格D项）。

(4) 配件：注明调节阀有无手轮。

2.5 专业分工或供货范围应用短线段划开，并在短线段前后注明各专业或供货单位，见图13。



图13

2.6 在设计过程中，绘制管道仪表流程图若有待定内容，需落实才能确定，可用细线划出范围，然后在里面注上“待定”二字。

2.7 管道仪表流程图的一般图面布置如图14：

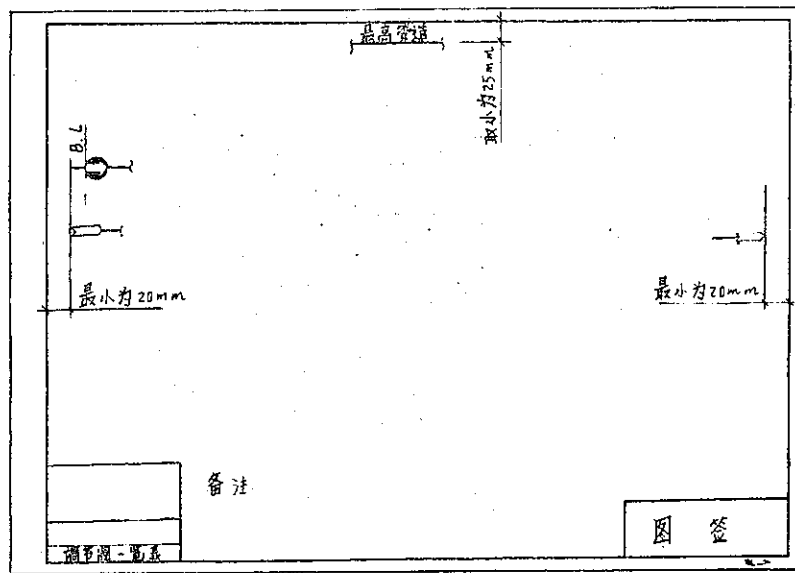


图14 管道仪表流程图的一般图面布置

3 工艺管道仪表流程图绘制规定

3.1 工艺管道仪表流程图一般按装置的工序分别绘制，只有当工艺过程十分简单时才按装置绘制。

3.2 对多系列流程一般均需绘出。只有当各系列的设备、仪表、管道、阀门和管件完全相同时，才可只绘一个系列，其余系列只绘出与总管连接部分（但尽量按前者规定，全部或几个系列绘出）。

3.3 工艺管道仪表流程图绘制的主要内容：

3.3.1 全部工艺设备简图或符号。每张图所绘制的设备数量，视设备、管道、仪表的复杂程度而定。

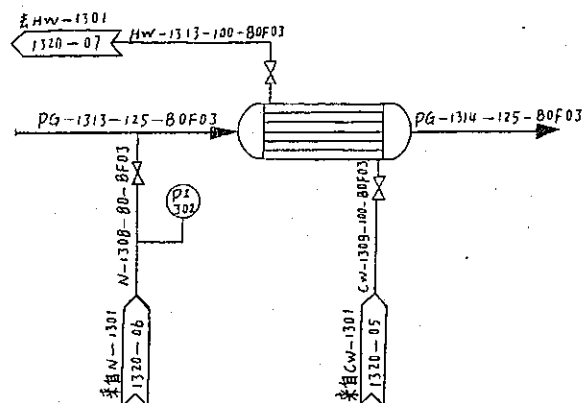
3.3.2 全部工艺管道、阀门和管道附件，并进行编号或标注，具体画法则以设备为基准分张绘制。

3.3.3 工艺物料管道一般采用左进右出的方式，并按此用接续标志表示图纸接续关系。

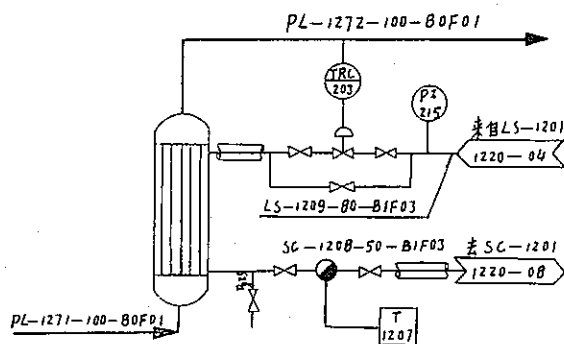
3.3.4 在工艺管道仪表流程图中，对辅助管道和公用系统管道只绘出与设备或工艺管道相连接的一小段，在这一小段中除了包括相关的管件外，还要表示与工艺参数控制相关的阀门（包括调节阀）、仪表等，同时注明管道编号和用接续标志表明关系。这些辅助管道、公用系统管道不受左进右出的限制，而以就近、布局美观为宜。如图15。

3.3.5 根据分析化验或化工工艺专业的条件，在该专业人员的配合下，绘制全部工艺分析取样点，并参照2.3.12（2）条进行编号。

3.3.6 由仪表专业配合按仪表专业的条件要求，绘制工艺管道仪表流程图中全部检测、控制仪表（包括控制系统）。



(a)



(b)

图15

4 辅助管道、公用系统管道仪表流程图绘制规定

4.1 辅助管道、公用系统管道仪表流程图，一般按介质系统、依工序及装置内主管分配或分管连管（即该介质管道去或来自两个以上的工序）分别绘制。

4.2 一张图可绘制多个辅助管道、公用系统管道系统，彼此之间应留一定的间隔，以便区分和识别，在可能的条件下，应尽量按类似的介质分组绘制，例如：水——直流水、饮用水、循环上水、循环回水；气体——仪表空气、工厂空气、氮气等。

4.3 装置内辅助管道和公用系统管道的主管分配或分管连管，应以“位置方式”绘制，例如主管的走向、支管分出的顺序必须与实际配管相同。

4.4 辅助管道、公用系统管道仪表流程图的主要内容：

4.4.1 与介质系统有关的全部设备或符号。对工艺管道仪表流程图已表示的设备，可用长方形框表示。

4.4.2 全部单一介质系统的管道、阀门和管道附件。但在工艺管道仪表流程图上已表示的那一小段则不再表示，只用接续标志表明接续关系。同理，在绘装置主管分配和分管连管时也应遵循不重复表示

的原则。

4.4.3 根据分析化验或工艺专业的条件，绘制单一介质系统中的取样点，并进行编号，编号方法仍参考2、3、12（2）条。

4.4.4 由仪表专业配合按仪表专业的条件和要求绘制单一介质系统中全部检测、控制仪表（包括控制系统），但也应遵循不重复表示的原则。

5 管道仪表流程图首页的编制规定

5.1 每个项目（工序）都要编制一份首页，它是为正确了解管道仪表流程图的设计意图不可缺少的指导性文件。

5.2 管道仪表流程图首页所包括的内容为：

5.2.1 目录：编制一个项目（工序）中所有对外发行的工艺系统图纸目录，其格式为：序号、图纸名称、图号、张数、备注。

5.2.2 设备表：标注设备位号、设备名称、数量及所在图号（所在管道仪表流程图图号）。排列顺序依所在管道仪表流程图的顺序。

5.2.3 管道图例：将一个项目（工序）中所采用的管道、阀门和管件的图例，不管是本规定中的，还是工程补充规定的，都要表示出来。

5.2.4 仪表符号及图例：由仪表专业提供，工艺系统专业编制。

5.2.5 介质代号：列出一个项目（工序）所采用的工艺、辅助和公用系统的各种介质代号；无论是采用本规定上的，还是工程补充规定的均应列出。

5.2.6 管道编号说明：举一个例子说明，管道编号所分四个部分及每个单元的含义。

5.2.7 备注：一般是对管道仪表流程图中共同性的事项进行说明或对未表示清楚的内容进行统一规定。

5.3 管道仪表流程图首页上各项内容的布置位置、可参照图16，也可根据各项内容的多少自行调整布置位置。

5.4 管道仪表流程图首页所采用的图纸规格，应与管道仪表流程图一致，张数不限。

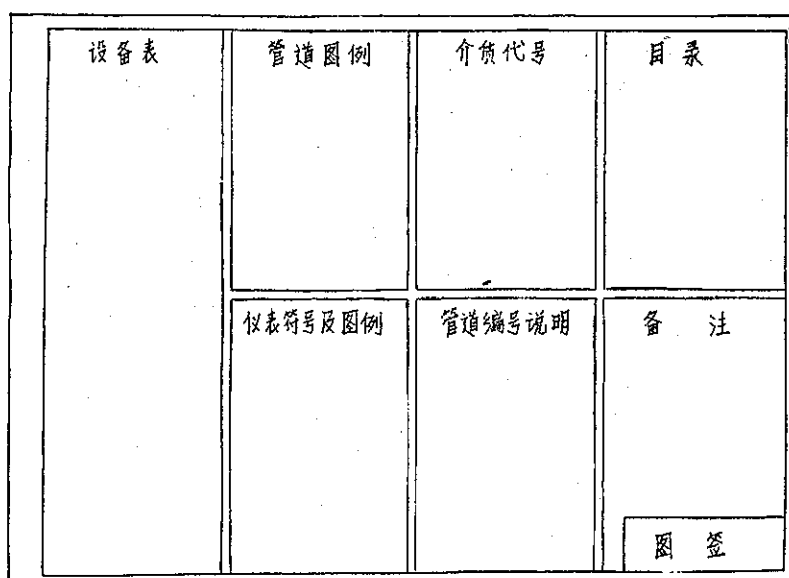


图 16

6 管道编号和编号规则

6.1 管道编号的目的和用途:

管道编号的目的: 为了明确管道的用途(即管内流动的物料), 工艺或辅助和公用系统管道所在的工序及各自的排列顺序; 说明管道尺寸和管道等级等。

管道编号的用途: 用于设计、施工和操作。

6.2 管道编号的对象

管道仪表流程图上的全部管道均需编号, 只有下列情况除外。

- (1) 调节阀的旁路, 以及类似的旁路如: 管道过滤器、连续排水器等小型设备(管件)的旁路。
- (2) 管道上排大气的放空管、排至地坪(不排至地沟的)的排液管, 直接排大气(无出口导管)的安全阀入口导管。
- (3) 管口与管口相连接(不须加管道), 如重叠的换热器连接。
- (4) 在设备上只有阀门或盲板等而无管道的连接(这些连接的阀门、盲板等以设备位号标注和统计材料, 而不编管道号)。

(5) 仪表管道。

(6) 由卖方在成套设备或机组中供货的管道(卖方提供PID或管道布置图)

6.3 管道号的组成

管道号由四个部分, 共八个单元或九个单元组成。每个部分之间用一短横线隔开。

- (1) 第一部分: 包括一个单元, 介质代号。
- (2) 第二部分: 包括二个或者三个单元, 即工序代号、管道顺序号; 在有系列存在时, 还要加上一个系列代号。
- (3) 第三部分: 包括一个单元, 管道尺寸。
- (4) 第四部分: 为管道等级, 包括四个单元, 即材料的类别, 管道的公称压力等级、密封或连接形式、密封材料顺序号。

下面是管道编号的典型例子:

PG—04002—100—B4M50			
第 一 部 分	第 二 部 分	第 三 部 分	第 四 部 分
PL—3A004—60—B0F01			
第 一 部 分	第 二 部 分	第 三 部 分	第 四 部 分

这四部分进一步叙述如下：

6.3.1 第一部分：

介质代号单元：用两个或一个大写英文字母表示管内流动的物料，只有非标准介质代号才可用三个大写英文字母表示，详见本规定 7 条。

6.3.2 第二部分：

由二个或三个单元组成，一般用数字或带字母（字母要占一位数）的数字组成，其位数至少为四位，但最多不超过六位。

工序代号单元：工序代号是装置内分配给每个工序的识别号，其个数少于或等于 9 时，可用一位数字表示，工序个数超过 9 时，用二位数字表示。

顺序号单元：顺序号为已知工序、一种已知介质（物料），依顺序排列的一个特定号码。其位数一般为三位，即在一个工序中每一种介质都可编 001~999 个号。当确定一个工序一种介质的管道号超过 999 个号时，顺序号为四位数。

系列号单元：当一个工序存在重复的设备和管道系列时，其管道号按这样编制：即每个系列相同的管道，除了系列号外，管道号的其余部分完全相同。

系列号通常用一个大写英文字母（占一位）表示，这样就可表示 24 个系列（O 和 I 不用）；超过 24 个系列时，可采用两个大写英文字母（占两位）表示。

需说明的是，有如并列的换热器、过滤器，互为备用的泵等的来去接管不属系列编号的范围。

6.3.3 第三部分：

管道尺寸单元：一般用管道的公称直径表示，例如 Dg100、Dg200 等，公制尺寸的“mm”被省略；只有水煤气管方可用英制公称直径表示，例如 2"、1½" 等，管道的其他表示法，须在管道仪表流程图首页备注栏中说明。

6.3.4 第四部分：

管道等级，由四个单元组成。工艺系统专业是根据管道材料控制专业提供给该工程的管道等级进行标注。为了便于了解，特举例说明管道等级的一般规定：

B	4	M	50
第一单元	第二单元	第三单元	第四单元

(1) 第一单元：管道材质的类别，用英文字母表示。

A——铸铁及硅铁管；	E——不锈钢耐酸钢管；
B——碳钢管；	F——有色金属管；
C——普通低合金钢管；	G——非金属管；
D——合金钢管；	H——衬里管。

(2) 第二单元：公称压力 (Mpa) 等级代号。

公称压力 Mpa (kgf/cm ²)	≤0.25 (2.5)	0.3~0.6 (3—6)	1.0 (10)	1.6 (16)	2.5 (25)	4.0 (40)	6.4 (64)	10.0 (100)	16.0 (160)	20.0 (200)	22.0 (220)	25.0 (250)	32.0 (320)
公称压力 等级代号	00	0	1	2	3	4	6	10	16	20	22	25	32

(3) 第三单元: 密封或连接型式

F——光滑面;

M——凹凸面;

G——榫槽面;

L——透镜垫密封面;

R——梯形槽(或环形垫)密封面;

T——管螺纹连接螺纹活接头;

S——承插连接。

注: T和S与法兰混合使用时, 应按法兰面要求编号

(4) 第四单元: 密封材料顺序号, 其划分范围如下:

01~29 用于石棉、橡胶垫类。

30~49 用于除上述以外的非金属垫。

50~69 用于缠绕垫类。

70~89 用于金属垫类。

90~99 用于金属夹壳垫, 内有非金属填料。

6.4 基本管道号

基本管道号就是管道号中第一部分和第二部分的统称, 它常用于表格的填写, 文件的叙述, 以及管道仪表流程图中接续关系的表示等, 在两个部分之间一般用一短横线隔开。基本管道号的位数最多不超过 8 位 (不包括短横线), 其各种情况举例表示如下:

(1) 无系列号的基本管道号

1	2		3	4	5	6	7	8	备 注
P	G	——	4	0	0	7			常 用
介质代号			工序号	顺序号					
基本管道号									
L	S	——	2	0	0	0	3		管道号多于999时用
介质代号			工序号	顺序号					
基本管道号									
H	S	——	2	4	1	3	1		常 用
介质代号			工序号	顺序号					
基本管道号									
P	L	——	0	1	1	4	1	1	管道号多于999时用
介质代号			工序号	顺序号					
基本管道号									

说明: 介质代号为 1 个字母时, 不影响第二部分的位数。

介质代号为 3 个字母时, 第二部分总位数减少 1 位。

(2) 有系列号的基本管道号

1	2		3	4	5	6	7	8	
P	G		4	B	0	0	1		常 用
介质代号			工序号	系列号	顺序号				
基本管道号									
P	S		6	A	C	0	1	5	少数情况下用
介质代号			工序号	系列号	顺序号				
基本管道号									
P	L		0	5	E	0	1	0	常 用
介质代号			工序号	系列号	顺序号				
基本管道号									

说明：在总位数不超过 8，还有一些情况未列出，各工程可根据具体情况拟定。但第二部分总位数不得少于 5。

6.5 管道编号规则

6.5.1 管道仪表流程图上的管道应按介质、工序以及各自的顺序编管道号。换句话说，在不同工序中相同介质都可能出现同样的管道顺序号。

6.5.2 在满足设计、事故和操作要求，不致产生混乱和错误的前提下，所编的管道号数量应尽可能少。

6.5.3 工艺管道仪表流程图的管道编号。

(1) 两设备之间的管道，不管规格或尺寸改变与否，编一个管道号，若中间有分到其他设备或管道的管道则另编管道号。

(2) 设备的放空（包括安全阀的排空）、放净、只要有管道，均要编管道号。

(3) 由设备或管道到同一位号加下标区分（非系列）的多个设备管道以及多个同位号设备到另外设备或管道要编管道号：

a. 有总管（即管端有封头）时，总管编一管道号，到每台设备则另编号，如图17所示。

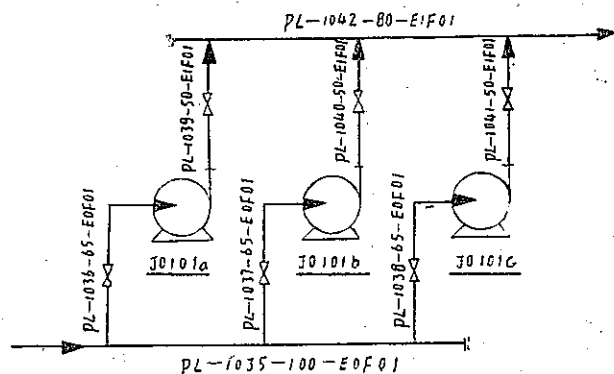


图17

b. 无总管时, 以到同位号最远的一台设备的管道编一个管道号其余的则另编管道号, 如图18所示

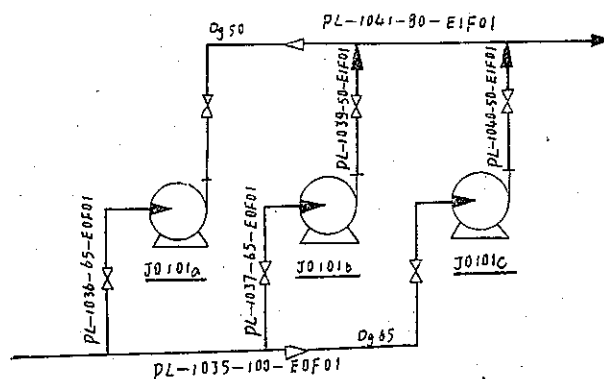


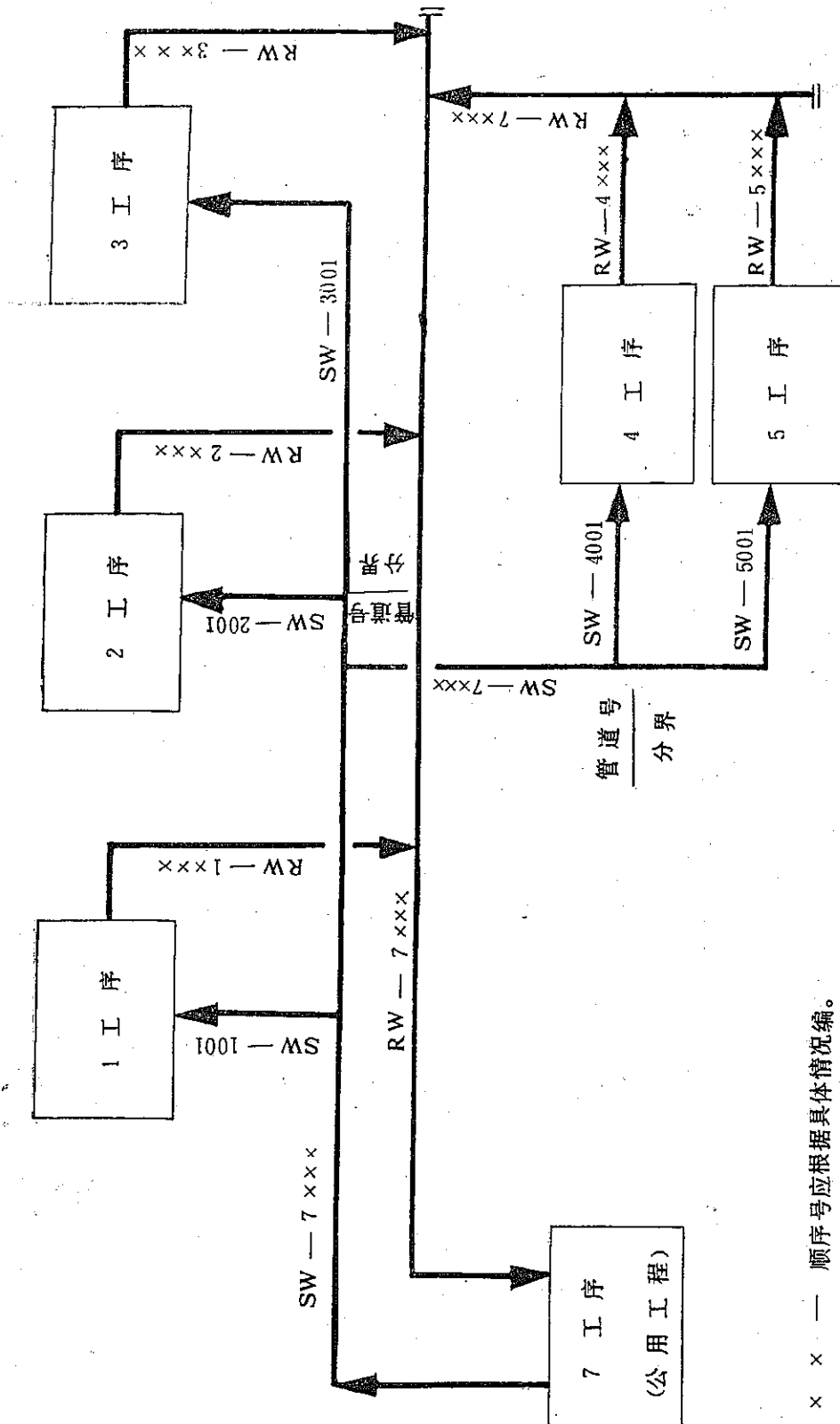
图18

(4) 由一设备或管道到另一设备, 不同管口的管道, 若有控制要求或用途不同, 主要控制或用途的编一管道号外, 其余的另编管道号。

(5) 管道编号的顺序, 应按实际情况而定。一般是按流程图所示的从设备到设备向前流动的进程进行编排的, 例如蒸馏塔回流系统的编号顺序应是从塔到冷凝器、集聚槽、泵然后返回到塔。

(6) 顺序号应保留到一台设备或在与另一条管道的连接点终止。

(7) 由一个工序的设备或管道, 到另一工序的设备或管道的管道按起点工序编号, 并一直有效到另一工序的设备或管道连接终止。



注: × × × × × × × × 顺序号应根据具体情况编。

图 20 辅助、公用系统、主管、分管和分管、联、管
编号所依工序参考图

7 介质代号

介质代号是用两个或一个大写英文字母表示管道内流动的物料或者是某种用途。

7.1 工艺介质代号。

7.1.1 工艺介质代号一般可按介质状态划分, 共有三种。

介质代号	中文名称	英文名称
PG	工艺气体	Process Gas
PL	工艺液体	Process Liquid
PS	工艺固体	Process Solid

两相流应按介质的主要状态表示。也可用单一的“P”表示。

7.1.2 工艺介质需要按物料名称分类时, 可按各项的具体情况, 自行编制新的代号, 其新编工艺介质代号可由三个大写英文字母组成(应尽量避免这种情况), 但所编代号不得与本规定已定介质代号相同。

7.2 辅助、公用系统介质代号规定如下:

