UDC

SH

中华人民共和国行业标准

P

SH 3009-2001

石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计规范

Specifications for design of fuel gas system and combustible gas emission system in petrochemical enterprises

2002-03-11 发布

2002-05-01 实施

中华人民共和国国家经济贸易委员会 发布

中华人民共和国行业标准

石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计规范

Specifications for design of fuel gas system and combustible gas emission system in petrochemical enterprises

SH 3009-2001

主编单位：中国石化工程建设公司
主编部门：中国石油化工集团公司
审准部门：中华人民共和国国家经济贸易委员会

中华人民共和国国家经济贸易委员会

二〇〇二年第12号

关于发布《石油化工防火堤设计规范》等19项石油化工行业标准的公告

中国石油化工集团公司：

你公司报批的《石油化工防火堤设计规范》等19项石油化工行业标准草案，经国家经贸委批准，现予发布，自2002年5月1日起实施。标准名称、编号为：

强制性标准：

序号	标准编号	标准名称
1.	SH 3125-2001	石油化工防火堤设计规范
2.	SH 3059-2001	石油化工管道设计器材选用通则（代替SH 3059-94、SH 3059-1994）
3.	SH 3021-2001	石油化工仪表及管道隔离和吹洗设计规范（代替SHJ 21-90、SH 3021-1990）
4.	SH 3126-2001	石油化工仪表及管道伴热和隔热设计规范（代替SHJ 21-90、SH 3021-1990）
5.	SH 3020-2001	石油化工仪表供气设计规范（代替SHJ 20-90、SH 3020-1990）
6.	SH 3501-2001	石油化工剧毒、可燃介质管道工程施工及验收规范（代替SH 3501-1997）
7.	SH 3503-2001	石油化工工程建设交工技术文件规定（代替SH 3503-93、SH 3503-1993）
8.	SH 3514-2001	石油化工设备安装工程质量检验评定标准（代替SHJ 514-90、SH 3514-1990）
9.	SH 3534-2001	石油化工筑炉工程施工及验收规范
10.	SH 3009-2001	石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计规范(代替SHJ 9-89、SH 3009-2000)

推荐性标准：

序号	标准编号	标准名称
11.	SH/T 3110-2001	石油化工设计能量消耗计算方法（代替SYJ 1029-82、SH/T 3110-2000）
12.	SH/T 3123-2001	石油化工钢储罐地基充水预压监测规程
13.	SH/T 3124-2001	石油化工给水排水工艺流程设计图例
14.	SH/T 3517-2001	石油化工钢制管道工程施工工艺标准（代替SHJ 517-91、SH/T 3517-1991）
15.	SH/T 3516-2001	催化裂化装置轴流压缩机-烟气轮机机组施工技术规程（代替SHJ 516-90、SH/T 3516-1990）

16. SH/T 3530-2001　石油化工立式圆筒形钢制储罐施工工艺标准(代替 SH 3530-93、SH/T 3530-1993)
17. SH/T 3127-2001　石油化工管式炉铬钼钢焊接回弯头技术规范
18. SH/T 3109-2001　炼油厂添加剂设施设计规范（代替 SYJ 1025-82、SH/T 3109-2000）
19. SH/T 3096-2001　加工高硫原油重点装置主要设备设计选材导则（代替 SH/T 3096-1999）

中华人民共和国国家经济贸易委员会

二〇〇二年三月十一日

前　言

本规范是根据中国石化（1998）建标字 159 号文的通知，由中国石化工程建设公司对原《石油化工企业燃料气和可燃性气体排放系统设计规范》SHJ 9-89 进行修订而成。

本规范共分 4 章和 4 个附录。这次修订的主要内容有：增加了装置内外应统一进行热应力计算及对可燃性气体排放工况进行分析的规定；增加了避免两相流动冲击力的措施。

在修订过程中，针对原规范中存在的问题，进行了广泛的调查研究，总结了近几年来石油化工燃料气系统和可燃性气体排放系统设计的实践经验，参照国际先进规范，并征求了有关设计、施工、生产、科研等方面的意见，对其中主要问题进行了多次讨论，最后经审查定稿。

本规范在实施过程中，如发现需要修改补充之处，请将意见和有关资料提供给主编单位，以便今后修订时参考。

主编单位地址：北京朝阳区安慧北里安园 21 号

邮 政 编 码：100011

本规范的主编单位：中国石化工程建设公司

主 要 起 草 人：尤志平　陈　强

目　次

1　总则……1
2　一般规定……2
3　燃料气系统……3
4　可燃性气体排放系统……4
附录A　燃料气系统和可燃性气体排放系统管道压力降计算……6
附录B　分液罐工艺计算……7
附录C　水封罐工艺计算……11
附录D　火炬工艺计算……14
用词说明……16
附　条文说明……17

1 总 则

1.0.1 为了在石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计中，确保安全生产、充分利用和节约能源、保护环境，特制订本规范。

1.0.2 本规范适用于石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统的工程设计。扩建和改建工程可参照执行。

