

中华人民共和国国家标准

油 气 集 输 设 计 规 范

Code for design of oil-gas gathering and
transportation systems

GB 50350 - 2005

主编部门：中国石油天然气集团公司

批准部门：中华人民共和国建设部

实施日期：2005年9月1日

中国计划出版社

2005 北 京

中华人民共和国国家标准
油气集输设计规范

GB 50350 - 2005

☆

中国石油天然气集团公司 主编

中国计划出版社出版

(地址:北京市西城区木樨地北里甲11号国宏大厦C座4层)

(邮政编码:100038 电话:63906433 63906381)

新华书店北京发行所发行

世界知识印刷厂印刷

850×1168毫米 1/32 7.5印张 188千字

2005年8月第一版 2005年8月第一次印刷

印数 1—20100册

☆

统一书号:1580058·674

定价:35.00元

中华人民共和国建设部公告

第 329 号

建设部关于发布国家标准 《油气集输设计规范》的公告

现批准《油气集输设计规范》为国家标准,编号为GB 50850—2005,自2005年9月1日起实施。其中,第4.2.5、4.3.9、4.4.7(2)、4.4.11、5.5.2、6.6.1、6.6.2、6.6.5、6.7.1、6.7.5、7.2.5、7.3.13、8.4.6、10.1.7(3)、10.2.1(4)、11.2.2、11.5.9、11.5.10、11.6.6、11.6.13、11.6.15、11.9.6、11.10.6、11.11.8、11.12.9、12.0.1条(款)为强制性条文,必须严格执行。

本规范由建设部标准定额研究所组织中国计划出版社出版发行。

中华人民共和国建设部

二〇〇五年四月十五日

恒智天成软件订购热线：4006338987

前 言

根据建设部建标[2002]85号《关于印发“二〇〇一~二〇〇二年工程建设国家标准制定、修订计划”的通知》的文件要求,由大庆油田工程有限公司(大庆油田建设设计研究院)、中国石油集团工程设计有限责任公司西南分公司(四川石油勘察设计研究院)、中油辽河工程有限公司(辽河石油勘探局勘察设计研究院)、中国石油天然气股份有限公司规划总院共同完成本规范制定工作。

本规范制定过程中,编制工作组总结了多年的油气集输工程设计经验,吸收了近年来全国各油气田油气集输工程科研成果和生产管理经验,广泛征求了全国有关单位的意见,对10个油气田进行了现场调研,多次组织会议研究、讨论,反复推敲,形成标准条文。

本规范共分12章和12个附录,主要内容有:总则、术语、基本规定、原油集输及储运、原油净化处理、天然气集输、天然气净化及凝液储存、油气集输管道、油气计量、仪表及计算机控制系统、站场总图及公用工程、健康安全与环境等。

本规范中以黑体字标志的条文为强制性条文,必须严格执行。本规范由建设部负责管理和对强制性条文的解释,由油气田及管道建设设计专业标准化委员会负责日常管理工作和具体技术内容的解释。在本标准执行过程中,希望各单位结合工程实践,认真总结经验,注意积累资料,如发现对本规范需要修改和补充之处,请将意见和有关资料寄至油气田及管道建设设计专业标准化委员会(地址:北京市海淀区志新西路3号中国石油规划总院,邮政编码:100083),以供今后修订时参考。

本规范编制单位和主要起草人:

编 制 单 位：大庆油田工程有限公司

中国石油集团工程设计有限责任公司西南分公司

中油辽河工程有限公司

中国石油天然气股份有限公司规划总院

主要起草人：李杰训 娄玉华 杨春明 章申远 裴 红
周 平 隋永刚 许 超 陈运强 李玉贞
张有渝 徐 晶 邢立新 张国兴 刘若武
董利珉 杨晓秋 王 河 马福军 李 唯
王小林 杜树彬 李正才 何文波 杜凯秋
沈泽明 唐胜安 曹 婧 傅贺平 解起生
张维斌 张红领 盛炳林 刘奎志 张殿文
刘兴国 刘洪友 王秀君 尹伯德 康国仁
高东方 张更生

目 次

1 总 则	(1)
2 术 语	(2)
3 基本规定	(8)
4 原油集输及储运	(10)
4.1 基本要求	(10)
4.2 采油井场	(11)
4.3 原油泵输	(12)
4.4 原油加热及换热	(15)
4.5 原油储存	(17)
4.6 原油装卸设施	(18)
5 原油净化处理	(21)
5.1 油气分离	(21)
5.2 原油除砂	(21)
5.3 原油脱水	(22)
5.4 原油稳定	(24)
5.5 油罐烃蒸气回收	(25)
6 天然气集输	(27)
6.1 基本要求	(27)
6.2 气液分离	(28)
6.3 水合物的防止	(31)
6.4 天然气加热	(31)
6.5 天然气增压	(32)
6.6 安全泄放	(34)
6.7 含硫气田的防腐与防护	(34)

7	天然气净化及凝液储存	(36)
7.1	天然气净化	(36)
7.2	天然气凝液回收	(36)
7.3	天然气凝液储存	(37)
8	油气集输管道	(40)
8.1	基本要求	(40)
8.2	原油集输管道	(42)
8.3	天然气集输管道	(44)
8.4	天然气凝液输送管道	(46)
8.5	管道敷设及防腐保温	(47)
8.6	材料及管道组件	(48)
9	油气计量	(52)
9.1	基本要求	(52)
9.2	油井产量计量	(52)
9.3	原油输量计量	(53)
9.4	气井产量计量	(54)
9.5	天然气输量计量	(55)
10	仪表及计算机控制系统	(57)
10.1	基本要求	(57)
10.2	仪表选型及主要控制内容	(59)
10.3	计算机控制系统	(61)
11	站场总图及公用工程	(63)
11.1	站场址选择	(63)
11.2	站场防洪及排涝	(64)
11.3	站场总平面及竖向布置	(65)
11.4	站场管道综合布置	(66)
11.5	供配电	(67)
11.6	给排水及消防	(72)
11.7	供热	(74)

11.8	燃料	(75)
11.9	暖通空调	(76)
11.10	通信	(77)
11.11	建(构)筑物	(79)
11.12	站场道路	(82)
12	健康、安全与环境	(84)
附录 A	气体空间占有的空间面积分率 K_2 和高度分率 K_3 的关系表	(85)
附录 B	液滴在气体中的阻力系数计算列线图	(86)
附录 C	油气混输的压降计算公式	(87)
附录 D	埋地沥青绝缘集输油管道总传热系数 K 选用表	(93)
附录 E	埋地硬质聚氨酯泡沫塑料保温集输油管道总传热系数 K 选用表	(94)
附录 F	集油管道伴热输送双管管组 $[(D_2/D_1) \leq 3]$ 热力近似计算公式	(95)
附录 G	埋地沥青绝缘采集气管道总传热系数 K 选用表	(96)
附录 H	站内架空油气管道与建(构)筑物之间最小水平间距	(97)
附录 J	站内埋地管道与电缆、建(构)筑物平行的最小间距	(98)
附录 K	站场内建筑物的通风方式及换气次数	(99)
附录 L	通信电缆管道和直埋电缆与地下管道或建(构)筑物的最小间距	(100)
附录 M	通信架空线路与其他设备或建(构)筑物的最小间距	(101)
	本规范用词说明	(103)
	附:条文说明	(105)

恒智天成软件订购热线：4006338987

1 总 则

1.0.1 为在油气集输工程设计中贯彻执行国家现行的有关法规和方针政策,统一技术要求,保证设计质量,提高设计水平,以使工程达到技术先进、经济合理、安全可靠,运行、管理及维护方便,制定本规范。

1.0.2 本规范适用于陆上油田、气田和滩海陆采油气田油气集输工程设计。

1.0.3 油气集输工程设计除符合本规范外,尚应符合国家现行的有关强制性标准的规定。

2 术 语

2.0.1 油气集输 oil-gas gathering and transportation

在油气田内,将油、气井采出的原油和天然气汇集、处理和输送的全过程。

2.0.2 轻质原油 light crude oil

在 20℃ 时,密度小于或等于 0.8650g/cm^3 的原油。

2.0.3 中质原油 middle crude oil

在 20℃ 时,密度为 $0.8651\sim 0.9160\text{g/cm}^3$ 的原油。

2.0.4 稠油 viscous crude

温度在 50℃ 时,动力粘度大于 $400\text{mPa}\cdot\text{s}$,且温度为 20℃ 时,密度大于 0.9161g/cm^3 的原油。稠油又可按粘度大小分为普通稠油、特稠油、超稠油。

2.0.5 特稠油 extra-viscous crude

温度为 50℃ 时,动力粘度大于 $10000\text{mPa}\cdot\text{s}$,且小于或等于 $50000\text{mPa}\cdot\text{s}$ 的稠油。

2.0.6 超稠油 extremely-viscous crude

温度为 50℃ 时,动力粘度大于 $50000\text{mPa}\cdot\text{s}$ 的稠油。

2.0.7 高凝原油 high solidifying point crude

含蜡量大于 30%,凝固点高于 35℃ 的原油。

2.0.8 起泡原油 foamy crude

由于降压、升温等原因,从原油中析出的溶解气泡上浮至原油液面后不立即消失,在原油液面形成泡沫层,具有这种性质的原油称起泡原油。起泡原油的密度、粘度一般较高,气液分离的难度较大。

2.0.9 净化原油 purified crude

经脱除游离和(或)乳化状态的水、脱盐、脱酸后,符合产品标准和工艺要求的原油。

2.0.10 稳定原油 stabilized crude

经处理后,饱和蒸气压符合产品标准或产品要求的原油。

2.0.11 气油比 gas-oil ratio

通常指的是生产气油比,即生产井每日天然气产量(m^3)与原油产量(t)的比值。

2.0.12 站场 stations

各类井场和各种功能站的总称,包括其占有的场地、设施等。

2.0.13 分井计量站 well-testing stations

油田内完成分井计量油、气、水的站,简称计量站。日常生产管理中也称计量间。

2.0.14 交接计量站 lease custody metering stations

对外销售原油、天然气与用户进行交接计量的站。在油田也称外输计量站。

2.0.15 接转站 pumping stations

在油田油气收集系统中,以液体增压为主的站。日常生产管理中也称转油站或接收站。

2.0.16 放水站 free water knockout stations

将含水较高的原油放掉大部分游离水,然后将低含水原油和含油污水分别输往原油脱水站和含油污水处理站,担负上述生产任务的站称为放水站。与接转站合建的放水站,称为转油放水站。