介质代号	中文名称	英文名称
A	空气	Air
IA	仪表空气	Instrument Air
PA	工厂空气	Plant Air
SA	开车空气	Starting Air
OX	氧气	Oxygen
N	氮气	Nitrogen
H	氢气	Hydrogen
IG	惰性气	Inert Gas
NG	天然气	Natural Gas
G	气体	Gas
FG	燃料气	Fuel Gas
FLG	烟道气	Flue Gas
R	冷冻剂	Refrigerant
AR	氨冷冻剂	Ammonia Refrigerant
ER	乙烷或乙烯冷冻剂	Ethane or Ethylene Refrigerant
FR	氟里昂冷冻剂	Freon Refrigerant
MR	甲烷冷冻剂	Methane Refrigerant
PR	丙烷或丙烯冷冻剂	Propane or Propylene Refrigerant
F	火炬排放气	Flare
VG	放空气	Vent Gas
S	蒸汽	Steam
LS	低压蒸汽	Low Pressure Steam
LSS	低压饱和蒸汽	Low Pressure Saturated Steam
LUS	低压过热蒸汽	Low Pressure Super Steam
MS	中压蒸汽	Medium Pressure Steam

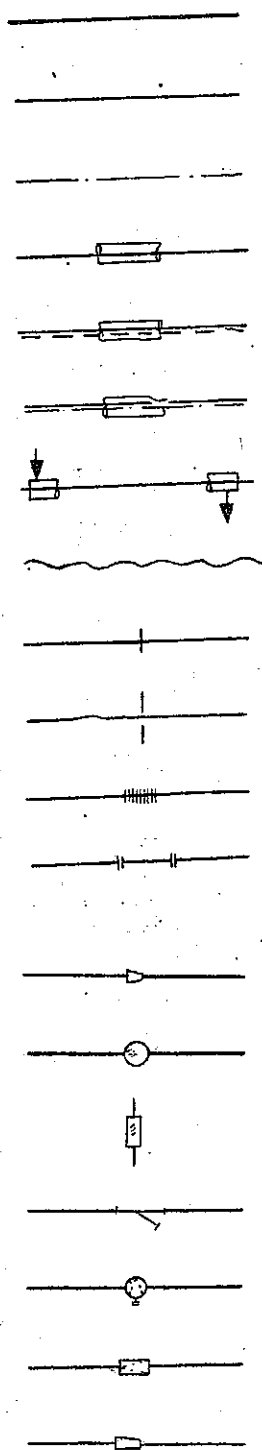
介质代号	中文名称	英文名称
MSS	中压饱和蒸汽	Medium Pressure Saturated Steam
MUS	中压过热蒸汽	Medium Pressure Super. Steam
HS	高压蒸汽	High Pressure Steam
HSS	高压饱和蒸汽	High Pressure Saturated Steam
HUS	高压过热蒸汽	High Pressure Super. Steam
ES	废气(排出蒸汽)	Exhaust Steam
C	冷凝液	Condensate
W	水	Water
RW	冷冻水	Refrigerated Water
RWR	冷冻回水	Refrigerated Water Return
RWS	冷冻上水	Refrigerated Water Supply
RAW	原水	Raw Water
SW	软水	Soft Water
DW	脱盐水	Demineralized Water
BR	盐水	Brine Water
BRS	盐水上水	Brine Water Supply
BRR	盐水回水	Brine Water Return
CW	冷却(循环)水	Cooling Water
CWS	冷却(循环)上水	Cooling Water Supply
CWR	冷却(循环)回水	Cooling Water Return
BW	锅炉给水	Boiler Feed Water
CS	化学污水	Chemical Sewage
EW	饮用水	Eating Water
HW	热水	Hot Water
HWS	热上水	Hot Water Supply
HWR	热回水	Hot Water Return
PWW	生产废水	Production Waste Water
FW	消防水	Fire Water
QW	急冷水	Quench Water
WW	废水	Waste Water
VE	真空抽气	Vacuum Exhaust
O	油	Oil
FO	燃料油	Fuel Oil
GO	填料油	Gland Oil
LO	润滑油	Lubricating Oil
SO	密封油	Sealing Oil
HO	加热油	Heating Oil
WO	冲洗油	Washing Oil
QO	急冷油	Quench Oil
FS	熔盐	Fused Salt

如氧、氮、氢、水用作工艺物料时，应按工艺物料来编制介质代号。

7.3 除上述规定的辅助、公用系统介质代号外，根据工程设计的需要，可补充一些介质代号。

7.4 凡该项目所采用的介质代号，不管是已规定的，还是补充的都必须表示在管道仪表流程图首页里。

8. 管道仪表流程图上管道、阀门及管道附件图例



主要介质管道

非主要介质管道

原有管道

保温、保冷管道

蒸汽伴管

电热伴管

夹套管

软管

管道相接

管道不相接（竖线断开）

翅片管

短管段

异径管

视镜（园径 6 mm）

视钟

Y 型过滤器

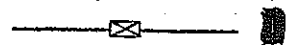
T型过滤器（园径 6 mm）

锥型过滤器

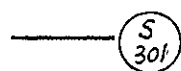
偏心异径管



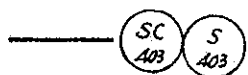
消音器



阻火器



取样点 (圆径 8 mm)

带有冷却器的取样点
(圆径均为 8 mm)

软管活接头



管道平板封头 (焊接)



螺纹管帽



管道法兰封头



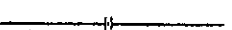
焊接蝶形封头



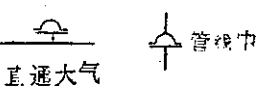
盲板插板



8 字形盲 (通) 板



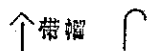
限流孔板



爆破板



喷淋管



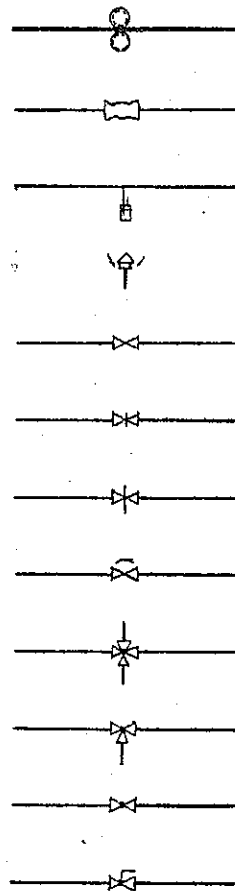
放空管



敞开漏斗



密闭漏斗



复式过滤器(外圆径 6 mm)

膨胀节

管道上的小水封器

空气吸入口

截止阀

闸阀

针形阀

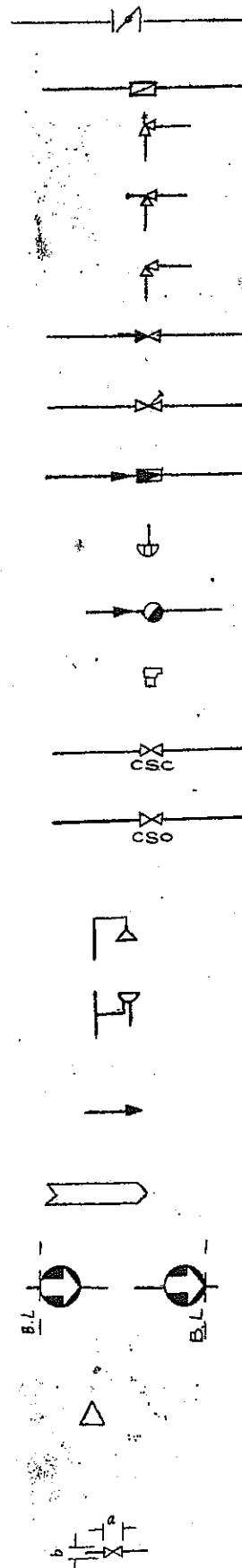
隔膜阀

四通旋塞

三通旋塞

旋塞阀

球阀



蝶阀

对夹式蝶阀

弹簧式安全阀

重锤式安全阀

角阀

止回阀

直通阀

减压阀

底阀

疏水器 (圆径 6 mm)

呼吸阀

加封关闭

CAR SEAL CLOSED

加封开启

CAR SEAL OPEN

安全淋浴

洗眼器

物料流向箭头 (尾宽 3 mm, 长 5 mm)
(首页图例不列)

接续标志 (宽 6 mm, 总长 30 mm)

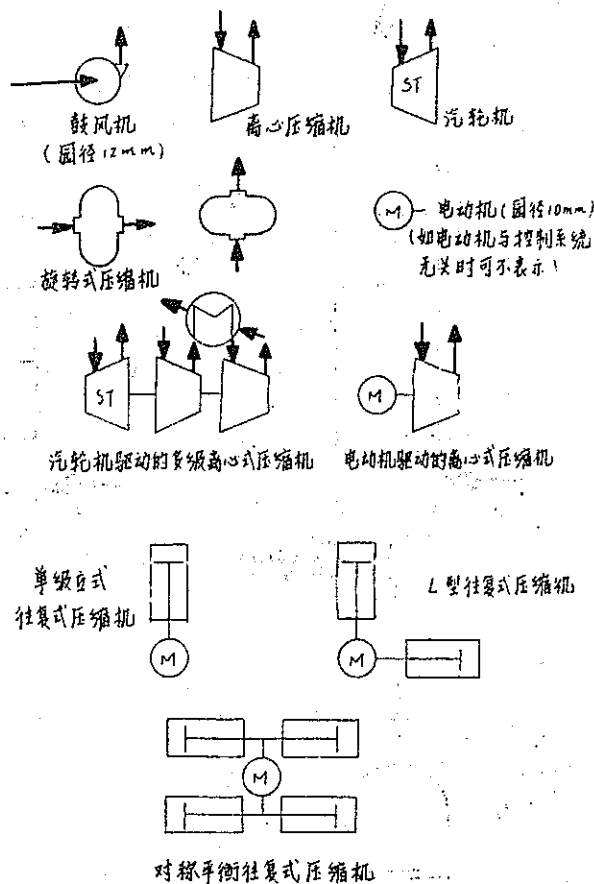
跨接界区标志 (圆径 12 mm)

修改标志

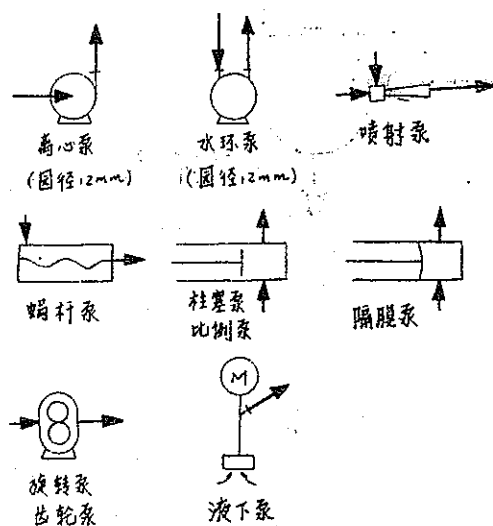
$a = 6 \text{ mm}$ $b = 3.5 \text{ mm}$

9. 管道仪表流程图设备和机械图例

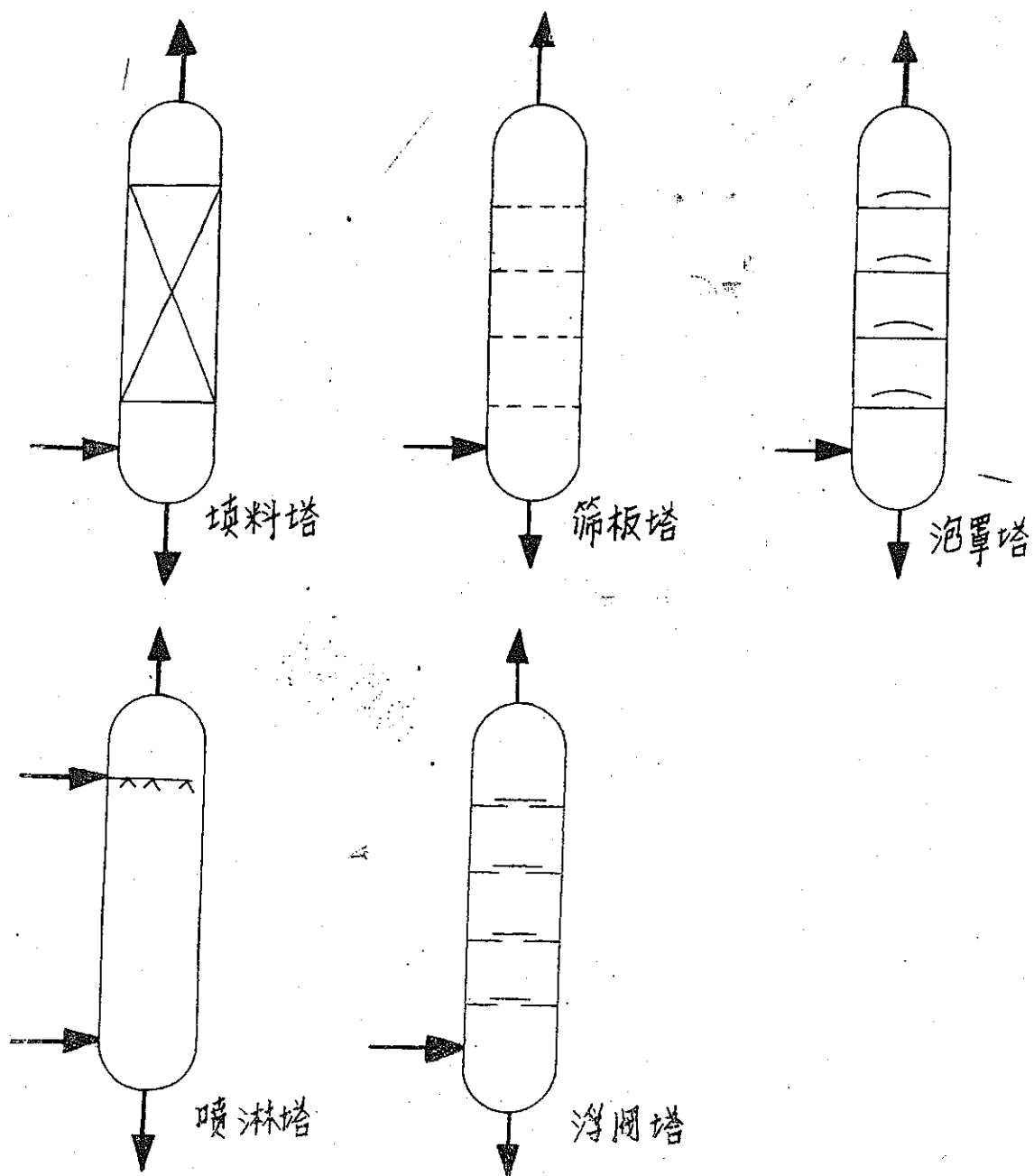
9.1 鼓风机和压缩机



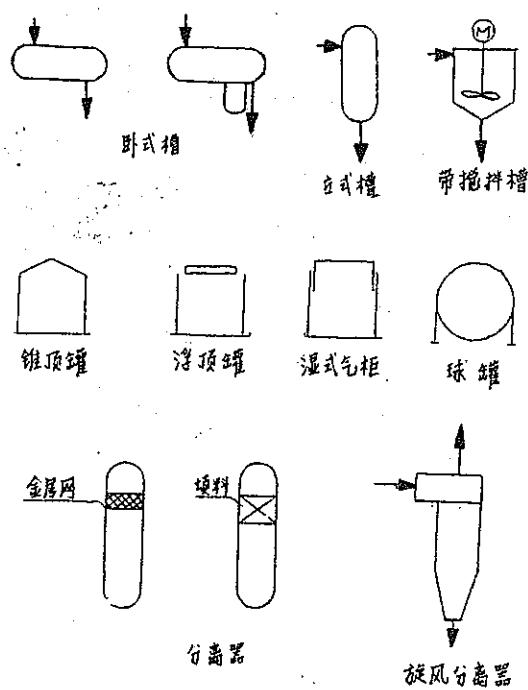
9.2 泵类



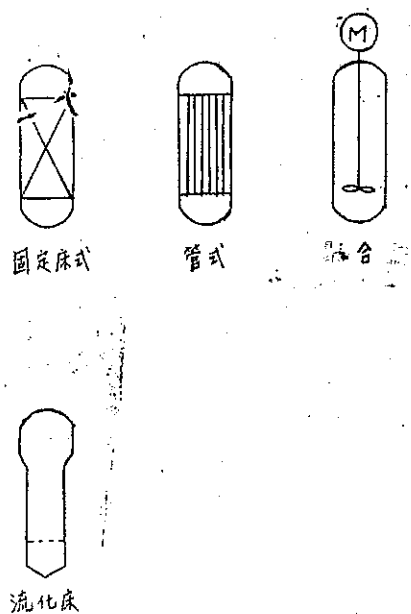
9.3 塔类



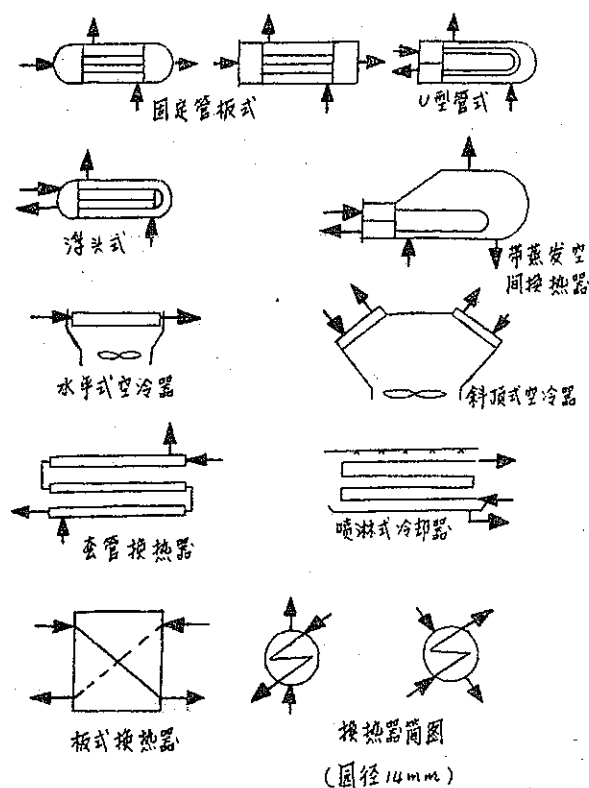
9.4 槽 罐



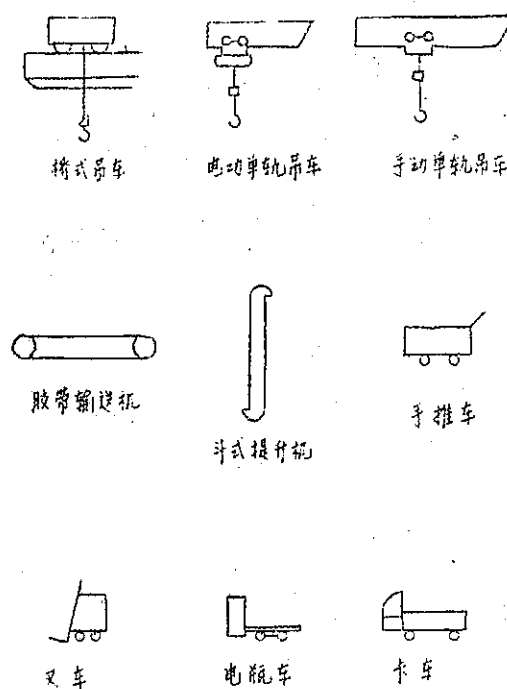
9.5 反应器



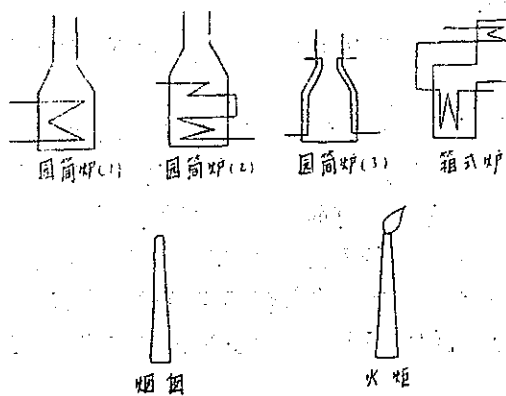
9.6 换热器



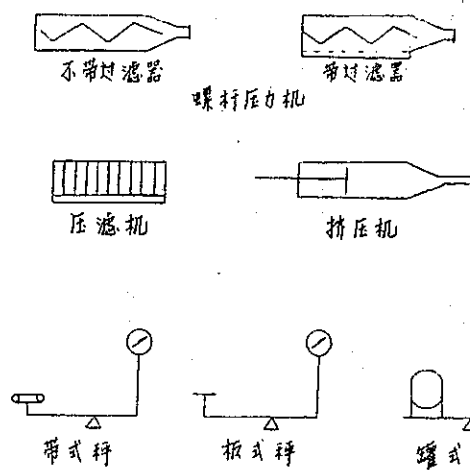
9.7 起重运输



9.8 工业炉



9.9 其他





中国化工勘察设计协会

管道压力降计算 (单相流)

设计手册

41-A83-87

第1页

共31页

1 使用说明

1.1 本计算着重介绍工程设计中单相流动管道压力降计算, 其中基础部份 (图表及数据选用等) 对其它类型的流体也基本适用。

1.2 在计算过程中如何选取管壁绝对粗糙度以确定摩擦系数是值得注意的问题, 一般对钢管取绝对粗糙度 $\epsilon=0.2$, 对铸铁管取 $\epsilon=0.85$ 。工程设计中可视具体情况作统一规定。

1.3 必须重视对复杂管道进行分段计算的问题。一般分段原则是在支管和总管 (或管径变化处) 连接处拆开, 管件 (如异径三通) 应划分在总管上, 按总管直径选当量长度。总管长度按最远一台设备计算。

1.4 对因结垢而实际管径减小的管道, 应按实际管径进行计算。

1.5 计算结果对摩擦压力降 (包括设备出口损失) 按1.15倍确定系统压力降, 对静压力降 ΔP 及其它压力降不乘系数。

2 符号

A 管道截面积, m^2

a 正方形、长方形、三角形边长

b 环形管宽度

c 浸润周边, m; 常数; Hazen-Williams 系数

d 管道内直径, mm

D 管道内直径, m

De 当量直径, m

g 重力加速度, 9.81 m/s^2

K 阻力系数

L 管道长度, m

P 压力, kPa (kgf/cm^2)

ΔP 压力降 kPa (kgf/cm^2)

Re 雷诺数

R_H 水力半径, m

u 流体平均速度, m/s

v 流体体积流量, m^3/h

W 流体重量流量, kg/h

Z 管道标高, m

ρ 流体密度, kg/m^3

γ 流体重度 kgf/m^3

ϵ 管壁绝对粗糙度, mm

λ 摩擦系数

μ 流体粘度, $\text{mpa}\cdot\text{s}$, (cp)

3 概述

3.1 范围 本方法适用于牛顿型单相流体在管道内流动压力降的计算。通常可采用管路水力计算

尺(HR-81型)计算管道单位长度压力降,在该尺不能满足要求的情况下,采用以下介绍的方法计算。

3.2 目的 根据化工工艺专业已基本确定的主要设备的操作压力进行系统的水力计算。其目的在于根据化工工艺要求计算各主要设备之间的管道、调节阀、流量计、阀门及管件等的压力降,使总的压力降控制在给定的操作压力范围之内,在此基础上确定管道尺寸、设备接管口尺寸、调节阀及流量计的允许压力降,以及安全阀、爆破板的释放压力等。

3.3 计算中的几项规定

3.3.1 安全系数 计算方法中未考虑安全系数,应根据实际情况选用合理的数值。一般的原则是:如平均使用5~10年的钢管,在摩擦系数中加20~30%的安全系数。

3.3.2 计算准确度 工程计算中,计算结果取小数后二位有效数字为宜。对用量长度计算压力降的各项计算中,最后结果所取的有效数字,以不超过小数后二位数字为限。

3.3.3 物理量的单位制,按国务院规定,应统一实行法定计量单位,但由于历史原因,本计算中涉及到的有关资料和数据,考虑到怕引起错误暂未换算,因此,采用法定计量单位和工程单位制并存的办法,但计算结果应换算成法定计量单位,请在使用时注意。

3.4 系统压力降,系统压力降为管道压力降,设备压力降以及调节阀、流量计等压力降之和,其值应小于允许压力降。为获得管道设计的最佳经济效果,对某些类型的管道的允许压力降提供了一些参考数据,见表1。