1.0.3 执行本规范时，尚应符合现行有关强制性标准规范的要求。

2 一 般 规 定

2.0.1 在燃料气系统和可燃性气体排放系统的设计中，有关装置或单元应提供下列技术条件：

1 装置或单元（以下简称“装置”）正常生产产出燃料气的组成、温度、压力、小时产量、波动范围及用量等；

2 装置正常生产产出可燃性排放气体的组成、温度、压力、泄放量、泄放时间、波动范围及最大允许背压等；

3 装置开工、停工和计划内中、小修时，产生可燃性排放气体的组成、温度、压力、最大排放量和持续时间、波动范围及最大允许背压等；

4 装置在各种事故状态下，产出可燃性排放气体的组成、温度、压力、最大排放量及其持续时间、波动范围及最大允许背压等。

事故状态指：

a 火灾事故；

b 停水、停电及蒸汽、仪表风供应中断等公用工程事故；

c 其它事故。

2.0.2 在对第 2.0.1 条第 3、4 款中排放工况数据进行组合时，应遵循以下原则：

a 在工艺装置开、停工及发生某一种事故时，与可燃气体排放管道相连的安全阀或泄压阀，如不同时排放，则其泄放量不应简单叠加；

b 应考虑工艺自动控制系统中，自动联锁对排放量的影响；

c 不考虑同时发生两种事故的工况，对不同事故发生的排放条件不进行组合；

d 不考虑不可抗拒因素引起事故对排放系统的影响。

2.0.3 燃料气系统和可燃性气体排放系统的设计，应考虑下列要求：

1 总工艺流程对全厂燃料平衡的要求（包括分期建设和不同加工方案）；

2 装置正常生产、开停工、事故处理、维修吹扫时装置对系统以及系统对装置的要求；

3 燃料气中氢、液化烃组分含量较高时，宜考虑回收利用。

2.0.4 需与外部管网连接的装置，其内部的燃料气管道和可燃性气体排放管道，应符合下列要求：

1 装置内送出燃料气的操作温度不宜高于 40℃，操作压力应与外部管网燃料气系统的控制压力相适应；

2 装置内应有本装置自行吹扫可燃性气体和排放的措施；

3 高于常温并含有碳五以上烃类的可燃性气体排出装置之前，应经分液罐分液，对于含有粉尘和固体颗粒物的排放气体还应除尘。

2.0.5 设计燃料气系统和可燃性气体排放系统时，装置内外应统一进行流体力学计算及应力计算。

2.0.6 可燃性气体排放系统宜在下列各处设取样点：

1 装置可燃性排放气体进入排放总管前；

2 可燃性排放气体进入火炬前；

3 可燃性排放气体进入回收设施前。

2.0.7 分液罐、凝结液收集罐、水封罐、气柜等设备及管网系统，应根据需要采取防冻措施。

2.0.8 燃料气和可燃性气体排放管网的低点应有密闭排凝措施。

3 燃料气系统

3.0.1 石油化工企业厂内宜设一个燃料气系统，进行单级压力控制，控制压力宜为0.2～0.5MPa（g）；操作压力低于0.2MPa（g）的燃料气宜在装置内部充分利用，亦可根据需要另设管网系统，但全厂不宜超过两个管网系统。

3.0.2 各装置为稳定生产需要经常或定期排放的可燃性气体，当操作条件与燃料气系统相适应时，应排入燃料气系统。

3.0.3 进行全厂燃料气系统设计时，燃料气用户的总用气能力必须大于燃料气总产量，当最大用户停工检修时，其余各用户的用气能力仍应与总产气量相平衡。

3.0.4 进行燃料气平衡时，应将稳压需要的液化石油气气化量考虑在燃料气总供应量内，燃料气系统应按最不利条件下气体的产量和热值进行设计。

3.0.5 燃料气用户应考虑用燃料油作为备用燃料。只能烧气的装置必要时应自行设置液化石油气气化设施，以液化石油气作为备用燃料。

3.0.6 燃料气系统有多个产户，且布置较为集中时，宜设共用的稳压罐，经混合后送往各用户。

3.0.7 燃料气管网系统的设计，应符合下列要求：

1 燃料气管网应按枝状布置；

2 燃料气系统应采取稳压措施；

3 在当地历年最冷月平均温度下，气化用的液化石油气的饱和蒸气压低于燃料气系统的控制压力时，管网应设防凝措施；

4 可在管网适当位置设置高、低压报警。

3.0.8 燃料气管网可采用下列稳压措施：

1 气化液化石油气或补充气态烃；

2 管网上设安全泄压阀；安全泄压阀的出口管应接入可燃性气体排放系统；

3 设置压力调节回路。

3.0.9 液化石油气气化设施的设计，应符合下列要求：

1 正常气化量应根据燃料气的产、用量的波动范围确定，没有确切数据时，可取燃料气总产量的5%～10%；

2 气化热源宜用低压蒸汽或热水；

3 气化器应设安全泄压阀和液位控制；

4 气化器应采取自动控制出口压力的措施；

5 气化器宜设在用气负荷中心区域。

3.0.10 燃料气管网应在主要产气、用气点设置检测、计量仪表。

4 可燃性气体排放系统

4.0.1 下列不同来源的可燃性气体，均可排入全厂可燃性气体排放系统（以下简称“排放系统”）：

1 生产装置无法利用而必须排出的可燃性气体；

2 事故排放出或泄压排放出的可燃性气体；

3 开停工及检修时泄压排放出的可燃性气体；

4 液化石油气泵等短时间间断排放出的可燃性气体。

4.0.2 下列气体不宜排入全厂可燃性气体排放系统，应排入专用的排放系统或另行处理：

1 能与排放系统内的介质发生化学反应的气体；

2 浓度在爆炸极限范围内的可燃性气体混合物；

3 易聚合、对排放系统管道的通过能力有不利影响的气体；

4 热值低于8373.6kJ/m^3（2000kcal/m^3）的可燃性气体；

5 在装置内处理比排入全厂可燃性气体排放系统更经济、更有利于安全的可燃性气体。

6 剧毒介质及含有腐蚀性介质的气体，宜设独立的排放系统。

4.0.3 含有沥青、渣油、粉末或固体颗粒的可燃性气体，排放时，应在装置内分离处理。

4.0.4 同类性质可燃性气体的排放压力有较大差别时，可设置高、低压两套不同压力的管网，但需根据全厂各装置泄放点的压力状况，经综合经济比较确定。

4.0.5 排放气体温度过高或过低时，应进行安全性和经济性分析，确有必要时，可单独设置排放系统。

4.0.6 排放系统的设计排放量，应按本规范第2.0.1条及第2.0.2条的规定，选取系统内最大排放装置的一次最大排放量和同一事故中几个装置同时泄放的排放量总和中的较大值。

4.0.7 排放系统中各分支段的设计流量，应为各自通过的最大排放量。

4.0.8 排放系统管道的压力降，可按附录A计算确定。

4.0.9 排放管网的敷设，应符合下列要求：

1 管道应架空敷设，设置π型补偿器时，补偿器应水平安装；

2 管道应有不小于千分之二的坡度，坡向分液罐、水封罐；

3 应避免沿线出现集液低点，否则，应设密闭回收凝结液设施，不得随地排放；

4 排放管网固定点支架应能承受较大的气液两相流动冲击力；

5 为防止温度较高的可燃性气体排放时管道中产生凝结液，可设管道保温及伴热管；

6 支管宜顺总管流向45°接入，支管管底标高应高于总管中心标高。

4.0.10 排放管网应设有吹扫设施。

4.0.11 排放总管进入火炬前应设分液罐。

4.0.12 分液罐的设计，应符合下列要求：

1 设计流量按本规范第4.0.6条选取；

2 应能分离出排放气体中直径300μm～600μm的液滴；

3 结构尺寸应按附录B计算确定。

4.0.13 分液罐应设人孔、进出气体管、凝结液排出管、放水管等，必要时设梯子、平台，寒冷地区应采取防冻措施。

4.0.14 分液罐应设液面计、温度计、压力表并宜设高液位报警器。

4.0.15 分液罐的凝结液应送往生产装置或其它储存类似组分的低压容器进行回收利用。

4.0.16 根据排放工况和条件，可选择高架火炬和地面火炬，火炬能力和个数的选择应保证各装置在开停工、检修吹扫及事故处理中，不会造成相互干扰和影响生产及安全，同时保证燃尽率，符合环保规定要求。

4.0.17 放置火炬的地点，应充分考虑各种因素。应远离人员操作区和交通密集区，且宜放置在全年最小频率风向的上风侧。在保证人身与生产安全的前提下，火炬设施宜靠近主要排放装置。