2.0.17 原油脱水站 crude dehydration stations

担负原油脱水和增压输送的站。

2.0.18 集中处理站 central gathering stations

油田内部主要对原油、天然气、采出水进行集中处理的站。也称联合站。

2.0.19 矿场油库 lease oil tank farms

油田内部储存和外输(运)原油的油库。

2.0.20 出油管道 crude flow lines

自井口装置至油气计量分离器的管道。

2.0.21 注采合一管道 combined injection-production lines

从井口至分井计量站的注蒸汽、出油功能合一的管道。

2.0.22 集油管道 crude gathering lines

油田内部自油气计量分离器至有关站和有关站间输送气液两相的管道,或未经处理的液流管道。

2.0.23 原油储罐 stock tanks

油田用于储存净化原油或稳定原油的罐。

2.0.24 事故油罐 emergency crude storage tanks

油田站场在事故状态下用于储存原油的作业罐。正常生产时应保持空闲状态。

2.0.25 沉降脱水罐 settling tanks

油田站场用于沉降脱水的作业罐。

2.0.26 水力冲砂 hydroblasting

用带压的水,清除容器内在生产过程中积存的沉积物的一种方法。

2.0.27 原油外输 crude exportation

油田对外销售原油,向用户提供商品原油的输送过程。

2.0.28 掺液输送 liquid-blended crude transportation

向输送原油的管道中掺入一定量的水或加热后的原油等液体,以降低流体在管内流动摩阻的输送方式。

2.0.29 伴热输送 flow line with heat tracing

在外部热源的伴随下,保持出油管道内流体所需输送温度的输送方式。

2.0.30 井口回压 wellhead back pressure

采油井的出口压力。其数值等于出油管道水力摩阻、位差和第一级油气分离器压力的总和。

2.0.31 滩海陆采油气田 shallow water coastal oilfields

(terrestrial development mode)

距岸较近、有路堤与岸边相连,并采用陆地油气田开发方式的滩海油气田。

2.0.32 净化天然气 purified natural gas

经脱除硫化氢、二氧化碳、水分或其他有害杂质后符合产品标准的天然气。

2.0.33 酸性天然气 sour gas

含有水和硫化氢的天然气,当气体总压大于或等于 0.4MPa (绝),气体中的硫化氢分压大于或等于 0.0003MPa(绝)时,称为酸性天然气。

2.0.34 天然气凝液 natural gas liquid(NGL)

从天然气中回收的液体烃类混合物的总称,一般含有乙烷、液化石油气和天然汽油。也称混合轻烃。

2.0.35 液化石油气 liquified petroleum gas(LPG)

以丙烷、丁烷为主要成分的液态石油产品,一般有商品丙烷、商品丁烷和商品丙、丁烷混合物。

2.0.36 稳定轻烃 natural gasoline

从天然气凝液中提取的,以戊烷及更重的烃类为主要成分的液态石油产品,其终沸点不高于 190℃,在规定的蒸气压下,允许含有少量丁烷。也称天然汽油。

2.0.37 天然气水合物 gas hydrate

在一定的温度和压力下,天然气中的甲烷、乙烷、丙烷、丁烷、二氧化碳等和水形成的冰雪状晶体。

2.0.38 集气站 gas gathering stations

对油气田产天然气进行收集、调压、分离、计量等作业的站。

2.0.39 增压站 compressor stations

在矿场或输气管道上,用压缩机对天然气增压的站。

2.0.40 天然气凝液回收工厂 NGL plants

从天然气中回收天然气凝液的工厂(包括回收乙烷、液化石油

气、天然汽油或它们的混合物)。

2.0.41 采气管道 gas flow lines

自井口装置节流阀至一级油气分离器的管道。

2.0.42 集气管道 gas gathering lines

油气田内部自一级油气分离器至天然气的商品交接点之间的气管道。

2.0.43 天然气净化 gas purification

脱除天然气中的杂质或脱水、脱液烃,使其符合产品标准或管输要求的工艺过程。

2.0.44 天然气脱水 natural gas dehydration

采用吸附、吸收或制冷方法,脱除天然气中的水蒸汽,使其水露点符合规定的过程。

2.0.45 常温分离 normal temperature separation

天然气在水合物形成温度以上进行气液分离的工艺过程。

2.0.46 低温分离 low temperature separation

天然气在水合物形成温度以下进行气液分离的工艺过程。

2.0.47 天然气引射器 gas ejectors

利用较高压力的天然气通过文丘里管,将较低压力的天然气引入并增压的设备。俗称增压喉。

2.0.48 清管设施 pigging systems

为提高管道输送效率而设置的清除管内凝聚物和沉积物的全套设备。其中包括清管器、清管器收发筒、清管器指示器及清管器示踪仪。

2.0.49 监控和数据采集系统 supervisory control and data acquisition systems(SCADA)

一种具有远程监测控制功能,以多工作站的主站形式通过网络实时交换信息,并可应用遥测技术进行远程数据通信的模块化、多功能、分层分布式计算机控制系统。

2.0.50 分散控制系统 distributed control systems(DCS)

一种控制功能分散,操作显示集中,采用分级结构的智能站网络计算机控制系统。

2.0.51 可编程序控制器 programmable logic controllers (PLC)

将逻辑运算、顺序控制时序、计数以及算数运算等控制程序用一串指令形式存放到存储器中,然后根据存储控制内容,经过模拟、数字等输入输出部件,对生产设备和生产过程进行控制的装置。

2.0.52 远程终端装置 remote terminal units(RTU)

将末端检测仪表和执行机构与主计算机远程连接的装置。采集检测信息,进行控制和运算处理,编码后通过通信介质向主计算机发送,接收主计算机的操作指令,控制末端的执行机构动作。

3 基本规定

3.0.1 油气集输工程设计应按照批准的油气田开发方案和设计委托书或设计合同规定的内容、范围和要求进行。

3.0.2 油气集输工程设计应与油气藏工程、钻井工程、采油采气工程紧密结合,根据油气田开发分阶段的具体要求,统一论证,综合优化,总体规划,分期实施,保证油气田开发建设取得好的整体经济效益。

3.0.3 油气集输工程总体布局应根据油藏构造形态、生产井分布及自然条件等情况,并统筹考虑注水、采出水处理、给排水及消防、供配电、通信、道路等公用工程,经技术经济对比确定。各种管道、电力线、通信线等宜与道路平行敷设,形成线路走廊带。

3.0.4 工艺流程应根据油气藏工程和采油采气工程方案、油气物理性质及化学组成、产品方案、地面自然条件等具体情况,通过技术经济对比确定,并符合下列原则:

- 1 工艺流程宜密闭,降低油气损耗。
- 2 充分收集与利用油气井产出物,生产符合产品标准的原油、天然气、液化石油气、稳定轻烃等产品。
- 3 合理利用油气井流体的压力能,适当提高集输系统压力,扩大集输半径,减少油气中间接转,降低集输能耗。
- 4 合理利用热能,做好设备和管道保温,降低油气处理和输送温度,减少热耗。
- 5 油气集输工艺设计应结合实际情况简化工艺流程,选用高效设备。

3.0.5 油田油气集输工程分期建设的规模,应根据开发方案提供的 10 年以上开发指标预测资料确定,工程适应期一般为 10 年以

上。相关设施在按所确定规模统筹考虑的基础上,可根据具体情况分阶段配置。

3.0.6 实施滚动勘探开发的油气田,地面建设应做到建设周期短、投资回报快。工程分期和设备配置应考虑近期和远期的衔接,其早期生产系统应先建设简易设施再酌情完善配套。

3.0.7 沙漠、戈壁地区油气集输工程设计应适合沙漠、戈壁地区恶劣的环境条件。站场、线路等的设计应采取有效的防沙措施。应充分利用沙漠地区的太阳能、风力、地下水等天然资源,并进行综合规划、有效利用。

3.0.8 滩海陆采油气田的开发建设应充分依托陆上油气田现有设施,尽量简化滩海陆采平台油气生产及配套设施。

3.0.9 积极采用国内外成熟适用的新工艺、新技术、新设备、新材料,做到技术配套,提高经济效益。

3.0.10 油气集输工程设计必须遵循《中华人民共和国节约能源法》、国家现行标准《油田地面工程设计节能技术规范》SY/T 6240、《气田地面工程设计节能技术规范》SY/T 6331 及国家其他现行节能标准的相关规定。

3.0.11 油气集输工程设计应符合公众健康、安全与环境保护的要求。

4 原油集输及储运

4.1 基本要求

4.1.1 根据加热保温方式的不同,油田油气收集的基本流程宜采用以下5种典型流程:井口不加热单管流程、井口加热单管流程、井口掺液输送双管流程、单管环状掺水流程、伴热输送三管流程。根据油田实际情况,可采用单井进站或多井串联进站方式。

4.1.2 单管环状掺水流程可用于凝点高于集输管道最低环境温度的轻质原油和中质原油、单井原油产量小于5t/d的油井。其他四种典型流程的采用应符合国家现行标准《油田地面建设规划设计规范》SY 0049的规定。

4.1.3 设计时,油井最高允许回压按下列规定确定:

1 机械采油井宜为1.0~1.5MPa。低产油田的机械采油井采用管道集输时,井口回压可为1.0~2.5MPa。

2 自喷井可为油管压力的0.4~0.5倍。

4.1.4 油井较多、分布较为集中的油田,宜采用管道集油;单井产量低、油井分散的油田或边远的油井,宜采用车拉、船运等简易活动的集油方式。

4.1.5 油气集输设计应优化布站,根据具体情况宜选择一级布站、二级布站或三级布站方式。分井计量站、接转站和集中处理站的设置,应符合国家现行标准《油田地面建设规划设计规范》SY 0049的规定。分井计量站管辖油井数宜为8~30口。

4.1.6 油田伴生气集气工艺应结合油气集输工艺流程,通过技术经济评价,选择油气混输或油气分输工艺。集气应充分利用油气分离的压力,当分离压力不能满足要求时,应进行增压。净化处理后的干气可外输作为商品天然气或返输作为油田站场的燃料气。

4.1.7 油气集输站场的工艺设计应满足油气集输生产过程对站场的功能要求,并应设计事故流程。

4.1.8 油气集输单项工程的设计能力,应按下列规定计算:

1 采油井场的设备及出油管道的的设计能力,应按油田开发方案提供的单井产油、气、水量及掺入液量或气举气量确定。油井的生产天数,自喷油井宜按 330d 计算,机械采油井宜按 300d 计算。

2 各类油站含水原油处理及输送设施的设计能力,应按油田开发方案提供的所辖油井日产油量、原油含水率及集输过程中的掺入液量确定。

3 净化原油储运设施的设计能力,应为油田开发方案提供的所辖油田原油产量的 1.2 倍,年工作时间按 365d 计算。

4 原油稳定装置的设计能力应与所辖油田或区块的产油量相适应,允许波动范围宜取 80%~120%,装置的年运行时数宜取 8000h。在工程适应期内,装置负荷率不应低于 60%。

5 油田伴生气集输工程的设计能力,可按所辖区块油田开发方案提供的产气量确定。需要时,应考虑气举气量。当油气集输的加热以湿气为燃料时,应扣除相应的集输自耗气量。

4.2 采油井场

4.2.1 采油井场工艺流程的设计应满足下列要求:

1 试运、生产(包括井口取样、油井清蜡及加药等)、井下作业与测试、关井及出油管道吹扫等操作要求。不同类型油井还应满足下列要求:

1) 更换自喷井、气举井油嘴;

2) 稳定气举井的气举压力;

3) 套管气回收利用;

4) 水力活塞泵井的反冲提泵。

2 能测量油压、回压、出油温度。不同类型油井还应能测量下列数据:

- 1) 自喷井、抽油机井、电动潜油泵井、螺杆泵井的套压;
 - 2) 气举井的气举气压力;
 - 3) 水力活塞泵井的动力液压力;
 - 4) 稠油热采井的蒸气压力。
- 3 不同集输流程的特殊要求,如出油管道清蜡、加药、掺液等。
- 4 拉油的采油井场应设储油罐,储存时间宜为 2~7d。
- 5 滩海陆采平台宜设置污油污水罐,其容积至少满足单井作业一次排液量。
- 6 当采油井距离接转站较远、集输困难时,可在采油井场或分井计量站设增压泵。
- 4.2.2 采油井场的标高和面积应能满足生产管理和井下作业的需要。井场占地面积应符合国家现行标准《石油天然气工程总图设计规范》SY/T 0048 的有关规定。
- 4.2.3 居民区内以及靠近居民区的采油井场应设围栏或围墙等保护措施。
- 4.2.4 井口保温与清蜡设施的设置应符合下列规定:
- 1 严寒地区的采油井可设井口保温设施。
 - 2 严寒、多风沙和其他气候恶劣地区,采用固定机械清蜡的自喷井、电动潜油泵井,可设置清蜡操作房。
 - 3 井口保温设施应采用便于安装和拆卸的装配式结构,并应具有较长的使用年限。
- 4.2.5 抽油机曲柄应设安全防护栏杆。

4.3 原油泵输

- 4.3.1 原油泵输主要包括油、气、水混输,含水原油的输送和净化原油的输送。输油泵的选型应根据所输介质的组成和性质确定。
- 4.3.2 油、气、水混输时,应根据含气量、含水率以及原油密度、粘

度等性质,通过工艺计算选择油气混输泵。油气混输泵应保证有较高的吸入压力,并避免出现无液运转。

4.3.3 含水原油和净化原油的输送宜采用离心泵。离心泵的总排量按设计液量确定,扬程宜为输油系统计算总水头的 1.05~1.20 倍,应按泵特性曲线的高效区选择油泵。所选泵的效率不应低于现行国家标准《离心泵效率》GB/T 13007 规定的数值。

4.3.4 稠油输送泵选型应考虑原油粘度、含水及含砂的影响,一般宜采用容积泵。在输送温度下原油粘度较低时,也可选用离心泵,但应保证其效率换算系数不小于 0.45。稠油输送泵的总排量宜按设计液量的 1.1~1.2 倍确定,出口压力宜按输油系统计算总水头的 1.1~1.2 倍确定。

4.3.5 输油泵台数的确定应符合下列规定:

1 在技术条件允许和满足输液量并适应有关工况条件变化的前提下,应尽可能减少泵的安装台数。

2 连续运行的原油输送泵一般选 2 台或 3 台,不宜超过 4 台,其中含备用泵 1 台。当泵并联运行时,应考虑吸入管道流量的分配和泵吸入性能的匹配。

3 不连续运行的泵(如污油回收泵、装车油泵等)的台数,应根据输油量大小和变化幅度以及其他要求综合考虑确定,可不设备用泵。

4 含水原油泵、含油污水泵宜互为备用。清水泵和含油污水泵不应互为备用。

4.3.6 选择离心泵时,应按照操作条件进行下列校核:

1 校核原油粘度对泵工作性能的影响。

2 进行泵的有效气蚀余量校核,保证泵有良好的吸入条件。

4.3.7 输油系统计算总水头一般包括管道沿程水头损失和局部水头损失,末端和吸入端压头差,以及系统终点和起点位差。

4.3.8 输油泵进口管段上应设过滤器。对于离心泵,过滤器面积宜为入口管截面积的 3~4 倍。对于容积泵,过滤器面积可按容积

泵技术要求确定。

4.3.9 离心泵在泵出口管段上必须安装止回阀。容积泵必须设计旁路回流阀调节流量。泵体上不带安全阀的容积泵,在靠近泵的出口管段上必须安装安全阀。

4.3.10 输油泵安全阀的泄放端管道宜与泵的入口端管道连接。

4.3.11 输油泵进口汇管应有良好的吸入条件,进口汇管流速一般不大于 1.0m/s ,排出汇管流速一般为 $0.8\sim 2.0\text{m/s}$ 。

4.3.12 输油泵吸入管道内径与排出管道内径应按进出口允许流速确定。

4.3.13 离心泵输油用的原油缓冲罐和油气分离缓冲罐的缓冲容积,应满足正常生产缓冲和事故状态下切换流程的需要。缓冲时间应根据进出液量不平衡程度、液面控制和流程切换的技术水平确定,一般为 $10\sim 20\text{min}$ 。泵输稠油的分离缓冲罐,液体缓冲时间一般为 $20\sim 40\text{min}$ 。向原油稳定装置平稳供油的缓冲罐,其缓冲时间应按具体情况计算确定。

4.3.14 离心泵的轴密封宜选用机械密封。

4.3.15 离心泵组的流量和压力调节方式,应根据管道流量和压力变化等情况,经过综合分析和经济对比确定。一般可采用下列调节方式:

- 1 改变泵的运行台数、叶轮级数、叶轮直径和进行大小泵匹配。
- 2 采用变速调节方式。
- 3 间歇运行的火车、汽车装油泵,可采用改变运行台数和回流调节方式。

4.3.16 连续运行且流量变化范围较大及电机功率较大的容积式输油泵,宜设置变频调速器进行流量调节。

4.3.17 泵输高凝原油、稠油时,应采取防凝和暖泵措施。

4.3.18 输油泵房需要设置起重设备时,应参照本规范第 6.5.10

条配备起重设备。

4.4 原油加热及换热

4.4.1 当原油温度不能满足原油集输条件或处理工艺要求时,应对原油进行加热。

4.4.2 原油加热的热源,在有条件的地方应首先采用热电结合或热动结合的余热。不具备上述条件时,可采用直燃加热炉供热、直燃锅炉产生的蒸汽和热水供热、热媒炉供热或电加热。

4.4.3 原油加热炉的选型应满足热负荷和工艺要求,并通过技术经济对比确定。井场宜采用水套炉,分井计量站、接转站宜采用火筒炉或水套炉。其他站(库)的加热炉型式按具体情况确定。

4.4.4 原油加热炉的台数应符合下列规定:

1 井场加热炉应为1台。丛式井场加热炉台数应根据实际情况确定。

2 分井计量站加热炉可为1台。

3 油井热洗清蜡用加热炉可为1台。

4 不属于1~3款的其他不同用处的加热炉,设2台或2台以上时,不设备用炉,但在低负荷下有1台加热炉检修时,其余加热炉应能维持生产。

4.4.5 配置加热炉时,其负荷率宜为80%~100%。

4.4.6 在多功能合一设备中,火筒加热部分应根据介质特性采取防垢、防砂和防结焦措施。

4.4.7 管式加热炉的工艺管道安装设计应符合以下要求:

1 炉管的进出口应装温度计和截断阀;

2 应设炉管事故紧急放空和吹扫管道;

3 进出油汇管宜设连通;

4 进油汇管应与进站油管道连通。

4.4.8 加热炉型式与参数设计,应符合国家现行标准《石油工业加热炉型式与基本参数》SY/T 0540 的规定。

4.4.9 加热炉效率与炉管压降,应符合国家现行标准《油田地面工程设计节能技术规范》SY/T 6420 的有关规定。

4.4.10 除单井井场外,具备电力供应条件的站场加热炉应配备熄火时自动切断燃料供给的熄火保护控制系统。

4.4.11 加热炉自动燃气燃烧装置防爆等级的确定,应符合现行国家标准《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》GB 50058 的有关规定。对输出功率大于 1200kW 的自动燃气燃烧装置,应具备漏气检测功能。

4.4.12 换热器的形式应根据工艺条件选定,可选用管壳式换热器或套管式换热器,管壳式换热器宜选用浮头式换热器。当操作温度和操作压力均较低时,可选用螺旋板式等换热器。

4.4.13 浮头式换热器管程、壳程中流体的选择,应能满足提高总传热系数、合理利用允许压力降、便于维护检修等要求。在一般情况下,原油及高压流体宜走管程。

4.4.14 管壳式换热器介质温差及温差校正系数宜符合下列规定:

1 单台换热器的冷热端介质温差,应通过换热量和换热面积的技术经济比较后确定。

2 初选的原则是冷热端介质温差均不宜小于 20℃。若热流需进一步冷却,冷流需进一步加热时,热端介质温差不宜小于 20℃,冷端介质温差不宜小于 15℃。

3 温差校正系数不宜小于 0.8。

4.4.15 管壳式换热器管程内液相介质的流速不宜大于 3m/s。

4.4.16 管壳式换热器应采用逆流换热流程,冷流自下而上,热流自上而下地进入换热器。

4.4.17 采用螺旋板式换热器时,通道内的流体流速宜大于或等于 1m/s。

4.4.18 在满足工艺过程要求的条件下,宜选用传热面积较大的换热器,总台数不应少于 2 台。

4.5 原油储存

4.5.1 油田储油罐应采用立式钢制油罐,油田内部未稳定原油储罐及事故油罐应选用固定顶油罐,单罐容量为 10000m³ 及以上的稳定原油储罐宜采用浮顶油罐。

4.5.2 油田原油储罐宜设在矿场油库,也可设在距离矿场油库或外输首站较远的集中处理站。

4.5.3 原油储罐的总容量应按下式计算确定:

$$V = \frac{mT}{365\rho\epsilon} \quad (4.5.3)$$

式中 V ——原油储罐的总容量(m³);

m ——油田原油储运设施的设计能力(t/a),取油田原油生产能力的 1.2 倍;

ρ ——储存温度下的原油密度(t/m³);

ϵ ——原油储罐装量系数,取值见本规范第 4.5.4 条规定;

T ——油田原油储备天数,取值见本规范第 4.5.5 条规定。

4.5.4 原油储罐装量系数可根据原油储罐类型和结构尺寸通过计算确定。对于固定顶油罐可取 0.85,浮顶油罐可取 0.90。当油罐中储存起泡原油时,固定顶油罐可取 0.75,浮顶油罐可取 0.80。

4.5.5 油田原油储备天数应根据原油外输方式,通过技术经济评价确定。但应满足下列要求:

1 原油以管道外输的油田,储备天数不应少于 3d。

2 原油以铁路或公路外运的油田,应根据运输距离、原油产量及其在铁路运输中所处的地位等因素综合确定,储备天数一般不应少于 5d。

3 原油以轮船外运的油田,储备天数至少应为来船周期再增加 3d。

4.5.6 原油脱水站、集中处理站事故油罐可设 1 座,其容积应按该站 1d 的设计油量计算。

4.5.7 接转站一般不设事故油罐。当生产确实需要时,可设事故油罐,其容积可按该站 4~24h 设计液量计算。

4.5.8 需要加热或维持温度的原油储罐的罐壁宜采取保温措施,事故油罐的罐壁可不设保温措施。

4.5.9 油罐内原油的加热保温可采用掺热油方式、盘管加热方式或电加热方式,热负荷宜按油罐对外散热流量确定。

4.5.10 油罐散热流量可按式计算:

$$\phi = (K_1 A_1 + K_2 A_2 + K_3 A_3)(t_{av} - t_{amb}) \quad (4.5.10)$$

式中 ϕ ——油罐散热流量(W);

A_1 、 A_2 、 A_3 ——罐壁、罐底、罐顶的表面积(m^2);