3.5 管径

3.5.1 确定管径的一般原则

(1) 应根据正常操作条件确定管道直径,需要时,可以有正常操作设计压力降15~25%的富裕量,但以下情况除外:

- a 有燃料油循环管路系统的排出管尺寸,应考虑一定的循环量。
 - b 泵、压缩机和鼓风机的管道,应按工艺最大流量(在设备设计允许速度下)来确定尺寸,而不能按机器的最大能力来确定管道尺寸。
 - c 间断使用的管道(如开工旁路管道)尺寸,应按可能得到的压差来确定。
- (2) 在允许压力降条件下,应采用经济管径。
- (3) 某些对管壁有腐蚀及磨蚀的流体,由流速决定管径。

3.5.2 管径计算

$$d = 18.8 \left(\frac{W}{u\gamma} \right)^{\frac{1}{2}} = 18.8 \left(\frac{V}{u} \right)^{\frac{1}{2}} = 18.8 \left(\frac{W}{u\rho} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (1)$$

式中 d ——管内直径, mm;

W ——流体重量流量, kg/h;

u ——流体平均速度, m/s;

ρ ——流体密度, kg/m³;

γ ——流体重度, kg/m³;

V ——流体体积流量, m³/h;

通常可查图1或图2

3.6 管路

3.6.1 简单管路 没有分支的管路称为简单管路。

(1) 管径不变的简单管路,流体通过整个管路的流量不变。

(2) 由不同管径的管子组成的简单管路,称为串联管路。

a 通过各管段的流量不变,对于不可压缩流体则有。

$$V = V_1 = V_2 = V_3 \cdots \quad (2)$$

b 整个管路的压力降等于各管段压力降之和,即

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 + \dots \quad (3)$$

3.6.2 复杂管路 有分支的管路称为复杂管路, 可视为由若干简单管路组成。

(1) 并联管路 在主管某处分支, 然后又汇合成为一根总管。

a 各支管压力降相等, 即

$$\Delta P_1 = \Delta P_2 = \Delta P_3 = \dots, \text{计算时算一根管即可} \quad (4)$$

b 各支管流量之和等于总流量, 即

$$V = V_1 + V_2 + V_3 + \dots \quad (5)$$

(2) 枝状管路 从主管分出支管、或支管上再分出支管而不汇合成为一根主管。

a 主管流量等于各支管流量之和。

b 支管所需能量按耗能最大的支管计算。

c 对较复杂的枝状管路, 可在分支点处将其分为若干简单管路, 按一般的简单管路, 依次计算。

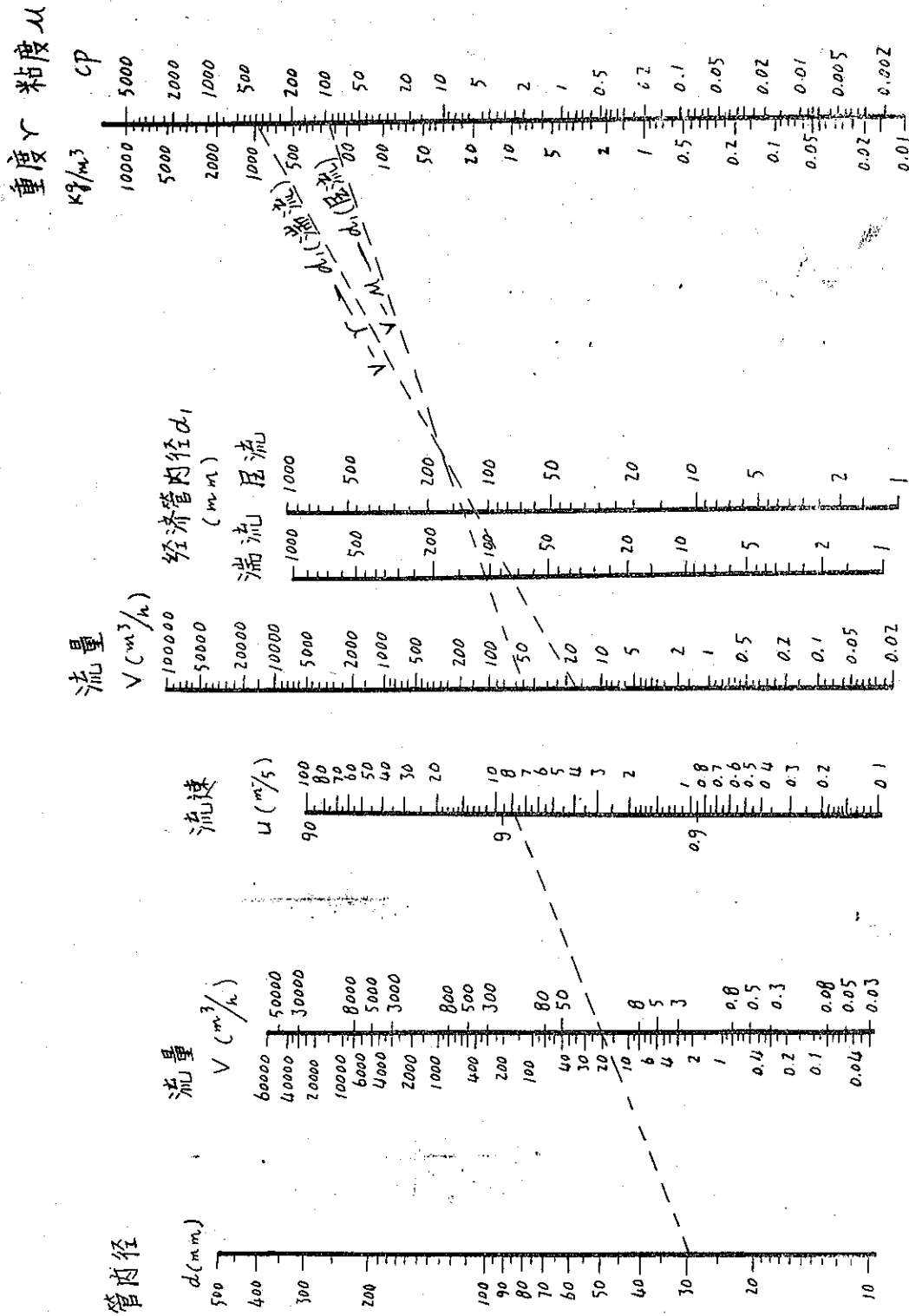


图1 流速 流量 管径计算图

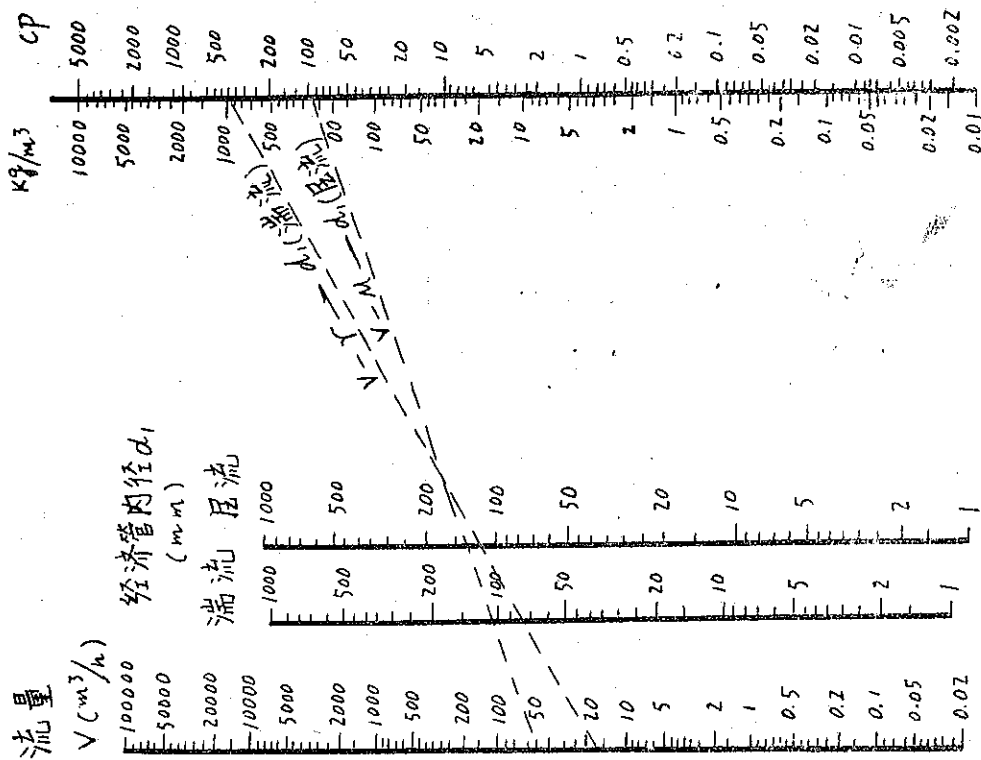
图2 液体气体 ($P < 10 \text{kg/cm}^2$) 经济管径图

表1 某些管道中流体允许压力降范围

序 号	管路种类及条件	压力降范围 (kgf/cm ²)kpa (100m管长)	
1	蒸汽 P=64~100(kgf/cm ² A)64~10 Mpa	(0.46~2.3)	46—230
	总管 P<35(kgf/cm ² A) 3.5 Mpa	(0.12~0.35)	12—35
	P≥35(kgf/cm ² A) 3.5 Mpa	(0.23~0.46)	23—46
	支管 P<35(kgf/cm ² A) 3.5 Mpa	(0.23~0.46)	23—46
	P≥35(kgf/cm ² A) 3.5 Mpa	(0.23~0.69)	23—69
	排气管	(0.046~0.12)	4.6—12
		一般为压力的0.5%	
2	大型压缩机>735kW (>1000HP)		
	进口	(0.018~0.09)	1.8— 9
	出口	(0.046~0.069)	4.6—6.9
	小型压缩机进出口	(0.023~0.23)	2.3—23
	压缩机循环管道及压缩机出口管	(0.0023~0.12)	0.23—12
3	安全阀		
	进口管 (接管点至阀)	最大取整定压力的3%	
	出口管	最大取整定压力的10%	
	出口汇总管	最大取整定压力的7.5%	
4	一般低压工艺气体	(0.023~0.23)	2.3—23
5	一般高压工艺气体	(0.023~0.69)	2.3—69
6	气液混合物		
	气:液>4:1 (体积比)	(0.023~0.69)	2.3—69
7	塔顶出气管	(0.12)	12
8	水总管	(0.23)	23
9	水支管	(0.18)	18
10	泵		
	进口管	最大 (0.08)	8
	出口管<34 m ³ /h	(0.35~1.38)	35—138
	34~110 m ³ /h	(0.23~0.92)	23—92
	>110 m ³ /h	(0.12~0.46)	12—46

表 2 某些对管壁有腐蚀及磨蚀流体的流速

序 号	介 质 条 件	管 道 材 料	最大允许流速m/s
1	烧碱液 (浓度> 5 %)	碳钢	1.22
2	浓硫酸 (浓度>80 %)	碳钢	1.22
3	酚水 (含酚> 1 %)	碳钢	0.91
4	含酚蒸汽	碳钢	18.00
5	盐水	碳钢	1.83
	管径 ≥ 900	衬水泥或沥青钢管	4.60
	管径<900	衬水泥或沥青钢管	6.00

注：对含镍不锈钢管流速可提高到正常流速的10倍以上。

4 管道压力降计算

4.1 管道压力降为管道摩擦压力降、垂直管静压力降以及速度变化压力降之和。

管道摩擦压力降包括直管、管件及阀门等的压力降，垂直管静压力降是由于管道始端和终端标高差而产生的流体静压力降。速度变化压力降是流体经孔板，突然扩大或缩小以及设备接管口等速度突然变化而产生的局部压力降。

4.2 圆直管

4.2.1 流动型态 主要为层流和湍流两种流型，但层流和湍流间尚有一段不稳定的临界区。湍流区又可分为过渡区和完全湍流区，工业生产管道中流体型态大多属于过渡区。见图3。

确定管内流体流动型态的准则是雷诺数。

(1) 层流 雷诺数 $Re < 2000$ ，其摩擦损失直接与剪切力成比例。

(2) 湍流 $Re \geq 4000$ ，其摩擦系数几乎与速度的平方成正比。

a 过渡区 摩擦系数随雷诺数 Re 及管壁粗糙度而变。

b 完全湍流区 在图3中M—N线下部范围内、摩擦系数与雷诺数 Re 无关、而仅随管壁粗糙度变化。

(3) 临界区 $2000 < Re < 4000$ ，在计算中当 $Re > 3000$ 时，即可按湍流来考虑，摩擦系数和雷诺数 Re 及管壁粗糙度均有关，粗糙度一定时，摩擦系数随雷诺数 Re 而变化。

4.2.2 雷诺数 (Reynolds Number)

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = 345 \frac{W}{d\mu} = 345 \frac{V\rho}{d\mu} \quad \left(R_e = \frac{du\gamma}{\mu} = 345 \frac{W}{d\mu} = 345 \frac{V\gamma}{d\mu} \right) \quad (6)$$

式中： Re ——雷诺数，无因次；

u ——流体速度，m/s；

d ——管道内直径，mm；

μ ——流体粘度，mPa·s (cp)；

WV ——分别为流体的重量流量和体积流量，kg/h；m³/h；

ρ ——流体密度，kg/m³；

γ ——流体重度，kg/m³。

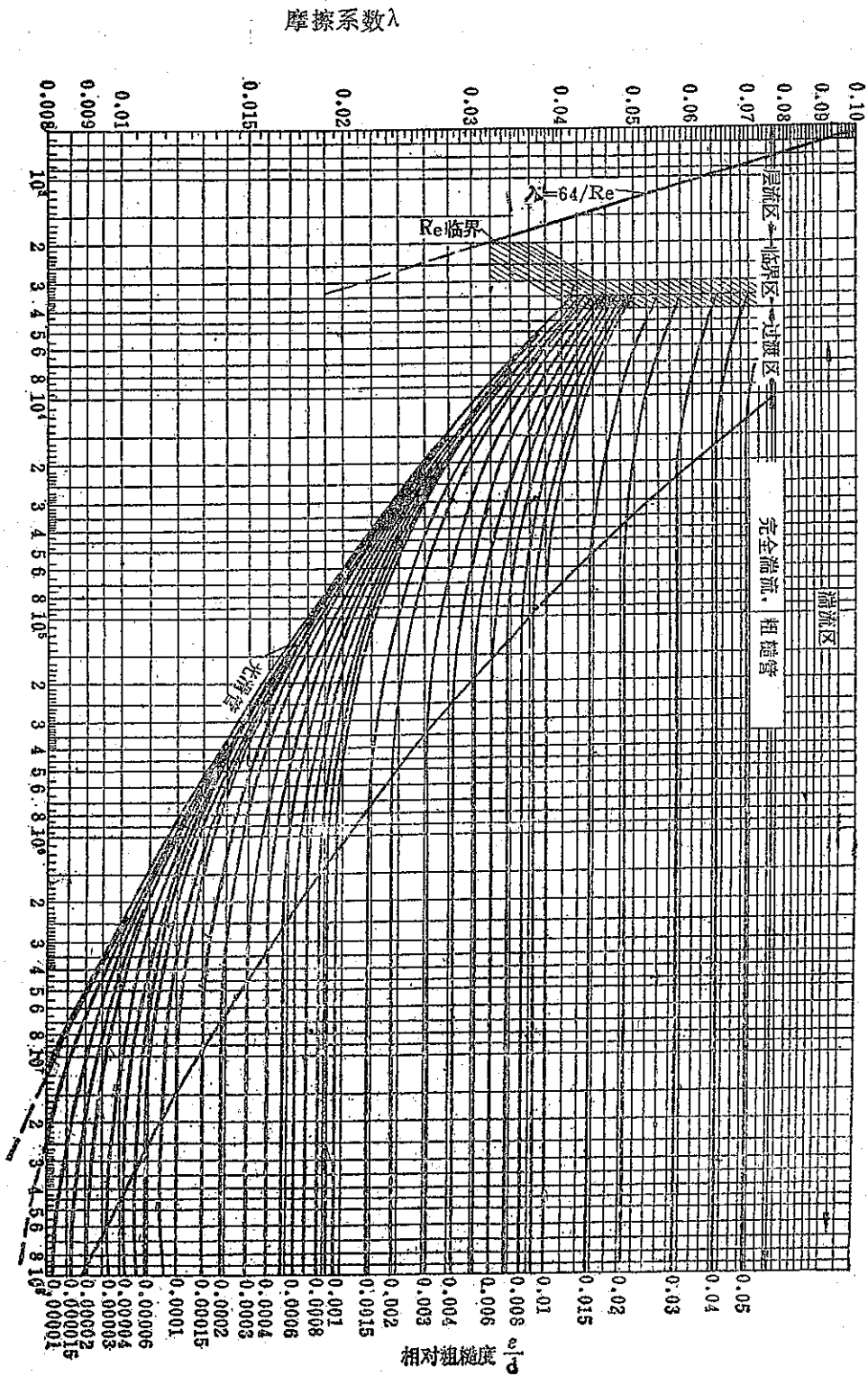
4.2.3 管壁粗糙度

对管壁粗糙度通常分为绝对粗糙度和相对粗糙度。绝对粗糙度表示管内壁凸出部分的平均高度，在选用时，应考虑到流体的腐蚀、磨蚀、结垢以及使用情况等因素。如为无缝钢管，当流体是石油气、饱和蒸汽以及干压缩空气等腐蚀性小的流体时，可选绝对粗糙度 $\varepsilon = 0.2\text{mm}$ ，当输水时，若为冷凝液（有空气）取 $\varepsilon = 0.5$ ，纯水 $\varepsilon = 0.2$ ，未处理水 $\varepsilon = 0.3 \sim 0.5$ ，对酸、碱等腐蚀性大的流体；则可取 $\varepsilon = 1$ 或更大些。在较长的钢管中，若输送的是为水汽饱和的湿气体、如氢、一氧化碳、二氧化碳、氮、氧及类似的流体，应考虑到腐蚀而将摩擦系数乘以1.2~2。

对相同粗糙度的管道，直径愈小，影响程度愈大，因此用 ε 与 d 的比值来表示管壁粗糙度，称为相对粗糙度。在湍流时，管壁粗糙度对流体流动的摩擦系数影响甚大。

表 4 某些工业管道的绝对粗糙度

序号	管 道 类 别		绝对粗糙度 ϵ (mm)
1	金 属 管	无缝黄铜管、铜管及铅管	0.01~0.05
2		新的无缝钢管或镀锌铁管	0.1~0.2
3		新的铸铁管	0.25~0.42
4		具有轻度腐蚀的无缝钢管	0.2~0.3
5		具有显著腐蚀的无缝钢管	0.5以上
6		旧的铸铁管	0.85以上
7	非 金 属 管	干净玻璃管	0.0015~0.01
8		橡皮软管	0.01~0.03
9		木管道	0.25~1.25
10		陶土排水管	0.45~6.0
11		很好整平的水泥管	0.33
12		石棉水泥管	0.03~0.8



(3) 图 摩擦系数 λ 与雷诺数 Re 及管壁相对粗糙度 $\frac{\epsilon}{d}$ 的关系

4.2.4 摩擦系数

(1) 层流 可查图3或用以下公式计算, 即

$$\lambda = \frac{64}{Re}$$

式中: λ ——摩擦系数, 无因次;

(2) 过渡流和完全湍流, 经验公式很多, 现推荐查图3。

4.2.5 压力降

(1) 摩擦压力降

a 层流 用Poiseuille 方程, 即

$$\Delta P_f = 32.6 \frac{\mu L u}{d^2} \left(0.326 \frac{\mu L u}{d^2} \right) \quad (8)$$

式中: ΔP_f ——摩擦压力降, kpa (kgf/cm²);

μ ——流体粘度, mpa·s (cp);

L ——管道长度, m;

u ——流体平均速度, m/s;

d ——管道内直径, mm

b 湍流用Fanning方程

$$\Delta P_f = \lambda \left(\frac{L}{D} \right) \frac{u^2 \rho}{2g \times 100} = 6.38 \times 10^4 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \rho} \quad \left(\Delta P_f = \lambda \left(\frac{L}{D} \right) \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\gamma}{10000} = 638 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \gamma} \right) \quad (9)$$

式中: λ ——摩擦系数, 无因次;

ρ ——流体密度, kg/m³;

γ ——流体重度, kg/m³;

d ——管道直径, mm;

W ——流体重量流量, kg/h;

D ——管道直径, m;

g ——重力加速度, 9.81 m/s²;

L ——管道长度, m, (包括直管长度及管件、阀门等折算成直管的当量长度)。

(2) 垂直管压力降

由于标高变化而产生的静压力降, 因流体流向的不同, 可有正值或负值。

$$\Delta P_s = (Z_2 - Z_1) \rho / 100 \quad \left(\Delta P_s = (Z_2 - Z_1) \frac{\gamma}{10000} \right) \quad (10)$$

式中: ΔP_s ——垂直管静压力降: kpa (kgf/cm²)

Z_1, Z_2 ——管道始端终端的标高m;

ρ ——流体密度kg/m³

γ ——流体重度kg/m³

(3) 速度变化压力降

流体经孔板, 突然扩大或缩小及设备接管口等所产生的压力降, 速度变化压力降, 包括摩擦压力降和加速度压力降两部份; 即

$$\Delta P_N = \Delta P_f \pm \Delta P_v \quad (11)$$

式中: ΔP_N ——速度变化压力降kpa (kgf/cm²)

ΔP_f ——摩擦压力降kpa (kgf/cm²)

ΔP_v ——加速度压力降kpa (kgf/cm²)

a 突然缩小和从容器到管口 (容器出口)

$$\Delta P_N = \Delta P_f + \Delta P_v = (K + K_v) \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\rho}{100}$$

$$\left(\Delta P_N = \Delta P_f + \Delta P_v = (K + K_v) \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\gamma}{10000} \right) \quad (12)$$

b 突然扩大和从管口到容器 (容器进口)

$$\Delta P_N = \Delta P_f + \Delta P_v = (K - K_v) \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\rho}{100} \quad (13)$$

$$\left(\Delta P_N = \Delta P_f - \Delta P_v = (K - K_v) \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\gamma}{10000} \right)$$

以上式中: K ——管件摩擦阻力系数, 无因次, 见表5。通常取 $K=0.5$

K_v ——管件速度变化阻力系数; 无因次, $K_v=1-(d_{\text{小}}/d_{\text{大}})^4$

对设备接管口: 因 $(d_{\text{小}}/d_{\text{大}})^4$ 值甚数, 可略去不计, 改 $K_v=1$ 。因此通常 $K + K_v=1.5$,

$K - K_v=0.5$, 分别代入式 (12) 及式 (13) 中得

$$\text{容器出口 } \Delta P_N = 1.5 \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\rho}{100} \quad \left(\Delta P_N = 1.5 \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\gamma}{10000} \right) \quad (14)$$

$$\text{容器进口 } \Delta P_N = -0.5 \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\rho}{100} \quad \left(\Delta P_N = -0.5 \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\gamma}{10000} \right) \quad (15)$$

ΔP_N 为负值: 压力回升, 计算中作为富裕量可略去不计。

u ——流体平均速度, m/s ;

ρ ——流体密度, kg/m^3

γ ——流体重度 kg/m^3

g ——重力加速度, 9.81m/s^2

4.2.6 管件、阀门的局部压力降

流体经管件、阀门产生的压力降, 一般采用当量长度法和阻力系数法计算。

(1) 当量长度法

将管件及阀门折算为相当的直管长度, 称当量长度, 计算时将当量长度加到直管长度中一并计算, 所得压力降为 ΔP_f 。当量长度见表7-1~15

(2) 阻力系数法

$$\Delta P_K = K \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\rho}{100} \quad \left(\Delta P_K = K \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\gamma}{10000} \right) \quad (16)$$

式中: ΔP_K ——因管件及阀门而产生的压力降 kPa (kgf/cm^2)