4.0.18 不同时检修的火炬，其间距应使其中任一火炬燃烧最大气量时所产生的辐射热不影响另一个火炬检修。

4.0.19 火炬工艺计算应按附录 D 进行。

4.0.20 火炬筒体直径不得小于排放气体总管的直径，火炬高度除应符合允许热辐射强度的规定（见附录 D）外，尚应符合现行有关排放标准的规定。

4.0.21 进入排放系统的可燃性气体，应回收利用。若采用气柜，宜设一个，其有效容积可按具体情况确定，但不宜超过 30000m^3。

4.0.22 火炬应设有可靠的点火设施，确保在不同气象条件下均能及时点燃火炬。火炬头点火点的数量和布置应根据火炬头直径及所在地区风向确定。火炬头点火点数量，宜按表 4.0.22 确定：

表 4.0.22 点火点数量

火炬头公称直径（mm）	点火点数量（个）
≤500	2
500～1000	3
≥1000	4

4.0.23 火炬应有保持正压和防止回火的措施。

4.0.24 水封罐的设计，应符合下列要求：

1 设计流量应按本规范第 4.0.6 条的要求确定；

2 应能分离出排放气体中直径在 300μm～600μm 的液滴，当分液罐距水封罐很近时，液滴密度可取水的密度；

3 设计压力不得小于 1.0MPa（g）；

4 结构尺寸应按附录 C 计算确定。

4.0.25 水封罐的水封高度，应满足排放系统在正常生产条件下有效阻止火炬回火，并确保排放气体在事故排放时能冲破水封排入火炬。水封罐进气立管必须高出水封控制最高液面 3m；当设有可燃性气体回收措施时，还应根据用户需要或气柜所控制的压力综合考虑确定。

4.0.26 水封罐应设人孔、进出气管、进水管、液面控制排液管、排水管、加热管（防冻要求）等；必要时，可设梯子、平台。排水管的设置应考虑防止火炬气的溢出。

4.0.27 水封罐应设压力表、温度计和液位计。

4.0.28 火炬的防空标志和灯光保护应按有关规定执行。

4.0.29 火炬筒底部应设有排液管及吹扫管。

4.0.30 分子密封器应有可靠的排液及清渣措施。

附录 A　燃料气系统和可燃性气体排放系统管道压力降计算

A.0.1　燃料气和可燃性排放气体管道压力降计算公式：

1　当管网压力小于或等于 500kPa（g）时：

$$\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} = \frac{0.6\mu\gamma T Q^2}{d^5} \qquad \text{(A.0.1-1)}$$

2　当管网压力小于或等于 5kPa（g）时，可简化为：

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{2.96\times10^{-3}\mu\gamma T Q^2}{d^5} \qquad \text{(A.0.1-2)}$$

3　水力摩擦系数计算公式：

$$\mu = 0.11\left(\frac{Ra}{d} + \frac{68}{Re}\right)^{0.25} \qquad \text{(A.0.1-3)}$$