K_1 、 K_2 、 K_3 ——罐壁、罐底、罐顶的总传热系数[W/($m^2 \cdot ^\circ C$)];

t_{av} ——罐内原油平均温度($^\circ C$);

t_{amb} ——罐外环境温度(取最冷月平均温度)($^\circ C$)。

4.5.11 原油储罐排出的污水应收集后集中处理,并符合本规范第 11.6 节中的规定。

4.6 原油装卸设施

4.6.1 火车装油宜采用小鹤管上部灌装。本节第 4.6.2~4.6.4 条适用于小鹤管上部灌装方式。

4.6.2 火车装车设施的设置,按装车量、油罐列车编组等情况确定。

1 日装车量为 8 列及以上的装车场,装油栈桥宜采用双侧整列布置装油鹤管;日装车 4 列及以下者,装油栈桥宜采用双侧半列布置装油鹤管;日装车 5~7 列者,装车场的形式按具体情况确定。

2 鹤管的结构应满足油罐列车对位要求,鹤管数量应满足一列不脱钩的条件下一次到站最多的油罐车数。日装车量在 5 列及以上的装车场,鹤管的间距和结构应满足栈桥每侧油罐车整体对位要求。

3 日装车量为 1 列及以上的装车场应设装油栈桥。

4.6.3 铁路日装车列数可按下式计算:

$$N = \frac{mK}{T\rho V\epsilon} \quad (4.6.3)$$

式中 N ——日装车列数(列/d);

m ——年装油量(t/a);

K ——铁路来车不均匀系数,按统计资料采用,当无统计资料时,宜取 $K=1.2$;

T ——年工作天数,取 $T=350\text{d/a}$;

ρ ——装油温度下原油的密度(t/m^3);

V ——一列油罐列车的总公称容量($\text{m}^3/\text{列}$);

ϵ ——油罐车的装量系数,宜取 0.9。

4.6.4 火车装油泵的吸入和排出汇管之间宜设自动回流阀,以自动调节装油汇管压力。

4.6.5 汽车装车场设计应符合下列要求:

1 汽车装油汇管高度宜为 4m,并应保证鹤管不可移动部分与罐车有 0.5m 的净距。

2 为确保鹤管的灵敏度和安全性,在装油鹤管上宜装闸阀和旋塞阀各 1 个。

3 汽车装油汇管及支管宜有伴热和扫线接头。

4.6.6 单井产量低、油井分散的油田和边远的油井采用汽车拉油时,宜采用简易装油设施。

4.6.7 汽车卸车场设计应符合下列要求:

1 汇管卸油口标高距卸油台面不宜大于 0.5m,卸油口间距宜为 4m。

2 汇管卸油口直径应比罐车卸油口直径大一级。

3 卸油管道宜伴热,汇管坡度为 0.5%~1.0%。在汇管卸油口附近宜设蒸汽接头。

4.6.8 汽车卸油罐安装方式可采用地下式、半地下式或地面安装。采用半地下式或地面安装时,应设卸油台和坡道。

4.6.9 铁路装车及汽车油罐车装卸设施的设计,还应符合现行国家标准《石油库设计规范》GB 50074 的有关规定。

4.6.10 原油装卸码头设施的设计,应符合现行国家标准《输油管道工程设计规范》GB 50253 的有关规定,该规范未涉及部分应符合现行国家标准《石油库设计规范》GB 50074 的有关规定。

恒智天成软件订购热线: 4006338987

5 原油净化处理

5.1 油气分离

5.1.1 油气分离的级数和各级分离压力应根据油气集输系统压力和油气全组分综合考虑确定,分离级数一般为2~4级。

5.1.2 油气重力沉降分离的工艺计算可采用下列参数:

1 沉降分离气相中液滴的最小直径为 $100\mu\text{m}$ 。

2 两相分离器的液相停留时间,处理起泡原油时宜为5~20min,处理其他原油时宜为1~3min。

3 考虑物流的波动性,分离器的计算油量和气量应为日产量的1.2~1.5倍。

5.1.3 连续生产的油气分离器的台数一般不少于2台。

5.1.4 多台油气分离器并联安装时,进口管路设计应保证介质流量对每台分离器的均匀分配。

5.1.5 油气分离器的结构必须满足气液分离要求。必要时应设置机械消泡和水力冲砂设施。

5.1.6 油气分离器的设计和选用,应符合国家现行标准《油气分离器规范》SY/T 0515的规定。

5.1.7 在油气集输处理工艺流程的设计中,油气分离器宜与原油沉降脱水器相结合。

5.2 原油除砂

5.2.1 应根据容器类型和原油含砂情况合理选择除砂工艺,常压油罐宜采用机械或人工方式清砂,压力容器宜采用不停产水力冲砂,有条件的站场可采用旋流除砂工艺。

5.2.2 当采用水力冲砂时,喷嘴喷射速度宜为5~10m/s,每个喷

嘴喷水强度不应小于 $0.8\text{m}^3/\text{h}$ 。

5.2.3 冲砂泵排量应按同时工作的喷嘴喷水量确定,扬程应大于冲砂泵至最远喷嘴的沿程压降、压力容器操作压力与喷嘴压降之和。

5.2.4 压力容器的排砂管道应合理选择流速,容器内部排砂管管口必须向下安装,容器外部排砂管道应具有一定的坡度,以防止沉砂阻塞管道。

5.2.5 采用不停产水力冲砂或旋流除砂工艺的压力容器,出油腔应采取防止沉砂的搅动措施。

5.2.6 原油除砂工艺设计应考虑砂的收集和处理措施,防止造成环境污染。

5.3 原油脱水

5.3.1 原油脱水工艺应根据原油性质、含水率、乳状液的乳化程度及采出液中三次采油驱油剂的类型和含量、破乳剂性能等,通过试验和经济对比确定。

5.3.2 原油脱水工艺方式宜采用热化学沉降脱水、电化学脱水等方式或不同方式的组合。

5.3.3 在确定原油脱水工艺流程时,化学沉降脱水宜与管道破乳相配合。当采用热化学和电化学两段脱水工艺时,可采用二段电脱水的污水回掺技术。

5.3.4 原油脱水工艺参数应按下列要求确定:

1 进入沉降脱水器的总液量按进站液量、污水回掺量及含油污水沉降罐或含油污水处理站收油量之和确定。

2 脱水温度应由试验确定。

3 油水沉降时间应按照原油性质、乳状液的乳化程度、含水率、脱水设备的结构等通过试验确定。

4 进电脱水器的原油含水应不大于 30%。

5.3.5 采用热化学和电化学两段脱水时,游离水脱除器宜采用卧

式压力容器。常压沉降脱水罐应选用固定顶罐。

5.3.6 稠油热化学沉降脱水宜采用压力沉降罐。当油水密度差较小时,也可采用常压沉降罐。常压沉降脱水宜采用动态沉降。对于粘度大、油水密度差小的特稠油及超稠油,也可采用静止沉降。

5.3.7 卧式压力脱水设备的台数应按下列原则确定:

1 设计台数根据脱水处理的总液(油)量和单台脱水设备的处理能力确定,沉降脱水器按液量核算,电脱水器按油量核算。

2 当1台脱水设备检修,其余脱水设备负荷不大于设计处理能力(额定处理能力)的120%时,可不另设备用;若大于120%时,可设1台备用。

3 脱水设备的台数不应少于2台,不宜多于6台。

4 确定电脱水器台数时,应考虑电负荷的相平衡因素。

5.3.8 添加破乳剂应符合下列要求:

1 破乳剂的加入点,应以充分发挥药剂的效能并方便生产管理为原则,结合集输流程确定。破乳剂与含水原油应在进入脱水容器之前充分混合。

2 破乳剂品种和用量由试验确定,破乳剂用量应计量。

3 破乳剂宜定量、连续、均匀地加入含水油管道。

4 加注破乳剂的设施应密闭。

5.3.9 由脱水设备排出输往污水处理站的含油污水,含油量不应大于1000mg/L。对于聚合物驱采出原油,含油量不宜大于3000mg/L;对于特稠油、超稠油,含油量不宜大于4000mg/L。

5.3.10 净化原油的含水率应符合国家现行标准《出矿原油技术条件》SY 7513的要求。

5.3.11 脱水后的特稠油及超稠油含水率可根据原油用途和用户要求确定,但应不大于5%。

5.3.12 原油脱水装置的设计,应符合国家现行标准《原油热化学沉降脱水设计规范》SY/T 0081和《原油电脱水设计规范》SY/T 0045

的有关规定。

5.4 原油稳定

5.4.1 原油稳定的目的在于降低原油在储运过程中的蒸发损耗、合理利用油气资源、保护环境、提高原油在储运过程中的安全性。低产油田、稠油油田的原油是否进行原油稳定,应根据原油物性,通过技术经济评价确定。

5.4.2 原油稳定装置前的原油集输流程必须密闭。

5.4.3 原油稳定应与原油脱水、原油外输结合考虑,统一规划,并宜与天然气净化、天然气凝液回收等装置集中布置。

5.4.4 原油稳定的深度宜用稳定原油的饱和蒸气压来衡量。稳定原油的饱和蒸气压应根据原油中轻组分含量、稳定原油的储存和外输条件等因素确定。稳定原油在最高储存温度下的饱和蒸气压的设计值不宜高于当地大气压的 0.7 倍。

5.4.5 原油饱和蒸气压的测试方法,应按现行国家标准《原油饱和蒸气压测定 参比法》GB/T 11059 的有关规定执行。

5.4.6 原油稳定采用负压闪蒸、正压闪蒸或分馏工艺,应根据原油组成、油品物性、原油稳定的深度及产品要求等因素,并综合考虑与其相关的工艺流程,经技术经济比较后确定。

5.4.7 进行原油组分分析的油样应具有代表性。原油稳定的设计进料组成应由原油中的轻组分含量和原油蒸馏标准试验数据拟合而成。原油蒸馏标准试验的最重馏分的沸点宜高于 500℃。

5.4.8 原油稳定装置的进油总管应设紧急关断阀,紧急关断阀前应设越装置旁路。旁路的原油不应直接进入浮顶罐。

5.4.9 原油稳定装置生产的轻烃应密闭储运或处理,生产的不凝气应就近输入天然气凝液回收系统回收利用。

5.4.10 原油稳定装置产生的污水应密闭收集,与原油集输系统产生的污水统一处理,并应符合本规范第 11.6 节中的规定。

5.4.11 原油稳定装置的设计,应符合国家现行标准《原油稳定设

计规范》SY/T 0069 的有关规定。

5.5 油罐烃蒸气回收

5.5.1 对于不宜采用负压闪蒸、正压闪蒸及分馏稳定的原油,可采用油罐烃蒸气回收工艺。

5.5.2 烃蒸气回收系统设计时,油罐必须有合格的试压验收资料,并配有呼吸阀、液压安全阀(或液封)及自动补气阀。

5.5.3 油罐呼吸阀、液压安全阀和自动补气阀的选用应符合下列要求:

1 呼吸阀应按国家现行标准《石油储罐呼吸阀》SY/T 0511 选用,其排气能力应大于可能出现的最大瞬时量,吸气能力应大于压缩机的吸气能力,其排气压力上限值不宜超过油罐试验压力的80%。

2 液压安全阀应按国家现行标准《石油储罐液压安全阀》SY/T 0525.1 选用,其启动压力应介于呼吸阀工作压力与油罐试验压力之间。

3 当油罐的压力低于200Pa时,自动补气阀应能及时补气,其通过能力不小于压缩机的最大排量。

5.5.4 抽气设备可按下列参数设计:

1 油罐正常工作压力范围的下限值宜为150Pa,上限值应根据油罐的试验压力和使用年限等因素确定。

2 抽气压缩机应能实现自动启动、停机或改变自身的抽气量。

3 抽气压缩机的设计排量可取油罐蒸发气量的1.5~2.0倍(包括烃蒸气、水蒸汽等全部气量在内)。

4 新建油罐的烃蒸发气量可按原油进罐前的末级分离压力、分离温度,参照在实验室做出的相近段的原油脱气系数(或气在原油中的溶解系数),并结合类似条件的运行数据确定。已投产油罐的烃蒸发气量,应由实测确定。

5.5.5 罐区内罐与罐之间的抽气管道宜连通,油罐数量多时可适当分组,但应校核管道压降,保持均衡。管道总压降不宜高于200Pa。

5.5.6 抽气管道敷设坡度不应小于0.3%,并应有防冻、排液措施。

5.5.7 原油进罐前的分离器应有可靠的液位控制措施。

恒智天成软件订购热线: 4006338987

6 天然气集输

6.1 基本要求

6.1.1 气田集气工程总流程,应根据天然气气质、气井产量、压力、温度和气田构造形态、驱动类型、井网布置、开采年限、逐年产量、产品方案及自然条件等因素,以提高气田开发的整体经济效益为目标,综合考虑确定。

6.1.2 气田站场布局应符合下列原则:

1 在气田开发井网布置的基础上,结合地形条件统一规划布置各类站场,其位置应符合集气工程总流程和产品流向的要求,并应方便生产管理。

2 根据气区或气田的面积和含硫天然气的产量来确定净化厂的规模和位置,净化厂的设计应符合国家现行标准《气田天然气净化厂设计规范》SY/T 0011 的规定。

3 当气区各气田天然气含硫量差别较大,需要采取不同净化工艺时,经过经济对比,可建若干个分散的净化站,一般可与井场或集气站合建。

6.1.3 集气管网的压力应根据气田压力和商品气外输首站压力的要求综合平衡确定。根据气田压力递减速度尽可能提高集气管网的集气压力。

6.1.4 集气管网布置形式可根据集气工艺、气田构造形态及地形条件等因素,确定采用枝状管网、辐射一枝状组合管网或辐射一环组合等管网形式。同一气区或同一气田内,宜设一套管网。当天然气气质和压力差别较大,设一套管网不经济时,可分设管网。

6.1.5 当气井井口压力降低,使天然气不能进入原有集气管网

时,气田低压气的集输可按下列原则改造原有集气管网:

- 1 改造原有气田管网,拆除不必要的设备、阀门,增加清管设施,降低集输过程压力损失。

- 2 建立低压气供气系统,低压气可供气田附近用户。

- 3 将低压气增压后进入气田集气管网外输。

6.1.6 集气设计能力应按设计委托书或设计合同规定的年最大集气量计算,每口气井年生产天数按 330d 计算。

6.1.7 天然气流量按标准参比条件(温度 293.15K,压力 101.325 kPa)下的体积计量。

6.1.8 商品天然气应符合现行国家标准《天然气》GB 17820 中的分类及其技术指标要求。

6.2 气液分离

6.2.1 集气工艺流程应根据天然气凝液含量、天然气压力和产品方案等因素确定。当天然气组成中丙烷及更重的烃类组分较多时,宜进行天然气凝液的回收,并遵循以下原则:

- 1 每立方米天然气中戊烷及更重的烃类组分按液态计,小于 10mL 时,宜采用常温分离工艺;大于 10mL 时,应通过相态平衡工艺模拟计算和技术经济分析后,确定采用常温分离、常温多级分离或低温分离工艺。

- 2 每立方米天然气中的丙烷及更重的烃类组分按液态计,通过相态平衡计算和技术经济分析后,小于 100mL 时,采用常温分离、常温多级分离或低温分离工艺;大于 100mL 时,采用常温多级分离或低温分离工艺。

6.2.2 气液分离宜采用重力分离器。重力分离器形式选择应根据分离介质的液量及相数确定,选择原则如下:

- 1 液量较少,要求液体在分离器内的停留时间较短时,宜选用立式重力分离器。

- 2 液量较多,要求液体在分离器内的停留时间较长时,宜选

用卧式重力分离器。

3 气、油、水同时存在,并需进行分离时,宜选用三相卧式分离器。

6.2.3 重力分离器的设计、制造应符合国家现行标准《油气分离器规范》SY/T 0515 的有关规定。

6.2.4 立式重力分离器的直径可按下式计算:

$$D=0.350 \times 10^{-3} \sqrt{\frac{q_v T Z}{P W_o K_1}} \quad (6.2.4)$$

式中 D ——分离器内径(m);

q_v ——标准参比条件下气体流量(m^3/h);

T ——操作温度(K);

Z ——气体压缩因子;

P ——操作压力(绝)(MPa);

W_o ——液滴沉降速度[按本规范式(6.2.6-1)计算](m/s);

K_1 ——立式分离器修正系数,一般取 $K_1=0.8$ 。

6.2.5 卧式重力分离器的直径可按下式计算:

$$D=0.350 \times 10^{-3} \sqrt{\frac{K_3 q_v T Z}{K_2 K_4 P W_o}} \quad (6.2.5)$$

式中 K_2 ——气体空间占有的空间面积分率(按本规范附录 A 取值);

K_3 ——气体空间占有的高度分率(按本规范附录 A 取值);

K_4 ——长径比。当 $P \leq 1.8 \text{ MPa}$ 时, K_4 取 3.0; $1.8 \text{ MPa} < P \leq 3.5 \text{ MPa}$ 时, K_4 取 4.0; $P > 3.5 \text{ MPa}$ 时, K_4 取 5.0。

式中其他符号的意义与式(6.2.4)相同。

6.2.6 液滴在分离器中的沉降速度可按式(6.2.6-1)计算。

$$W_o = \sqrt{\frac{4g d_L (\rho_L - \rho_G)}{3\rho_G f}} \quad (6.2.6-1)$$

式中 W_o ——液滴在分离器中的沉降速度(m/s);

g ——重力加速度, $g=9.81\text{m/s}^2$;
 d_L ——液滴直径, 取 $60\times 10^{-6}\sim 100\times 10^{-6}\text{m}$;
 ρ_L ——液体的密度(kg/m^3);
 ρ_G ——气体在操作条件下的密度(kg/m^3);
 f ——阻力系数。用式(6.2.6-2)计算 $f \cdot (Re^2)$, 再查本规范附录 B 得出 f 值。

$$f \cdot (Re^2) = \frac{4gd_L^3(\rho_L - \rho_G)\rho_G}{3\mu_G^2} \quad (6.2.6-2)$$

式中 μ_G ——气体在操作条件下的粘度($\text{Pa} \cdot \text{s}$)。

式中其他符号的意义与式(6.2.6-1)相同。

6.2.7 分离器内通过丝网捕雾器的设计速度, 一般取丝网最大允许速度的 75%。气体通过丝网最大允许速度可按下式计算:

$$v_{\max} = K_{\text{SB}} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (6.2.7)$$

式中 $v_{\max}$ ——气体通过丝网最大允许速度(m/s);

K_{SB} ——桑得斯-布朗(Souders-Brown)系数, K_{SB} 可取 0.107 m/s 。

式中其他符号的意义与式(6.2.6-1)相同。

6.2.8 站内计量分离器和生产分离器的数量按下列原则确定:

1 连续计量的气井, 每井必须设 1 台计量分离器且兼作生产分离器之用。

2 周期性计量的气井, 计量分离器的数量应根据周期计量的气井数、气井产量、计量周期和每次计量的持续时间确定。生产分离器的数量应根据气井产量及分离器通过的能力确定。

6.2.9 天然气的分离器宜设在集气站内。如有下列情况之一时, 宜设置在井场。

- 1 需要在井口进行多级节流降压的气井;
- 2 产液量大的气井;
- 3 距集气站较远的气井。

6.2.10 分离器排出的天然气凝液应密闭回收,并送往天然气凝液回收工厂集中处理。

6.2.11 分离器排出的污水应密闭收集,集中处理,并应符合本规范第 11.6 节的规定。

6.3 水合物的防止

6.3.1 天然气水合物的防止,可采用天然气脱水、加热、保温或向天然气中加入抑制剂等措施,应确保天然气集输温度高于水合物形成温度 3℃ 以上。

6.3.2 采用加热法防止产生水合物的管道,管道防腐层的选择应能适应加热温度的要求。

6.3.3 采用加热法防止水合物时,宜采用常压水套炉。

6.3.4 采用抑制剂防止水合物可用甲醇、乙二醇、二甘醇等。甲醇的储存量宜按使用量、供货及运输情况确定。甘醇的储存量宜按不少于一个季度加入量的 10% 确定。

6.3.5 采用乙二醇、二甘醇时宜进行回收再循环使用。再生循环系统应注意以下事项:

1 甘醇富液再生宜采用常压工艺和填料塔。乙二醇的再生温度范围为 110~120℃,二甘醇的再生温度范围为 125~140℃。

2 甘醇富液再生采取间歇操作时,应设 2 个缓冲罐,每个罐的有效容量不少于间歇时间内富液的进料量。

3 甘醇富液再生装置应设有中和剂的添加设施。循环甘醇的 pH 值应保持在 7.3~8.5 的范围,中和剂宜采用一乙醇胺。

4 甘醇循环系统应设低位罐,以回收设备排出的甘醇。

6.3.6 当甲醇用量较大且回收经济合理时,在采取必要的防护措施后,也可进行回收再生循环使用。

6.4 天然气加热

6.4.1 站场天然气的加热,应满足热负荷及工艺要求,加热方式

可通过技术经济对比确定。

6.4.2 对于井场宜采用常压水套炉加热,一般每口井设1台加热炉,不设备用炉。单台水套炉的热负荷宜等于或小于1000kW。

6.4.3 当站场总热负荷大于3000kW时,可采用锅炉供热。

6.4.4 水套炉供热水温宜低于当地水沸点5~10℃。

6.4.5 水套炉的补给水悬浮物的含量不得超过20mg/L。

6.5 天然气增压

6.5.1 天然气增压的压缩机应允许气体组成、进气压力、进气温度和进气量有一定的波动范围。在满足工艺条件下,可按以下原则进行选择:

1 下述情况宜选用往复式压缩机:

1)气源不稳定或气量较小的低压天然气增压。

2)高压注气和高压气举。

3)要求压比较大的天然气增压。

2 气源比较稳定,且气量较大时,宜选用适合油气田应用的离心式压缩机。

3 气量较小、进气压力比较平稳时,可选用螺杆式压缩机。当气质较贫时,可选用喷油螺杆式压缩机。

4 在有条件的地方也可选用天然气引射器对低压天然气进行增压。

6.5.2 压缩机的驱动机可采用电动机或燃气机。在无电或电力不足的地方,往复式压缩机宜采用燃气发动机驱动,功率较大的离心式压缩机宜采用分轴燃气轮机驱动,余热宜加以利用。