K ——阻力系数, 无因次

本方法中对湍流推荐采用当量长度法, 对层流可用阻力系数法, 层流时管件及阀门阻力系数见表9。

在采用阻力系数法计算压力降时, 直管和管件、阀门应分别计算, 其和为管道摩擦压力降 ΔP_f 。

(3) 管件的当量长度: 见表7-1, 7-14, 7-15

(4) 阀门的当量长度

a 闸阀

闸阀只供全开、全关各种管道和设备的介质之用, 不允许作节流用。见表7-2

b 截止阀

截止阀只供全开、全关各种管道和设备中介质之用, 不允许作节流用。见表7-3 (直通标准式) 见表7-4 (角式)。

c 球阀

球阀只供开启或关闭设备或管道中介质之用, 不允许作节流用。不同开度下球阀的当量长度见

表7—5。

开度是对阀轴线而言,即开度愈小,流量愈大,反之则流量愈小。开度加大时,应注意流量变化对计算压力降的影响。

d 隔膜阀

隔膜阀供腐蚀性介质管道的开启和关闭之用,不宜在真空管道和真空设备上使用。见表7—6

e 旋塞

旋塞作开启或关闭管道介质之用,也可作一定程度的调节用。表7—7列出了不同开度下直通旋塞的当量长度。开度定义同球阀。

f 蝶阀

蝶阀供各种管道或设备上作全开、全关之用,有的也可作节流用,不同开度下蝶阀的当量长度见表7—8,开度定义同球阀。

表 5 容器接管口的阻力系数K

1	容器的出口管(接管插入容器)	1.0
2	容器或其它设备进口(锐边接口)	1.0
3	容器的进口管(小圆角接口)	1.0
4	容器的进口管(接管插入容器)	0.78
5	容器或其它设备出口(锐边接口)	0.5
6	容器的出口管(小圆角接口)	0.23
7	容器的出口管(大圆角接口)	0.04

表 6 管件、阀门局部阻力系数(层流)

序号	管 件 及 阀 门 名 称	局 部 阻 力 系 数 (K)			
		Re=1000	Re=500	Re=100	Re=50
1	90°弯头(短曲率半径)	0.9	1.0	7.5	16
2	三通(直通)	0.4	0.5	2.5	
	(分枝)	1.5	1.8	4.9	9.3
3	闸阀	1.2	1.7	9.9	24
4	截止阀	11	12	20	30
5	旋塞	12	14	19	27
6	角阀	8	8.5	11	19
7	旋启式止回阀	4	4.5	17	55

表7-1 (1)

管道附件折算成直管长度 (仅适用于湍流)

41-A83-87

第13页 共31页

序 号	管 件 名 称	连 接 部 分	材 料	公 称 直 径 (in)																											
				公 称 直 径 (mm)																											
				1 4	3 8	1 2	3 4	1 1/4	1 1/2	2 1/2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	24	30	36	42	48	54	60	72	84	
				6	10	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500	600	750	900	1050	1200	1400	1500	1800
1	90°短弯头	法兰	钢	0.70.91.11.3	1.62.02.32.62.93.44.0																										
			铸铁																												
			法兰																												
2	90°长弯头	法兰	钢	0.50.60.70.70.81.01.11.11.21.4																											
			铸铁																												
			法兰																												
3	45°弯头	法兰	钢	0.10.20.20.30.40.50.60.81.01.21.7																											
			铸铁																												
			法兰																												
4	三通	法兰	钢	0.20.40.50.71.01.41.72.32.83.75.2																											
			铸铁																												
			法兰																												
5	三通	法兰	钢	0.71.11.21.62.02.93.03.94.05.26.4																											
			铸铁																												
			法兰																												
6	180°回转弯头	法兰	钢	0.70.91.11.31.62.02.32.62.83.44.0																											
			铸铁																												
			法兰																												

表 7-1 (2)

41-A83-87

第14页 共31页


序 号	管 件 名 称	连 接 部 份	材 料	公 称 直 径 (in)																公 称 直 径 (mm)																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																	
				1	2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	24	30	36	42	48	54	60	72	84																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
				1	2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	24	30	36	42	48	54	60	72	84																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
7	 180° 回转弯头	长颈 法兰	钢 铸铁	0.30	0.40	0.50	0.60	0.70	0.80	0.9	1.0	1.3	1.5	1.72	2.12	2.3	2.7	2.9	3.1	3.4	3.7	4.3																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																															</

表 7-1 (3)

41-A83-87

第15页 共31页

序 号	管 件 名 称	连 接 部 分	材 料	公 称 直 径 (in)																公 称 直 径 (mm)															
				1 4	3 8	1 2	3 4	1 1/4	1 1/2	2	2 1/2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	24	30	34	42	48	54	60	72	84				
				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	1050	1200	1400	1500	1800	2150							
11	0.30	40.60	81.11	61.11	61.92	63.14	05.87	69.81	13.71	16.82	21.32	24.42	29.03	33.53	36.64	46.96	62.88	80.89	96.11	113.41	130.51	147.51	183.51	219.51											
12	0.04	65.25	56.78	011.01	12.51	14.31	16.51	18.31	19.52	22.32	26.22	29.63	32.93	36.33	38.44	3																			
13	2.42	73.03	74.65	87.6	8.5	9.1	9.4	11.01	11.61	12.51	14.31	17.11	19.22	21.32	22.92	25.5																			
14	0.80	90.91	01.21	18.21	2.4	2.7	3.0	3.4	3.7	4.3	4.9	5.5	6.4	7.0	7.6	7.9																			
15	1.82	12.42	73.64	65.5	6.4	7.0	7.6	8.5	9.1	9.4	10.71	13.21	14.61	16.21	17.71	19.520.7																			
16	1.51	51.92	12.43	4.4	4.3	4.9	5.2	5.8	6.1	6.7	7.3	8.2	10.11	11.31	12.51	13.71	14.91	15.8																	
17	0.60	90.91	21.21	5.2	1.2	2.4	2.7	2.9	3.0	3.4	3.7	4.3	4.9	5.5	6.4	7.0	7.6	7.9																	
18	0.70	80.91	21.21	5.2	1.2	2.4	2.7	2.9	3.4	3.7	4.3	4.9	5.5	6.4	7.0	7.3	8.2																		
19	0.30	30.30	30.40	5.0	6.0	0.7	0.9	0.9	1.0	1.1	1.2	1.5	1.5	1.8	1.9	2.2	2.3	2.4																	
20	3.03	44.04	65.57	08.5	9.8	11.0	12.51	13.21	15.21	16.21	18.32	19.02	23.52	26.22	28.73	31.43	33.5																		
21	0.70	90.91	21.51	8.2	1.2	2.4	2.7	3.0	3.4	3.7	4.0	4.3	4.9	5.8	6.4	7.0	7.6	7.7																	
22	8.5	9.7	11.6	12.8	14.0	17.1	21.3	25.6	29.9	34.1	38.4	42.7	47.0	51.3	55.6	60.0	64.3	68.6																	
23	6.4	7.3	8.2	9.1	10.1	11.1	12.1	13.1	14.1	15.1	16.1	17.1	18.1	19.1	20.1	21.1	22.1	23.1																	
24	6.1	6.7	7.3	8.5	9.8	11.0	13.4	15.9	19.5	22.9	26.3	30.7	35.1	39.5	43.9	48.3	52.7	57.1																	
25	3.1	5.5	6.1	6.7	7.3	8.5	9.8	11.0	12.8	14.6	16.4	18.2	20.0	21.8	23.6	25.4	27.2	29.0																	

表 7-2 闸阀 (楔式双闸板平行式) 的当量长度

序 号	1	2	3	4	5	6	7	8	9
公称直径 Dg (mm)	15	20	25	32	40	50	65	80	100
当量长度 (m)									
1/4 开	9.44	13.60	18.48	25.11	32.38	44.74	59.73	76.62	100.0
1/2 开	1.14	1.64	2.23	3.03	3.91	5.4	7.2	9.24	12.06
3/4 开	0.14	0.21	0.28	0.38	0.50	0.68	0.91	1.17	1.53
全 开	0.12	0.16	0.2	0.26	0.32	0.40	0.52	0.64	0.80
序 号	10	11	12	13	14	15	16	17	18
公称直径 Dg (mm)	125	150	200	250	300	350	400	450	500
当量长度 (m)									
1/4 开	132.8	170	234	304	378	458	544	6.38	716
1/2 开	16.02	20.5	28.28	36.61	45.56	55.19	65.6	76.9	86.3
3/4 开	2.03	2.6	3.59	4.64	5.78	7.0	8.32	9.75	10.95
全 开	1.0	1.2	1.6	2.0	2.4	2.8	3.2	3.6	4.0
序 号	19	20	21	22	23	24	25	26	27
公称直径 Dg (mm)	600	700	800	900	1000	1200	1400	1600	1800
当量长度 (m)									
1/4 开	868								
1/4 开	104.7	125	149	172	195	246	293	342	393
3/4 开	13.3	15.8	18.9	21.8	24.8	31.2	37.1	43.3	49.8
全 开	4.8	5.6	6.4	7.2	8.0	9.6	11.2	12.8	14.4

表 7-3 截止阀 (标准式) 的当量长度

序 号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
公称直径 Dg (mm)	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150
当量长度 (m)											
全 开	3.23	4.29	5.38	6.88	8.6	10.73	13.98	17.2	21.5	26.88	32.25
1/2 开	5.1	6.8	8.5	10.88	13.6	17.0	22.1	27.2	34.0	42.5	51

表 7-4 90°角式截止阀的当量长度

序 号	1	2	3	4	5	6	7
公称直径 Dg (mm)	10	15	20	25	32	40	50
当量长度 (m)							
全 开	0.55	0.83	1.1	1.38	1.76	2.2	2.75

表 7-5 不同开度下球阀的当量长度 (完全湍流)

序号	公称直径Dg (mm)	当 量 长 度 (m)												
1	15	0.03	0.16	0.42	0.87	1.72	3.04	5.38	9.44	17.33	29.22	58.89	114.44	270
2	20	0.04	0.23	0.60	1.25	2.48	4.38	7.74	14.32	24.96	42.08	84.80	164.8	389
3	25	0.05	0.32	0.82	1.70	3.37	5.95	10.52	19.46	33.91	57.19	115.2	224	528
4	32	0.07	0.42	1.09	2.27	4.51	7.96	14.08	26.04	45.38	76.51	154.2	300	767
5	40	0.10	0.55	1.43	2.97	5.91	10.42	18.44	34.10	59.43	100.2	202	392	926
6	50	0.13	0.80	1.97	4.11	8.16	14.40	25.47	47.11	82.11	138.42	298.95	542.1	
7	65	0.18	1.05	2.71	5.63	11.19	19.75	34.96	64.64	112.7	189.9	383	744	
8	80	0.24	1.37	3.53	7.34	14.59	25.74	45.55	84.24	146.8	248	499	769	
9	100	0.31	1.81	4.69	9.75	19.38	34.19	60.5	111.88	195	329	663		
10	125	0.39	2.26	5.86	12.18	24.21	42.71	75.59	139.8	243.6	411	828		
11	150	0.50	2.90	7.50	15.60	31.0	54.7	96.8	179	312	526			
12	200	0.17	4.14	10.71	22.89	44.29	78.14	138.3	256	446	751			
13	开度 θ	5°	10°	15°	20°	25°	30°	35°	40°	45°	50°	55°	60°	65°
14	阻力系数K	0.05	0.29	0.75	1.56	3.10	5.47	9.68	17.9	31.2	52.6	106	206	486
15	流量变化系数													

表 7-6 隔膜阀的当量长度

序号	1	2	3	4	5	6	7	8
公称直径Dg (mm)	15	20	25	32	40	50	65	80
当量长度(m)								
1/4开	20.54	27.39	34.25	43.83	54.8	68.5	89.1	109.6
1/2开	4.21	5.61	7.0	8.97	11.2	14.0	18.2	22.4
3/4开	2.54	3.39	4.25	5.43	6.8	8.5	11.05	13.6
全开	2.25	3.0	3.75	4.8	6.0	7.5	9.8	12.0
序号	9	10	11	12	13	14	15	16
公称直径Dg (mm)	100	125	150	200	250	300	350	400
当量长度(m)								
1/4开	137	171.3	206	274	343	421	479	534
1/2开	28.0	35.0	42.0	56.0	70.0	86.3	98.2	109.3
3/4开	17.0	21.3	25.5	34.0	42.5	52.2	59.3	66.1
全开	15	18.8	22.5	30.0	37.5	45.0	52.5	58.5

表7-7 不同开度下旋塞阀的当量长度 (完全湍流) m

序号	公称直径Dg (mm)	当 量 长 度												
1	15	0.03	0.16	0.41	0.84	1.68	2.96	5.24	9.69	16.88	28.46	57.35	111.5	293
2	20	0.04	0.23	0.58	1.21	2.41	4.24	7.51	13.89	24.21	40.81	82.24	160	377
3	25	0.05	0.31	0.79	1.64	3.26	5.75	10.18	18.82	32.8	55.3	111.5	217	511
4	32	0.07	0.39	1.01	2.11	4.19	7.4	13.1	24.2	42.2	71.1	14.3	279	657
5	40	0.09	0.51	1.32	2.75	5.46	9.63	17.0	31.5	54.9	92.6	187	363	856
6	50	0.12	0.72	1.85	3.86	7.64	13.49	23.87	44.14	76.93	130	261	508	
7	65	0.17	0.98	2.52	5.25	10.42	18.4	32.6	60.2	105	177	356	693	
8	80	0.21	1.21	3.14	6.53	12.98	22.9	40.5	74.9	131	220	444	862	
9	100	0.26	1.53	3.95	8.21	16.32	28.79	50.95	94.2	164	277	558		
10	125	0.33	1.91	4.95	10.29	20.46	36.1	63.9	118.1	206	347	699		
11	150	0.44	2.57	6.64	13.81	27.44	48.42	85.7	158	276	466	938		
12	200	0.64	3.69	9.54	19.85	39.44	69.58	123.1	228	397	669			
13	开度 θ	5°	10°	15°	20°	25°	30°	35°	40°	45°	50°	55°	60°	65°
14	阻力系数K	0.05	0.29	0.75	1.56	3.10	5.47	9.68	17.9	31.2	52.6	106	206	486
15	流量变化系数	0.996	0.985	0.966	0.934	0.906	0.866	0.819	0.766	0.707	0.642	0.574	0.5	0.423

表 7—8 不同开度下蝶阀的当量长度 (完全湍流) m

序号	公称直径Dg (mm)	当 量 长 度													
1	50	0.13	0.62	1.37	2.37	4.05	6.61	10.29	16.37	28.42	49.21	85.79	154.74	311	
2	65	0.18	0.87	1.88	3.25	5.56	9.06	14.12	22.46	39.0	67.53	118	212	426	
3	80	0.22	1.07	2.31	4.0	6.84	11.16	17.38	27.64	48.0	83.1	145	261	524	
4	100	0.29	1.41	3.06	5.29	9.06	14.8	23.0	36.6	63.5	110	192	346	694	
5	125	0.39	1.88	4.06	7.00	12.03	19.61	30.55	48.6	84.4	146.1	255	459		
6	150	0.50	2.40	5.20	9.00	15.40	25.10	39.10	62.2	108	187	326	588		
7	200	0.71	3.43	12.86	22.0	35.86	55.9	88.9	154.3	267.1	466	840			
8	250	0.87	4.29	9.29	16.07	27.50	44.9	68.0	111.1	193	334	582			
9	300	1.15	5.54	12.0	20.8	35.5	57.9	90.2	115	249	432	752			
10	350	1.35	6.46	14.0	24.23	41.5	67.6	105	167	291	503	878			
11	400	1.54	7.39	16.0	27.7	47.4	77.2	120	191	332	572				
12	450	1.88	8.31	19.5	33.8	57.8	94.1	147	233	405	701				
13	500	2.08	10.0	21.67	37.5	64.2	105	163	259	450	779				
14	600	2.5	12.0	26.0	45.0	77.0	126	196	311	540	935				
15	800	4.0	19.2	41.6	72.0	123	201	313	498	864					
16	900	4.16	19.95	43.23	74.8	128	209	325	517	898					
17	1000	4.80	23.1	49.97	86.5	148	241	376	598						
18	1200	5.94	28.5	61.8	106.9	183	298	465	739						
19	开度 θ	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°	35°	40°	45°	50°	55°	60°	
20	阻力系数K	0.05	0.24	0.52	0.9	1.54	2.51	3.91	6.22	10.8	18.7	32.6	58.8	118	
21	流量变化系数														

表 7—9 铸铁异径 (逐渐缩小) 管的当量长度 (完全湍流)

(m)

序 号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
序号 公称直径Dg(mm)	50	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450
1	80	0.86									
2	100	3.98	0.15								
3	125	16.0	1.52	0.30							
4	150		5.72	1.40	0.27						
5	200		35.62	13.57	4.41	1.33					
6	250			52.08	19.71	7.98	1.13				
7	300				57.51	25.36	5.69	1.01			
8	350					59.36	16.31	4.73	0.69		
9	400						38.17	12.83	4.15	0.92	
10	450							75.93	27.97	10.67	3.76
11	500								52.28	21.75	9.28
										3.52	0.87

表 7—10 铸铁异径 (逐渐扩大) 管的当量长度 (完全湍流)

(m)

序 号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
序号 公称直径Dg(mm)	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500
1	50	1.71	9.7	43.68							
2	80		0.17	2.92	13.31	97.25					
3	100			0.35	3.16	33.09	142.19				
4	125				0.27	8.73	48.05	154.47			
5	150					1.89	16.60	61.83	157.47		
6	200						1.32	10.27	35.68	93.03	104.33
7	250							1.0	7.52	25.42	62.84
8	300								0.59	5.90	19.27
9	350									0.70	4.82
10	400										0.61
11	450										
											4.12
											0.54

4.3 非圆形截面管

4.3.1 水力半径

水力半径为流体通过管道的自由截面积与被流体所浸润的周边之比即:

$$R_H = \frac{A}{C} \quad (17)$$

式中 R_H ——水力半径, m;
 A ——管道自由截面积, m^2 ;
 C ——浸润周边, m。

4.3.2 当量直径

当量直径为水力半径的四倍, 即

$$De = 4R_H$$

式中 De ——管道的当量直径, m。

某些非圆形截面管的当量直径见表8。

4.3.3 压力降

当量直径用于湍流其压力降为

$$\Delta P_t = \lambda \left(\frac{L}{De} \right) \frac{u^2}{2g} \frac{\rho}{100} \quad \Delta P_t = \lambda \left(\frac{L}{De} \right) \frac{u^2}{2g} \frac{\gamma}{10000} \quad (18)$$

式中 ΔP_t ——摩擦压力降, (kgf/cm^2) ;
 γ ——流体重度, kg/m^3 ;
 ρ ——流体密度 kg/m^3 ;
 u ——流体平均速度, m/s;
 g ——重力加速度, 9.81 m/s^2 。

式(18)对不是满流的圆管也适用,但不适用于很窄或成狭缝的流动截面上,对矩形管截面周边长宽比不得超过3:1。对环形截面管可靠性较差,对层流用当量直径不可靠,当必须使用时,应对摩擦系数进行修正,即

$$\lambda = \frac{C}{Re} \quad (19)$$

式中 C ——常数, 无因次, 见表8。

表8 某些非圆形管的当量直径 De 及常数 C

序号	非圆形管截面	当量直径 De	常数 C
1	正方形; 边长为 d	a	57
2	等边三角形, 边长为 a	$0.58a$	53
3	环隙形, 环宽度 $b = \frac{d_1 - d_2}{2}$	$d_1 - d_2$	96
4	长方形, 长为 $2a$ 宽为 a	$1.3a$	62
5	长方形, 长为 $4a$ 宽为 a	$1.6a$	73

4.4 冷却水管

考虑到冷却水管的结垢, 推荐采用Hazen-Williams 的经验公式, 即

$$\Delta P_f = 1.1 \times 10^{10} \frac{(V/C)^{1.85} \cdot L}{d^{4.865}} \quad \left(\Delta P_f = 1.1 \times 10^8 \frac{(V/C)^{1.85} \cdot L}{d^{4.865}} \right) \quad (20)$$

式中: ΔP_f ——摩擦压力降, kpa (kgf/cm²);

V——流体体积流量, m³/h;

C——Hazen-Williams 系数, 无因次;

L——管道长度, m;

d——管道直径, mm。

式(20) 仅在流体运动粘度为1.1厘沲(水在15.5°C时的数值)其值才准确。水的粘度随温度而变化, 0°C 时为1.8厘沲; 100°C时为0.29厘沲。在0°C时可能使计算出的摩擦压力降加大了20%, 100°C时可能缩小了20%。其它液体如运动粘度约为1.1厘沲时, 也可用此公式计算。

计算中, 使用图 4—1 ~ 5 甚为方便。

压力降 $K\text{g}/\text{cm}^2$ (100m 管长)

