

ICS 23.040

P 72

备案号: J2555-2018

SH

中华人民共和国石油化工行业标准

SH/T 3108—2017

代替SH/T 3108—2000

石油化工全厂性工艺及热力管道设计规范

Specifications for design of interconnecting process and thermal piping in
petrochemical industry

2017-07-07发布

2018-01-01实施

中华人民共和国工业和信息化部 发布

目 次

前言	III
1 范围	1
2 规范性引用文件	1
3 术语和定义	1
4 工艺管道流程设计	2
4.1 一般规定	2
4.2 工艺管道的管径及流速	4
5 热力管道流程设计	5
5.1 一般规定	5
5.2 蒸汽及凝结水管道	5
5.3 氮气及空气管道	6
5.4 热力管道的管径及流速	6
6 工艺及热力管道配管设计	6
6.1 一般规定	6
6.2 管道的跨度和间距	8
6.3 管道的热补偿	8
附录 A (规范性附录) 防止水击破坏的控制流速的计算	10
附录 B (规范性附录) 吹扫管道内径的计算	11
附录 C (规范性附录) 管道最大允许跨度的计算	12
附录 D (规范性附录) 埋地管道热位移计算	15
本规范用词说明	16
附: 条文说明	17

Contents

Foreword	III
1 Scope	1
2 Normative references	1
3 Terms and definitions	1
4 Design philosophy of Process piping	2
4.1 General requirements	2
4.2 Diameter and flowrate of process piping	4
5 Design philosophy of thermal piping	5
5.1 General requirements	5
5.2 Steam and condensate piping	5
5.3 Nitrogen and air piping	6
5.4 Diameter and flowrate of thermal piping	6
6 Piping design	6
6.1 General requirements	6
6.2 Piping span and spacing	8
6.3 Flexible design of piping	8
Appendix A (Normative) Allowable flowrate calculation for preventing the damage of surge	10
Appendix B (Normative) Diameter calculation of purge piping	11
Appendix C (Normative) Piping maximum allowable span calculation	12
Appendix D (Normative) Thermal displacement calculation of underground piping	15
Explanation of wording in the specification	16
Appendix: Explanation of article	17

前 言

根据工业和信息化部工信厅科[2010]74号文的要求,标准编制组经过广泛调查研究,认真总结实践经验,参考有关国外先进标准,并在广泛征求意见的基础上,修订本标准。

本标准共分六章和四个附录。

本标准的主要技术内容是:石油化工厂的全厂性工艺及热力管道的流程设计、全厂性工艺及热力管道的配管设计、防止水击控制流速的确定、吹扫管道径的计算、管道允许跨距的确定及埋地管道的热位移计算等。

本标准是在《炼油厂全厂性工艺及热力管道设计规范》(SH/T 3108—2000)的基础上修订而成,修订的主要技术内容是:

- 标准名称更改为《石油化工全厂性工艺及热力管道设计规范》;
- 增加了部分术语;
- 增加了燃料气系统设计的规定;
- 增加了氧气、氢气、氮气、仪表空气及工厂空气的设计规定;
- 修订了原规范中引用的现行国家标准的名称和标准号,删除或修改了部分条款,补充了若干条款的内容。

本标准由中国石油化工集团公司负责管理,由中国石油化工集团公司储运设计技术中心站负责日常管理,由中国石化工程建设有限公司负责具体技术内容的解释。执行过程中如有意见和建议,请寄送日常管理单位和主编单位。

本标准日常管理单位:中国石油化工集团公司储运设计技术中心站

通讯地址:河南省洛阳市中州西路27号

邮政编码:471003

电 话:0379-64887302

传 真:0379-64887302

本标准主编单位:中国石化工程建设有限公司

通讯地址:北京市朝阳区安慧北里安园21号

邮政编码:100101

本标准参编单位:南京金陵石化工程设计有限公司

中石化广州工程有限公司

中石化宁波工程有限公司

本标准主要起草人员:赵广明 周红儿 孟庆海 李凤奇 汤晓东 李海燕 李战杰 张园园

本标准主要审查人员:杨 森 何龙辉 葛春玉 唐 洁 夏喜林 王育富 莫崇伟 孙新宇

王金良 罗武平 陈永江 柳耀琦 尚 峻

本标准1983年首次发布,2000年第1次修订,本次为第2次修订。

石油化工全厂性工艺及热力管道设计规范

1 范围

本规范规定了石油化工、煤化工企业全厂性工艺及热力管道的设计要求。

本规范适用于石油化工、煤化工企业全厂性工艺及热力管道新建、扩建和改建工程的设计。

2 规范性引用文件

下列文件对于本规范的应用是必不可少的。凡是注日期的引用文件，仅注日期的版本适用于本规范。凡是不注日期的引用文件，其最新版本（包括所有的修改单）适用于本规范。

- GB 6537 3号喷气燃料
- SH 3009 石油化工可燃性气体排放系统设计规范
- SH 3097 石油化工静电接地设计规范
- SH/T 3010 石油化工设备和管道绝热工程设计规范
- SH/T 3022 石油化工设备和管道涂料防腐蚀规范
- SH/T 3059 石油化工管道设计器材选用规范
- SH/T 3060 石油化工企业供电系统设计规范
- SH/T 3117 石油化工设计热力工质消耗量计算方法

3 术语和定义

下列术语和定义适用于本规范。

3.1

全厂性工艺及热力管道 interconnecting piping

厂区围墙之内，装置（单元）边界以外的工艺及热力管道。

3.2

工艺管道 process piping

生产过程中的原料、中间原料、产品的输送管道。包括油品、油品添加剂、液化烃、液体化工品、燃料气、放空油气、氧气、氢气和化学药剂等管道，不包括粉体输送管道。

3.3

热力管道 thermal piping

在生产过程中不作原料使用，但与生产过程相关的介质的输送管道。包括：蒸汽、凝结水、采暖热水、软化水、脱盐水、除氧水、氮气、仪表空气和工厂空气等管道。

3.4

储运系统 storage and transportation system

生产装置之外用管道输送的液态和气态原料、中间原料和产品的储存和运输的系统。

3.5

轻质油品 light oil

闪点等于或小于 60℃，且 40℃时的蒸气压小于 101.325kPa 的油品，如：石脑油、煤油、汽油、轻柴油以及相应馏分等。

3.6

重质油品 heavy oil

除轻质油品以外的油品。

3.7

轻污油 light slop oil

闪点小于或等于 65℃的不合格轻质油品。

3.8

重污油 heavy slop oil

除轻污油以外的不合格油品，如：装置停工吹扫重油、储运系统重油管道的吹扫油、污水处理厂的回收油等。

3.9

工厂自用燃料 self-used fuel of plant

各装置（单元）使用的燃料油或燃料气。

4 工艺管道流程设计

4.1 一般规定

4.1.1 工艺管道流程的设计应符合下列要求：

- a) 根据项目的建设要求统一规划，并按项目分期建设的要求进行设计；
- b) 符合全厂总工艺流程的要求；
- c) 符合装置（单元）的正常生产、事故处理和开、停工的要求；
- d) 在满足生产要求的前提下，力求简化，减少油品的周转。

4.1.2 装置之间的原料宜采取直接进料。

4.1.3 成品系统工艺管道流程应符合下列要求：

- a) 在装置停工检修时，应采取保证产品质量的措施；
- b) 成品油的调和宜采用管道调和工艺；
- c) 航空油品的组分油与成品油管道应专管专用；
- d) 喷气燃料在进组分罐、成品罐前及出厂前，均应进行精密过滤；过滤后的喷气燃料的洁净性应满足现行国家标准《3号喷气燃料》GB 6537 的规定。

4.1.4 工厂自用燃料油系统流程应符合下列要求：

- a) 根据全厂燃料平衡所需的燃料油量，确定工厂自用燃料油的供应量。
- b) 工厂自用燃料油流程应根据各用户所要求的操作条件，进行技术经济比较后确定。供油方式，可采用枝状供油或分区循环供油，或两种供油方式并用。
- c) 凡属下列情况者可采用枝状供油，枝状供油时，各用户应自设燃料油循环系统：
 - 1) 用户布置较为分散；
 - 2) 仅在开工时由系统提供燃料油的装置（单元）；
 - 3) 用户用油压力大于系统供油压力。
- d) 区域内各用户用油的操作条件相同或相近，布置较为集中时，可采用分区循环供油。分区循