式中　p_1——管道起点压力（kPa）(a)；

p_2——管道终点压力（kPa）(a)；

Δp——管道的压力降（kPa）(a)；

L——管道的计算长度，即直管长度与管件、阀件当量长度之和（m）；

γ——气体密度与空气密度的比值；

T——操作条件下的气体温度（K）；

Q——折算为标准状态下的气体体积流量（m^3/h）；

d——管子内径（cm）；

μ——水力摩擦系数（无因次）；

Ra——管内壁绝对粗糙度（cm）；

Re——雷诺数。

附录 B　分液罐工艺计算

B.0.1　卧式分液罐分为单流式（图 B.0.1-1）和双流式（图 B.0.1-2）两种。

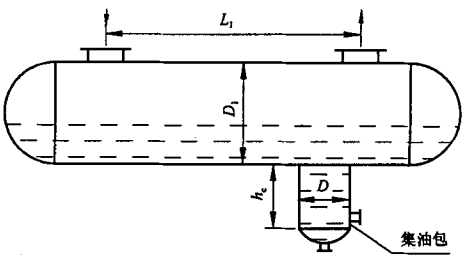


图 B.0.1-1　单流式分液罐示意

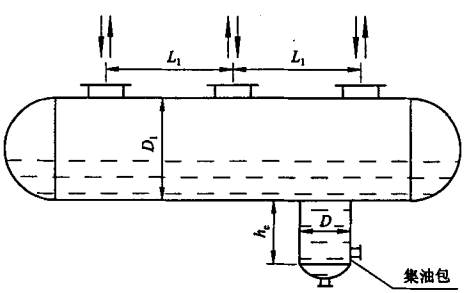


图 B.0.1-2　双流式分液罐示意

1 工艺条件：

a 能分离气体中直径 300μm～600μm 的液滴；

b 存液量为罐容积的 30%。

2 计算公式：

$$D_1 = 1.11\times10^{-2}\sqrt{\frac{KQT}{K_1 pV}} \tag{B.0.1-1}$$

$$L_1 = K_1 D_1 \tag{B.0.1-2}$$

$$V = \sqrt{\frac{4gd_1(\rho_1-\rho_2)}{3\rho_2 C}} \tag{B.0.1-3}$$

$$\rho_2 = \frac{1000Mp}{RT} \tag{B.0.1-4}$$

式中 D_1—— 卧式分液罐直径（m）；

K —— 卧式分液罐型式参数。单流式分液罐，取 K=1；双流式分液罐，K=0.5。

T —— 操作条件下的气体温度（K）；

K_1 —— 系数，取 2.5～3；

p —— 操作条件下的气体压力（kPa）（a）；

V —— 液滴沉降速度（m/s）；

g —— 重力加速度，取 9.81m/s^2；

d_1 —— 液滴直径（m）；

ρ_1 —— 液滴的密度（kg/m^3）；

ρ_2 —— 气体的密度（kg/m^3）；

M —— 气体相对分子质量；

R —— 气体常数，取 8314N·m/（kg·K）；

C —— 液滴在气体中的阻力系数，由图 B.0.1-3 查得；

L_1 —— 进出口管的距离（m）。

3 集油包的结构尺寸：

a 当分液罐直径大于或等于 1.5m 时，集油包直径 D 不宜大于分液罐直径的三分之一；

b 当分液罐直径小于 1.5m 时，集油包直径 D 不宜大于分液罐的半径，但不得小于 300mm；

c 集油包高度 h_c 不宜小于 400mm，并应满足仪表安装的要求。

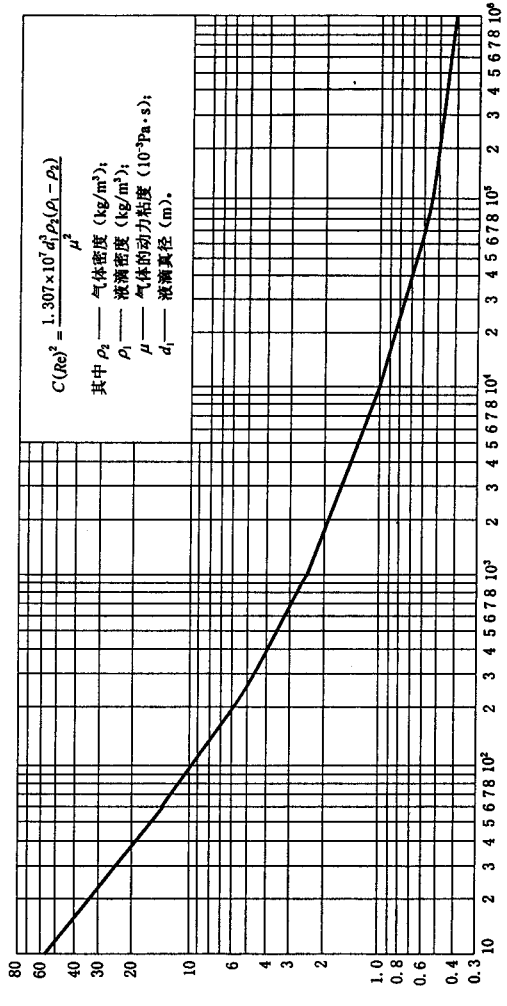


图 B.0.1-3 液滴在气体中的阻力系数计算列线图

B.0.2 立式分液罐（图 B.0.2）。

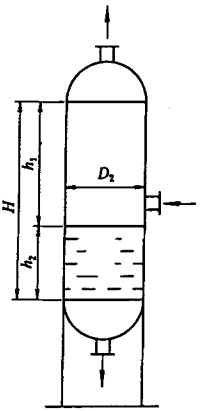


图 B.0.2 立式分液罐示意

1 工艺条件：

a 能分离气体中直径 300μm～600μm 的液滴；

b 气体线速度取液滴沉降速度的 80%；

c 存液量应根据泵的流量和液面仪表的控制要求确定，但液面高度不得小于 500mm。

2 计算公式：

$$D_2 = 1.15\times10^{-2}\sqrt{\frac{QT}{K_2 pV}} \qquad \text{(B.0.2-1)}$$

$$H = h_1 + h_2 \qquad \text{(B.0.2-2)}$$

式中 D_2—— 立式分液罐直径（m）；

K_2—— 系数，取 0.8；

H—— 立式分液罐筒体高度（m）；

h_1—— 气体空间高度（m），取大于或等于 $1.5D_2$，但不小于 3m；

h_2—— 筒体下端与液面之间的垂直距离（m）。

附录 C　水封罐工艺计算

C.0.1　卧式水封罐

1　卧式水封罐分为不带挡液板（图 C.0.1-1）和带挡液板（图 C.0.1-2）两种型式。

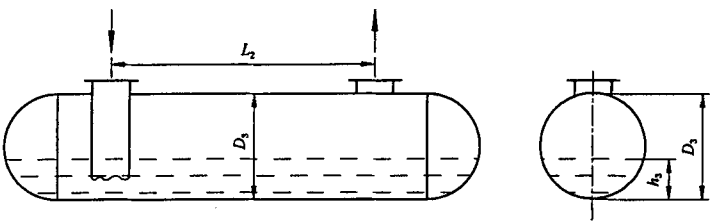


图 C.0.1-1　不带挡液板的卧式水封罐示意

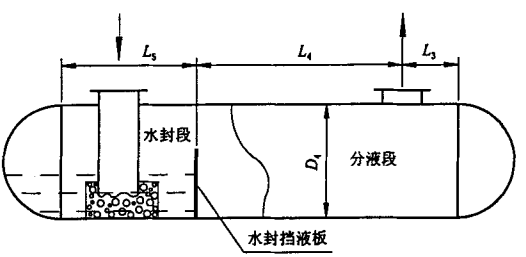


图 C.0.1-2　带挡液板的卧式水封罐示意

2　工艺条件：

a 能分离气体中直径 300μm～600μm 的液滴；

b 不带挡液板的卧式水封罐的气体空间高度不小于 950mm；

c 带挡液板的卧式水封罐的直径不宜小于 3m；

d 带挡液板的卧式水封罐的分液端不考虑存液，挡液板顶端应高出最高水位 200mm。

3　计算公式：

a 不带挡液板的卧式水封罐

$$D_3 = 5.07 \times 10^{-2} \sqrt[3]{\frac{QT(D_3 - h_3)}{K_1(1-b)pV}} \qquad \text{(C.0.1-1)}$$

$$L_2 = K_1 D_3 \qquad \text{(C.0.1-2)}$$

式中 D_3 —— 卧式水封罐直径（m）；

h_3 —— 水封罐内的液面高度（m）；

b —— 系数，由表 C.0.1 查得；

L_2 —— 水封罐进出口中心距离（m）。

表 C.0.1 系 数 b

h_3/D_3	b	h_3/D_3	b	h_3/D_3	b	h_3/D_3	b
0.02	0.005	0.28	0.229	0.54	0.551	0.80	0.858
0.04	0.013	0.30	0.252	0.56	0.576	0.82	0.878
0.06	0.025	0.32	0.376	0.58	0.601	0.84	0.897
0.08	0.038	0.34	0.300	0.60	0.627	0.86	0.914
0.10	0.052	0.36	0.324	0.62	0.651	0.88	0.932
0.12	0.069	0.38	0.349	0.64	0.676	0.90	0.948
0.14	0.085	0.40	0.374	0.66	0.700	0.92	0.963
0.16	0.103	0.42	0.399	0.68	0.724	0.94	0.976
0.18	0.122	0.44	0.424	0.70	0.748	0.96	0.987
0.20	0.142	0.46	0.449	0.72	0.771	0.98	0.995
0.22	0.163	0.48	0.475	0.74	0.793	1.00	1.000
0.24	0.185	0.50	0.500	0.76	0.816		
0.26	0.207	0.52	0.526	0.78	0.837		

b 带挡液板的卧式水封罐

$$D_4 = 1.15\times10^{-2}\sqrt{\frac{QT}{K_1 pV}} \qquad \text{(C.0.1-3)}$$

$$L = L_3 + L_4 + L_5 \qquad \text{(C.0.1-4)}$$

$$L_4 = K_1 D_4 \qquad \text{(C.0.1-5)}$$

式中 D_4 —— 分液段直径（m），可作为水封段直径；

L —— 水封罐筒体长度（m）；

L_3 —— 气体出口到分液段筒体端部的距离（m），根据设备结构的要求确定；

L_4 —— 挡液板与气体出口之间的距离（m）；

L_5 —— 水封段长度，（m）。

水封段长度应满足下列要求：

①水封水量；

②挡液板上方气体通道面积应大于进气口截面积；

③附属设备安装要求。

C.0.2 立式水封罐（图 C.0.2）

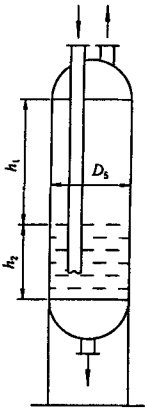


图 C.0.2 立式水封罐示意

1 工艺条件：

a 能分离气体中直径 300μm～600μm 的液滴；

b 气体的线速度取液滴沉降速度的 80%。

2 计算公式：

$$D_5 = 1.15 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{QT}{K_2 pV}} \qquad \text{(C.0.2-1)}$$