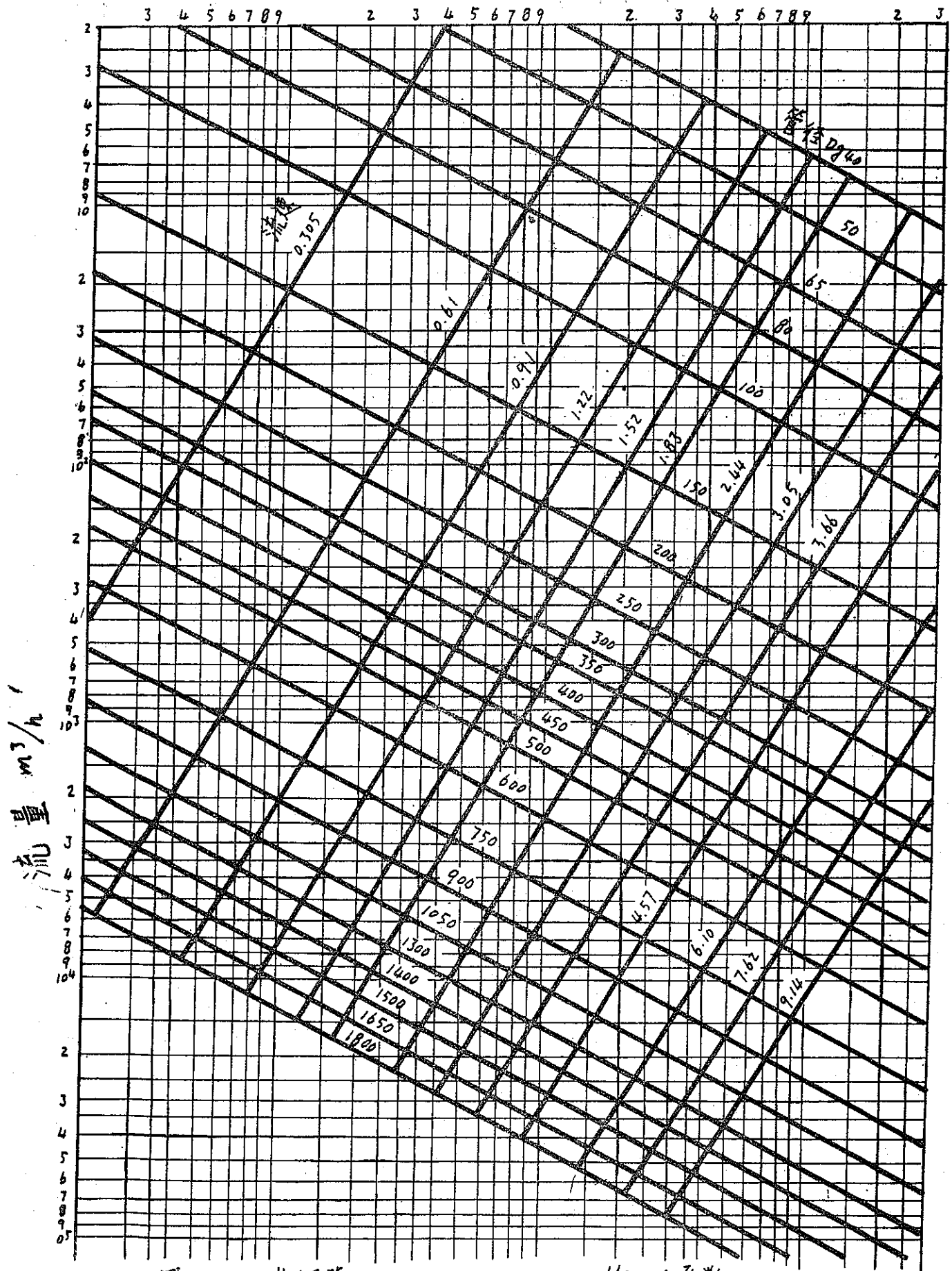
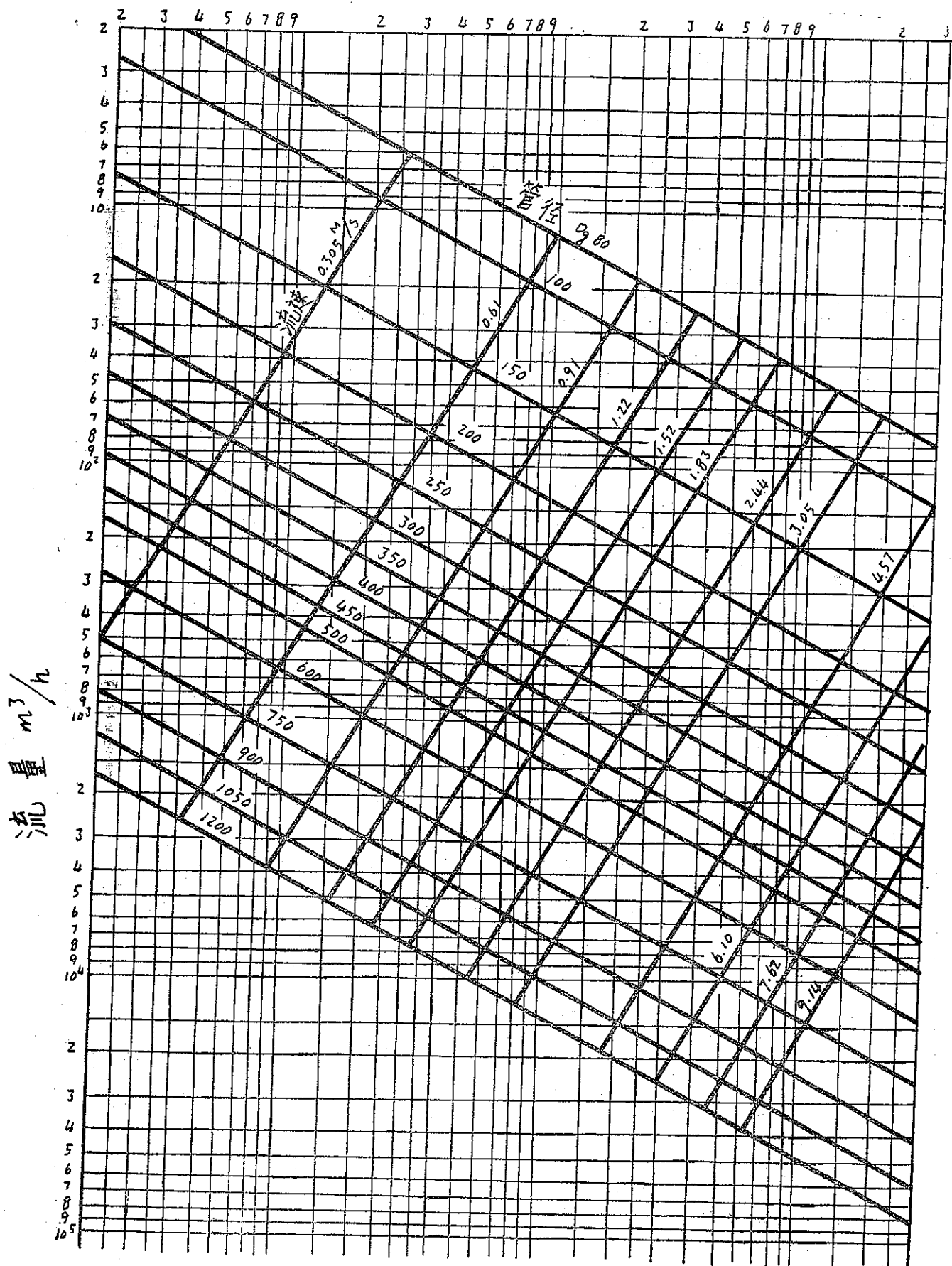


图 4-1 碳钢管

Hazen-williams 系数 $C=112$

压力降 kgf/cm^2 (100 m 管长)图 4-2 铸铁管 Hazen-williams 系数 $C=100$

压力降 kgf/m^2 (100m 管长)

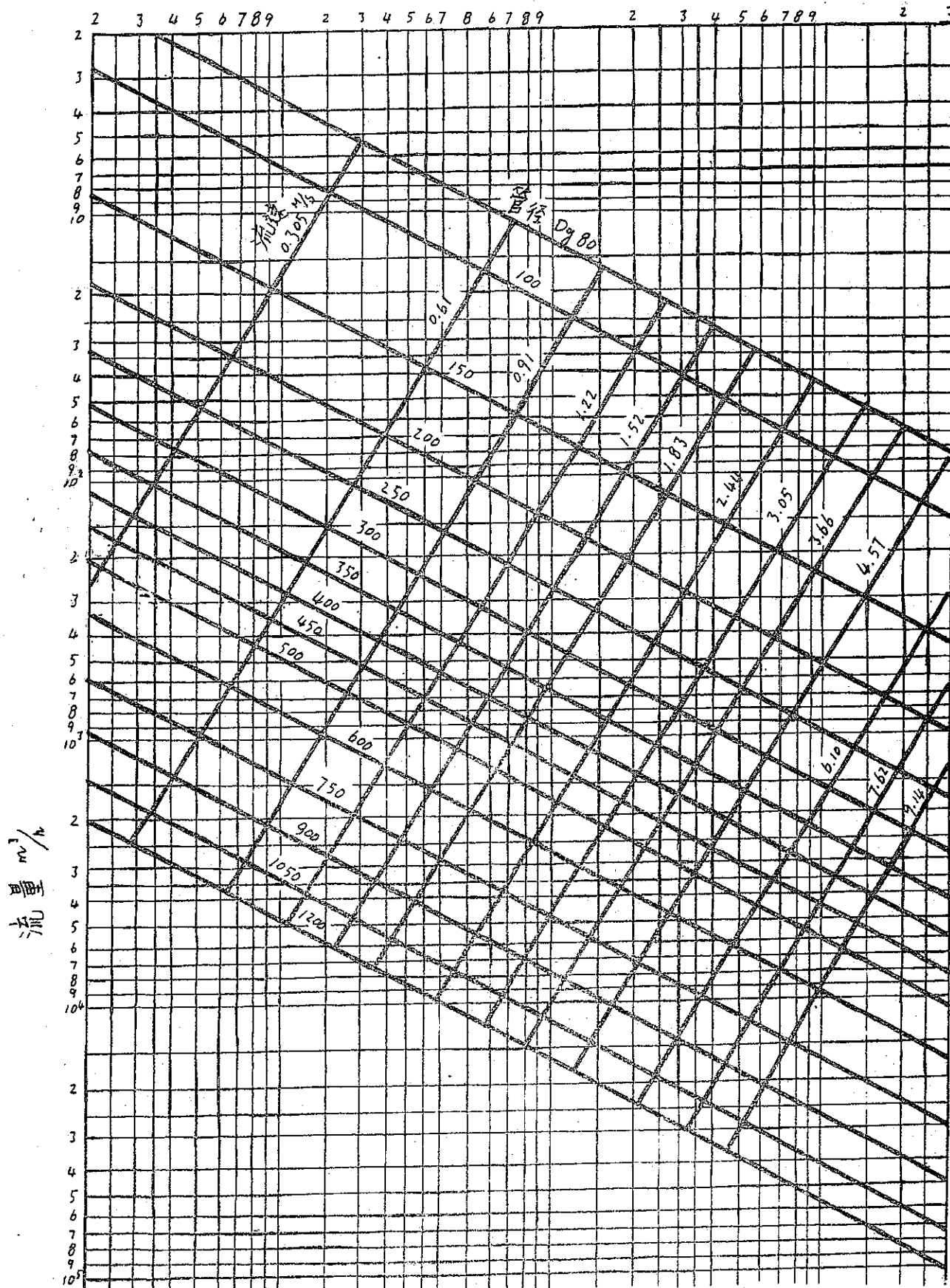


图 4-3 衬单层水泥铸铁管 Hazen-williams 系数 $C=120$

压力降 kgf/cm^2 (100 m 管长)

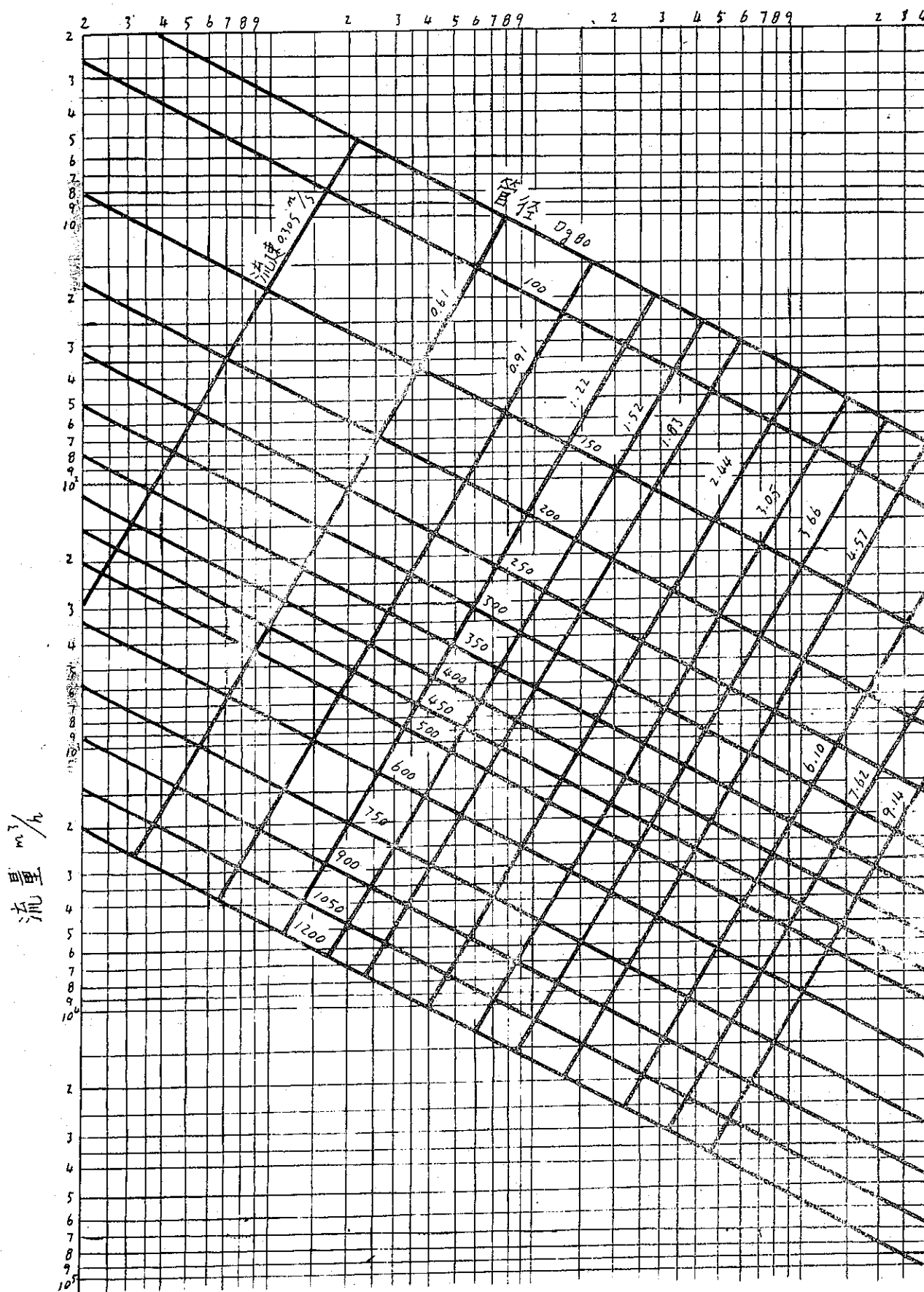
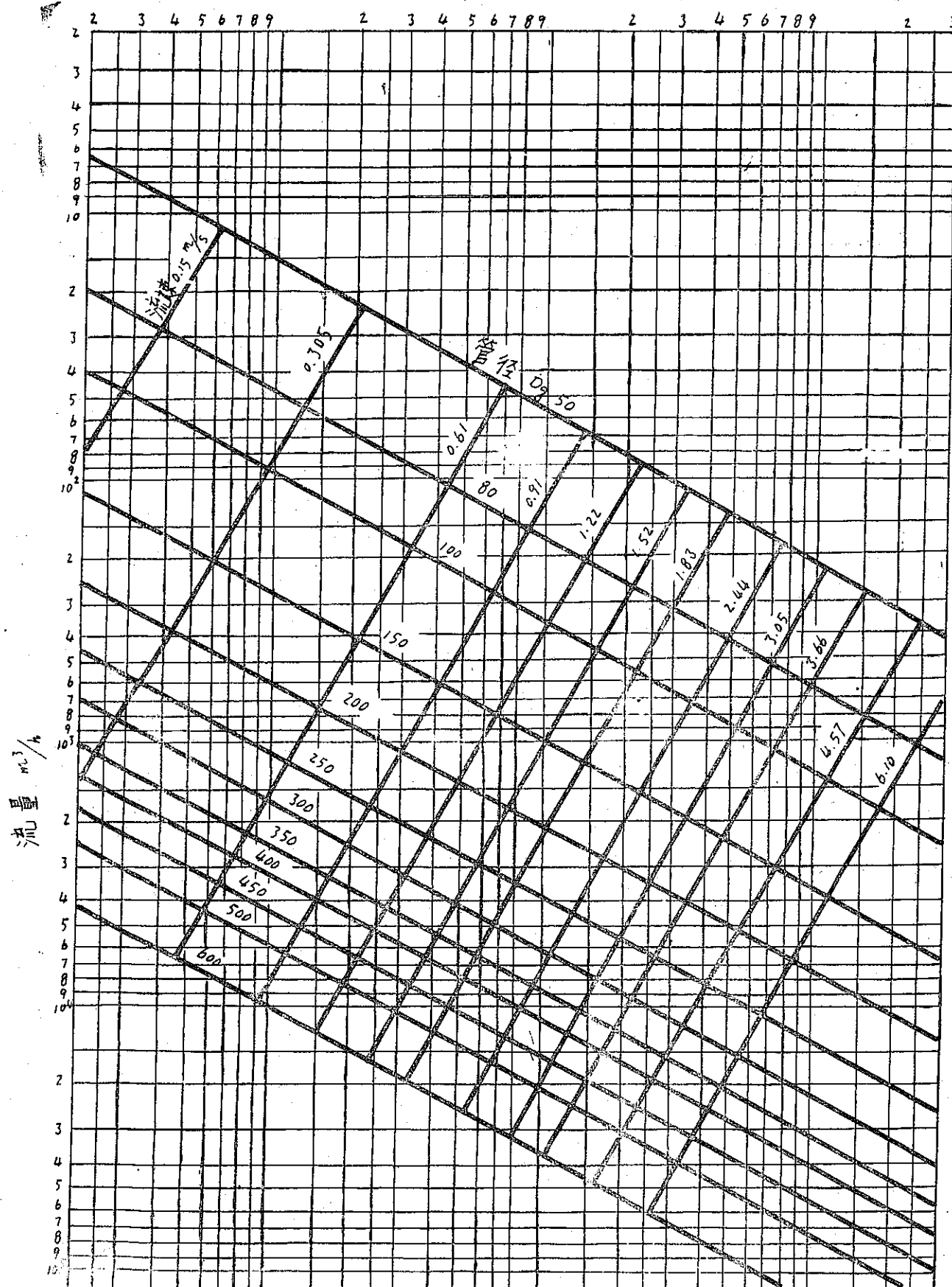


图 4-4 衬双层衬泥铸铁管 Hazen-Williams 系数 $C=120$

压力降 kgf/cm^2 (100m 管长)4 5 玻璃纤维加强的塑料管 Hazen-Williams 系数 $C=150$

4.5 计算步骤及例题

4.5.1 计算步骤

(1) 已知管径、流量求压力降

- a 计算雷诺数确定流型;
- b 确定管壁粗糙度查摩擦系数;
- c 求100m管长的压力降;
- d 确定直管长度及管件、阀门等的当量长度;
- e 分别求出 ΔP_f 、 ΔP_s 及 ΔP_v 得到管道的总 ΔP 。

(2) 已知允许压降、流量求管径

- a 选合理流速估算管径;
- b 求雷诺数确定流型;
- c 确定管壁粗糙度查摩擦系数;
- d 求100m管长的压力降;
- e 确定直管长度及管件、阀门等的当量长度;
- f 求出总压降 ΔP 后,按额定负荷进行压降平衡计算和核算管径,如不符合则重新按上述步骤进行计算,最后以105%负荷进行校核。

以上仅为一般计算步骤,计算中应按实际情况确定计算步骤进行计算。

4.5.2 例题

例1、某液体反应器系统，由反应器通过一个调节阀和一个孔板，将液体排入一个贮槽中，反应器中的压力为 5.5kgf/cm^2 (A) 温度为 35°C ；反应器中液体的重度为 930kg/m^3 ，粘度为 0.91cp ，经过调节阀时基本上没有闪蒸、流量为 4900kg/h ；管道为钢管，求调节阀的允许压力降。

解：

选流体速度为 1.8m/s ，侧管径为

$$d = 18.8 \sqrt{\frac{4900}{1.8 \times 930}} = 32.16\text{mm}, \text{选内径为} 33\text{mm} \text{管 } (\Phi 38 \times 2.5), \text{则实际流速为}$$

$$u = (18.8)^2 \times \frac{4900}{930 \times 33^2} = 1.71\text{m/s}$$

$$\text{雷诺数 } Re = 354 \frac{W}{d\mu} = 354 \times \frac{4900}{33 \times 0.91} = 5.78 \times 10^4 \quad \text{取 } \varepsilon = 0.2, \text{则 } \varepsilon/d = 0.0061$$

查图3得 $\lambda = 0.034$

每100m管长的摩擦压力降

$$\Delta P_{f100} = 638 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \gamma} = 638 \frac{0.034 \times 100 \times 4900^2}{33^5 \times 9.30} = 1.43\text{kgf/cm}^2 = 143\text{kpa}$$

直管长度及管件、阀门等的当量长度

$$90^\circ \text{弯头 (10个长径)} \quad 0.6 \times 10 = 6.0$$

$$\text{三通 (8个标准)} \quad 0.4 \times 8 = 3.2$$

$$\text{闸阀 (4个, 全开)} \quad 0.3 \times 4 = 1.2$$

$$10.4 \sim 11\text{m}$$

$$\text{直管} \quad 180\text{m}$$

$$\text{总长度} \quad 191\text{m}$$

$$\text{摩擦压力降} \quad \Delta P_f = \frac{1.43 \times 191}{100} = 2.73\text{kgf/cm}^2 = 273\text{kpa}$$

速度变化压力降

$$\text{反应器出口 } \Delta P_N = (K + K_v) \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{\gamma}{10000} \quad \text{查表5得 } K = 0.5, \text{又 } K_v = 1,$$

$$\text{则} \quad \Delta P_N = 1.5 \times \frac{1.71^2}{2 \times 9.81} \times \frac{930}{10000} = 0.021\text{kgf/cm}^2 = 2.1\text{kpa}$$

$$\text{贮槽进口 } \Delta P_N = (K - K_v) \frac{u^2}{2g} \times \frac{\gamma}{10000} \quad \text{查表5得 } K = 1 \quad \text{又 } K_v = 1$$

$$\text{故} \quad \Delta P_N = 0$$

管道及管件、阀门压力降之和为

$$\Delta P_f + \Delta P_N = 2.73 + 0.021 = 2.751\text{kgf/cm}^2 = 275.1\text{kpa}$$

取孔板允许压力降为 $0.35\text{kgf/cm}^2 = 35\text{kpa}$

$$\text{以上压力降之和为} \quad 2.751 + 0.35 = 3.101\text{kgf/cm}^2 = 310.\text{kpa}$$

$$\text{反应器和贮槽的压差为} \quad 5.5 - 1 = 4.5 \text{ kgf/cm}^2 = 450\text{kpa}$$

调节阀压力降为以上压差与以上压力降之和的差值，即

$$\text{调节阀} \quad \Delta P = 4.5 - 3.101 = 1.399\text{kgf/cm}^2 = 139.9\text{kpa}, \text{此值为 } \Delta P_f \text{ 的 } 50.9\%, \text{一般为 } 25 \sim 60\%.$$

倒2 用钢管输送 25°C 的天然气（其中成分大部份为甲烷），条件如下：

重量流量 5000kg/h ；管道内径 300mm ；管道长度 2000m ；

粘度 0.011cp ；重度 1.8995kg/m^3 ；初始压力 3.0kgf/cm^2 (A)；

求终点压力

解: 甲烷分子量为16

$$\text{雷诺数 } Re = 354 \frac{W}{d \mu} = 354 \frac{5000}{300 \times 0.011} = 5.36 \times 10^5$$

$$\text{取钢管绝对粗糙度 } \varepsilon = 0.3 \text{ mm, 则 } \frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.3}{300} = 0.001$$

查图3得 $\lambda = 0.0202$

$$\text{设终压力点 } P_2 = 2.85 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A), 则 } \frac{P_1 - P_2}{P_1} \times 100\% = \frac{3.0 - 2.85}{2} \times 100\% = 7.5\% < 10\%$$

故可用单相流公式或等温流动公式计算

(1) 用单相流公式计算

$$\Delta P_f = 638 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \gamma} = 638 \frac{0.0202 \times 2000 \times 5000^2}{300^5 \times 1.8995} = 0.1396 \text{ kgf/cm}^2 = 13.96 \text{ kPa}$$

$$P_2 = P_1 - \Delta P_f = 3.0 - 0.1396 = 2.8604 \text{ kgf/cm}^2, \text{ 与假设不符, 重新假设 } P_2 = 2.86 \text{ kgf/cm}^2$$

$$\text{(A), 则 } \frac{P_1 - P_2}{P_1} \times 100\% = \frac{3.0 - 2.86}{3.0} \times 100\% = 4.67\% < 10\%, \text{ 故可用单相流式计算结果,}$$

$P_2 = 2.86 - 2.85 \text{ kgf/cm}^2$ 均可。误差为0.35%。

(2) 用等温流动公式计算

$$\text{设终点压力 } P_2 = 2.85 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A), 则 } \gamma_2 = \frac{2.85 \times 10^4 \times 16}{848 \times 298} = 1.8045 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{平均重度 } \gamma_m = \gamma_2 + \frac{1}{3} (\gamma_1 - \gamma_2) = 1.8045 + \frac{1}{3} (1.8995 - 1.8045) = 1.8348 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta P_f = 638 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \gamma_m} = 638 \frac{0.0202 \times 2000 \times 5000^2}{300^5 \times 1.8348} = 0.1445 \text{ kgf/cm}^2 = 14.45 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 3.0 - 0.1445 = 2.855 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)} \sim 2.86 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A), 与假设尚有误差, 重新假设}$$

$$P_2 = 2.86 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A), 则 } \gamma_2 = \frac{2.86 \times 10^4 \times 16}{848 \times 298} = 1.8108 \text{ kg/m}^3$$

$$\gamma_m = 1.8108 + \frac{1}{3} (1.8995 - 1.8108) = 1.8404 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta P_f = 638 \frac{0.0202 \times 2000 \times 5000^2}{300^5 \times 1.8404} = 0.1440 \text{ kgf/cm}^2 = 14.40 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 3.0 - 0.1440 = 2.856 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)} = 285.6 \text{ kPa} \text{ 与假设基本符合}$$