环系统的罐及泵，可以设在用油量大的用户内。当储罐及泵设在用户内时，循环供油系统的操作参数应由储运系统与用户协商确定。分区循环供油应符合下列要求：

- 1) 管网供油流量可按该区各用户总用量的 2 倍~3 倍计算；
- 2) 循环管网上应设油压控制阀，其控制压力应满足用户要求。

4.1.5 燃料气系统流程宜符合下列要求：

- a) 当装置生产的燃料气压力高于燃料气管网压力时，装置生产的燃料气应与燃料气管网联网向各用户供气；
- b) 燃料气管网应采取稳压措施，其操作压力宜控制在 0.4MPa~0.6MPa；
- c) 燃料气管网的稳压设施宜设置在负荷中心处；
- d) 燃料气管网的稳压补气量应根据装置产气量和用气量的波动值确定，当缺乏数据时可取管网正常负荷的 10%，液化石油气气化器及天然气补气控制阀的工作范围宜为管网正常负荷的 5%~15%；
- e) 燃料气管网应设置安全阀和泄压阀，安全阀定压宜为管网最高操作压力的 1.1 倍，泄压阀的控制压力宜为管网最高操作压力的 1.05 倍；安全阀的排量可按最大补气量确定，泄压阀的排量宜不小于管网中一个最大用气装置的正常用量；
- f) 燃料气管网应根据燃料气的组成确定是否设置保温或保温伴热；
- g) 当装置产出的燃料气压力低于 0.4MPa 时，宜在装置内利用；
- h) 回收的燃料气进入全厂燃料气管网前应满足燃料气的质量要求；
- i) 当采用厂外天然气作为燃料气的部分气源时，天然气总管上应设置计量设施；当入厂天然气的设计压力高于燃料气管网的设计压力时，燃料气管网应设超压保护设施。
- j) 燃料气管网的支管宜设隔断阀，其位置应便利操作。

4.1.6 污油系统流程应符合下列要求：

- a) 轻、重污油系统应分别设置；
- b) 轻污油宜送回装置回炼；
- c) 重污油宜用作自用燃料油，在不影响商品燃料油质量时可调入商品燃料油；
- d) 轻污油中的不合格汽油和不合格柴油宜分别设置管道和储罐，必要时可互相借用；
- e) 成品油罐区的不合格油，在不影响成品油质量的条件下，可调入成品油中，但流程设计应能使其送往污油罐或装置原料罐；
- f) 催化油浆和焦化暖塔凝缩油应以专用管道送入储运系统储罐，其他的重污油管道可共用。

4.1.7 全厂开工用料宜借用相应管道输送，当操作有难度时可单独设置。

4.1.8 全厂性工艺管道应设有停工检修或停输后的吹扫接头。极度和高度有毒介质、甲 A 类可燃液体、甲类气体以及易凝介质等管道应设固定式吹扫接头，其他介质管道宜设半固定式吹扫接头。

4.1.9 工艺管道的吹扫方向应符合下列要求：

- a) 工厂自用燃料油、全厂性燃料气和放空油气系统管道进出装置（单元）的支管应扫向装置（单元）；燃料油干管应扫向罐区，燃料气和可燃性气体排放干管应扫向火炬；
- b) 化学药剂管道应由化学药剂设施扫向装置（单元）；
- c) 除 a) 和 b) 款以外的进出装置（单元）的工艺管道应自装置（单元）扫向储运系统罐区；
- d) 装卸车管道的吹扫宜自装卸台扫向罐区。

4.1.10 吹扫介质为液体和蒸汽时，吹扫管道直径可按附录 B 计算确定，吹扫管道公称直径不宜小于 DN25；吹扫介质为气体时，吹扫管道公称直径宜为 DN25。

4.1.11 吹扫介质的选用应符合下列要求：

- a) 闪点低于或等于 45℃ 的油品、燃料气、液化烃和放空油气管道不得用压缩空气吹扫。

- b) 严格控制水分的油品、添加剂和酸类管道不得用水吹扫，吹扫介质宜用净化压缩空气或氮气。
 - c) 对受热后易大量挥发的介质，其输送管道不宜用蒸汽吹扫；对受热后易使管道腐蚀加剧的介质，其输送管道不得用蒸汽吹扫。
 - d) 设计温度高于 120℃ 的重质油管道可用轻柴油顶线。
 - e) 易氧化及易燃易爆介质的管道宜用氮气吹扫。
- 4.1.12 极度危害及高度危害介质管道、腐蚀性介质管道、可燃气体管道和自燃点高出操作温度不足 10℃ 的可燃液体管道，以及不产生凝结液的气体管道不得设置低点排凝。
- 4.1.13 液体管道热泄压应符合下列规定：
- a) 非连续使用，且在使用后不排空的无隔热层的地上或具有伴热的管道，当切断阀间的体积大于 0.5m³ 时，应设置热泄压安全阀；
 - b) 低温管道应设置热泄压安全阀。

4.2 工艺管道的管径及流速

4.2.1 除泵的吸入管道、自流管道、气体管道和对流速有特殊要求的管道可按工艺要求确定管径外，其余工艺管道的管径可按推荐流速选择，但管道公称直径不宜小于 50mm。工艺管道内介质的推荐流速见表 4.2-1。

表 4.2-1 工艺管道内介质的推荐流速

运动黏度 (10 ⁻⁶ m ² /s)	推荐流速 (m/s)
1~2	2.0~3.0
2~28	1.5~2.5
28~72	1.0~2.0
72~146	0.9~1.5
146~438	0.8~1.4

- 4.2.2 工艺管道的设计流量应根据全厂总工艺流程和作业要求确定。
- 4.2.3 工艺管道的设计流速应符合下列规定：
- a) 当油品的电导率小于 50pS/m 时，油品管道的设计流速应符合下列规定：
 - 1) 轻质油品的最大流速不得大于 7m/s。
 - 2) 添加了抗静电添加剂的油品，当其电导率大于 50pS/m 时，或在管道出口附近安装了静电消除器的情况下，可提高流速，但不得大于 10m/s。
 - 3) 管道出口前有过滤网（网的目数大于 100 目）或过滤器（过滤精度高于 30μm）时，应使过滤器出口至管道出口的流动时间大于 30s。
 - 4) 轻质油中的游离水或污染物含量较高时，流速应小于 1m/s。
 - b) 工艺管道内介质的流速宜低于按附录 A 计算所得的水击安全流速，如流速高于水击安全流速时应设防水击设施。
 - c) 为控制噪声污染，工艺管道内介质的流速应符合下列要求：
 - 1) 对于液体，应小于 9m/s；
 - 2) 对于气体，应小于或等于 52m/s。
 - d) 含有固体颗粒的液体管道，介质流速不宜小于 0.9m/s。
 - e) 管道中氧气的最大允许流速根据管道材质、工作压力确定，见表 4.2-2。

表 4.2-2 管道中氧气的最大允许流速 v

材质	工作压力 p (MPa)					
	$p \leq 0.1$	$0.1 < p \leq 1.0$	$1.0 < p \leq 3.0$	$3.0 < p \leq 10.0$	$10.0 < p < 15.0$	$p \geq 15.0$
碳钢	根据管 系压降 确定	20m/s	15m/s	不允许	不允许	不允许
奥氏体 不锈钢		30m/s	25m/s	$pv \leq 45 \text{MPa} \cdot \text{m/s}$ (撞击场合) $pv \leq 80 \text{MPa} \cdot \text{m/s}$ (非撞击场合)	4.5m/s (撞击场合) 8.0m/s (非撞击场合)	4.5m/s

注 1: 最大允许流速是指管系最低工作压力、最高工作温度时的实际流速;
注 2: 撞击场合和非撞击场合: 使流体流动方向突然改变或产生漩涡的位置, 从而引起流体中颗粒对管壁的撞击。
注 3: 铜和铜合金 (含铝铜合金除外)、镍和镍铜合金: 在小于或等于 21.0MPa 条件下, 流速在压力降允许时没有限制。

f) 碳素钢中氢气管道的最大流速应符合表 4.2-3 中的有关规定。

表 4.2-3 碳素钢管道中氢气的最大流速

设计压力 (MPa)	最大流速 (m/s)
> 3.0	10
$0.1 \sim 3.0$	15
< 0.1	按允许压力降确定

注: 氢气管道设计压力为 0.1MPa~3.0MPa 时, 氢气在不锈钢管道中的最大流速可为 25m/s。

g) 燃料气管网应根据工厂平面布置图按每段最大通过量, 分段进行管径及压降计算。

5 热力管道流程设计

5.1 一般规定

5.1.1 热力管道宜采用枝状布置, 其干管应通过重要的、负荷大的或用户集中的区域。

5.1.2 热力系统的各类介质应单独设置管网。当管网的介质参数不能符合用户的特殊要求时, 可专管输送。

5.2 蒸汽及凝结水管道

5.2.1 蒸汽压力的分级应根据各类用户的需要, 按逐级利用、供气平衡的原则确定。

5.2.2 装置内所需蒸汽首先应利用本装置的自产蒸汽, 汽量不足时再由系统供给。装置自产的饱和蒸汽宜过热后再并入系统管网。

5.2.3 厂内应设凝结水回收管网, 凝结水不宜就地排放。其回收原则如下:

- 应在凝结水集中的区域设凝结水收集站;
- 污染凝结水与洁净凝结水应分别设置管网集输;
- 凝结水回收宜采用压力式回收系统。

5.2.4 对于压力大于或等于 3.4MPa 的蒸汽管道, 应进行温降计算; 对于压力小于 3.4MPa 的蒸汽管道, 当对蒸汽温度有特殊要求时, 也应进行温降计算。

5.2.5 管道的计算流量应为该管道的连续负荷、间断负荷的折算负荷和管网损失之和。连续负荷、间

断负荷的折算负荷的计算,应符合国家现行标准《石油化工设计热力工质消耗量计算方法》(SH/T 3117)的规定。

5.2.6 蒸汽管道应设低点排凝。当流向与敷设坡度相反时,应在翻越点处设低点排凝。

5.3 氮气及空气管道

5.3.1 仪表空气和工厂空气管网的压力范围宜控制在 0.5MPa~0.8MPa。

5.3.2 全厂氮气管网应根据全厂各用户的用量、压力和用气特点,按经济合理的原则分别设置;个别用户用气压力低于管网压力时,应采取自行减压的方式满足要求;个别装置开停车需要的氮气压力大于 4.0MPa 时,宜选择装置自行升压的方案。

5.3.3 氮气和仪表空气管道的设计流量不考虑管网损失量;工厂空气管道的设计流量可考虑 1%~3% 的管网损失量。

5.3.4 仪表空气和工厂空气管道的低点应设低点排凝。寒冷地区的工厂空气管道宜采取防冻措施。

5.4 热力管道的管径及流速

5.4.1 管道公称直径不宜小于 DN50。

5.4.2 氮气和仪表空气管道的管径应按各用气节点的允许压降计算确定。

5.4.3 除氮气和仪表空气外,其余热力管道可按推荐流速确定管径,并应满足允许压降的要求,热力管道内介质的推荐流速见表 5.4。

表 5.4 热力管道内介质的推荐流速

介质	管道种类	推荐流速 (m/s)
蒸汽	操作压力为 3.4MPa~12.5MPa 的蒸汽管道	40~50
	操作压力为 0.3MPa~3.3MPa 的蒸汽管道	30~50
	饱和蒸汽管道	20~40
除氧水、软化水	压力管道	1.5~3
热水	热水管道	1~2
凝结水	自流凝结水管道	0.5
	余压凝结水管道	0.5~1
	泵送凝结水管道	1~2
压缩空气	压缩空气管道	8~15

6 工艺及热力管道配管设计

6.1 一般规定

6.1.1 管道设计温度和设计压力的取值、管道器材的选用应符合国家现行标准《石油化工管道设计器材选用规范》SH/T 3059 的规定。

6.1.2 管道布置应结合平面布置和竖向设计,在满足生产、施工、检修和安全运行的条件下,力求降低管道工程建设费用;分期施工的管道应统一规划,并使管道在分期施工时互不影响,当分期界限明显,且后期施工的管道较多时,宜单独预留管带,前期工程的管道不宜穿越预留发展用地。

6.1.3 工艺及热力管道应共架、共墩布置,管道较多时宜多层布置,管架或管墩上(包括相应的穿越涵洞)宜留有 20%~30% 不可预见管道敷设的空位。

6.1.4 布置地上敷设的管道时,不宜使管墩或管架所受的垂直荷载和水平荷载集中在—端;管架上的大直径和较重的管道应靠近管廊柱子布置,小直径、气体管道、公用工程管道宜布置在管廊中间。

6.1.5 低温管道、液化烃管道和其他应避免受热的管道不应布置在热介质管道的正上方或与不保温的

热介质管道相邻布置。

6.1.6 对于多层管廊，气体管道、介质操作温度等于或高于 250℃ 的热管道、公用工程管道及可燃气体排放干管等宜布置在上层；一般工艺管道、液化烃管道、腐蚀性介质管道及低温管道宜布置在下层。必须布置在下层的热管道可布置在外侧，但不应与液化烃管道相邻。

6.1.7 氢气管道与其他管道共架敷设或分层布置时，氢气管道宜布置在外侧并在上层。

6.1.8 氧气管道与可燃气体、可燃液体管道共架敷设时应布置在一侧，不宜布置在可燃气体、可燃液体管道的正上方或正下方。

6.1.9 电缆槽架和仪表槽架宜布置在上层，槽架的附近或正下方不应布置有热影响的管道。槽架的布置应符合国家现行标准 SH/T 3060《石油化工企业供电系统设计规范》的规定。

6.1.10 除因设排空口、预留接头、安装阀门、仪表或与设备连接等需要采用法兰连接或螺纹连接外，管道的连接应采用焊接。

6.1.11 蒸汽及气体管道支管应从主管上部引出。热力管道支管宜在靠近主管处安装阀门。

6.1.12 管道宜地上敷设。当管道埋地敷设时，管道的埋设深度应保证管道不因外力作用而发生破坏，且应避免最大冻土深度和地下水位等的影响。

6.1.13 管墩、管架的高度应符合下列要求：

- a) 管墩顶距地面不应小于 0.3m。
- b) 管带下方需要通行时，管底与地面的净空不宜小于 2.1m。
- c) 多层管架的层间距不宜小于 1.2m。

6.1.14 管带上的阀门应集中布置，便于操作。在管架上的管道阀组处应设操作平台及梯子。

6.1.15 有绝热层的管道、公称直径大于等于 DN600 管道及不锈钢管道，在管墩、管架处应设管托。

6.1.16 管道支吊架的设置应符合下列要求：

- a) 允许管道有轴向位移，而对径向位移需要加以限制时，应设导向支架，导向支架不宜靠近弯头和支管。
- b) 对于立弯管应采取使管道能吸收自身所产生的竖向位移。若竖向位移的作用可能使管道产生的应力超过许用应力或使管道脱离支架，则应设弹簧支吊架。
- c) 高温管道、低温管道、振动管道和高中压蒸汽管道不得用来支撑其他管道。
- d) 有绝热层的管道宜采取措施减少支吊架处热（冷）量损失。
- e) 支吊架边缘与管道焊缝的净距不应小于 50mm，与需要热处理的管道焊缝的间距应大于焊缝宽度的 5 倍，且不应小于 100mm。
- f) 支吊架或管托不应与保冷管道、浓碱液管道、不锈钢管道和介质温度等于或高于 400℃ 的碳素钢管道直接焊接。

6.1.17 管道焊缝的设置，应符合下列要求：

- a) 管道对接焊缝的中心与管道起弯点的距离应不小于管子外径，且不应小于 100mm。
- b) 不宜在管道焊缝及其边缘上开孔。

6.1.18 输送易燃、易爆物料的管道应按国家现行标准 SH 3097《石油化工静电接地设计规范》的规定采取防静电的措施。

6.1.19 管道跨越铁路和道路时，铁路和道路两侧管道或管架的最突出部分距铁路中心线不得小于 3.0m；距公路型道路路肩不得小于 1.0m；距城市型道路路面边缘不得小于 1m。桁架底（无桁架者为吊架或管底）与路面之间的净空高度应符合下列要求：

- a) 距行驶机车的铁轨顶不得小于 5.5m。
- b) 距主要道路路面不得小于 5.5m。
- c) 距一般道路路面不得小于 5.0m。

6.1.20 管带与铁路或道路平行布置时，其最突出部分距铁路中心线不应小于 3.5m（铁路装卸台或洗罐台的管道除外），距公路型道路的路肩不得小于 1.0m；距城市型道路的路面边缘不得小于 1.0m。

6.1.21 管道穿越铁路及主要道路时，应符合下列规定：

a) 管道与铁路或道路的夹角不宜小于 60° 。管道应采取保护措施。

b) 套管的两端伸出路基边坡不得小于 2.0m，路边有排水沟时，伸出水沟边不应小于 1.0m。套管顶距铁路轨顶不应小于 1.2m，距道路路面不应小于 0.8m，否则应核算套管强度。