$$H = h_1 + h_2 \qquad \text{(C.0.2-2)}$$

式中 D_5 —— 立式水封罐直径（m）；

H —— 筒体高度（m）；

h_1 —— 气体空间高度（m），取水封罐直径的 2～3 倍；

h_2 —— 筒体下端与液面之间的垂直距离（m）。

附录 D　火炬工艺计算

D.0.1　火炬包括火炬头和火炬筒体两部分（图 D.0.1）

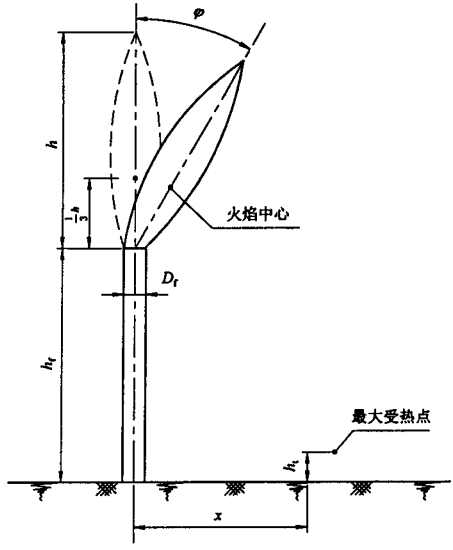


图 D.0.1　火炬示意

D.0.2　工艺条件：

1　排放气体视为理想气体；

2　火炬出口气体排放压力取当地大气压；

3　计算火炬出口气体允许线速度时，马赫数取值如下：

a 单个装置开停工产生最大排放量时，取 0.2；

b 局部停电、停水等事故造成若干泄压设施同时泄放而产生最大排放量时，取 0.5。

4　火炬头直径应满足有效流通截面积的要求；

5　计算火炬高度时，允许热辐射强度（或称热流密度，包括太阳热辐射强度）取值如下：

a 操作人员需要连续暴露的任意地点，取 1.5kW/m^2；

b 无防护设施，但操作人员有适当防护衣着并需要停留几分钟的地点，取 4.7kW/m^2；

c 操作人员需要进入的火炬筒体下部梯子、平台或火炬周围设备（如塔、罐等）的梯子、平台，只能停留几秒钟便撤离的地点，取 9.4kW/m^2。

6　火炬如用蒸汽消烟，蒸汽用量按单个装置开、停工时排放量计算。

D.0.3　计算公式：

1　火炬筒体出口直径

$$D_f = 1.128\sqrt{A} \tag{D.0.3-1}$$

$$A = \frac{G}{3600\rho V_a} \tag{D.0.3-2}$$

$$V_a = mV_s \tag{D.0.3-3}$$

$$V_s = \sqrt{\frac{K_a RT}{M}} \tag{D.0.3-4}$$

式中 D_f——火炬筒体出口直径（m）；

A——火炬筒体出口截面积，即火炬头有效流通面积（m^2）；

G——排放气体的质量流量（kg/h）；

ρ——操作条件下排放气体密度（kg/m^3）；

V_a——火炬出口气体允许线速度（m/s）；

m——马赫数；

V_s——声波在排放气体中的传播速度（m/s）；

K_a——排放气体绝热指数。

2 火炬筒体高度

$$h_f = \sqrt{\frac{\varepsilon Q_f}{4\pi q} - (X - \frac{h}{3}\sin\phi)^2} - \frac{h}{3}\cos\phi + h_t \tag{D.0.3-5}$$

$$\phi = \mathrm{tg}^{-1}\frac{V_w}{V_a} \tag{D.0.3-6}$$

$$Q_f = 2.78\times10^{-7} H_y G \tag{D.0.3-7}$$

$$G_{st} = G\left(0.68 - \frac{10.8}{M}\right) \tag{D.0.3-8}$$

式中 h_f——火炬筒体高度（m）；

ε——热辐射率，简化计算时，可取 0.20；

ϕ——有风时的火焰倾斜角度；

V_w——火炬头出口处最大平均风速（m/s），计算方法见国标《制订地方大气污染物排放标准的技术原则和方法》GB 3840-91；

V_a——火炬筒体内气体允许线速度（m/s）；

q——火炬的热辐射强度（kW/m^2）；

X——最大受热点到火炬筒中心线的水平距离（m）；

h——火焰高度（m）；

马赫数为 0.2～0.5 时，简化计算可取 $120D_f$；

h_t——最大受热点至地面的垂直距离（m）；

Q_f——火焰放出的总热量（kW·h）；

H_y——排放气体的低发热值（J/kg）；

G——排放气体的质量流量（kg/h）；

G_{st}——消烟蒸汽量（kg/h）。

用 词 说 明

对本标准条文中要求执行严格程度不同的用词，说明如下：

（一）表示很严格，非这样做不可的用词

正面词采用“必须”；

反面词采用“严禁”。

（二）表示严格，在正常情况下应这样做的用词

正面词采用“应”；

反面词采用“不应”或“不得”。

（三）表示允许稍有选择，在条件许可时，首先应这样做的用词

正面词采用“宜”；

反面词采用“不宜”。

表示有选择，在一定条件下可以这样做，采用“可”。

中华人民共和国行业标准

石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计规范

SH 3009-2001

条 文 说 明

2002 北 京

目　次

2　一般规定……21
3　燃料气系统……22
4　可燃性气体排放系统……23
附录A　燃料气系统和可燃性气体排放系统管道压力降计算……25
附录B　分液罐工艺计算……27
附录C　水封罐工艺计算……29
附录D　火炬工艺计算……30

2 一 般 规 定

2.0.2 在实际生产中，工艺自动控制系统如采用自动连锁等方法，在事故发生时，及时切断热源或进料，可以大大减少可燃性气体的排放量；又如设备超压未达到安全阀定压之前，即自动切断热源或进料，这类设备上的安全阀泄放量不宜全部叠加到全厂排放系统的设计排量中。

一种事故的发生可能会立即引起另外一种事故的发生，比如，停电事故是否会引起立刻停水，应根据供水系统具体情况加以考虑。

2.0.4 送出的燃料气的操作温度不宜高出 40℃，是为了使燃料气管网不致因油气降温而产生大量冷凝液，从而影响操作。

关于装置（如催化裂化、焦化和类似装置）内设置分液罐的规定，是经过对炼油厂可燃性气体排放分液罐的设计及使用情况调查后，确定的。理论上讲放空油气大部分是碳 1 至碳 4 的烃类化合物，含碳 5 的烃类化合物甚少，随着温度的下降仅有一部分冷凝液析出。但实际生产中，接近装置附近的放空油气管道内却存液很多，在距主装置边界以外约 50m 行程处的放空油气管道下面设置的分液罐，在装置运行期间，分液罐内的凝结液经常处于满负荷，轻质油含量很高。很多炼厂反应放空油气刚出装置时，带油多。