以上两种方法计算结果基本一致, 误差甚小

4.5.3 液体管道计算表

(1) 用途 计算系统压力降以确定管径, 供各版PID使用。

(2) 专业关系

a 化工工艺专业提供设备压力降, 系统允许压力降以及物化数据等, 装置布置专业提供设备布置图; 设备专业提供设备总图等。

b 不对外专业提出条件

(3) 编制时间 和各版PID相适应, 即每版PID应有相应的计算表。

(4) 编制步骤及说明

a 填写已知条件

b 按计算步骤逐项计算包括管道(直管、管件及阀门等)调节阀及流量计、限流孔板等压力降, 使之小于允许压力降; 作系统压降平衡(压力降、管径调整)直至满足设计要求为止, 将最后计算结果填在表中。

(5) 填表举例见附表

管 道 计 算 表

(单相流)

管道编号和类别	例 1	例 2	
来自			
到			
物料	××液体	天然气	
流量 kg/h	4900	5000	
分子量			
温度 °C	35	25	
压力 kpa	550	300	
粘度 mpa.s	0.91	0.011	
压缩系数			
重度 kg/m ³	930	1.8995	
真空度			

管径 Dg	32	300 (内径)			
表号或外径×壁厚	∅38×2.5				
流速 m/s	1.71				
雷诺数	5.78×10^4	5.36×10^5			
流导					
压力降 kpa (100m)	143	0.72			


直管长度 m	180	2000 (包括管件及阀门等)			
弯头 90°	6.0				
三通	3.2				
异径管					
闸阀	1.2				
截止阀					
旋塞					
止回阀					
总长度 m	~191	2000			

管道压力降 kpa	275.1	14.4			
-----------	-------	------	--	--	--

孔板压力降 kpa	35				
调节阀压力降 kpa	139.9				
设备压力降					
始端标高 m					
终端标高 m					
静压头					
设备接管口 kpa	2.1				

总压力降 kpa	450	14.4			
压力(始端) kpa(A)	550	300			
压力(终端) kpa(A)	100	285.6			

版次	版次						
日期	日期						
编制	编制						
审核	审核						
修改	修改						

	管道压力降计算 (可压缩流)	设计手册	
		41—A84—87	
		第 1 页	共 10 页

1 使用说明

1.1 本计算着重介绍工程设计中可压缩流在管道中流动压力降的一般计算方法, 对高压管中流体流动压力降计算的公式也作了介绍。

1.2 对低压力降气体管可按等温流动一般计算式或单相流公式计算, 对高压气体首先要考虑气体是否处于临界流动的问题。

1.3 管长 $L > 60d$ 时按等温流动公式计算, $L < 60d$ 可按绝热流动公式计算, 必要时可按两种方法计算, 取压力降较大的结果。

1.4 对特殊的高压管道应按有关专著进行, 此处不作介绍。

1.5 单相流计算资料中的一般规定及图表等均适用。

2 符 号

A 管道截面积, m^2

C 常数

C_p, C_v 分别为气体的定压比热和定容比热, $kcal/kg \cdot ^\circ C$

D 管道内直径, m

d 管道内直径, mm

E 流动效率系数

G 气体重量流速 $kg/m^2 \cdot s$

g 重力加速度 $9.81 m/s^2$

K 绝热指数、 $K = C_p/C_v$

L 管道长度 m, km

M 气体分子量 $kg/kg \cdot mol$

N 速度头数

P 压力 kpa (kgf/m^2)

ΔP 压力降 kpa kgf/cm^2

R 气体常数 $848 kg \cdot m/kg \cdot mol \cdot K$

R 雷诺数

S 气体比重

T 气体温度 K

u 气体速度 m/s

V 气体体积 m^3

v 气体体积流量 m^3/h

W 气体重量 kg

w 气体重量流量 kg/h

γ 气体重度 kg/m^3

ϵ 管壁绝对粗糙度 mm

λ 摩擦系数

μ 气体粘度 $\text{kg}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ cp $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$

3 概述

3.1 范围 本部分主要介绍管道中单相可压缩流体流动压力降的一般计算方法, 流体所有的流动参数(压力、体积、温度、比容等)只沿流动方向变化。

3.1.1 可压缩流体如气体、蒸汽、蒸气等, 当压力降小于进口压力的10%时, 不可压缩流体公式及有关图表规定等均适用, 误差在5%以内。

3.1.2 流体压力降大于进口压力10%而小于40%时, 仍可用不可压缩流体公式, 但流体的重度(或比容)须用平均值。

3.1.3 流体如蒸汽压力降大于进口压力40%时, 可用Babcock公式进行计算; 天然气管可用Weymouth式或Panhandle式进行计算。

3.1.4 为简化计算, 在一般情况下, 采用等温流动公式计算压力降, 误差在5%以内, 必要时对天然气、空气、蒸汽等可用经验公式进行计算。

3.1.5 按国务院规定, 应统一实行法定计量单位, 但由于历史原因, 本计算中涉及到的有关资料和数据考虑到怕引起错误暂未换算, 因此采用法定计量单位和工程单位制并存的办法, 但计算结果应换算成法定计量单位, 在使用时请注意。

3.2 一般计算

3.2.1 管道系统压力降的计算与不可压缩流体基本相同, 即 $\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_s + \Delta P_v$ (1)

对 ΔP_s 、气体压力低时重度小, 可略去不计, 但压力高时要计算; 对长管($L > 60\text{m}$)在计算 ΔP_f 时, 应分段计算重度, 然后求得各段的 ΔP_f 最后求得 ΔP_f 的总和才较正确。

3.2.2 可压缩流体压力降计算的理论基础是能量平衡方程及理想气体状态方程, 理想气体状态方程为

$$PV = \frac{W}{M}RT \quad (2)$$

$$\text{或} \quad P/\gamma = C \quad (3)$$

式中: P ——气体压力, $\text{kg}/\text{m}^2(\text{A})$;
 W ——气体重量, kg ;
 R ——气体常数, $848 \text{ kg}\cdot\text{m}/\text{kg}\cdot\text{mol}\cdot\text{K}$;
 T ——气体温度, K ;
 V ——气体体积, m^3 ;
 M ——气体分子量, $\text{kg}/\text{kg}\cdot\text{mol}$;
 γ ——气体重度, kg/m^3 ;
 C ——常数。

对绝热流动, 式(3)应为

$$P/\gamma^K = C \quad (4)$$

式中: K ——绝热指数

$$K = C_p/C_v \quad (5)$$

式中: C_p, C_v ——分别为气体的定压比热和定容比热, $\text{kcal}/\text{kg}\cdot^\circ\text{C}$ 。

对等温流动 $K = 1$, 则 $P/\gamma = C$

3.2.3 绝热指数 K K 值由气体的分子结构而定, 一般气体的 K 值如下

化学符号或名称	绝热指数 K	化学符号或名称	绝热指数 K
C_2H_2	1.28	CH_4	1.26

空气	1.40	CH ₃ Cl	1.20
NH ₃	1.29	N ₂	1.40
CO ₂	1.28	NO	1.48
CO	1.41	N ₂ O	1.26
C ₂ H ₄	1.22	O ₂	1.40
HCl	1.40	SO ₂	1.25
H ₂	1.40		
一般单原子气体(He、A、Hg等)		K=1.66	
双原子气体(O ₂ 、H ₂ 、N ₂ 、CO ₂ 空气等)		K=1.40	
多原子气体(包括水蒸汽、过热蒸汽等)		K=1.33	

4 临界流动

当气体速度达到声速时、称为临界流动

4.1 声速 声速是可压缩流体在管道出口处可能达到的最大速度。

一般当系统的出口压力等于或小于入口绝对压力的一半时,将达到声速,达到声速后,系统压力降不再增加,即使将流体排入较达到声速处(如大气)压力为低的设备中,速度仍不改变。对系统条件为中压到高压范围排入大气(或真空)时,应判断气体状态是否达到声速,否则计算出的压力降可能有误,声速计算式如下:

$$\text{绝热流动} \quad u_c = \sqrt{\frac{K g R T}{M}} \quad (6)$$

$$\text{等温流动} \quad u_c = \sqrt{\frac{g R T}{M}} \quad (7)$$

式中 u_c ——气体的声速, m/s。

其余符号意义同前。

管道中气流速度应控制在低于声速的范围内(亚声速)

4.2 临界流动的判别

$$\frac{P_2/P_1}{G/G_{m \cdot x}} \leq \frac{0.605}{K} \sqrt{\frac{T_2}{T_1}}$$

式中 P_1 、 P_2 ——分别为管道上、下游气体的压力, kgf/cm²(A);

G 、 G_m ——分别为气体的重量流速及最大重量流速, kg/m²s;

K ——绝热指数;

T_1 、 T_2 ——分别为管道上、下游气体温度, K。

$$\frac{P_2/P_1}{G/G_{m \cdot x}} = 1.84 \frac{T_2 d^2}{W} \sqrt{\frac{M}{T_1}}$$

式中 d ——管道内径, mm;

W ——气体重量流量, kg/h

M ——气体的分子量, kg/kg.mol

其余符号意义同前。

5 管道压力降计算

5.1 等温流动 当气体与外界有热交换,能使气体温度很快地接近于周围介质的温度,如煤气,天然气等长管就属于等温流动。

等温流动计算式如下:

$$\Delta P_f = \frac{\lambda L G^2}{2g D \gamma_m 10^4} = \frac{\lambda L G^2}{2g d \gamma_m 10} = 638 \frac{\lambda L W^2}{\gamma_m d^5} = 638 \frac{\lambda L v_m^2 \gamma_m}{d^5} \quad (10)$$

式中: ΔP_f ——管道摩擦压力降 kg/cm^2 ;

λ ——摩擦系数、求法与单相流不可压缩流体相同;

L ——管道长度、 m ;

G ——气体重量流速、 $\text{kg/m}^2\text{s}$;

g ——重力加速度 m/s^2 ;

D ——管道直径、 m ;

d ——管道直径 mm ;

γ_m ——气体平均重度、 kg/m^3 ;

$$\gamma_m = \gamma_2 + \frac{1}{3}(\gamma_1 - \gamma_2) \quad (11)$$

γ_1 γ_2 ——分别为管道上、下游气体重度 kg/m^3 ;

W ——气体重量流量 kg/h ;

v_m ——平均重度下的气体体积流量, m^3/h ;

$$v_m = v \frac{\gamma}{\gamma_m} \quad (12)$$

v ——气体体积流量, (标) m^3/h 。

5.2 绝热流动

对绝热流动,当管道较长时,仍可用等温流动计算式,误差一般不超过 5%,在工程计算中是允许的。

对短管可用以下方法进行计算。

5.2.1 计算上游的重量流速

$$G_1 = W/A$$

式中: G_1 ——上游条件下气体的重量流速, $\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$;

W ——气体的重量流量 kg/s ;

A ——管道截面积 m^2 。

5.2.2 计算上游条件下的最大重量流速;

$$G_{\max} = 60.67 \sqrt{g P_1 \gamma_1} \quad (13)$$

式中: G_{\max} ——上游条件下气体的最大重量流速 $\text{kg/m}^2\text{s}$;

P_1 ——上游压力 $\text{kgf/cm}^2(A)$;

γ_1 ——上游条件下气体重度, kg/m^3 。

5.2.3 求比值

$$G/G_{\max}$$

5.2.4 假设N值,而后进行核对

$$N = \frac{\lambda L}{D} \quad (14)$$

式中: N ——速度头数;

λ ——摩擦系数;

L ——管道长度、 m ;

D ——管道直径, m 。

5.2.5 根据N和G/G_{max}的比值,由图1得P₂/P₁的比值,然后计算出下游压力P₂。

以上计算方法的假设条件如下:

- (1) 在计算范围内的绝热指数是常数。
- (2) 在匀截面水平管中的流动。
- (3) 重量流速在整个管内横截面上是均匀分布的。
- (4) 摩擦系数是常数。
- (5) 压力降引起的重度变化大于10%。

5.3 高压下的流动 当压力降大于进口压力的40%时,用等温流动和绝热流动的一般计算式可能有较大误差,在这种情况下,可采用以下的经验公式进行计算。

5.3.1 Babcock式

$$\Delta P_i = 6.91 \frac{W^2 L}{\gamma_m d^5} + 631.8 \frac{W^2 L}{\gamma_m d^6} \quad (16)$$

式中: W ——气体重量流量, kg/h;
 γ_m ——气体平均重度, kg/m³;
 L ——管道长度, m;
 d ——管道直径, mm

此式可用于对蒸汽管的计算,在压力等于或小于35kgf/cm² (A) 情况下结果较好,但当管径小于100mm时,计算结果可能偏高。

5.3.2 Weymouth式

$$V = 0.00249 d^{2.667} \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{SL} \times \frac{273}{T}} \quad (17)$$

式中: V ——气体体积流量, (标)m³/h;
 d ——管道直径, mm;
 $P_1 P_2$ ——管道上、下游压力, kgf/cm² (A);
 S ——气体比重;
 L ——管道长度, km;
 T ——气体温度, K。

此式用于3~40kgf/cm² (A) 压力下,管径150mm以上的天然气管结果较好,对一般的高压气体管也适用。

5.3.3 Panhandle 式

$$V = 0.00469 E d^{2.0182} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{0.5394} \quad (18)$$

式中: E ——流动效率系数;
 对于没有管道附件、阀门的水平新管,取 $E=1.00$;
 操作条件较好,取 $E=0.95$;
 操作条件一般,取 $E=0.92$;
 操作条件较差,取 $E=0.85$ 。

其余符号意义同前。

此式常用于直径150~600mm, $R_s = 5 \times 10^6 \sim 14 \times 10^6$ 的天然气管,准确度高于Weymouth式。

5.3.4 Harris 式

$$\Delta P_i = 75.6 \frac{L v^2}{P_m d^{5.31}} \quad (19)$$

式中: v ——气体体积流量, (标) m³/h;

P_m ——气体管上、下游平均压力, kgf/cm² (A), $P = \frac{P_1 + P_2}{2}$

L ——管道长度, m; d ——管道直径, mm。

此式通常用于压缩空气管的计算,如用于其它气体,求得的压力降应乘以流体的比重。

5.3.5 局部压力降

和单相流液体管一样,仍采用当量长度法,即将各种管件及阀门等的当量长度加到直管长度中一并计算,在粗略计算中可按直管长度的1.05~1.10倍作为计算长度。

5.3.6 速度变化压力降

速度变化压力降仍采用单相流液体管的计算方法,但计算过程中流体重度应采用平均重度。在工程计算中对较长管道此项损失可略去不计。

6 计算步骤及例题

6.1 计算步骤

6.1.1 一般计算步骤

(1) 不可压缩流体管道的一般计算步骤,雷诺数、摩擦系数、管壁粗糙度等的求取方法及有关图表、规定等均适用。

(2) 假设流体流速以估算管径。

(3) 计算雷诺数 Re 、相对粗糙度 ϵ/d 、查图求摩擦系数 λ 。

(4) 确定直管长度、管件及阀门等的当量长度。

(5) 确定或假设孔板、调节阀及设备等的压力降。

(6) 计算单位压力降(每100m管长)或直接计算系统压力降。

(7) 如管道总压力降超过系统允许压力降,则应验算管道摩擦压力降或系统中其它部份引起的压力降,并进行调整。如管道摩擦压力降过大,可增大管径以减小压力降。

(8) 如管道较短,则按5.2进行计算。

6.1.2 临界流动下的计算步骤

(1) 已知流量、压力降求管径。

a 假设管径,用已知流量算出速度;

b 计算流体的声速;

c 如声速大于流体速度,则用有关方程式计算可得满意的结果,如两速相等,即达到临界流动,计算出的压力降是最大值,应重新假设管径使流速小于声速;

d 或用式(8)进行判别、如达声速 则重新假设管径。

(2) 已知管径和压力降求流量

步骤同上,但要先假设流量,求出的压力降与已知压力降相比较,略低于已知压力降即可。

(3) 已知管径和流量求 P_1

a 确定出口条件下的声速,并用已知流量下的速度去核对,若声速小于后者,必须以声速作为极限速度而流量也要以与声速相适应的值为限度

b 采用较声速为低的速度及与之相适应的流量计算压力降。

6.2 例题

例1 将25°C的天然气(成份大部分为甲烷),用管道由甲地输送到相距45km的乙地,两地高差不大,每小时送气量为5000kg,输气管道为直径300mm的钢管($\epsilon=0.2\text{mm}$),已知 P_2 为1.5kgf/cm²(A),求 P_1 。

解

(1) 按等温流动考虑,用式(10)计算压力降

$$\Delta P = \frac{638 \lambda L W^2}{\gamma_m d^5}$$

设 $P_1 = 4.5 \text{ kgf/cm}^2(\text{A})$, 天然气分子量 $M = 16$, 管道截面积 $A = 0.0707 \text{ m}^2$

则重量流速 $G = \frac{5000}{0.0707 \times 3600} = 19.65 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$

重度 $\gamma_1 = \frac{4.5 \times 10^4 \times 16}{848 \times 298} = 2.849 \text{ kg/m}^3$ $\gamma_2 = 0.950 \text{ kg/m}^3$

$\therefore \gamma_m = 0.950 + \frac{1}{3} (2.849 - 0.950) = 1.583 \text{ kg/m}^3$

25°C 时甲烷粘度 $\mu = 0.011 \text{ cp}$

$$R_e = \frac{DG}{\mu} = \frac{0.3 \times 1965}{0.011/1000} = 5.36 \times 10^5$$

$\varepsilon = 0.2 \text{ mm}$ 则 $\varepsilon/d = 0.00067$, 查图得 $\lambda = 0.0158$ $d^5 = 2.43 \times 10^{12}$

$$\Delta P = \frac{638 \times 0.0158 \times 45000 \times 5000^2}{1.583 \times 2.43 \times 10^{12}} = 2.948 \text{ kgf/cm}^2 = 294.8 \text{ kpa}$$

$P_1 = 2.948 + 1.5 = 4.448 \text{ kgf/cm}^2(\text{A})$, 与假设基本符合 ($\Delta P = 0.66 P_1$)

(2) 用 Weymouth 式计算

$$V = 0.00249 d^{2.667} \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{SL}} \times \frac{273}{T}$$

$$\gamma = \frac{PM}{RT} = \frac{10332 \times 16}{848 \times 273} = 0.714 \text{ kg/m}^3, \quad V = \frac{W}{\gamma} = \frac{5000}{0.714} = 7003 \text{ (标) m}^3/\text{h} \quad S = \frac{16}{29} = 0.552$$

$d^{2.667} = 4040940$ 则

$$7003 = 0.00249 \times 4040940 \sqrt{\frac{P_1^2 - 1.5^2}{0.552 \times 45}} \times \frac{273}{298} \quad P_1^2 = 15.384$$

得 $P_1 = 3.92 \text{ kgf/cm}^2(\text{A})$ $\Delta P = 2.42 \text{ kgf/cm}^2 = 242 \text{ kpa}$, 此值较等温流动式计算值小, ($\Delta P = 0.62 P_1$)

(3) 用 Panhandle 式计算

$$V = 0.00469 E d^{2.6182} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{0.5384}$$

取 $E = 0.92$ $d^{2.6182} = 3059137$, 将有关数值代入得

$$7003 = 0.00469 \times 0.92 \times 3059137 \left(\frac{P_1^2 - 2.25}{45} \right)^{0.5384} \quad P_1^2 = 16.1457$$

$P_1 = 4.02 \text{ kgf/cm}^2(\text{A})$, $\Delta P = 2.52 \text{ kgf/cm}^2 = 252 \text{ kpa}$ 计算结果仍小于等温式计算值 ($\Delta P = 0.63 P_1$)

用以上三种方法计算结果基本相同, 误差 9.7—12%, 故在工程计算中用等温式计算, 结果仍较准确

例 2 空气流量 8000 (标) m^3/h , 温度 38°C, 钢管内直径 100 mm, 长度 64 m, 已知 P_1 为 80 $\text{kgf/cm}^2(\text{A})$ 求压力降; 在何种情况下达到声速以及产生声速处的压力是多少?

解

(1) 按等温流动考虑 压力降为

$$\Delta P = \frac{\lambda L G^2}{20 g d \gamma_m}$$

设 $P_2 = 6.0 \text{ kgf/cm}^2(\text{A})$ 则 $\gamma_1 = 8.797 \text{ kg/m}^3$ $\gamma_2 = 6.598 \text{ kg/m}^3$

$\therefore \gamma_m = 6.598 + \frac{1}{3} (8.797 - 6.598) = 7.331 \text{ kg/m}^3$ $A = 0.00785 \text{ m}^2$

$$G = \frac{vY}{A} = \frac{(8000/3600) \cdot 1.294}{0.00785} = 366.31 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad \text{查得 } 38^\circ\text{C} \text{ 空气 } \mu = 0.019 \text{ cp}$$

$$Re = \frac{DG}{\mu} = \frac{0.1 \times 366.31}{0.019/1100} = 1.93 \times 10^6 \quad \text{取 } \varepsilon = 0.2 \text{ mm} \text{ 则 } \varepsilon/d = 0.002$$

查图得 $\lambda = 0.0235$

$$\therefore \Delta P = \frac{0.0235 \times 64 \times 366.31^2}{20 \times 9.81 \times 100 \times 7.331} = 1.4 \text{ kgf/cm}^2 \quad P_2 = 8 - 1.4 = 6.6 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)} \\ = 140 \text{ kPa} \quad = 660 \text{ kPa (A)} \quad \text{与假设不符,}$$

第二次假设 $P_2 = 6.7 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)}$ 则 $\gamma_2 = 7.367 \text{ kg/m}^3$ $\gamma_m = 7.844 \text{ kg/m}^3$

$$\Delta P = 1.31 \text{ kgf/cm}^2 \quad P_2 = 8 - 1.31 = 6.69 \approx 6.7 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)} \quad \text{与假设符合} \\ = 131 \text{ kPa} \quad \approx 670 \text{ kPa (A)}$$

$$\frac{\Delta P}{P_1} \times 100\% = \frac{1.31}{8} \times 100\% = 16.4\% < 40\%, \text{ 故可用 Fanning 式求解, 而以平均重度代替该式中}$$

之重度, 则等温流动式实际上就是 Fanning 式

等温流动声速为

$$u_c = \sqrt{\frac{gRT}{M}} = \sqrt{\frac{9.81 \times 848 \times 311}{29}} = 298.69 \text{ m/s}$$

则临界流量 $V_c = 298.69 \times 0.00785 = 2.345 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\gamma_c = \frac{8000 \times 1.294}{3600 \times 2.345} = 1.226 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{临界压力 } \gamma_c = \frac{\gamma_c RT}{M} = \frac{1.226 \times 848 \times 311}{29} = 11149 \text{ kgf/m}^2 \text{ (A)} \approx 1.115 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)} \\ \approx 111.5 \text{ kPa (A)}$$

平均重度

$$\gamma_m = 1.226 + \frac{1}{3} (8.797 - 1.226) = 3.750 \text{ kg/m}^3$$

压力降 $\Delta P = 8 - 1.115 = 6.885 \text{ kgf/cm}^2 = 688.5 \text{ kPa}$

$$\therefore L = \frac{6.886 \times 20 \times 9.81 \times 100 \times 3.750}{0.0235 \times 366.31^2} = 159.9 \text{ m} \approx 160 \text{ m}$$

即在管长为 160m 处可达到声速, 声速处的压力为 $1.115 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)}$ 。 111.5 kPa (A)

(2) 按绝热流动考虑.