6.1.22 管道宜有坡度，并宜与地面坡度一致。管道的坡度不宜小于 2%，管道变坡点宜设在转弯处或固定点处。

6.1.23 管道配管设计应满足管道抗震的要求。

6.1.24 低温液体阀门的安装，宜使阀杆垂直向上。若需要倾斜安装时，其倾斜角度不应大于 30° 。

6.1.25 管道的绝热设计应符合国家现行标准 SH/T 3010《石油化工设备和管道绝热工程设计规范》的规定。

6.1.26 管道的防腐设计应符合国家现行标准 SH/T 3022《石油化工设备和管道涂料防腐蚀规范》的规定。

6.1.27 管道的表面色设计应符合国家现行标准 SH/T 3043《石油化工设备管道钢结构表面色和标志规定》的规定。

6.2 管道的跨度和间距

6.2.1 管架上连续敷设的直管道的最大允许跨度，按均布荷载作用下的水平多跨连续梁进行计算，并应符合正常操作状态下的刚度和强度条件。计算公式见附录 C 第 C.0.1 条。

6.2.2 直管道末端、水平弯管的最大允许跨度按第 6.2.1 条的强度条件计算，并应符合下列要求：

a) 直管道末端跨度的折减系数取 0.8；

b) 水平弯管跨距的折减系数取 0.67；

c) 折减后的跨度应小于或等于连续敷设的直管道的最大允许跨度。

6.2.3 立弯管的最大允许跨度按水平均布荷载加中间集中荷载计算，中间集中荷载取立管的重量，计算公式见附录 C 第 C.0.2 条。

6.2.4 当两支架间有集中荷载时，应核算管道跨度，核算公式见附录 C 第 C.0.3 条。

6.2.5 保冷管道与相邻管道或其他物体的净距不宜小于 150mm，其法兰外缘与相邻管道之间的净距不应小于 50mm。其他地上敷设的管道之间的净距不宜小于 80mm，法兰外缘与相邻管道之间的净距不应小于 25mm。

6.2.6 氧气管道与可燃气体、可燃液体管道的间距应满足下列要求：

a) 氧气管道采用焊接连接结构且无阀门时，平行净距应大于或等于 250mm；

b) 氧气管道采用法兰连接或有阀门时，平行净距应大于或等于 500mm；

c) 交叉布置时，交叉处的净距应大于或等于 250mm；

d) 两类管道之间宜用公用工程管道隔开。

6.2.7 管子或隔热层距管架梁或管墩端部的净距应符合下列要求：

a) 无隔热层管道，不应小于 150mm；

b) 有隔热层管道，不应小于 120mm。

6.3 管道的热补偿

6.3.1 极度危害和高度危害介质管道，易燃、易爆、高温（大于 250°C ）或低温可燃介质管道的热补偿应采用自然补偿或 Π 形补偿器。

6.3.2 Π 形补偿器与固定点的距离不宜小于固定点之间距离的三分之一。

6.3.3 对采用硬质保冷材料的低温管道，管道的最大轴向位移不宜大于 150mm。

6.3.4 全厂性可燃气体排放管道的热补偿按国家现行标准 SH 3009《石油化工可燃性气体排放系统设计规范》执行。

6.3.5 埋地敷设的管道产生热位移的管段应采取补偿或限制位移的措施，管道出土端宜设固定挡墩。热位移计算公式见附录 D。

6.3.6 管道固定点的设置应符合下列规定：

- a) 应充分利用管道的自然补偿；
- b) 固定点宜靠近需要限制支管道的位移处；
- c) 多根水平敷设的管道在转弯处的横向位移量应小于该处的管间净距；
- d) 固定点应设置在需要承受管道震动、冲击荷载或需要限制管道多方向位移处。

附录 A

(规范性附录)

防止水击破坏的控制流速的计算

A.0.1 管内液体产生水击分直接水击和间接水击两种。

当 $\tau \leq \frac{2L_h}{U}$ 时, 为直接水击;当 $\tau > \frac{2L_h}{U}$ 时, 为间接水击。

式中:

- τ —— 管道末端阀的关闭时间, s;
 L_h —— 传播水击波的管道长度, m;
 U —— 水击波在液体中的传播速度, m/s。

$$U = \sqrt{\frac{K}{\rho \left(1 + \frac{K \cdot d_i}{E \cdot \delta}\right)}} \quad \text{..... (A.0.1-1)}$$

式中:

- K —— 液体的体积弹性模数, Pa, 对于油品可取 1.35×10^9 Pa;
 E —— 管材在操作温度下的弹性模量, Pa;
 ρ —— 液体密度, kg/m^3 ;
 d_i —— 管子内径, m;
 δ —— 管子壁厚, m。

(1) 防止直接水击的控制流速, 可按下式计算:

$$V_c = \frac{\Delta p \times 10^6}{\rho \times U} \quad \text{..... (A.0.1-2)}$$

(2) 防止间接水击的控制流速, 可按下式计算:

$$V_c = \frac{\Delta p \times \tau \times 10^6}{2L_h \times \rho} \quad \text{..... (A.0.1-3)}$$

式中:

- V_c —— 控制流速, m/s;
 Δp —— 管子允许的水击增压, MPa。

附录 B
(规范性附录)
吹扫管道内径的计算

B.0.1 吹扫管道内径可按下式计算:

$$d_{bi} = 0.142 \left(\frac{L_b \times d_i^4 \times V^2 \times \gamma_b}{\Delta p_b \times g} \right)^{0.10} \dots\dots\dots (\text{B.0.1-1})$$

$$\Delta p_b = p_b - 10^6 (\Delta H_1 + \Delta H_2) \times \gamma - p_e \dots\dots\dots (\text{B.0.1-2})$$

式中:

- d_{bi} ——吹扫管道内径, mm;
- L_b ——吹扫管道计算长度(包括直管长度和局部阻力当量长度), m;
- d_i ——被吹扫管道内径, mm;
- V ——吹扫时被扫介质流速(按被扫管线的长度预定吹扫时间确定), m/s;
- γ_b ——吹扫介质重度, N/m^3 ;
- g ——重力加速度, 取 9.81m/s^2 ;
- Δp_b ——吹扫时吹扫管道两端的压力差, MPa;
- p_b ——吹扫介质的压力, MPa;
- ΔH_1 ——被扫管道在吹扫时沿程摩擦损失, m;
- ΔH_2 ——被扫管道两端位差, m;
- γ ——被扫介质重度, N/m^3 ;
- p_e ——被扫管道出口处背压, Pa。

附 录 C
(规范性附录)
管道最大允许跨度的计算

C.0.1 连续敷设的直管道最大允许跨度:

(1) 按刚度条件计算的公式:

$$L_c = 0.00916 \sqrt[3]{\frac{E_w I_c}{W}} \dots\dots\dots (C.0.1-1)$$

(2) 按强度条件计算的公式:

$$L_c = 0.1095 \sqrt{\frac{Z_c \sigma_s \varphi}{W}} \dots\dots\dots (C.0.1-2)$$

式中:

 L_c —— 连续敷设的直管道最大允许跨度, m; E_w —— 管材在设计温度下的弹性模量, MPa I_c —— 扣除安全裕量 C 后的管子抗弯惯性矩, mm^4 ; Z_c —— 扣除安全裕量 C 后的管子抗截面系数, mm^3 ;

W —— 管道单位长度重量, N/m; 对于液体管道, W 为管子自重、充液重和隔热结构重量之和; 对于气体管道, W 为管子自重、凝液重和隔热结构重量之和; 其中, 对于一般气体管道, 凝液重取充液重的 5%; 对于催化富气或相当于富气组成的其他气体的放空管道, 当无隔热层时, 取充液重的 20%;

σ_s —— 管线持续外载许用应力, MPa, $\sigma_s = \sigma - \frac{p_w(d_o - \delta_c)}{4\delta_c}$;

 σ —— 管材在计算温度下的许用应力, MPa; p_w —— 管道在计算温度下的操作压力, MPa; d_o —— 管子外径, mm; δ_c —— 扣除安全裕量 C 后的管壁厚度, mm; φ —— 环向缝隙数, 取 0.8。安全裕量 C :

对于无缝钢管:

$$C = \frac{1}{2}(C_1 + C_2) \dots\dots\dots (C.0.1-3)$$

对于螺旋焊缝钢管:

$$C = \frac{1}{2}C_1 + C_2 \dots\dots\dots (C.0.1-4)$$

式中:

 C_1 —— 腐蚀裕量, mm; C_2 —— 管子壁厚负偏差, mm。

C.0.2 末端直管、水平弯管、立弯管的最大允许跨度, 可按强度条件计算公式计算, 但不应超过连续敷设的直管道最大允许跨度。

(1) 末端直管

$$L_e = 0.0894 \sqrt{\frac{Z_c \sigma_s \varphi}{W}} \dots\dots\dots (C.0.2-1)$$

式中:

L_e ——末段直管最大允许跨度, m。



图 C. 0. 2-1 末端直管

(2) 水平弯管

$$L_h = 0.073 \sqrt{\frac{Z_c \sigma_s \varphi}{W}} \dots\dots\dots (C.0.2-2)$$

式中:

L_h ——水平弯管最大允许跨度 (指水平弯管的展开长度), m。

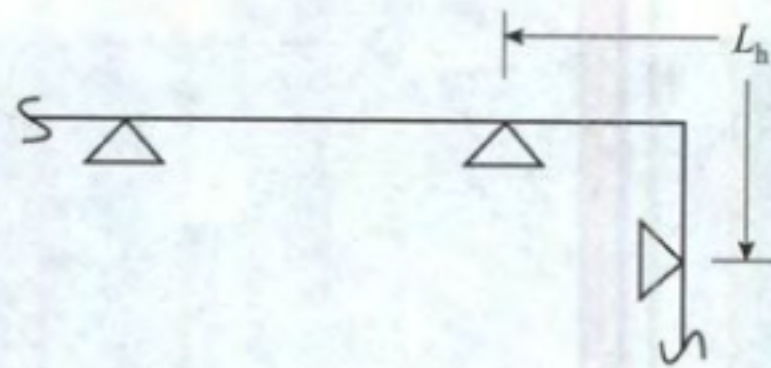


图 C. 0. 2-2 水平弯管

(3) 立弯管

$$L_v = \sqrt{h^2 + \frac{0.008 Z_c \sigma_s \varphi}{W}} - h \dots\dots\dots (C.0.2-3)$$

式中:

L_v —— 立弯管最大允许跨度, m;

h —— 竖管的高度, m。

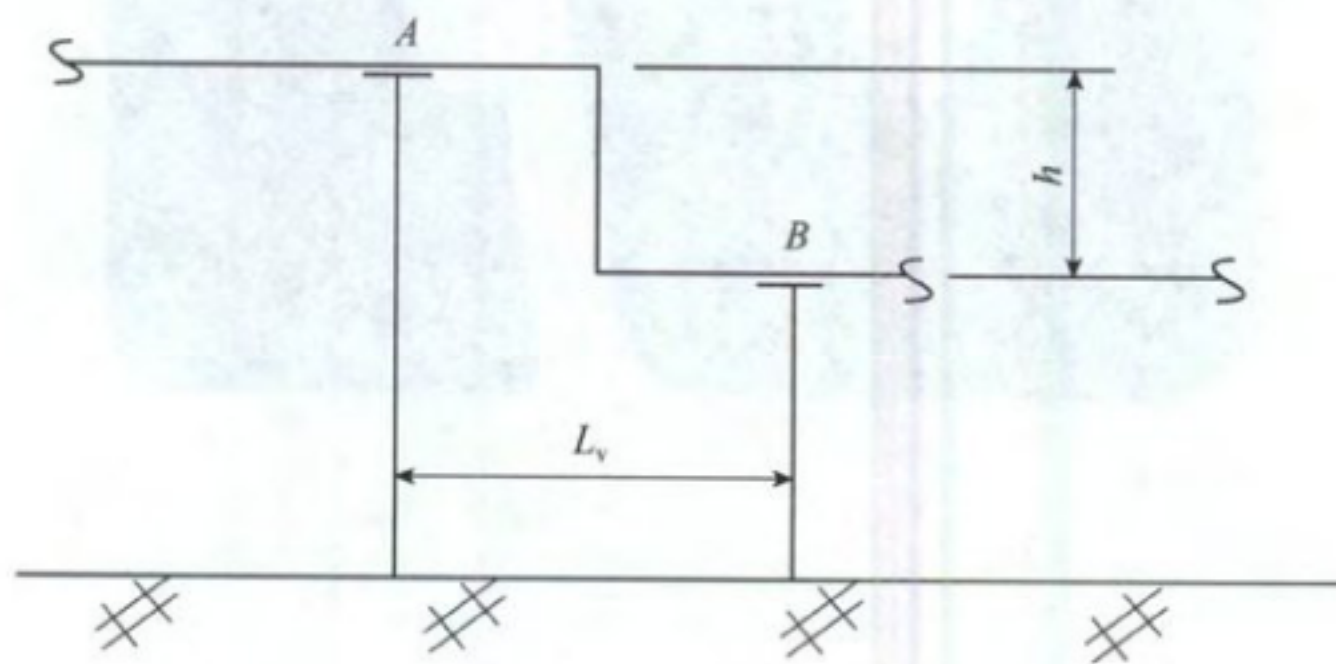


图 C. 0. 2-3 立弯管

C. 0. 3 两支架间有集中载荷时, 可按下式校核刚度条件:

$$\frac{5WL_c^3}{384E_w I_c} + \frac{PL_c^2}{48E_w I_c} \leq 2 \times 10^{-9} \dots\dots\dots (C.0.3-1)$$

式中：

P ——两支架间的集中载荷，N。



附 录 D
(规范性附录)
埋地管道热位移计算

D.0.1 埋地管道出土端或转向点至不动点间长度，可按下式计算：

$$L_g = \frac{1500\alpha E_s (t - t_i) \delta}{m\gamma_c h_g \mu} \quad \text{..... (D.0.1-1)}$$

埋地管道热位移按下式计算：

$$\Delta L_g = \frac{1}{2} \alpha L_g (t - t_i) \quad \text{..... (D.0.1-2)}$$

式中：

- L_g —— 埋地管道出土端或转向点至不动点间长度，m；
- ΔL_g —— 埋地管道线热位移量，m；
- α —— 管材的线膨胀系数， $\text{m}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$ ；
- t —— 管内介质的操作温度， $^\circ\text{C}$ ；
- t_i —— 管道安装温度， $^\circ\text{C}$ ；
- γ_c —— 土壤平均容量， N/m^3 ；
- h_g —— 地面到管中心的深度，m；
- μ —— 土壤对管子的摩擦系数；
- m —— 管径系数，当管道不保温时，取 $m=1$ ；当保温管道的保温层与管子表面间的附着力强时，取 $m=D_o/d_o$ ， D_o 、 d_o 分别为保温层外径和管外径，mm。

本规范用词说明

- 1 为便于在执行本规范条文时区别对待，对要求严格程度不同的用词说明如下：
 - 1) 表示很严格，非这样做不可的：
正面词采用“必须”，反面词采用“严禁”；
 - 2) 表示严格，在正常情况下均应这样做的：
正面词采用“应”，反面词采用“不应”或“不得”；
 - 3) 表示允许稍有选择，在条件许可时首先应这样做的：
正面词采用“宜”，反面词采用“不宜”；
 - 4) 表示有选择，在一定条件下可以这样做的，采用“可”。
- 2 条文中指明应按其他有关标准执行的写法为：“应符合……的规定”或“应按……执行”。

中华人民共和国石油化工有限公司行业标准

石油化工全厂性工艺及热力管道设计规范

SH/T 3108—2017

条文说明

2017 北京

修订说明

SH/T 3108—2017《炼油厂全厂性工艺及热力管道设计规范》，经工业和信息化部 2017 年 7 月 7 日以第 32 号公告批准发布。

本规范是在《炼油厂全厂性工艺及热力管道设计规范》(SH/T 3108—2000)的基础上修订而成，上一版的主编单位是中国石化集团北京设计院，主要起草人员是赵世健、周红儿。

本次修订的主要技术内容是：

- 标准名称更改为《石油化工全厂性工艺及热力管道设计规范》；
- 增加了部分术语；
- 增加了燃料气系统设计的规定；
- 增加了氧气、氢气、氮气、仪表空气及工厂空气的设计规定；
- 修订了原规范中引用的现行国家标准的名称和标准号，删除或修改了部分条款，补充了若干条款的内容。

本规范修订过程中，编制组进行了大量的调查研究，总结了我国石油化工全厂性工艺及热力管道工程建设的实践经验，同时参考了国外先进技术标准。

为便于广大设计、施工、科研、学校等单位有关人员在使用本标准时能正确理解和执行条文规定，《石油化工全厂性工艺及热力管道设计规范》编制组按章、条顺序编制了本规范的条文说明，对条文规定的目的、依据以及执行中需注意的有关事项进行了说明。但是，本条文说明不具备与标准正文同等的法律效力，仅供使用者作为理解和把握标准规定的参考。

目 次

1 范围	20
4 工艺管道流程设计	20
5 热力管道流程设计	20
6 工艺及热力管道配管设计	21
附录 A (规范性附录) 防止水击破坏的控制流速的计算	22
附录 B (规范性附录) 吹扫管道内径的计算	23
附录 C (规范性附录) 管道最大允许跨度的计算	24