分析其原因，显然不是在离开装置这一段裸管因冷却而形成的凝结液，而是气流夹带出来的碳 5 以上的烃类化合物。实际上，在现场所见的上述油滴从外观上观察或经取样分析，均含有汽油或轻柴油馏分。

因此，我国在近 20 年来所设计建成的炼油厂或者现有炼油厂进行技术改造时，都已采用在装置内先进行分液罐分液，然后送出装置。这样做有以下优点：

a 装置操作人员可直接掌握放空油气夹带液滴的情况，有利于操作；

b 便于对分液罐的管理与操作；

c 便于分液罐内的轻质馏份回收处理；

d 有利于系统管网的运行，避免火炬发生火雨，保证火炬安全操作。

3 燃料气系统

3.0.1 石油化工厂内的装置组成不同，则燃料气的来源及组成各异。国内各石油化工厂燃料气系统所控制的管网压力均各不相同。目前国内各主要石油化工厂燃料气系统实际控制的管网压力，一般控制在 0.2～0.5MPa（g）之间。据调查，燃料气在炉前的压力控制在不小于 0.2MPa（g）时，炉子火嘴燃烧的效果较好，故本条提出燃料气系统的管网压力，宜控制在 0.2～0.5MPa（g）之间。

对于装置连续生产而操作压力低于 0.2MPa（g）的燃料气，目前国内各石油化工厂已实现尽量在装置内利用。所以，规范要求应首先在装置（包括本装置及设专线送其它装置）内部充分利用，对多余部分才排入全厂性可燃性气体排放系统。

3.0.3 为了充分利用燃料气，达到节能的目的，对全厂燃料系统的设计，除了为生产上加强管理、灵活调度等创造必要的条件外，还应采取一些尽量用尽燃料气的措施。所以，在进行全厂燃料气平衡时，燃料气用户的总用气能力必须大于燃料气总产量，当大用户停工检修时，其余各用户的用气能力仍应与总产气量相平衡。因此，在制定燃料气流程时，燃料气的用户应尽量的多，对用户的分配，应首先满足必须烧气的用户，然后再考虑一般的用户。在一般的用户中，如电站及锅炉房等，对燃料的需用量较大，可以作为解决调节燃料气供需不平衡的主要依靠用户，以便保证燃料气产需的平衡。

3.0.5 由于各装置的产气量常有波动，因而供给用户所烧的燃料气量也会随之波动，为了保证用户的正常操作，除了保证必须烧气的加热炉所用的燃料气外，其余用户尽量采用燃料油作为备用燃料，应具有既可烧气又可烧油的措施，以便在燃料气出现波动而引起暂时不平衡时，可以随时进行调节或切换烧油。

在主要产气装置事故及停工检修时，为了保证只能烧气装置的用气量，设计中要考虑补气措施，即备设液化石油气气化器。一般地说，气化器应在装置内部自行设置，以便更好地保证供应，使装置维持正常生产。

3.0.9 燃料气系统不应采取经常排放一部分燃料气的办法作为主要稳压措施。

4 可燃性气体排放系统

4.0.2 若放空油气的热值过低，无法回收利用，排至火炬顶部不能燃烧，扩散至大气中，将污染空气，并对周围环境可能构成爆炸的危险。故热值小于 8373.6kJ/m³(2000kcal/m³)的可燃性气体，不得排入放空油气系统。

4.0.9 管道内气、液（主要是凝结液）两相流动冲击力方向的多向性及数值的多变性，是造成部分管道及管架破坏事故的主要原因。通过对国外相关资料的搜集及多年的设计实践，含凝结液的可燃气体放空管道对固定管架的水平推力的确定，可参照表 1 的数值。当固定管架上有几根存在凝结液的可燃性气体排放管道时，水平推力的作用点应分别考虑，推力值不应叠加。

表 1 管架固定点受力取值

放空管道公称直径（mm）	管架固定点受力取值（t）
200	1.9
250	2.3
300	3.2
400	5.7
500	9
＞600	13

4.0.12 分液罐应能分离出 300μm～600μm 的液滴，一方面是为了回收更多的凝结液，以利节约能源；另一方面，为火炬靠近装置布置、节约钢材创造有利条件。

4.0.15 目前国内炼油厂有将凝结液送至污油罐、不合格汽油罐、原油罐等。这样只是表面上回收了，其实进入不合格汽油、原油罐后仍然能挥发掉。将其送回有关装置（如催化装置）回炼是目前所能考虑到的较好的办法，有些炼油厂已经这样做了。

4.0.21 关于可燃性排放气体的回收利用：

目前，国内各炼油厂利用排放气体的方法虽然各有不同，但据调查的情况，大致可归纳如下两种方法：

1 采用水封使放空油气保持一定压力，直接供给用户。例如有些炼厂利用提高火炬水封罐的水封压力，使低压燃料气（即放空油气）管网压力憋高，从而使低压燃料气直接引入一氧化碳锅炉作燃料，并在去用户的支线上安装阀门，控制适当开度，在装置紧急放出大量油气时，对一氧化碳锅炉的冲击影响也不大，可以保证锅炉的正常生产。为了保证催化装置的紧急放空，规定低压燃料气管网压力不大于 450mmH_2O，相应的火炬水封压力不大于 420mmH_2O，当紧急放空发生时，排放气体可将水封顶开进入火炬烧掉。

2 采用气柜或升压机，将通过水封保持一定压力的排放气体收集后供给用户或提高压力，送入燃料气管网再供用户。在目前条件下，这是各厂采用的较为普遍的方法。

关于气柜的设置原则：

根据对国内炼油厂的调查，气柜的容积及个数，有 5000m³1 个，5000m³2 个，也有设 10000m³1 个

的。气柜不象油罐那样检修频繁，例如北京化工二厂于建国初期建的煤气柜，几十年来均未检修，故从检修角度考虑不宜多设。从占地方面，石油化工厂的气柜一般均设在厂区内，设置多了，占地太大，对压缩厂区整体布置不利。

关于气柜的容积：设气柜的目的是为了收集可燃性排放气体。从理论上讲，在正常生产情况下，可燃性排放气体的排放量是很少的，甚至接近于零。实际上，装置内部由于种种原因多少要排出一些油气，其数量实难确定，故本条确定以放空量最大的装置一次最大事故排放量为基准，选定10～15分钟的排放量，实践证明在这个时间范围内可完成紧急放空时对气柜的操作处理。气柜的容积与用户的安排或压缩机配套有关，如果气量较多，可从后者的安排来调节，从目前国内各厂发展来看，气柜容积不宜超过30000m^3。