由上知 $G = 366.31 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ $\gamma_1 = 8.797 \text{ kg/m}^3$

$$\text{又 } G_{m \cdot x} = 60.67 \sqrt{g P_1 \gamma_1} = 60.67 \sqrt{9.81 \times 8 \times 8.797} = 1594 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

比值 $G/G_{m \cdot x} = 366.31/1594 = 0.2298 = 0.230$

$$N = \frac{\lambda L}{D} = \frac{0.0235 \times 64}{0.1} = 15.04 \approx 15$$

查图 1 得 $P_2/P_1 = 0.83$ 则 $P_2 = 0.83 \times 8 = 6.64 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)} = 664 \text{ kPa (A)}$

又查图 1 得 $P_c/P_1 = 0.12$ $N = 48$

$$\therefore P_c = 0.12 \times 8 = 0.96 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (A)} = 96 \text{ kPa}$$

声速条件下的下游距离

$$L = \frac{ND}{\lambda} = \frac{48 \times 0.1}{0.0235} = 204 \text{ m}$$

由以上计算可知,用两种方法计算所得压力降误差不大,仅3.7%,且该管道系统不可能达到声速。管长64m按等温流动和绝热流动计算均可,但因气体处于常温低压下流动,以及按等温流动计算可减少一些查图的误差,故仍以按等温流动计算为宜。

6.3 气体管道计算表

本表的编制步骤、用途及专业关系等与液体管道计算表相同,填表举例见附表。

管 道 计 算 表

(单相流) (可压缩流体) (真空) (气体) (液体)

管道编号和类别	例 1	例 2	
来自			
到			
流量	5000 kg/h	8000 (标) m ³ /h	
分子量			
温度 °C	25	38	
压力 kpa	150	800	
粘度 mpa·s	0.011	0.019	
压缩系数			
重度 kg/m ³	0.950	8.797	
真空度			

管径 Dg	300	100					
表号或外径×壁厚							
流速 m/s							
雷诺数	5.36×10^5	1.93×10^6					
流导							
压力降 kpa (100m)	0.66	205					

直管长度 m							
弯头 90°							
三通							
异径管							
闸阀							
截止阀							
旋塞							
止回阀							
总长度 m	45000	64					

管道压力降 kpa	295	131					
-----------	-----	-----	--	--	--	--	--

孔板压力降 kpa							
调节阀压力降 kpa							
设备压力降							
始端标高 m							
终端标高 m							
静压头							
设备接管口 kpa							

总压力降 kpa	295	131					
压力(始端) kpa(A)	445	800					
压力(终端) kpa(A)	150	670					
版次							
日期							
编制							
校核							
审核							



中国化工勘察设计协会

管道压力降计算
(真空)

设计手册

41-A85-87

第 1 页共 13 页

1 使用说明

1.1 本计算适用于工程设计中低真空管道压力降的一般计算方法对高真空的一般概念和计算方法也作了简单介绍。

1.2 在一般低真空系统中可直接用式(21)进行管道压力降计算,对要求较高的高真空系统,则应按例1的计算方法,使管径适应流导要求,并用允许压力降校核,直至达到压降和流导相适应为止,这种综合起来计算的方法是本计算的一种尝试,有待在实践中进一步验证和提高(在一般文献中只分别介绍了各自的计算方法)。

2 符号

- A 管道截面积 cm^2
A_o 管孔面积 cm^2
C 流导 l/s , cm^3/s
C_D 管径修正系统
C_T 温度修正系数
d 管道直径, cm
d_o 孔的直径, cm
F 摩擦系数
f 摩擦系数
g 重力加速度, 9.81 m/s^2
K 绝热指数 $K=C_p/C_v$ 修正系数
L 管道长度 cm
Le 当量长度 cm
M 气体分子量, g/gmol
P 压力(表示真空度) Torr(托) μbar (微巴)
 ΔP 压力降, Torr(托)
Q 气体流量 Torr l/s
R 气体常数 $8.3143 \text{ erg/gmol} \cdot \text{K}$
Re 雷诺数
T 气体温度 K
t 抽气时间 s
u 抽气速度 l/s 管中气体平均速度, cm/s
V 设备容积 l
v 气体体积流量, cm^3/s
W 气体重量流量, kg/h
X 压力比 $X=P_2/P_1$
 α 修正系数
 γ 气体重度 g/cm^3
 λ 摩擦系数 $\lambda=4f$

μ 气体粘度 mpas (cp)

3 概述

3.1 范围 本部分主要介绍真空系统管道压力降计算, 不包括设备及泵的选型等。

3.2 真空区域的划分

粗真空 压力 $< 760 \sim 10$ 托 (Torr)

低真空 压力 $< 10 \sim 10^{-3}$ 托

高真空 压力 $< 10^{-3} \sim 10^{-8}$ 托

3.3 流型判别

粘性流动 $P_m d > 0.5$ 托·厘米 (Torrcm)

分子流动 $P_m d < 0.015$ 托·厘米

过渡流动 $0.015 \text{ 托·厘米} < P_m d < 0.5 \text{ 托·厘米}$

以上 P_m ——管道中气体的平均压力, Torr $P_m = \frac{P_1 + P_2}{2}$ P_1 、 P_2 分别为管道两端压力 Torr。

d ——管道直径 cm

3.4 物理量的单位制按国务院规定应统一使用法定计量单位, 但由于历史原因, 本计算中涉及到的有关资料和数据, 考虑到怕引起错误暂未换算, 因此采用法定计量单位和工程单位制 (並存的办法, 但真空系统关于压力 (真空度), 体积、流量等, 有其习用的计量单位、如真空度用压力值表示时, 常用托 (Torr) 或微巴 (μba) 为单位表示。计算结果应换算成法定计量单位, 请在使用时注意。

4 流导及流导关系

4.1 流导 气体沿管道流动的能力、即

$$C = \frac{Q}{P_1 - P_2} \quad (1)$$

式中: C ——管道的流导、 $1/S$;

Q ——单位时间内通过给定截面的气体量, Torr $1/s$;

$P_1 P_2$ ——管道上、下游压力, Torr。

4.2 流导计算

4.2.1 串联管道流导 总流导的倒数等于各管段流导倒数之和, 即

$$\frac{1}{C} = \frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} + \dots \quad (2)$$

4.2.2 并联管道流导 总流导等于各管段流导之和, 即 $C = C_1 + C_2 + \dots$ (3)

以上式中 C $C_1 C_2$ ——分别为管道总流导及各分管段流导, $1/S$

4.2.3 粘性流动流导

(1) 圆直长管 长管 $L > 20\alpha$

$$C_v = \frac{\pi d^4}{128 \mu L} P_m$$

式中: C_v ——粘性流动长管流导, cm^3/s ;

d ——管道直径, cm;

μ ——流体粘度, $\text{g/cm} \cdot \text{s}$ (泊);

L ——管道长度, cm;

P_m ——管道中气体的平均压力, μbar 。

(2) 孔的流导

$$C_o = \frac{1}{10^3} \sqrt{\frac{2K}{K-1} \frac{RT}{M}} \cdot X^{\frac{1}{K}} \sqrt{1-X \frac{(k-1)}{k}} \cdot \frac{1}{1-X} \cdot A_o \quad (5)$$

对 20°C 空气孔的流导

a 当 $1 \gg X \gg 0.525$ 时

$$C_o = 70.6 X^{0.712} \sqrt{\frac{A_o}{1-X}} \quad (6)$$

b 当 $X \gg 0.525$ 时

$$C_o \approx \frac{20 A_o}{1-X} \quad (7)$$

c 当 $X \gg 0.1$ 时

$$C_o \approx 20 A_o \quad (8)$$

以上式中: C_o ——粘性流动孔的流导, 1/S;

K ——绝热指数, $K = C_p/C_v$;

R ——气体常数, 8.3143 erg/gmolK;

T ——气体温度, K;

M ——气体分子量, g/gmol

A_o ——孔的面积, cm^2 ;

X ——压力比, $X = P_2/P_1$ P_1, P_2 分别为孔前、孔后压力。

(3) 短管

$$C_{vs} = \frac{C_o \cdot C_v}{C_o + C_v} \quad (9)$$

式中: C_{vs} ——粘性流动短管流导 1/s;

C_o ——粘性流动孔的流导, 1/s;

C_v ——粘性流动长管流导 1/s。

4.2.4 分子流动流导

(1) 圆直长管

$$C_m = \frac{1}{6} \sqrt{\frac{2\pi RT}{M}} \cdot \frac{d^3}{L} \quad \text{cm}^3/\text{s} \quad (10)$$

或

$$C_m = 3.81 \frac{d^3}{L} \sqrt{\frac{T}{M}} \quad (11)$$

式中: C_m ——分子流动长管流导;

其余符号意义同前

(2) 孔的流导

$$C_o = \frac{1}{10^3} \sqrt{\frac{RT}{2\pi M}} \cdot A_o = 2.86 \sqrt{\frac{T}{M}} \cdot d_o^2 \quad (12)$$

式中: C_o ——分子流动的流导, 1/s;

A_o ——孔的面积, cm^2 ;

d_o ——孔的直径, cm 。

其余符号意义同前

(3) 短管流导

$$C_{ms} = \frac{1}{10^3} \sqrt{\frac{RT}{2\pi M}} \cdot A \cdot d \quad (13)$$

式中: C_{ms} ——分子流动截面短管流导, l/s ;

α ——修正系数, 其值如下:

L/d_0	0.05	0.1	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0	2	4	6	8	10	20
α	1.0965	0.931	0.870	0.769	0.690	0.625	0.572	0.400	0.25	0.182	0.143	0.117	0.0625

其余符号意义同前。

4.2.5 过渡流动流导

(1) 圆直长管

$$C_T = \frac{\pi d^4 P_m}{128 \mu L} + \frac{1}{6} \sqrt{\frac{2\pi RT}{M}} \frac{d^3}{L} \frac{1 + \sqrt{\frac{M}{RT}} \frac{d P_m}{\mu}}{1 + 1.24 \sqrt{\frac{M}{RT}} \frac{d P_m}{\mu}} \quad (14)$$

式中: C_T ——过渡流动长管流导, l/s ;

P_m ——管道平均压力, μbar ;

μ ——气体粘度, $\text{g}/\text{cm}^2\text{s}$;

d ——管道直径, cm 。

其余符号意义同前

4.2.6 各种气体的流导关系

(1) 粘性流动

$$C_2 = \frac{\mu_1}{\mu_2} C_1 \quad (15)$$

式中: C_1 、 C_2 ——分子为两种气体的流导;

μ_1 、 μ_2 ——分别为两种气体的粘度。

(2) 分子流动

$$C_2 = \sqrt{\frac{M_1}{M_2}} C_1 \quad (16)$$

式中: M_1 、 M_2 ——分别为两种气体的分子量。

4.2.7 管件及阀门流导

一般管件可用当量长度来计算, 当量长度可查单相流有关图表

(2) 阀门 通常可由阀的性能表上查出最大流导值, 对压降较低的真空管路也可用阀门的当量长度来计算, 当量长度仍可查单相流图表。

5 抽气时间和抽气速度

5.1 抽气速度

5.1.1 名义抽速 空真泵性能表中所列泵的抽气速度即名义抽速

5.1.2 有效抽速 指真空泵对真空容器抽气口的抽速, 当管道的流导很大时, 有效抽速接近于泵的抽速。反之, 有效抽速会降低。为使有效抽速增大, 必须使真空管的长度尽量短而直径适当大。

5.1.3 名义抽速和有效抽速的关系

在一般情况下, 两种抽速之比值为 $\frac{u}{u_p} = 0.6 \sim 0.8$ 真空容器, 泵及管道的流导关系 (因是串联) 如下, 即

$$\frac{1}{u} = \frac{1}{u_p} + \frac{1}{C} \quad (17)$$

式中: C ——管道的流导, l/s 。

u, u_p ——分别为有效抽速和名义抽速, l/s 。

5.2 抽气时间 机械泵抽气时间按下式计算

$$t = 2.3K \frac{V}{u_p} \lg \frac{P_1}{P_2} \quad (18)$$

式中: t ——抽气时间 s ;

V ——真空设备容积 l ;

u_p ——泵的名义抽速, l/s ;

P_1 ——设备开始抽气时的压力, Torr;

P_2 ——经 t 时间抽气后的压力, Torr;

K ——修正系数, 与设备抽气终止时的压力有关, 其值如下:

P (Torr)	1000~100	100~10	10~1	1~0.1	0.5~0.01
K	1	1.25	1.5	2	4

在粗略计算中可用图 1 计算机泵的抽气时间。

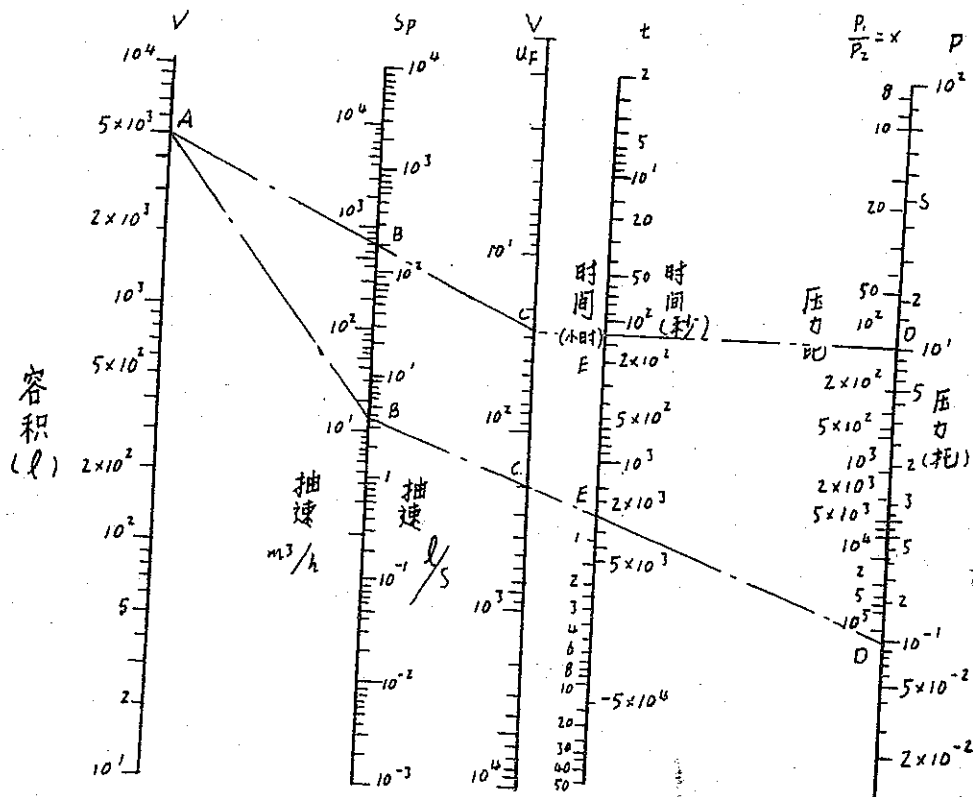


图 1 抽气时间计算图

用法:

1 从大气压抽至P、A→B→C、C→D (P线), E即抽气时间。

2 从P₁抽至P₂, A→B→C、C→D ($\frac{P_1}{P_2}=K$ 线), E即抽气时间。

6 压力降计算 适用于空气或蒸汽

6.1 湍流

当压力降小于最终压力的10%时, 用下式计算

$$\Delta P = 1.555 \frac{(F_1 \cdot C_{D1} \cdot C_{T1}) + (F_2 \cdot C_{D2} \cdot C_{T2})}{P_1} \quad (19)$$

式中: ΔP ——真空管压力降 (每1 m管长)、Torr

$F_1 F_2$ ——摩擦系数, 查图 2;

$C_{D1} C_{D2}$ ——管径修正系数、查图 2;

$C_{T1} C_{T2}$ ——温度修正系数, 查图 3;

P_1 ——初始压力、Torr。

上式仅压力降不超过最终压力的10%时方可使用, 当超过10%时, 则应把管道长度分为若干段计算, 使每段的压力降小于各该段压力的10%, 然后将各段的压力降相加, 求出管道的总压力降。

此外, 应用上式的限制为 $\frac{W}{d} \geq 3.57$

式中: W——气体的重量流量, kg/h;

d——管道内直径, cm。

6.2 层流 当绝对压力范围在50微米汞柱(μmHg)和1毫米汞柱(mmHg)之间、且压力降不超过最终压力的10%时, 可使用下式计算, 即

$$\Delta P = 3.68 \times 10^3 \frac{\lambda L u^2 \gamma_m}{g d} \quad (20)$$

式中: ΔP ——真空管压力降, Torr;

L——管道长度, cm;

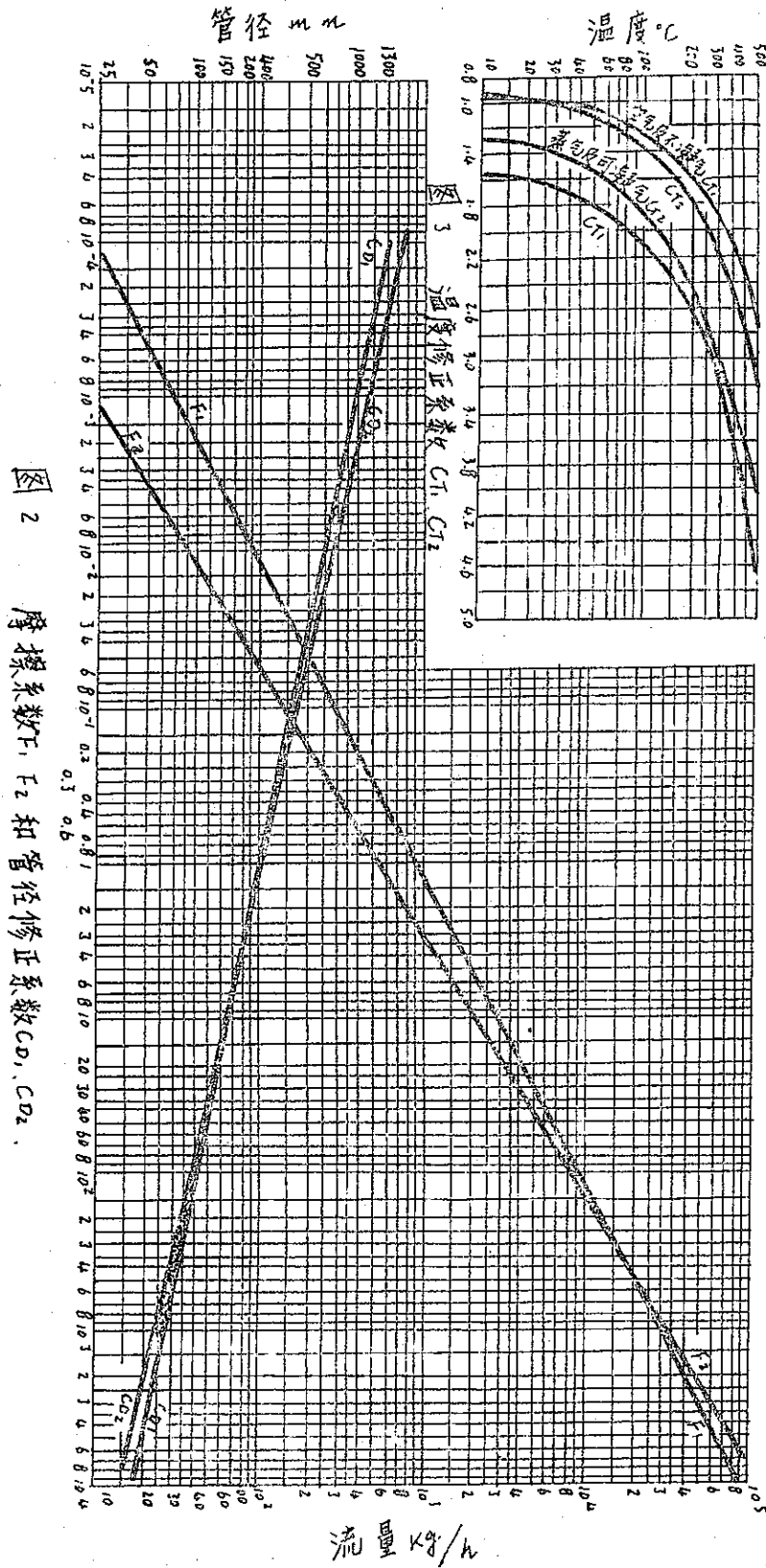
u——平均速度, cm/s;

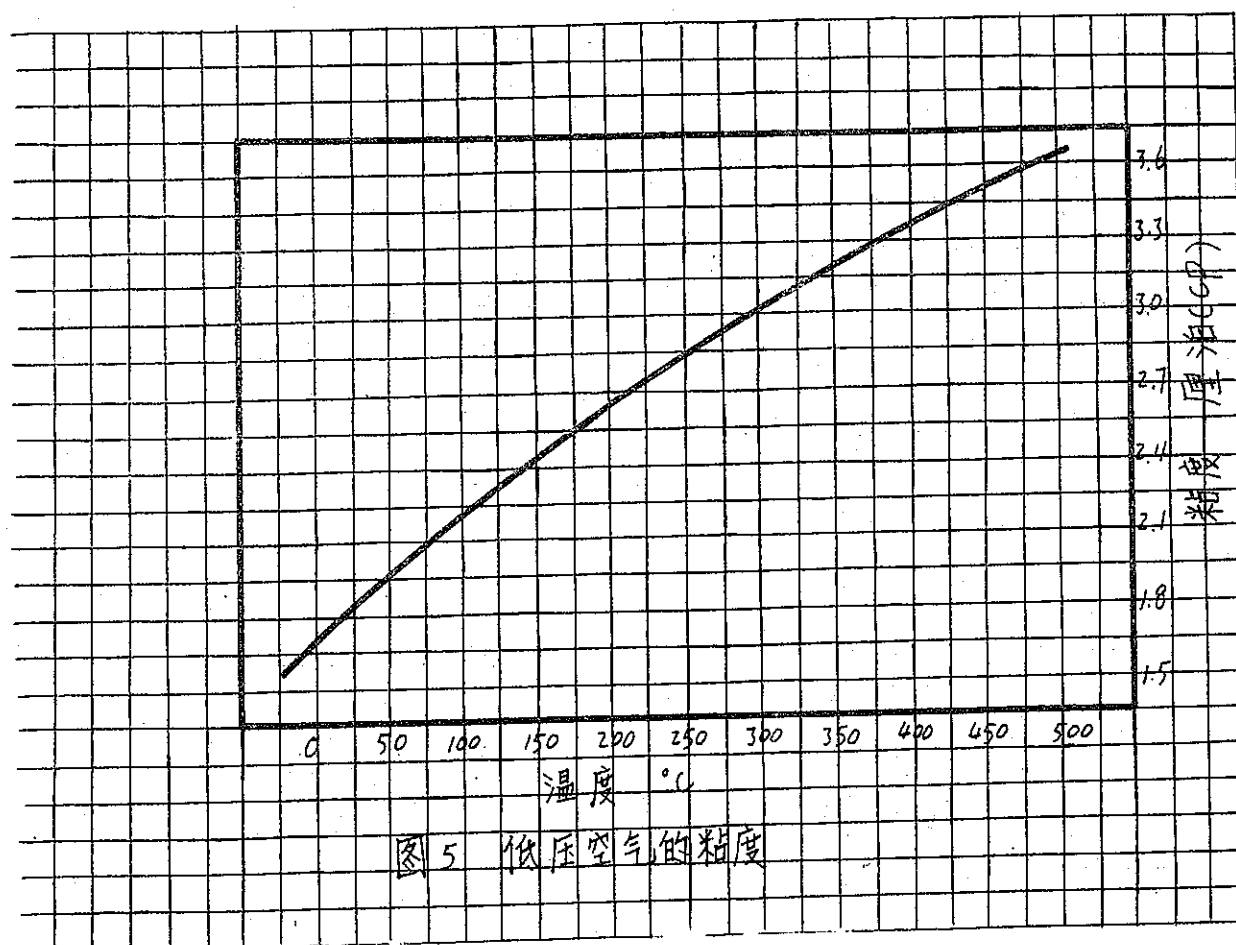
γ_m ——平均重度 g/cm³;

d——管道直径 cm;