石油化工全厂性工艺及热力管道设计规范

1 范围

煤化工企业是指以煤为原料生产化工产品、油品及气体产品的企业。

4 工艺管道流程设计

4.1 一般规定

4.1.8 全厂性工艺及热力管道流程的设计原则，主要是根据工艺生产和建设的客观需要提出的，概括如下：

- a) 为适应工程分期建设、分期投产的需要，管道设计也应进行统一规划。前期工程既要满足前期生产的要求，又要为后期生产、施工创造条件，使设计经济合理，有利于安全生产、安全施工。
- b) 全厂性工艺及热力管道是为实现全厂总工艺流程服务的，既要满足装置正常生产，又要满足装置事故处理以及开车或停车对管道系统的要求。

4.1.3 d) 对航空煤油的过滤和脱水不可有丝毫的疏忽，这方面的教训是惨痛的。因此，规范特别重申了航空煤油精密过滤器的设置要求。

4.1.5 石油化工厂的燃料气主要来源于装置生产过程中产生的可燃气体、回收的火炬气以及补充的液化气或天然气，不同来源的燃料气热值有较大差别，经充分混合的燃料气有利于保证热值和燃烧稳定；当天然气作为燃料气的部分气源时，如果天然气的压力明显高于燃料气管网的操作压力，则天然气供气干管上应设置燃料气管网超压的紧急切断，以避免高压造成管网破坏或装置事故。

4.1.7 现在的炼油厂和石油化工厂已普遍大型化，生产装置众多，设置专用的开车/停车的供料/退料线更适合合理安排装置的开车/停车；在装置数量较少的情况下，从经济的角度出发，可以不设专用开车线，采用借用其他相近介质的管道方案。

4.2 工艺管道的管径及流速

4.2.1 管径选取的经济性取决于管材及管子配件价格、电价、贷款年限及贷款利率等参数，其中的某些基础数据波动频繁，变化较大。因此，设计中应根据当时的具体数据进行比较计算，确定经济合理的管径。本标准给出了推荐的流速范围。

4.2.3 本条仅对轻质油的静电安全流速作了规定，对重质油没有作规定。这是因为重质油的电导率大于 10^{-10} S/m，通常不按易带电介质考虑，所以，对重质油不提流速限制。

过滤器（过滤精度高于 $30\mu\text{m}$ ）后的管道，特别是航空煤油的精密过滤器后的管道，应注意使油品从过滤器出口至管道出口的流动时间大于 30s。同时，仍应使管道中介质的流速不大于 7m/s。

对于油品中游离水和污染物的含量多少才算较高，目前可查阅到的国内外参考文献中尚无明确的结论。但游离水和污染物的含量高时，流动的油品发生静电聚集的危险大大增加，所以才有本款的规定。

5 热力管道流程设计

5.1 一般规定

5.1.1 热力管道采用枝状布置的投资较环状布置低。实践证明，枝状布置是可靠的，现有的炼油厂和石油化工厂一般都采用枝状布置。

5.1.2 单管输送系统指单母管系统。若一条管道的输送量不够大而采用两条管道，但各装置（单元）只与其中一条管道连接时，仍属单管输送。某些重要装置（单元）对介质参数（如压力）有较严格的要求，而全厂性热力管网又不能满足时，才允许另设专线。

5.2 蒸汽及凝结水管道

5.2.1 蒸汽压力按用户需要对口供应，不进行减压而是逐级利用，才能充分利用有效能，从而节约能源。

5.2.2 本条系指装置发生饱和蒸汽量较大时，如直接并入厂内过热蒸汽管网，未经充分混合即被利用，则将造成管网含水量过大，影响装置（单元）的正常工作。

5.2.3 回收凝结水的目的主要是回收热能、减少软水流失、降低运行费用。

5.2.4 压力大于或等于 3.9MPa 的蒸汽主要供中压汽轮机使用，汽轮机对蒸汽的温度要求较严（例如 3.9MPa 的汽轮机额定温度一般为 435℃），因此要求进行温降计算。

5.3 氮气及空气管道

5.3.3 在生产管理到位的情况下，氮气和仪表空气不存在管网损失，但工厂空气在环境温度低时往往会有水析出，如果工厂空气管道未采取防止水析出的措施，则经常性的低点排水或采取低点小流量连续放气的方法防冻时，就有一定的管网损失，因此本规范对工厂空气管道给出了 1%~3% 的管网损失量。

6 工艺及热力管道配管设计

6.1 一般规定

6.1.2 全厂性工艺及热力管道布置必须在全厂平面布置和竖向设计的基础上，一方面满足各装置及单元生产、施工、检修和安全运行的需要；另一方面要求管线长度尽量短，从而节约投资。

6.1.17 管道焊缝的设置应在管道施工验收规范中已有规定，但在有关弯管、直管段的安装设计中，容易忽略，在此重申了管道焊缝设置的基本要点。

6.1.22 全厂性工艺及热力管道的长度较大，采取管道坡度与地面一致的做法，可以避免因管道与地面的坡度不同（或反坡），使管架（墩）的高度变化太大。

6.1.24 低温液体阀门应首选阀杆垂直安装，若需要倾斜安装时，其倾斜角度不应大于 30°，目的在于避免低温液体泄漏造成人员伤害事故。

6.2 管道的跨度和间距

6.2.5 低温管道保冷层的结构复杂，密封性能要求远远高于保温管道，为保证保冷施工质量以及避免施工期间踩踏造成保冷材料破碎等，保冷管道的净距应为施工留出必要的空间。

6.3 管道的热补偿

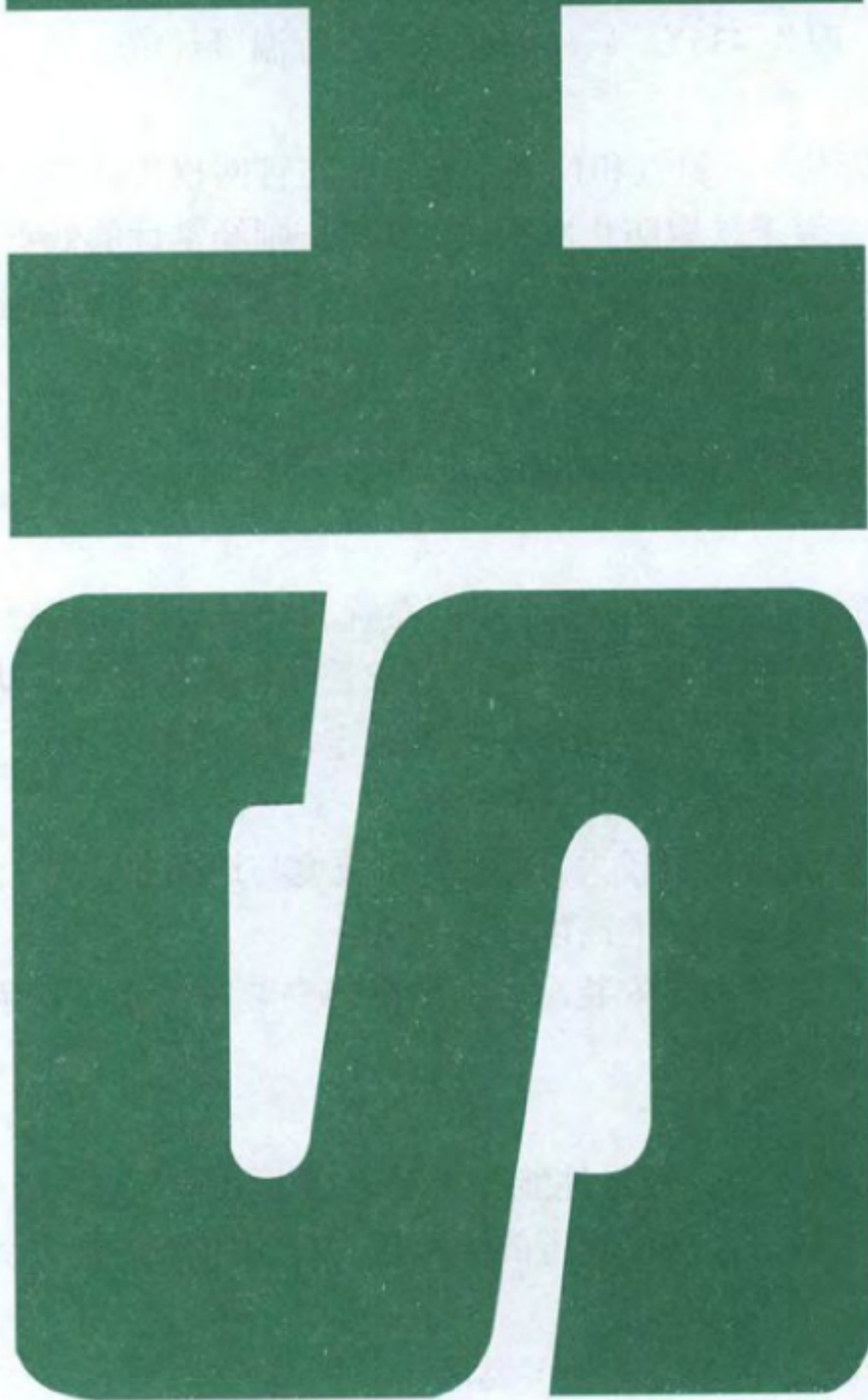
6.3.1 易燃介质管道是指甲 A、甲 B、乙类可燃液体、甲类气体管道。

6.3.3 管道热位移过大时，弯头处的保冷层会产生裂缝，保冷失效。

附录 A
(规范性附录)