4.0.23 当排放气体总管或火炬系统的设备内出现负压现象时，火炬筒顶部正在燃烧着的明火可能返回到火炬筒体直至相连的排放气体总管和设备内，这将会引起爆炸事故。

目前国内外化工及炼油企业采取以下措施来防止火炬回火：

1 向火炬系统内吹气，在任何情况下使火炬系统内排放流量均保持某一最小值以上；

2 火炬底部附近采用水封或在火炬筒顶部采用气体密封，并注入一定量的密封气体，防止火焰从火炬顶部倒入火炬筒体及排放总管内，以达到防止回火的目的；

3 设阻火器、压力表及阻火器吹扫设施。

4.0.24 放空油气的水封罐按一般容器内可燃性气体发生爆炸时所产生的压力计算，其爆炸压力均在1.079MPa（a）以下。另外，ISO标准中也规定水封罐设计压力不小于1.079MPa（a）。故本条提出水封罐的设计压力不得小于1.079MPa（a）。

附录 A　燃料气系统和可燃性气体排放系统管道压力降计算

管道压力降计算公式是由达西-维斯巴赫公式推导出的基本计算公式：

$$\frac{p_1^2-p_2^2}{L}=1.704\times10^{-2}\mu\gamma\frac{Q^2}{d^5}\cdot\frac{T}{T_0} \qquad (式\ 1)$$

$$\frac{\Delta p}{L}=82.5\mu\gamma\frac{Q^2}{d^5}\cdot\frac{T}{T_0} \qquad (式\ 2)$$

以 T_0=273K 代入上式，通过单位换算可得出式 A.0.1-1 和式 A.0.1-2。

气体管道压力降计算的基本公式中，最关键的问题是选用的水力摩擦系数是否合乎实际情况。

经调查了解，对于水力摩擦系数的研究虽已有一百多年的历史，并建立了多种公式，但这些公式都是以实验数据为基础的。由于实验条件不同，分析方法不同，所以公式之间存在着差异。

目前，要使计算μ值的公式趋于统一，尚需继续进行很多工作。尤其在进行管道水力摩擦系数的系统测试研究并建立我国自己的水力摩擦系数公式方面，还需要付出极大的努力。

由于各种实验条件不同，分析和处理数据的方法也有差别，以及管道材料、管道内壁锈蚀程度等对流动情况的影响，在不同的阻力区内，计算水力摩擦系数μ值的公式很多，即使在同一阻力区内，计算μ值的公式也有不少种。

在计算燃料气及排放气体管道压力降时，Re 都大于 4000，所以本规范中只介绍 Re>4000 时，计算μ值的公式。

在紊流区（即 Re>4000）内，包括水力光滑区、第二过渡区和阻力平方区，推荐使用阿里特苏里公式，见式 A.0.1-3。

下面专门谈一下紊流区为什么选用阿里特苏里公式的问题。

紊流区公式包括综合公式和专用公式。专用公式是适用于一定管材，一定阻力区的公式，谢维列夫公式属于这一类。

综合公式适用于所有管材，并将紊流三个阻力区综合成为统一的公式，阿里特苏里公式和柯列勃洛克公式属于这一类。

严格说，每一种管材都有它自己表面粗糙型式，存在着自己的水力摩擦系数关系式，建立专用公式就解决了各种工程管道粗糙度对水力摩擦系数的实际影响，因此专用公式具有较高的精确度。但是，目前工程上管材品种很多，即使同一种管材也会由于加工工艺的不同、内壁涂料的不同而出现不同的表面粗糙型式，这必将出现大量的专用公式，这样做是很不方便的。工程上计算摩阻损失只需要有限的精确度，因而应力求各种计算公式尽可能统一。一般来说，综合公式简单、概括性强，使用时不必区分紊流三个阻力区，不同管材，不同的表面粗糙型式，通过不同的当量绝对粗糙度 Ra 值来反映，因此目前不仅国外较多采用综合公式，国内也逐步采用综合公式。

常用的综合公式如下：

1　柯列勃洛克公式（简称柯氏公式）

$$\frac{1}{\sqrt{\mu}}=-2lg\left(\frac{Ra}{3.7d}+\frac{2.51}{Re\sqrt{\mu}}\right) \qquad (式\ 3)$$

柯氏公式的型式比较复杂，等号两边均有μ，须用渐近法才能求解。

2　莫迪公式

$$\mu \cong 0.0055\left[1+\left(20000\frac{Ra}{d}+\frac{10^6}{Re}\right)^{\frac{1}{3}}\right] \qquad (式\ 4)$$

国外资料指出这个公式是柯氏公式的近似公式。莫迪指出："此公式与柯氏公式是符合的，当 Re 为 $4000\sim10^7$，$Ra/d\leqslant0.1$，$\mu<0.5$ 时，其误差不超过 5%"。莫迪公式和柯氏公式一样，只适用于新的洁净的管道，没有考虑随着使用年数的增加造成的水力摩擦系数μ的变化。

3 阿里特苏里公式

$$\mu = 0.11\left(\frac{Ra}{d}+\frac{68}{Re}\right)^{0.25} \qquad (式\ 5)$$

这个公式是适用于紊流三个区的综合公式。当 Re 很小时，括号内的第一项可忽略，公式实际上变成布拉修斯光滑管公式，即：

$$\mu = 0.11\left(\frac{68}{Re}\right)^{0.25} \cong \frac{0.316}{Re^{0.25}} \qquad (式\ 6)$$