λ ——摩擦系数, $\lambda = 4f$, f值由图 4 查得, 在计算雷诺数Re时空气粘度由图 5 查得

g——重力加速度, 9.81m/s²。





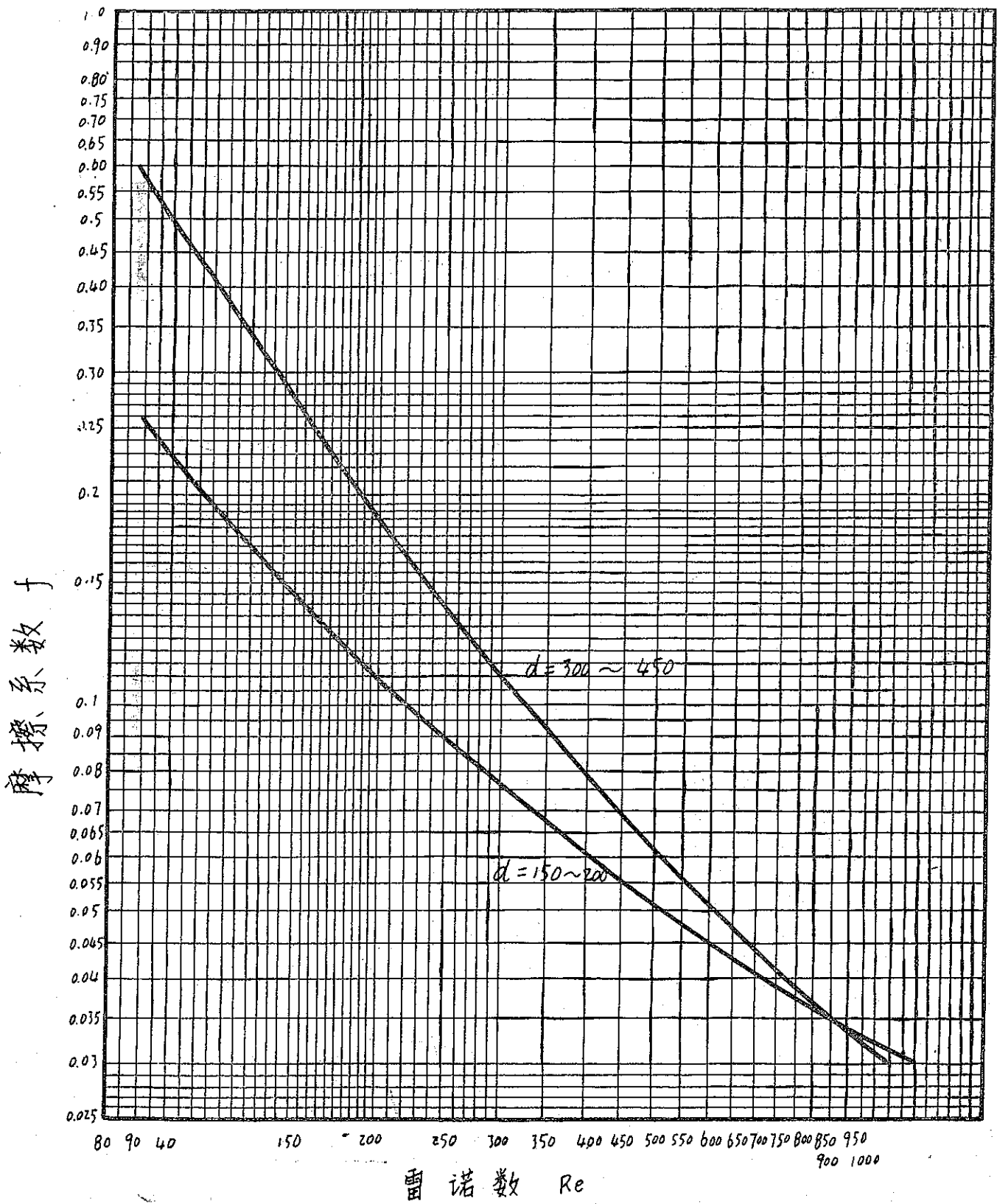


图 4 空气在 50 μm 至 1 mm 汞柱绝压下
层流流动的摩擦系数

7 计算步骤及例题

7.1 计算步骤

7.1.1 已知泵的抽速及 P_1 求管径

- (1) 假设管道直径, 判断流型。
- (2) 求泵抽速下的管道流导。
- (3) 用假设的管径求管道流导。此值如小于泵抽速下的流导。则应重新假设管径进行计算, 直至大于泵抽速下的流导为止。

(4) 核算压力降; 当 $\frac{\Delta P}{P_2}$ 的比值小于10%时, 则所假设的管径即为所求的结果。

7.1.2 已知流量及 P_1 求管径

- (1) 假设管道直径
- (2) 查摩擦系数 F 及修正系数 C_D 、 C_T 值。
- (3) 计算压力降当压力降与最终压力之比小于10%时, 则所假设的管径即为所求的结果

7.1.3 已知流量, 管径及 P_1 求压力降

- (1) 查摩擦系数 F 及修正系数 C_D 、 C_T 值。
- (2) 计算压力降
- (3) 如压力降与最终压力之比小于10%时, 计算结束, 大于10%时用分段增量法计算压力降。

7.1.4 层流流动时可参考单相流动及以上步骤进行计算。

7.2 例题

例1 一真空系统抽出20°C空气。真空容器出口有效抽速为25l/s如泵抽速损失为20%, 压力为50 μ m汞柱, 泵和真空容器间管道长度为3m求管径。

解

设管径 $d=7.0$ cm, 且压差甚微, $\therefore P_m \approx P_1 = 0.05$ Torr

流型 $0.05 \times 7.0 = 0.35$ Torr cm 属过渡流动

泵的抽速 $u_p = \frac{u}{0.8} = \frac{25}{0.8} 31.25 \text{ l/s} = 112.5 \text{ m}^3/\text{h}$

由 $\frac{1}{u} = \frac{1}{u_p} + \frac{1}{C}$ 得 $C = \frac{u_p \cdot u}{u_p - u} = \frac{31.25 \times 25}{31.25 - 25} = 125 \text{ l/s}$

核算 d $d^3 = 343$ $d^4 = 2401$

由 $C_T = \frac{\pi}{128} \frac{d^4 P_m}{\mu L} + \frac{1}{6} \sqrt{\frac{2\pi RT}{M}} \frac{d^3}{L} \frac{1 + \sqrt{\frac{M}{RT}} \frac{d P_m}{\mu}}{1 + 1.24 \sqrt{\frac{M}{RT}} \frac{d P_m}{\mu}}$ 得

20°C空气 $C_T = 182 \frac{d^4 P_m}{L} + 1.21 \frac{d^3}{L} \frac{1 + 254 d P_m}{1 + 315 d P_m} = 182 \frac{2401 \times 0.05}{300}$
 $+ 1.21 \frac{343}{300} \cdot \frac{1 + 254 \times 7.0 \times 0.05}{1 + 315 \times 7.0 \times 0.05} = 72.83 + 11.18 = 84.01 \text{ l/s} < 125 \text{ l/s}$

又设 $d=8.0$ cm 则 $d^3=512$ $d^4=4096$

$C_T = 140 \text{ l/s} > 125 \text{ l/s}$

故第二次假设 $d=8.0\text{cm}$ 是正确的
核算压力降

$$\text{重度 } \gamma_m = \frac{0.05 \times 13.6 \times 29}{848 \times 293} = 7.94 \times 10^{-5} \text{ kg/m}^3 = 7.94 \times 10^{-8} \text{ g/cm}^3$$

$$\text{重量流量 } W = 7.94 \times 10^{-5} \times 112.5 = 8.93 \times 10^{-3} \text{ kg/h}, \quad \frac{W}{d} = \frac{8.93 \times 10^{-3}}{B} = 0.00116 < 3.57$$

$$\text{查图 5 得 } \mu = 1.82 \text{ cp}$$

$$\text{Re} = 354 \frac{W}{d\mu} = 354 \frac{8.93 \times 10^{-3}}{80 \times 1.82} = 0.022, \quad \text{属层流, 查图 4, 取 } f=1, \text{ 则 } \lambda=4 \times 1=4$$

$$\text{管道截面积 } A = 50.26 \text{ cm}^2, \text{ 体积流量 } V = 31250 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$\text{气体流速 } u = \frac{31250}{50.26} = 622 \text{ cm/s}$$

$$\text{故压力降 } \Delta P = 3.68 \times 10^{-3} \frac{0.4 \times 300 \times 622^2 \times 7.94 \times 10^{-8}}{9.81 \times 8.0} = 1.73 \times 10^{-3} \text{ Torr} = 2.3 \times 10^{-4} \text{ kPa} \quad \text{此值甚微与假设符合}$$

$$P_2 = 0.05 - 0.000173 = 0.0498 \text{ Torr}$$

$$\frac{\Delta P}{P_2} \times 100\% = \frac{0.000173}{0.0498} \times 100\% = 3.5\% < 10\%$$

由以上计算管道内直径均为 8.0cm , 可选用 $\phi 89 \times 4.5$ 钢管。

例2 一真空管道, 抽吸 175°C 空气, 流量 115kg/h , 管道初始压力为 16Torr , 总长度 100m , 求管径。

$$\text{解 设管径 } d = 20.7 \text{ cm 则 } \frac{W}{d} = \frac{115}{20.7} = 5.56 > 3.57, \text{ 由图 2、3 查得}$$

$$F_1 = 1.55 \times 10^{-2} \quad C_{D1} = 3.5 \quad C_{T1} = 1.5$$

$$F_2 = 7.1 \times 10^{-2} \quad C_{D2} = 3.2 \quad C_{T2} = 1.67$$

$$\text{则 } \Delta P = 1.555 \frac{(F_1 C_{V1} C_{T1}) + (F_2 C_{D2} C_{T2})}{P_1} = 1.555 \frac{0.0814 + 0.3474}{16} = 0.04478 \text{ Torr}$$

$$\Delta P_{\text{总}} = 100 \times 0.04478 = 4.478 \text{ Torr}$$

$$\text{最终压力 } P_2 = 16 - 4.478 = 11.522 \text{ Torr}$$

$$\frac{\Delta P_{\text{总}}}{P_2} \times 100\% = \frac{4.478}{11.522} \times 100\% = 38.86\% > 10\%$$

$$\text{又设 } d = 25.7 \text{ cm, 则 } \frac{W}{d} = \frac{115}{25.7} = 4.47 > 3.57$$

$$\text{查图得 } C_{D1} = 0.96 \quad C_{D2} = 0.96 \quad \text{其余系数值不变}$$

$$\text{则 } \Delta P = 0.01323 \text{ Torr}$$

$$\Delta P_{\text{总}} = 1.323 \text{ Torr} = 0.176 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 16 - 1.323 = 14.677 \text{ Torr}$$

$$\frac{\Delta P_{\text{总}}}{P_2} \times 100\% = 9.01\% < 10\%$$

由以上计算得 $d=25.7\text{cm}$ 是本题答案, 可选 $\phi 273 \times 8$ 钢管。

例 3 一蒸汽管道, 管径 $\phi 159 \times 4.5$ 长度 0.3m 、流量 80kg/h 、温度 38°C 、初始压力为 13Torr , 求压力降。

$$\frac{W}{d} = \frac{80}{15} = 5.33 > 3.57 \quad \text{查图 2、3 得}$$

$$F_1 = 7.7 \times 10^{-3} \quad C_{D1} = 12.7 \quad C_{T1} = 1.700$$

$$F_2 = 4.1 \times 10^{-2} \quad C_{D2} = 11.1 \quad C_{T2} = 1.455$$

$$\text{则 } \Delta P = 1.555 \frac{0.8284}{13} = 0.0991 \text{Torr}$$

$$\Delta P_{\text{总}} = 30 \times 0.0991 = 2.9727 \text{Torr}$$

$$P_2 = 13 - 2.9727 = 10.0273 \text{Torr}$$

$$\frac{\Delta P_{\text{总}}}{P_2} \times 100\% = \frac{2.9727}{10.0273} \times 100\% = 29.65\% > 10\%, \text{ 故应改用分段增量法计算, 以上各系数}$$

值不变, 将管分为四段, 每段增量为 7.5m 、则

$$\Delta P_1 = 1.555 \frac{0.8284 \times 7.5}{13} = 0.7432 \text{Torr}, \quad P_2 = 13 - 0.7432 = 12.2568 \text{Torr}$$

$$\frac{\Delta P_1}{P_2} \times 100\% = 6.06\% < 10\%$$

$$\Delta P_2 = 1.555 \frac{0.8284 \times 7.5}{12.2568} = 0.7882 \text{Torr} \quad P_3 = 12.2568 - 0.7882 = 11.4686 \text{Torr}$$

$$\frac{\Delta P_2}{P_3} \times 100\% = 6.87\% < 10\%$$

$$\Delta P_3 = 1.555 \frac{0.8284 \times 7.5}{11.4686} = 0.8424 \text{Torr} \quad P_4 = 11.4686 - 0.8424 = 10.6262 \text{Torr}$$

$$\frac{\Delta P_3}{P_4} \times 100\% = 7.93\% < 10\%$$

$$\Delta P_4 = 1.555 \frac{0.8284 \times 7.5}{10.6262} = 0.9092 \text{Torr} \quad P_5 = 10.6262 - 0.9092 = 9.717 \text{Torr}$$

$$\frac{\Delta P_4}{P_5} \times 100\% = 9.36\% < 10\%$$

$$\text{压力降 } \Delta P_{\text{总}} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 + \Delta P_4 = 0.7432 + 0.7882 + 0.8424 + 0.9092 = 3.283 \text{Torr} \\ = 0.44 \text{kPa}$$

$$\text{最终压力 } P_5 = 13 - 3.283 = 9.717 \text{Torr} = 1.30 \text{kPa}$$

7.3 管道计算表

本表的编制步骤、用途及专业关系与液体管道计算表相同, 填表举例见附表。

管道计算表

管道编号和类别	例 1	例 2	例 3
来自			
到			
流量	112.5 m ³ /h	115 kg/h	80 kg/h
分子量	29		
温度 °C	20	175	38
压力 Torr	0.05	16	13
粘度 cp	1.82		
压缩系数			
重度			
真空度			


管径								
表号或外径×壁厚	φ89×4.5			φ273×8			φ159×4.5	
流速 m/s	6.22							
雷诺数								
流导								
压力降								

管 件 当 量 长 度	直管长度								
	弯头								
	三通								
	异径管								
	闸阀								
	截止阀								
	旋塞								
	止回阀								
	总长度 m	3			100			0.3	

管道压力降 kpa	2.3×10 ⁻⁴		0.175		0.44		
-----------	----------------------	--	-------	--	------	--	--

孔板压力降							
调节阀压力降							
设备压力降							
始端标高							
终端标高							
静压头							
设备接管口							

总压力降							
压力 (始端)							
压力 (终端)							
版次或修改							

	限流板孔计算表	设计手册	
		41—A87—87	
		第 1 页	共 5 页

中国化工勘察设计协会

1 概述

限流孔板主要应用于流体的限流，常用于流体需要连续的小流量通过的地方。如：分析取样管道上、仪表吹气管道上、泵的冲洗管道上、热备用泵的旁路上、调节阀的旁路阀上等。工艺系统专业的任务是：确定在哪些管道上需要安设限流孔板；计算孔板的孔径，然后在PID IA版上标出孔板的孔径。具有计算调节阀所必需的各项条件即可进行限流孔板的计算。

为了防止孔板堵塞，在生产装置中，限流孔的孔径最小尺寸为1.5mm。

2 单孔限流孔板的计算方法和步骤

2.1 液体

2.1.1 计算方法

(1) 采用公式：

$$Q = 1.252 C d_0^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{\gamma}} \quad (1)$$

式中：Q——操作状态下流量 m^3/h ；

C——限流孔系数；

d_0 ——孔板孔径 mm；

ΔP ——通过孔板的压力降 kPa (kgf/cm²)

γ ——操作状态下液体重度 kg/m³。

(2) 计算方法：先假定C值，把已知条件代入公式求得 d_0 。

将计算结果使用附图对C值进行校验。

2.1.2 计算步骤

(1) 在限流孔板计算表（见附表）上画出与孔板有关的设备及管路示意图。

(2) 把已知参数填入计算表中：

(3) 根据限流孔板前后的管道压力降（包括该管道的管、阀件等压力降），算出限流孔板的允许压力降 ΔP 。

$$\Delta P = \Delta P_T - (\Delta P_A + \Delta P_B + \Delta P_h) \quad \text{kPa (kgf/cm}^2\text{)} \quad (2)$$

式中： ΔP_T ——管道始终端的总压差 kPa (kgf/cm²)

ΔP_A ——孔板前管道上的压力降（包括该管道上的管、阀件等压力降） kPa (kgf/cm²)

ΔP_B ——孔板后管道上的压力降（包括该管道上的管、阀件等压力降） kPa (kgf/cm²)

ΔP_h ——静压头损失 kPa (kgf/cm²)

(4) 限流孔板的孔径计算：使用已知条件并先假定一个限流孔系数C，代入公式计算孔径。

(5) 将计算结果使用附图对C值进行校验。

先求出 $\frac{d_0}{d_1}$ 值，再由 $\frac{d_0}{d_1}$ 值与以 d_1 为基准的雷诺数Re的关系图求出C值，若此C值与原假定的C值

接近，则认为计算结果是可行的。

图中 d_1 ——为管道内径 mm

以 d_1 为基准的雷诺数：

$$Re = 354 \frac{Q\rho}{d_1\mu} \quad \left(Re = 354 \cdot \frac{Q\gamma}{d_1\mu} \right) \quad (3)$$

式中: Q ——操作状态下流量 m^3/h

P ——操作状态下液体重度 kg/m^3

γ ——操作状态下液体重度 kg/m^3

μ ——液体的动力粘度 $mpa \cdot s$

(6) 将计算结果进行圆整即得选用的限流孔板孔径。

2.2 气体

2.2.1 计算方法:

(1) 采用公式:

$$G = 4.44 C d_o \sqrt{P_1} \sqrt{\left(\frac{M}{ZT}\right) \left(\frac{K}{K-1}\right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{2/k} - \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{k+1/k} \right]} \quad (4)$$

式中: G ——气体重量流量 kg/h

C ——限流孔系数

d_o ——孔板孔径 mm

P_1 ——孔板前压力 kpa (kgf/cm^2) A

P_2 ——孔板后压力或临界压力, 取两者中的较大值 kpa (kgf/cm^2) A

M ——分子量

Z ——压缩系数

T ——孔板前温度

K ——绝热指数为 C_p/C_v 之比

临界压力 P_c : 饱和蒸汽 $P_c = 0.58 P_1$

过热蒸汽及多原子气体 $P_c = 0.55 P_1$

空气及双原子气体 $P_c = 0.53 P_1$

(2) 计算方法: 先假定 C 值, 把已知条件代入公式求得 d_o 。

将计算结果使用附图对 C 值进行校验。

2.2.2 计算步骤

(1) 在限流孔板计算表 (见附表) 上画出与孔板有关的设备及管路示意图。

(2) 把已知参数填入计算表中。

其中绝热指数 K (即比热的比值 C_p/C_v) 见 41-A84-87 (可压缩流) 部份。

(3) 限流孔板的孔径计算: 使用已知条件并先假定一个限流孔系数 C , 代入公式计算孔径。

(4) 将计算结果使用附图对 C 值进行校验。

先求出 $\frac{d_o}{d_1}$ 值, 再由 $\frac{d_o}{d_1}$ 值与以 d_1 为基准的雷诺数 Re 的关系图求出 C 值, 若此 C 值与原假定的 C 值

接近, 则认为计算结果是可行的。

图中 d_1 ——为管道内径 mm

以 d_1 为基准的雷诺数:

$$Re = 354 \cdot \frac{G}{d_1\mu} \quad (5)$$

式中: G ——气体重量流量 kg/h

μ ——气体的动力粘度 $mpa \cdot s$ (cp)

(5) 将计算结果进行圆整即得选用的限流孔板孔径。

2.3 两相流

分别按液相、气相计算公式计算, 将两相的计算结果 d_o^2 相加开方, 即得两相流所需的孔板孔径。

$$d_{ov} = \sqrt{d_{oL}^2 + d_{ov}^2} \quad (6)$$

式中 d_{oL} 、 d_{ov} 系分别按液相、气相计算所得之孔板孔径。

3 多孔限流孔板的计算

多孔限流孔板的开孔总面积等于按单孔计算的面积值。

3.1 计算步骤

3.1.1 按单孔限流孔板计算方法计算出单孔面积。

3.1.2 确定小孔大小, 求开孔数。

多孔限流孔板的大小应根据介质特性来选用, 对于干净介质的孔可以开小一些, 对较脏污介质的孔可以开大一些。一般可按12.5mm、20mm、25mm、40mm开孔。

小孔参考孔径: 在大型合成氨装置设计中:

脱碳气放空 (进甲烷化炉前, 气温316°C) 小孔取20mm

变换气放空 (变换气分离器后, 气温127°C) 小孔取25mm

合成气放空 (合成气压缩机吸入罐后, 气温38°C) 小孔取20mm

低变气放空 (变换炉后, 260°C) 小孔取40mm;

苯菲尔溶液 (CO_2 吸收塔出口溶液调节阀后, 120°C) 小孔取80mm 160mm

$$n = d_o^2 / d'^2 \quad (7)$$

式中: d_o ——按单孔计算方法计算出的单孔孔径 mm

d' ——所选用的小孔孔径 mm

3.1.3 验证最多开孔数

限流孔板的开孔数必须少于最多开孔数。对法兰连接或与管道对焊连接的限流孔板的最多开孔数按下列公式计算:

$$n_{max} = 0.907 \left(\frac{d_1 - S \times 2}{d_o' + f} - 0.94 \right)^2 \quad (8)$$

式中: n_{max} ——最多开孔数

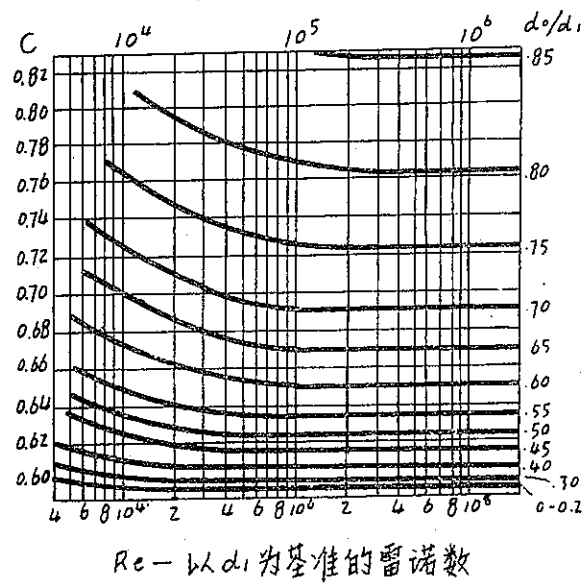
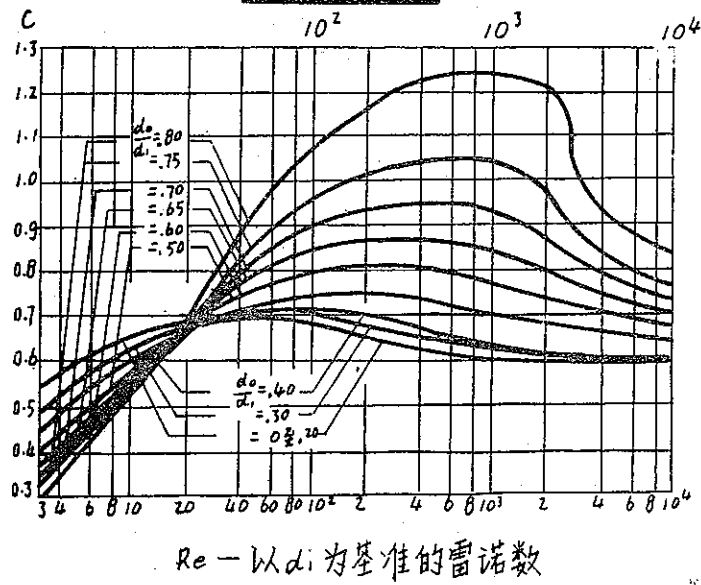
d_1 管道内径 mm

S 焊缝高度 mm

d_o' 开孔孔径 mm

f 小孔边缘间距 mm

限流孔系数
与以 d_1 为基准的雷诺数 Re 的
关系图



图中: C — 限流孔系数
 d_0 — 孔板孔径 (mm)
 d_1 — 管子内径 (mm)