防止水击破坏的控制流速的计算

因管道末端阀门的关闭而产生的水击已越来越受到人们的重视,特别是随着炼油厂油品储运系统自动化水平的提高,气动阀门的使用越来越多,和其他操作方式的阀门相比,气动阀门的关闭时间明显缩短,多数情况是发生间接水击。本规定所给的计算式都是在最大水击增压发生点(即阀门处)的控制流速计算式。若计算其他点处的水击增压,则按水击原理分析计算。由于工程设计中大多按最不利的状态考虑,故一般按本规定计算式计算的控制流速可以得到较为安全的结果。



附录 B
(规范性附录)
吹扫管道内径的计算

吹扫管道内径的计算式，是按流体在管道内能量守恒的原则由水力计算公式推导出来的。将吹扫介质主管接出端至被吹扫介质出口端看成是一条连续管道，它应满足伯诺利定理。按照吹扫管道和被吹扫管道不同的水力状态计算沿程摩阻，最后导出计算吹扫管道直径的公式。其中两点需要说明：

①在考虑吹扫管道道的长度时，因其较短，阀门的局部阻力必须转化为当量长度进行计算，否则误差太大。而在吹扫管道内径未求出前要确定当量长度，只好预先假定直径进行计算，若最后算出的吹扫管道直径与原假设不同，则应调整原假设值再计算，直至假设值与计算值相同为止。

②由于吹扫管道的直径一般较小，而吹扫管道两端的压力差较大，在吹扫管道内的流动状态可近似认为处于阻力平方区，摩阻系数简化为 $\lambda = 0.11 \left(\frac{B_d}{d_i} \right)^{0.25}$ ， B_d 为当量粗糙度，由此导出公式 (B.0.1-1)。

按照公式 (B.0.1-1) 计算，不同油品、不同吹扫介质有不同的吹扫管道直径，可避免不同压力的吹扫介质都采用相同的吹扫管道直径的问题。

附 录 C
(规范性附录)
管道最大允许跨度的计算

管道跨度的确定不仅影响管墩、管架的数量和投资,更主要的是它关系到管道是否长期安全运行。本规定中的跨度计算公式首先是保证管道安全运行,其次是使小直径的管道跨度不至太小。

C.0.1 连续敷设的直管道最大允许跨度

全厂性工艺及热力管道一般都有 2% 左右的坡度,本规定将其简单视为水平管道进行计算。

跨度计算应按刚度条件和强度条件分别进行,取其较小值作为管道跨距。使跨度既满足管道在变形方面的要求,又保证了在持续外载作用下管道的应力处于许可范围之内。

计算公式中的系数取值:

(1) 弯矩系数和挠度系数

全厂性工艺及热力管道的支撑通常设计为等跨布置,当把边距和相当于边距位置的特殊管段,例如末端直管、水平弯等,进行跨度修正,使中间各跨的连续管道支座处的弯矩系数都接近 1/12 时,各跨的挠度系数都接近 1/384,便得出附录 C 的各个公式。

(2) 管道最大允许挠度

以往小直径管道由于受到相对挠度为 0.001~0.0013 的限制,致使跨度很小。据实际观测,公称直径不大于 150mm 的管道相对挠度不大于 0.003,公称直径 150mm 以上的管道相对挠度不大于 0.002,都看不出明显的挠度。本规定把相对挠度的限制放宽到 0.002,就能使小管径管道的跨距适当提高。

(3) 环向焊缝系数

原规定的焊缝系数为 0.7,在执行中没有发现问题。在《石油化工管道设计器材选用规范》(SH/T 3059—2012)中规定,采用电弧焊的单面对焊直缝或螺旋缝,当不做无损检测时,焊缝系数取 0.8。参照 SH/T 3059—2012,并考虑管道的焊缝不在管道的支、吊点处,同时一般管道的实际跨度多数小于计算跨度,所以,此次修订中环向焊缝系数该为 0.8。

(4) 安全裕量

由于输送介质对管壁确有腐蚀作用和管子制造可能出现壁厚的负公差,所以在计算管道的跨度时,应将这两个因素考虑在内。

① 腐蚀裕量 C_1 。由于管子外壁已采取了防腐措施,例如刷漆等,所以计算管子壁厚时不考虑外腐蚀,即本规范仅考虑内腐蚀的作用。而管道的内腐蚀虽然有均匀的全面腐蚀,但点、片状的局部腐蚀亦比较突出,所以,在考虑腐蚀对管子的断面影响时,按腐蚀裕量的壁厚全部被腐蚀掉计算是与实际情况不相符的。因此, C_1 取腐蚀裕量的一半比较合适。对腐蚀严重的酸、碱管道则应特殊处理。

② 管子壁厚负公差 C_2 。对于无缝钢管,壁厚公差可能造成偏心,但对管子断面系数影响不大,而局部壁厚的负公差则造成壁厚的减少,对管子断面系数是有影响的,考虑整条管道不会都按壁厚负公差减少壁厚,也不会都按直径负公差减少直径,故对整条管道的壁厚和直径按同时出现负公差的一半计算。

对于螺旋焊缝钢管,由于使用的板材本身存在负公差,即管子壁厚会均匀地减少,所以螺旋焊缝钢管的安全裕量 C 中的 C_2 值按全量计算。

(5) 管道持续外载许用应力

计算管道的跨度时,不考虑热胀应力即二次应力,只考虑一次应力。对于水平管道,一次应力由内压轴向应力、支座摩擦力造成的应力、管道重力造成的应力组成。为简化计算,忽略支座摩擦力(支座摩擦力较小),并将管道重力引起的弯曲应力与内压引起的轴向应力直接迭加,并使迭加所得的应力不

大于管材在计算温度下的基本许用应力。在扣除管壁安全裕量的情况下，内压则取计算温度下的操作压力。

(6) 管道单位长度的重量 W

W 未包括风、雪、地震等短期荷载。在计算风、雪、地震等短期荷载与正常荷载组合情况下的许用应力时，允许管材在计算温度下的许用应力提高 20%~30%。

水压试验是一种临时状态，而且多数是在管道投产之前进行，有隔热层的管道也都是在隔热层施工前进行。因此，做水压试验管道的 I 、 Z 、 δ 等均不考虑扣除安全裕量 C 。每米管道的重量 W 为管子自重加充水量，管道的内压 P_w 则取水压试验的试验压力。

对液体管道的跨距计算，基本不用做水压试验状态的校核计算。而对气体管道的跨距计算，当不考虑在水压试验时加设管道的临时支撑用以缩小跨距、保证安全时，则需对跨距进行水压试验状态的校核计算。

对可能出现凝液的气体管道，操作状态下的凝液重量取值：

由于催化富气放空管道没有保温层，当其长度为 1000m，管道进口温度为 40℃ 时，管内凝液积存最多处，其管内断面上有 18% 的面积为凝液。除此以外，产生凝液较多的管道就是 1.0MPa 饱和蒸汽管，放水距离按 200m~300m 计算，在其凝液积存最多处，液体在其断面上所占面积不大于管子截面积的 5%。因此，对可能产生凝液的气体管道，一般气体管道就取满管凝液重的 0.05 倍，无隔热层的催化富气管道就取满管凝液重的 0.20 倍。

C.0.2 末端直管、水平弯管和立弯管最大允许跨度

附录中的计算公式未包括管道在一跨之内设有阀门或其他管子附件的情况。当设有阀门或其他管子附件时，则应将它们作为集中荷载进行计算。

水平弯管、末端直管和立弯管出现的几率较高，其最大允许跨度必须满足强度条件，而刚度条件略可放松，但最大允许跨度也不应超过连续敷设的直管的最大允许跨度。附录中给出了按强度条件计算的公式。