当 Re 很大时，括号内第二项可忽略，公式与阻力平方区的希林逊公式一致，即：

$$\mu = 0.11\left(\frac{Ra}{d}\right)^{0.25} \qquad (式\ 7)$$

阿里特苏里公式的特点：形式简单，计算方便，根据国外很多实测资料证明，它能够较好地反映钢管中气体流动的实际情况。

附录 B　分液罐工艺计算

B.0.1　卧式分液罐

液滴沉降速度式 B.0.1-3 的来源：

一个颗粒在静止的流体中降落时，受到三个方面的力作用：重力、浮力与阻力。

重力是向下作用的；浮力是向上作用的；阻力是介质妨碍颗粒运动的力，其作用方向与颗粒运动方向相反，因此是向上作用的。

$$\text{净力}=\text{重力}-\text{浮力}-\text{阻力}=ma \qquad (式\ 8)$$

式中　m —— 颗粒的质量；

a —— 颗粒下落的加速度。

液滴沉降速度公式推导过程如下：

$$\text{重力}=\frac{\pi}{6}d_1^3\rho_1 \qquad (式\ 9)$$

$$\text{浮力}=\frac{\pi}{6}d_1^3\rho_2 \qquad (式\ 10)$$

$$\text{阻力}=CA_1\frac{\rho_2 V^2}{2g} \qquad (式\ 11)$$

$$A_1=\pi d_1^2/4$$

阻力随着颗粒下降速度增大而增大，当三种力平衡时，净力=ma=0，则：

$$\text{重力}-\text{浮力}=\text{阻力}$$

由以上条件可推导出式 B.0.1-3。

式 B.0.1-3 中 C 值的确定：

$$Re=\frac{d_1 V\rho_2}{\lambda g} \qquad (式\ 12)$$

式中　λ—— 气体的动力粘度(kg·s/m²)。

从式 B.0.1-3 可得：

$$V^2=\frac{4gd_1(\rho_1-\rho_2)}{3\rho_2 C} \qquad (式\ 13)$$

从 Re 公式可得：

$$(Re)^2=\frac{d_1^2V^2\rho_2^2}{\lambda^2 g^2} \qquad (式\ 14)$$

由以上各式可得出：

$$C(Re)^2=\frac{4d_1^3\rho_2(\rho_1-\rho_2)}{3\lambda^2 g} \qquad (式\ 15)$$

计算中，阻力系数可以查图 B.0.1-3 确定。

附录 B 中，图 B.0.1-3 的使用条件为液滴直径 d_1=300μm～600μm，根据介质条件计算出 $C(Re)^2$ 值，

又由 $C(Re)^2$ 值在图上直接查出阻力系数 C。

式 B.0.1-1 的推导：

推导公式时的假定条件：

a 卧式分液罐按存液 30%考虑；

b $L_1=(2.5\sim3)D_1$；（式 16）

c 液滴降落时间等于气体从进口到出口流过的时间。

$$\frac{D_1-h_2}{V}=\frac{0.66D_1}{V}=\frac{L_1}{V_2} \quad （式 17）$$

$$L_1=K_1D_1 \quad （式 18）$$

由此可得：

$$V_2=\frac{L_1}{D_1}V\frac{1}{0.66}=K_1\frac{V}{0.66} \quad （式 19）$$

气体流量 Q（m^3/h）可用下式表示：

$$Q=0.785\times0.7\times3600V_2D_1^2=1978V_2D_1^2 \quad （式 20）$$

由上述各式可以推导出式 B.0.1-1、式 B.0.1-2。

B.0.2 立式分液罐

立式分液罐中气体流速为：

$$V_2=K_2V \quad （式 21）$$

气体通过的截面面积表示为 A 时，

$$A=0.785D_2^2=\frac{Q}{3600V_2} \quad （式 22）$$

根据上述条件可以推导出计算直径的式 B.0.2-1。

附录 C　水封罐工艺计算

C.0.1　为除去夹带的密封液，应提供分离空间，卧式水封罐的气体空间高度不小于 0.95m；

1　不带挡液板的卧式水封罐

气体通过的截面面积表示为 A 时，

$$A=\frac{\pi}{4}D_3^2(1-b) \qquad (式\ 23)$$

$$\frac{D_3-h_3}{V}=\frac{L_2}{V_2} \qquad (式\ 24)$$

$$Q_1=0.785\times3600V_2D_3^2(1-b) \qquad (式\ 25)$$

$$L_2=K_1D_3 \qquad (式\ 26)$$

由上述各式可以推导出式 C.0.1-1、式 C.0.1-2。

式中　A —— 气体通过的截面面积（m^2）；

V_2 —— 气体流速（m/s）；

Q_1 —— 操作条件下的气体流量（m^3/h）。

2　带挡液板式卧式水封罐

液滴降落高度近似取 D_4

$$\frac{D_4}{V}=\frac{L_4}{V_2} \qquad (式\ 27)$$

$$Q_1=0.785\times3600V_2D_4 \qquad (式\ 28)$$

$$L_4=K_1D_4 \qquad (式\ 29)$$

由以上条件可推导出式 C.0.1-3、式 C.0.1-4。

附录 D 火炬工艺计算

D.0.2

1 火炬顶部气体线速度的取值

火炬头实际上是一个大型的火嘴。大量的火嘴实验资料报导说明，火嘴处的燃烧情况同燃料气在火嘴出口处的气速与此燃料在出口状态（未燃烧前）下的音速比值（即马赫数）有关。

API RP521 采用的马赫数为 0.2～0.5

凯洛格公司采用的马赫数为 0.5

鲁姆斯公司采用的马赫数为 0.7

新德里动力技术公司采用的马赫数为 0.5

综上所述，本条规定在不同排放条件下分别取 0.2 至 0.5 马赫数。

2 允许热辐射热强度

国内有关直观热辐射强度的经验数据如下：

a 平常太阳热辐射强度 0.93kW/m²；

b 身体裸露部分能长时间忍受的热辐射强度为 0.27kW/m²，相当于夏季太阳辐射热；

c 穿衣服能忍受的辐射热，但 15 秒后有痛感，30 秒后起泡或灼伤的辐射强度为 4.65kW/m²；

d 设备安全热辐射强度（油漆破坏），这时热辐射强度为 9.3kW/m²；

e 10 秒内身体裸露部分发生火泡的热辐射强度为 10.5kW/m²。

参考以上数据、RP521 及其它文献，规定了附录 D 中提出的允许热辐射强度。以上均包括太阳热辐射强度。

D.0.3 火炬筒高度计算公式参考美国《实用火炬设计》，G·R·肯特。

1 计算火炬筒高度时，火焰长度 h 对火炬高度计算影响很大。近些年来，国外注意了这方面的观测和专题研究。

G·R·肯特发表了火炬排放气体排入静止大气时，实际测得的数据，并绘制出马赫数与火焰长度和火炬筒直径之比的关系图。当火炬筒口速度接近 0.2 马赫数时，$h/D_f = 118 \sim 120$。

谷中岩等人对日本三座大火炬实际情况作过调查，他们在马赫数 0～0.12 范围内实测，并提出 h/D_f 与马赫数的关系：

$$h/D_f = 0.27 \times 10^3 n$$

在 $n \leqslant 0.12$ 范围内，G·R·肯特值比谷中岩等人得到的值大得多。

如某引进工程，火炬筒直径 $D_f = 0.4$m，排放的总热量 1.1×10^9kcal/h，查图得到的火焰长度是 60m。按肯特理论计算，$h = 120D_f = 48$m。国外一些资料中报道，实测的火焰长度比按文献里的方法（指按肯特理论）计算短得多。

在国内目前还没有这方面实测数据的情况下，本条规定，当气体允许的最大线速度取 0.2～0.5 马赫数时，为简化计算火焰长度，取 $120D_f$。

2 热辐射率的理论值相当高，有时达 0.35，而现场实测的数据比理论值低得多，其原因是：

a 一般排放气体的燃烧不完全；

b 游离碳的存在虽然提供了发光度和辐射率，但由于产生的黑烟遮住了火焰反而降低了热辐射率；

c 热辐射率随距离增加而减少；

d 向无烟火炬头喷入蒸汽会使热辐射率大为减少。

所以用经验公式 $\varepsilon=0.048\sqrt{M}$ 计算时，热辐射率比较大。

国外资料报道火炬在没有蒸汽消烟的情况下测得的热辐射率 $\varepsilon=0.15$。有些资料报导热辐射率 ε 不超过 0.20。

本标准参照了国外提出的实验数据，推荐热辐射率 ε 取 0.20。

3 消烟蒸汽量的计算公式参考美国《实用火炬设计》，G·R·肯特。计算公式是以水蒸汽和二氧化碳的重量比约为 0.7 为依据推导出来的。