(1) 末端直管

将边跨看做一端固定一端简支的梁。固定支座处的管子弯矩为：

$$M = \frac{1}{8}WL_c^2$$

经代入整理得出

$$L_c = 0.0894 \sqrt{\frac{Z_c \sigma_s \varphi}{W}}$$

式中：

M ——管子在固定支座处的弯矩，N·m。

(2) 水平弯管

当水平弯管的两个臂长不等时，其最大允许跨度（水平弯管的展开长度）可大于两个臂长相等的情况。因此，设 $AD=BD$ ，计算 M_A 和 M_B 。因为图形 ADB 的重心在 C 点（见图 1）， C 点与支座 A 或 B 的距离为 $\frac{3}{8}L_h$ ，整个梁的重量由支座 A 和 B 平均分担，并将 AD 或 BD 视作悬臂梁，则：

$$M_A = M_B = \frac{1}{8}WL_h \cdot \frac{3}{8}L_h = \frac{1}{5.33}WL_h^2$$

从而得出

$$L_h = 0.073 \sqrt{\frac{Z_c \sigma_s \varphi}{W}}$$

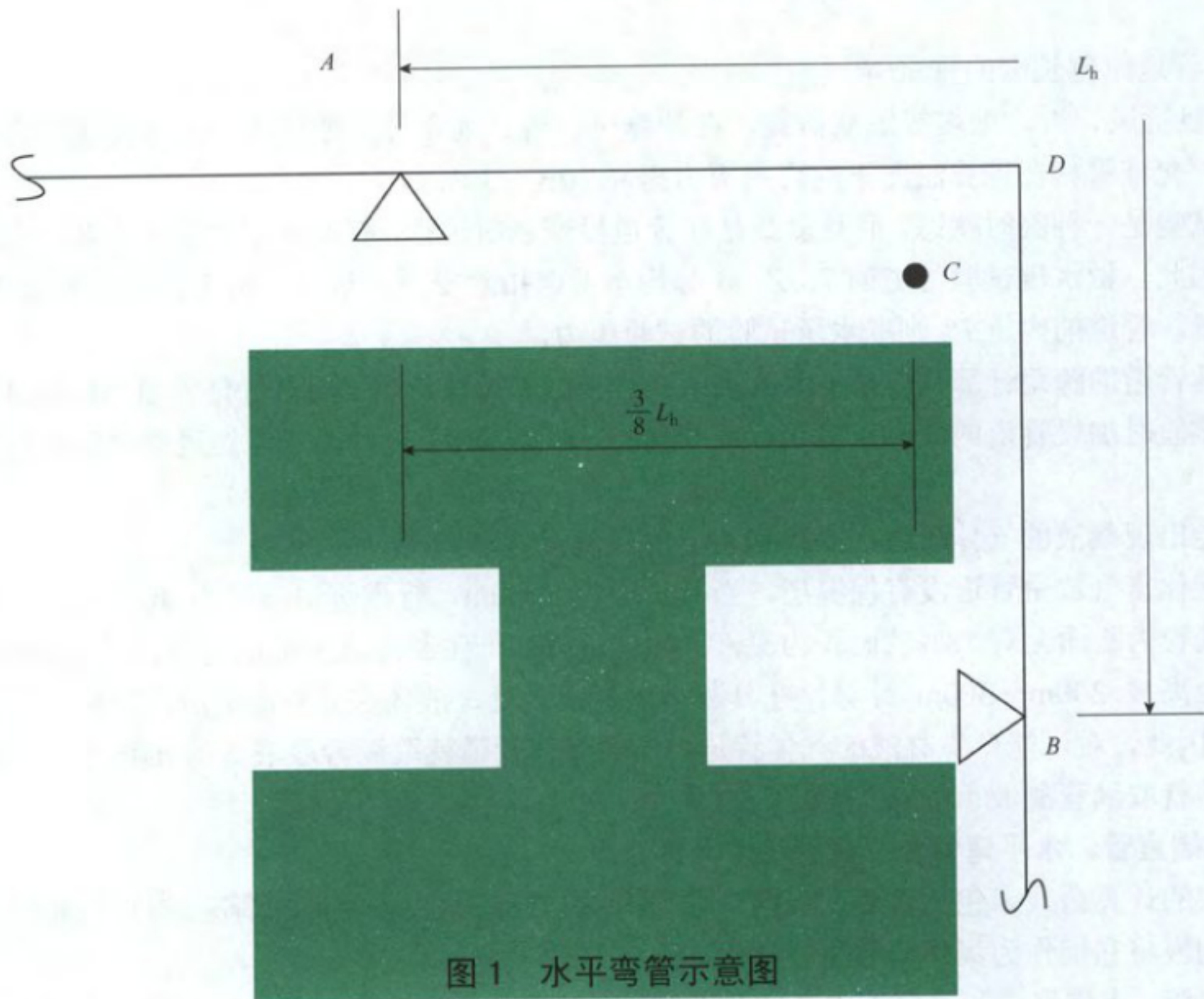


图1 水平弯管示意图

(3) 立弯管

竖管与两侧的支架不等距时，立弯管（见图2）的最大允许跨度比竖管在两支架的正中间时大。因此，按最不利的情况（即竖管在两支架的正中间）计算A和B支座处管子的弯矩。竖管h的重量作为集中荷载，由支座A和B平均分担，则：

$$M_A = M_B = \frac{1}{8}WL_v^2 + \frac{1}{4}WL_v h$$

经整理推得

$$L_v = \sqrt{h^2 + \frac{0.008Z_c \sigma_s \phi}{W}} - h$$

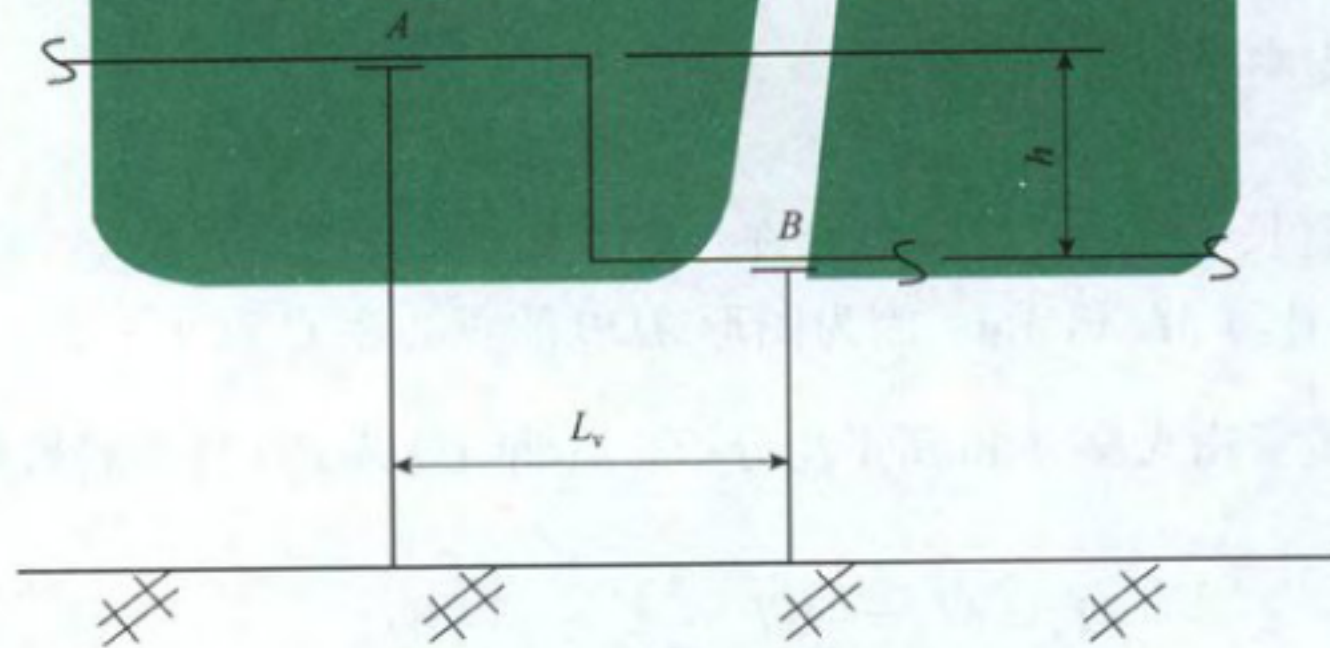


图2 立弯管示意图