6.5.3 压缩机组宜选用橇装形式。

6.5.4 往复式压缩机组宜根据工艺要求选型配置,多台机组并联时,宜设有备用机组。

6.5.5 离心式压缩机的密封油系统和喷油螺杆式压缩机的循环润滑油系统,应设置被天然气凝液稀释的润滑油再生设施。

6.5.6 进出压缩机的天然气必须清除机械杂质,必要时还应清除凝液。压缩机入口分离器应设液位高限报警及超高限停机装置。压缩机有油润滑时,应在后冷凝冷却器前设置润滑油分离器。

6.5.7 压缩机宜露天布置或半露天布置。当采用室内布置时,厂房应根据压缩机机型、外形尺寸、设备检修方式等进行布置,且满足操作及检修要求。

6.5.8 厂房的高度取决于压缩机机组本身的高度和起重设备的高度,并应保证起吊物最低点距固定部件留有 0.5m 间距。

6.5.9 活动式整机组不安排进行现场大修,在满足操作条件下尽量减小厂房尺寸且不设固定的起吊设备。室内布置的活动式整机组,应留有机组进出通道。

6.5.10 室内和半露天安装的固定式压缩机,宜按下列要求配备起重设备:

1 最大部件起重量大于或等于 10t 时,宜配置电动防爆桥式起重机。

2 最大部件起重量小于 10t,而大于或等于 3t,宜设手动梁式起重设备。安装的压缩机台数为 1、2 台时,可配置手动起重机。

3 最大部件起重量小于 3t 时,可设移动式起重设备,在厂房内应留有移动式吊车或三角架回转起吊场地。

6.5.11 压缩机管道安装设计应符合下列要求:

1 压缩机进口应设压力高、低限报警及低压超限停机装置。

2 压缩机各级出口管道应安装全启封闭式安全阀。安全阀的定压值应为额定压力的 1.05~1.1 倍。

3 压缩机进出口之间应设循环回路,压缩机站应设站内循环回路。

4 离心式压缩机应配套设置防喘振控制系统。

5 应采取防振、防脉动及温差补偿措施。

6.5.12 压缩后的天然气需要冷却时,宜优先采用空冷。当采用水冷却时,应优先采用循环水或循环不冻液冷却,也可根据具体情

况采用开式水冷却。

6.6 安全泄放

6.6.1 气井井口应安装井口高低压紧急关断阀。

6.6.2 进出集气站的天然气管道上应设截断阀。截断阀应具有手动功能,并应设置在操作方便及在事故发生时能迅速切断气源的地方。

6.6.3 单井集气站进站管道可设止回阀,不设截断阀。集气站宜在进站截断阀之前和出站截断阀之后设置泄压放空设施。

6.6.4 有以下情况之一者,可看成是1台容器,可在危险空间(容器和管道上)设置1个或1组安全阀。但在计算容器的泄放量时,应把容器间的连接管道的容积包括在内。

1 与压力源相连接的、本身不产生压力的压力容器,其设计压力达到了压力源的设计压力时;

2 多台压力容器的设计压力相同或稍有差异,容器间采用足够大的管道相连,且中间无阀门隔断时。

6.6.5 安全阀的定压应小于或等于受压设备和容器的设计压力,定压值(P_0)应根据操作压力(P)确定,并应符合下列要求:

当 $P \leq 1.8 \text{ MPa}$ 时, $P_0 = P + 0.18 \text{ MPa}$;

当 $1.8 \text{ MPa} < P \leq 7.5 \text{ MPa}$ 时, $P_0 = 1.1P$;

当 $P > 7.5 \text{ MPa}$ 时, $P_0 = 1.05P$ 。

6.6.6 站场内的天然气系统应设置紧急放空系统,并应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183 的有关规定。

6.6.7 站内需要检修一组(套)设备,应设与其他组(套)设备隔开的截断阀和检修放空阀。放空阀口径一般不大于 50mm。

6.7 含硫气田的防腐与防护

6.7.1 含硫气田采气、集气管道输送含有水、 H_2S 和(或) CO_2 的酸性天然气时,管道内壁及相应的系统设施必须采取防腐措施。

6.7.2 酸性天然气采气、集气管道和设备的选材,应符合国家现行标准《天然气地面设施抗硫化物应力开裂金属材料要求》SY/T 0599 的规定。

6.7.3 集输含硫的酸性天然气的采气、集气管道和集气站宜避开人口稠密区。管道走向及集气站位置应根据地区人口密度、自然条件及工程安全、环境评价意见综合确定。

6.7.4 集输含硫的酸性天然气线路截断阀的设置,应根据管道内硫化氢含量及周围人口密度确定。线路截断阀应配置感测压降速率控制的自动关闭装置。

6.7.5 集输含硫的酸性天然气的井场、集气站,应按国家现行标准《含硫油气田硫化氢监测与人身安全防护规程》SY/T 6277 的有关规定设置硫化氢泄漏检测仪。

恒智天成软件订购热线: 4006336907

7 天然气净化及凝液储存

7.1 天然气净化

7.1.1 天然气脱水的工艺方法,应根据油气田开发方案、油气集输系统、天然气的压力、组成、气源状况、地区条件、脱水深度等进行技术经济比较后确定。

7.1.2 天然气的脱水深度应按下列要求确定:

1 管输天然气的水露点应比起输条件下最低环境温度低 5°C 。

2 对天然气凝液回收装置,水露点应比最低制冷温度至少低 5°C 。

7.1.3 天然气脱水装置脱出的污水应收集后集中处理,并符合本规范第 11.6 节的规定。

7.1.4 天然气脱水装置的设计,应符合国家现行标准《天然气脱水设计规范》SY/T 0076 的有关规定。

7.1.5 天然气中 H_2S 、 CO_2 及总硫的含量不符合现行国家标准《天然气》GB 17820 的要求时,应按国家现行标准《气田天然气净化厂设计规范》SY/T 0011 的规定进行处理。

7.2 天然气凝液回收

7.2.1 天然气凝液回收的工艺方法应根据天然气的气量、组成、压力、产品规格及收率等因素,经技术经济比较后确定。

7.2.2 天然气凝液回收装置宜集中设置。天然气凝液回收装置的设计能力应与所辖油气田或区块的产气量相适应,允许波动范围宜取 60%~120%,装置年累计设计开工时数按 8000h 计算。

7.2.3 天然气凝液回收装置的收率应通过技术经济分析确定。

以回收乙烷及更重烃类为主的装置,乙烷收率宜为 50%~85%。

以回收丙烷及更重烃类为主的装置,丙烷收率宜为 60%~90%。

7.2.4 装置的原料气组成应具有足够的代表性和适当的波动范围,并根据天然气冬、夏季组成变化的差异,结合天然气开发过程中的原料气组成变化趋势,确定合适的上限和下限。

7.2.5 天然气凝液回收装置的进气总管应设有自动紧急关断阀。紧急关断阀前应设置越装置旁路或放空阀和安全阀。

7.2.6 经凝液回收后的净化天然气应符合现行国家标准《天然气》GB 17820 的规定,进入输气管道的天然气尚应符合现行国家标准《输气管道工程设计规范》GB 50251 的有关规定。

7.2.7 天然气凝液及其产品应符合下列规定:

1 油气田液化石油气应符合现行国家标准《油气田液化石油气》GB 9052.1 的规定。

2 稳定轻烃应符合现行国家标准《稳定轻烃》GB 9053 的规定。

3 天然气凝液及其他产品的技术要求应符合设计委托书或设计合同的要求。

7.2.8 天然气凝液回收装置的设计,应符合国家现行标准《天然气凝液回收设计规范》SY/T 0077 的有关规定。

7.2.9 天然气凝液回收装置产生的污水应收集后集中处理,并符合本规范第 11.6 节的规定。

7.3 天然气凝液储存

7.3.1 天然气凝液及其产品应密闭储存。天然气凝液储罐、油气田液化石油气储罐和 1 号稳定轻烃储罐应选用钢制压力球型罐或卧式罐;2 号稳定轻烃常压储存时,应选用内浮顶钢罐。

7.3.2 天然气凝液、油气田液化石油气和稳定轻烃的生产作业罐和储罐的容积应根据运输方式和距离,按设计产量计算,其储存天数如下:

1 生产作业罐的储存天数可为 1d。

2 外销产品储罐的储存天数：

1) 管道输送, 3d;

2) 罐车拉运(包括瓶装液化石油气), 100km 以内, 3~5d;
100km 以外, 5~7d。

7.3.3 天然气凝液、油气田液化石油气和稳定轻烃储罐的装量系数应符合下列规定：

1 球型罐或卧式罐宜取 0.9。

2 内浮顶罐：

1) 罐容积等于或大于 1000m^3 时, 宜取 0.9;

2) 罐容积小于 1000m^3 时, 宜取 0.85。

7.3.4 天然气凝液及其产品的储罐宜各设 2 座或 3 座。

7.3.5 天然气凝液及其产品储罐的设计压力应符合以下规定：

1 油气田液化石油气储罐设计压力应取 1.6MPa。在极端最高气温大于 43°C 的地区, 应采取保冷措施或适当提高储罐设计压力。

2 对于天然气凝液和稳定轻烃储罐, 应按其不低于 50°C 时的饱和蒸气压来确定。对于天然气凝液保冷储罐, 可按其保冷后可能达到的最高工作温度下的实际饱和蒸气压来确定。当无实际组分数据时, 可采用计算组成数据计算饱和蒸气压。考虑组分波动的影响, 应采用可能出现的最轻计算组成计算饱和蒸气压。

7.3.6 天然气凝液、油气田液化石油气和 1 号稳定轻烃进入储罐的温度不应超过 40°C , 2 号稳定轻烃进入储罐的温度不应超过 38°C 。

7.3.7 天然气凝液、油气田液化石油气和 1 号稳定轻烃储罐应设液位、温度和压力检测, 以及高液位报警装置。单罐容积大于或等于 50m^3 的储罐, 其液相出口管道上宜设置远程操纵的自动关断阀, 液相进口管道应设止回阀。

7.3.8 天然气凝液、油气田液化石油气和 1 号稳定轻烃储罐应设

安全阀。单罐容积等于或大于 100m^3 的储罐应设置2个或2个以上安全阀,每个安全阀担负经计算确定的全部放空量。

7.3.9 天然气凝液、油气田液化石油气储罐进出口阀门和管件压力等级应等于或大于 2.5MPa ,阀门应选用液化气专用钢阀门。稳定轻烃储罐进出口阀门和管件压力等级应等于或大于 1.6MPa ,阀门应选用钢阀门。

7.3.10 2号稳定轻烃储罐附件和仪表的设置,应符合国家现行标准《石油化工储运系统罐区设计规范》SH 3007的有关规定。

7.3.11 天然气凝液及其产品储罐应设有排水口。排水口处应设排污罐,污水应收集后集中处理,并符合本规范第11.6节的规定。

7.3.12 天然气凝液及油气田液化石油气的储存,还应符合现行国家标准《油气田液化石油气》GB 9052.1的有关规定;稳定轻烃的储存还应符合现行国家标准《稳定轻烃》GB 9053的有关规定。

7.3.13 天然气凝液、油气田液化石油气和稳定轻烃罐区的安全防火要求,应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183的有关规定。

8 油气集输管道

8.1 基本要求

8.1.1 油气集输管道选线应符合下列要求:

- 1 应尽量取直以缩短建设长度,应尽量不破坏沿线已有的各种建、构筑物,尽量少占耕地。
- 2 宜与其他管道、道路、供配电线路、通信线路组成走廊带。
- 3 同类性质且埋设深度接近的管道,如原油、天然气和采出水管道宜同沟敷设。
- 4 管道之间、管道与埋地电缆、管道与架空供电线路平行敷设时,其间距除满足施工与维修要求外,还应符合国家现行标准《钢质管道及储罐腐蚀控制工程设计规范》SY 0007 的有关规定。
- 5 宜选择有利地形敷设,尽量避开低洼积水地带、局部盐碱地带及其他腐蚀性强的地带和工程地质不良地段。

8.1.2 油气集输管道沿线任意点的流体温度应按下式计算:

$$t_x = t_0 + (t_1 - t_0)e^{-ax} \quad (8.1.2)$$

式中 t_x ——管道沿线任意点的流体温度(℃);

t_0 ——管外环境温度(埋地管道取管中心深度地温)(℃);

t_1 ——管道计算段起点的流体温度(℃);

e ——自然对数底数,宜按 2.718 取值;

a ——系数,按本规范式(8.2.7)和式(8.3.5-1)计算;

x ——管道计算段起点至沿线任意点的长度。用于原油集输管道计算时单位为“m”,用于集气管道计算时单位为“km”。

8.1.3 油气集输管道的设计压力应按最高操作压力选取。

8.1.4 油气集输管道直管段的钢管壁厚应按下式计算:

$$\delta = \frac{PD}{2\sigma_s F \phi t} + C \quad (8.1.4)$$

式中 δ ——钢管计算壁厚(mm);

P ——设计压力(MPa);

D ——管道外径(mm);

σ_s ——钢管最低屈服强度(MPa);

F ——设计系数,取值见本规范第 8.2.8 条和第 8.3.7 条;

ϕ ——钢管焊缝系数。当选用无缝钢管时,取 $\phi=1.0$ 。当选用钢管符合现行国家标准《石油天然气工业输送钢管 交货技术条件》GB/T 9711 的规定时, ϕ 按该标准取值;

t ——温度折减系数,当温度小于 120℃ 时, t 值取 1.0;

C ——管道腐蚀裕量,取值见本规范第 8.2.8 条和第 8.3.7 条。

钢管壁厚应按计算壁厚向上圆整至标准壁厚选取。

8.1.5 管道强度计算应符合下列原则:

1 埋地管道强度设计应根据管段所处地区等级,以及所承受的可变荷载和永久荷载而定。当管道通过地震动峰值加速度大于等于 0.05g(地震基本烈度大于等于 6 度)的地区时,应根据国家现行标准《输油(气)钢质管道抗震设计规范》SY/T 0450 的规定,对管道在地震作用下的强度进行校核。

2 埋地直管段的轴向应力与环向应力组合的当量应力,应小于管道的最小屈服强度的 90%。管道组件的设计强度不应小于相连直管段的设计强度。

8.1.6 管道稳定性要求:管道外径与壁厚之比不应大于 140。当管道埋设较深或外荷载较大时,应按无内压状态校核其稳定性。水平直径方向的变形量不得大于管子外径的 3%。

8.1.7 油气集输管道、天然气凝液管道宜设清管设施。集输油管道清管设施的设置,可根据原油性质、含水率、集输方式以及其他

工艺要求确定。

8.1.8 油气集输管道线路设计,应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183 的有关规定。

8.2 原油集输管道

8.2.1 油气混输管道的沿程摩阻,当所输液体呈牛顿流体时,可按本规范附录 C 所列杜克勒 II 法和贝格斯-布里尔方法计算,也可采用经生产实践证明可行的其他方法计算。

8.2.2 集输油管道的公称直径不应小于 40mm。

8.2.3 油田内部集输油管道的液体流速一般为 0.8~2m/s,油田内部稠油集输管道的液体流速一般为 0.3~1.2m/s。

8.2.4 集输油管道的沿程摩阻可按式计算:

$$h = \lambda \frac{L v^2}{d 2g} \quad (8.2.4)$$

式中 h ——管道沿程摩阻,液柱(m);

L ——管道长度(m);

d ——管道内径(m);

v ——管内液体流速(m/s), $v = \frac{4q_v}{\pi d^2}$, 其中 q_v 为原油的体积流量(m³/s);

g ——重力加速度, $g = 9.81 \text{ m/s}^2$;

λ ——水力阻力系数,可按表 8.2.4 确定。

表 8.2.4 水力阻力系数 λ 计算公式

流 态	适用范围	计算公式
层 流	$Re < 2000$	$\lambda = \frac{64}{Re}$
湍流	$3000 < Re < Re_1$ $Re_1 = \frac{59.7}{\epsilon^{8/7}}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.8 \lg Re - 1.53$ 当 $Re < 10^5$ 时, $\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$

续表 8.2.4

流 态	适用范围	计算公式
紊流	混合摩擦区 $Re_1 < Re < Re_2$ $Re_2 = \frac{665 - 765 \lg \epsilon}{\epsilon}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left(\frac{\epsilon}{7.4} + \frac{2.51}{Re \sqrt{\lambda}} \right)$
	阻力平方区 $Re > Re_2$	$\lambda = \frac{1}{(1.74 - 2 \lg \epsilon)^2}$

注：当 $2000 < Re < 3000$ 时，为过渡区，可按紊流水力光滑区计算。

$$Re = \frac{dv}{\nu} = \frac{4q_v}{\pi d \nu}$$

式中 Re ——雷诺数；

ν ——液体的运动粘度（对含水油为乳化液粘度）（ m^2/s ）；

ϵ ——管道相对粗糙度， $\epsilon = \frac{2e}{d}$ ；其中 e 为管道内壁的绝对粗糙度（ m ），按管材、制管方法、清管措施、腐蚀、结垢等情况确定，油田集输油管道可取 $e = 0.1 \times 10^{-3} \sim 0.15 \times 10^{-3} m$ 。

式中其他符号的意义与式（8.2.4）相同。

8.2.5 埋地集输油管道总传热系数应按下列原则确定：

1 应尽量通过实测有关数据经计算确定，或按相似条件下的运行经验确定。

2 在不能获得实测资料进行初步计算时，沥青绝缘管道的总传热系数可按照本规范附录 D 选用；硬质聚氨酯泡沫塑料保温管道的总传热系数可按照本规范附录 E 选用，其设计应符合国家标准《埋地钢质管道硬质聚氨酯泡沫塑料防腐保温层技术标准》SY/T 0415 的规定。

8.2.6 埋地集油管道伴热输送双管管组 $[(D_2/D_1) \leq 3]$ 的热力条件，可按照本规范附录 F 所列公式进行近似计算。

8.2.7 集输油管道的沿程温降可按本规范式（8.1.2）计算。其中 t_1 为管道起点温度， t_x 为管道终点温度， $x=L$ （管道全长）。系数 a 按下式计算：

$$a = \frac{K \pi D}{q_m C} \quad (8.2.7)$$

式中 K ——总传热系数 $[\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})]$;

D ——管道外径(m);

q_m ——原油的质量流量(kg/s);

C ——原油比热容 $[\text{J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$ 。

8.2.8 油气集输管道直管段的钢管壁厚应按本规范式(8.1.4)计算。

1 油气集输管道处于野外地区时,设计系数 F 取 0.72;处于居住区、站场内部或穿跨越铁路、公路、小河渠时,设计系数取 0.60。小河渠指多年平均水位水面宽度小于 20m 的河渠。

2 油气集输管道的腐蚀裕量 C ,对于轻微腐蚀环境不应大于 1mm,对于较严重腐蚀环境应根据实际情况确定。

8.3 天然气集输管道

8.3.1 采气管道设计能力应按气井的产量和输送压力确定。集气管道的设计能力应按其所辖采气管道设计能力总和的 1.2 倍确定。

8.3.2 采气管道长度不宜大于 5km,并应考虑地形高差的影响。

8.3.3 油田集气管道水力计算采用的气量,对未经净化处理的湿气应为设计输气量的 1.2~1.4 倍,对净化处理后的干气为设计输气量的 1.1~1.2 倍。

8.3.4 集气管道流量计算公式如下:

1 当管道沿线的相对高差 $\Delta h \leq 200\text{m}$ 时,采用下式计算:

$$q_v = 5033.11 d^{8/3} \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{\Delta Z T L}} \quad (8.3.4-1)$$

式中 q_v ——管道计算流量(m^3/d);

d ——管道内径(cm);

P_1 ——管道起点压力(绝)(MPa);

P_2 ——管道终点压力(绝)(MPa);

Δ ——气体的相对密度(对空气);

Z ——气体在计算管段平均压力和平均温度下的压缩因子；

T ——气体的平均热力学温度(K)；

L ——管道计算长度(km)。

2 当管道沿线的相对高差 $\Delta h > 200\text{m}$ 时,采用下式计算:

$$q_v = 5033.11 d^{8/3} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 (1 + a \Delta h)}{\Delta Z T L \left[1 + \frac{a}{2L} \sum_{i=1}^n (h_i + h_{i-1}) L_i \right]} \right]^{0.5} \quad (8.3.4-2)$$

式中 Δh ——管道计算的终点对计算段起点的标高差(m)；

a ——系数(m^{-1}), $a = \frac{2g\Delta}{R_a Z T}$; 其中 g 为重力加速度, $g =$

9.81m/s^2 ; R_a 为空气的气体常数,在标准状况下 $R_a = 287.1\text{m}^2/(\text{s}^2 \cdot \text{K})$;

n ——管道沿线计算管段数,计算管段是沿管道走向,从起点开始,当其相对高差 $\Delta h \leq 200\text{m}$ 时划作一个计算管段;

h_i ——各计算管段终点的标高(m);

h_{i-1} ——各计算管段起点的标高(m);

L_i ——各计算管段长度。

式中其他符号的意义与式(8.3.4-1)相同。

8.3.5 集气管道沿线任意点的温度应按下列情况确定:

1 当无节流效应时,按本规范式(8.1.2)计算。系数 a 按下式计算:

$$a = \frac{225.256 \times 10^6 K D}{q_v \Delta c_p} \quad (8.3.5-1)$$

式中 K ——管道中气体到土壤的总传热系数 $[\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})]$;

D ——管道外径(m);

q_v ——气体流量(m^3/d);

Δ ——气体的相对密度;

c_p ——气体的定压比热容 $[\text{J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$ 。

2 当有节流效应时,应按下式计算:

$$t_x = t_0 + (t_1 - t_0)e^{-ax} - \frac{J\Delta P_x}{ax}(1 - e^{-ax}) \quad (8.3.5-2)$$

式中 J ——焦耳-汤姆逊效应系数($^{\circ}\text{C}/\text{MPa}$);

ΔP_x —— x 长度管段的压降(MPa)。

式中其他符号的意义与式(8.1.2)相同。

8.3.6 埋地采气管道和集气管道总传热系数按下列原则确定:

1 应对有关数据进行实测后计算确定。

2 无条件取得实测数据时,可按经验确定。沥青绝缘管道的总传热系数可参照本规范附录 G 选用。

8.3.7 直管段壁厚按本规范式(8.1.4)计算。其中:

1 设计系数 F 根据现行国家标准《输气管道工程设计规范》GB 50251 中的有关规定取值,当管道输送含有 H_2S 等酸性天然气时, F 取值不得低于二级;

2 腐蚀裕量附加值 C ,当管道输送含有水和 H_2S 、 CO_2 等酸性介质时,根据腐蚀程度及采取的防腐措施确定,其余情况下不计腐蚀裕量附加值。

8.4 天然气凝液输送管道

8.4.1 输送天然气凝液管道的设计压力,应按管道系统起点的最高工作压力确定,可按下式计算:

$$P = h + P_b \quad (8.4.1)$$

式中 P ——管道的设计压力(MPa);

h ——所需泵的扬程(MPa),可取泵的计算扬程(h_j)的1.05~1.10倍;

P_b ——始端储罐最高工作温度下的天然气凝液的饱和蒸气压力(MPa)。

8.4.2 天然气凝液输送泵的计算扬程按下式计算:

$$h_j = \Delta P_s + P_y + \Delta h \quad (8.4.2)$$

式中 h_j ——泵的计算扬程,液柱(m);

ΔP_z ——管道总阻力损失,液柱(m),可取管道摩阻损失(ΔP)的 1.05~1.10 倍;

P_y ——管道终点余压,可取 50~70m 液柱;

Δh ——管道终、起点高程差引起的附加压力,液柱(m)。

8.4.3 天然气凝液管道的摩阻损失按本规范第 8.2.4 条的规定计算。

8.4.4 天然气凝液管道的管径按下式计算:

$$d = 18.8 \sqrt{\frac{q_v}{v}} \quad (8.4.4)$$

式中 d ——管道内径(mm);

q_v ——操作条件下的体积流量(m^3/h);

v ——管道内液体的平均流速(m/s),按本规范第 8.4.5 条确定。

8.4.5 天然气凝液管道内的平均流速,应经技术经济比较后确定,可取 0.8~1.4m/s,最大不应超过 3.0m/s。

8.4.6 凡在生产中有可能形成封闭液体的管段,应设置管道安全阀。

8.4.7 天然气凝液管道在装有过流阀、安全阀、放空管的地方,应采取防振措施。

8.5 管道敷设及防腐保温

8.5.1 油气集输管道一般应埋地敷设,通过低洼地时,敷设方式应通过技术经济对比确定。位于沼泽、季节性积水地区、沙漠和戈壁荒原地区以及山地丘陵和黄土高原梁峁交错地区等特殊地段的油气集输管道,可视具体情况采用埋地、管堤、地面敷设或架空敷设。

8.5.2 埋地管道的敷设深度,应根据沿线地形、地面荷载情况、保温及稳定性要求等综合考虑确定。埋地管道最小覆土层厚度,应

符合现行国家标准《输气管道工程设计规范》GB 50251 的有关规定。

8.5.3 热采稠油集输管道视地形、地貌和地下水位的不同,可选用低支架地面敷设、埋地敷设或架空敷设方式。地面敷设时,管底距地面不应小于 0.3m;埋地敷设时,在耕地管顶距地面不宜小于 0.8m;架空敷设时,净空高度不宜小于 2.5m。

8.5.4 稠油集输管道应充分利用地形和管道转角减少管道温度应力,必要时可设置锚固墩及热力补偿器。

8.5.5 油气集输管道穿、跨越铁路、公路、河流等工程设计,应符合国家现行标准《原油和天然气输送管道穿跨越工程设计规范 穿越工程》SY/T 0015.1、《原油和天然气输送管道穿跨越工程设计规范 跨越工程》SY/T 0015.2 的有关规定。

8.5.6 油气集输管道防腐设计,应符合国家现行标准《钢质管道及储罐腐蚀控制工程设计规范》SY 0007、《埋地钢质管道强制电流阴极保护设计规范》SY/T 0036 和《埋地钢质管道牺牲阳极阴极保护设计规范》SY/T 0019 的有关规定。采气管道和集气管道需要进行内防腐时,可采取选用抗腐蚀材质、管道内涂层或注入缓蚀剂等措施。

8.5.7 油气集输管道根据工艺要求和敷设环境温度条件,应采取经济合理的保温或隔热措施。保温或隔热设计应符合现行国家标准《工业设备及管道绝热工程设计规范》GB 50264 的规定。

8.5.8 集输油管道敷设、线路截断阀的设置、管道的锚固及线路标志,应符合现行国家标准《输油管道工程设计规范》GB 50253 的有关规定。采气管道和集气管道敷设、线路截断阀的设置及线路标志,应符合现行国家标准《输气管道工程设计规范》GB 50251 的有关规定。

8.6 材料及管道组件

8.6.1 油气集输管道选用的钢管,应符合现行国家标准《输送流

体用无缝钢管》GB/T 8163、《高压锅炉用无缝钢管》GB 5310、《化肥设备用高压无缝钢管》GB 6479、《石油天然气工业输送钢管 交货技术条件》GB/T 9711 的有关规定。

8.6.2 管道组件严禁使用铸铁件、螺旋焊缝钢管,宜采用锻钢、钢板、无缝钢管或直缝焊接钢管,其质量应分别符合国家现行标准《压力容器用碳素钢和低合金钢锻件》JB 4726、《低温压力容器用低合金钢锻件》JB 4727、《压力容器用不锈钢锻件》JB 4728、现行国家标准《压力容器用钢板》GB 6654、《化肥设备用高压无缝钢管》GB 6479、《石油天然气工业输送钢管 交货技术条件》GB/T 9711、《高压锅炉用无缝钢管》GB 5310、《输送流体用无缝钢管》GB/T 8163 中的有关规定。

8.6.3 油气集输管道所用钢管、管道组件的材质选择,应根据设计压力、设计温度、介质特性、使用地区等因素,经技术经济比较后确定。采用的钢管和钢材,应具有良好的韧性和焊接性能。

8.6.4 油气集输管道所用钢管表面缺陷及运输、施工中损伤的处理,应符合现行国家标准《输气管道工程设计规范》GB 50251 的有关规定。

8.6.5 注蒸汽热采的稠油油田,在吞吐期,其单井出油管道可采用注采合一管道。稠油出油管道、管件及保温材料的耐温等级如下:

- 1 常规采油时,采用出油管道的集输最高温度;
- 2 注蒸汽热采时,不小于 160℃;
- 3 使用注采合一管道时,按蒸汽管道温度要求确定。

8.6.6 当管道组件与管道采用焊接连接时,两者材质的化学成分和力学性能应相同或相近,并应按规定进行焊接工艺评定,根据焊接工艺规程进行焊接。

8.6.7 管件宜进行热处理,热处理的方法可采用消除应力、正火、正火加回火、淬火加回火。

8.6.8 用于酸性介质的管道组件,在材质选用、结构设计和腐蚀

裕量选取、热处理等方面均应考虑酸性介质的腐蚀因素。用于酸性介质的汇管、清管器收发筒、管件必须进行消除应力热处理。

8.6.9 弯管和管件不要求在制造厂试压,但其在现场进行压力试验时,不应发生泄漏、破坏和塑性变形。

8.6.10 弯管应采用中频电磁感应加热工艺制造,其质量应符合国家现行标准《油气输送用钢制弯管》SY/T 5257 的规定。

8.6.11 弯头和弯管的壁厚应按下列公式计算:

$$\delta_b = \delta \times m \quad (8.6.11-1)$$

$$m = \frac{4R - D}{4R - 2D} \quad (8.6.11-2)$$

式中 δ_b ——弯头或弯管的计算壁厚(mm);

δ ——弯头或弯管所连接的同材质直管的计算壁厚(mm);

m ——弯头或弯管壁厚增大系数;

R ——弯头或弯管的曲率半径(mm),为弯头或弯管外直径的倍数;

D ——弯头或弯管的外径(mm)。

8.6.12 直接在主管上开孔与支管焊接或焊制三通,其开孔削弱部分的补强可按现行国家标准《输气管道工程设计规范》GB 50251 的有关规定进行设计和计算。用于酸性介质或设计压力 $P \geq 6.3\text{MPa}$ 或设计温度低于 0°C 的三通,不宜采用支管与主管焊接的焊制三通。

8.6.13 异径接头的结构尺寸、计算和制造,应符合现行国家标准《钢制压力容器》GB 150 的有关规定。

8.6.14 管封头宜采用椭圆形封头或平封头,其结构尺寸、计算和制造,应符合现行国家标准《钢制压力容器》GB 150 的有关规定。

8.6.15 清管器收发筒和气田用汇管应按其各受压元件等强度的原则进行选材和计算,应由具有与其设计压力相应的压力容器制造资格的工厂制造。

8.6.16 清管三通应在支管与主管交界位置设置挡条或采用其他

结构,挡条长度方向与主管轴线方向一致。

8.6.17 管法兰的选用应符合国家现行标准 HG 20592~HG 20635 的规定,法兰密封面形式、垫片和紧固件应与所选用的管法兰相匹配。

8.6.18 站场和线路的管道绝缘宜采用绝缘接头或绝缘法兰。绝缘接头的检测项目至少应包含以下项目:水压压力循环(疲劳)试验、水压加弯矩试验、绝缘电阻试验、电绝缘强度试验。绝缘法兰的设计应符合国家现行标准《绝缘法兰 设计技术规定》SY/T 0516 的规定。

8.6.19 阀门的选用应符合现行国家标准《工业金属管道设计规范》GB 50316 或有关标准的规定。在防火区内关键部位使用的阀门,应具有耐火性能。需要通过清管器的阀门,应选用全通径阀门。

9 油气计量

9.1 基本要求

9.1.1 油气集输过程中,原油和水按质量计量,单位以吨(t)表示;天然气按标准参比条件下的体积计量,单位以立方米(m^3)表示。

9.1.2 原油和天然气计量点应按下列要求设置:

1 应结合油气集输工艺流程和总体布局,按照适当集中、方便管理、经济合理的原则进行布置。

2 原油和天然气的一级交接计量站,应建在油气田所属外输管道的末端。

9.2 油井产量计量

9.2.1 油井产量计量是指计量单井油、气、水采出物的日产量,以满足生产动态分析的需要。油、气、水计量应满足准确度的要求:最大允许误差应在 $\pm 10\%$ 以内;低产井采用软件计量时,最大允许误差宜在 $\pm 15\%$ 以内。

9.2.2 油井产量计量应采用周期性连续计量。每口井每次连续计量时间一般为4~8h;油、气产量波动较大或产量较低的井,可延长计量时间为8~24h。每口井的计量周期为10~15d,低产井的计量周期可为15~30d。

9.2.3 油井产量计量宜采用多井集中计量方式,低产井可采用活动计量或软件计量方式,拉油的油井可采用计量分离器、高架油罐或槽罐容器计量。

9.2.4 测量各种量的计量仪表必须配套,配套仪表的准确度应满足本规范第9.2.1条的要求,适应油井产量的计量条件和被测介质的性质。

9.2.5 计量仪表与关联设备应按照仪表的技术要求进行安装设计。用于原油计量的容积式流量计应尽量靠近分离器排液口,过滤器应尽量接近流量计进口,流量调节阀应设在流量计下游。

9.2.6 原油含水率的测定,按原油乳状液类型、含水率的高低和计量自动化程度,可采用仪表在线连续测定或人工取样测定。采用人工取样测量含水率时,取样方法应符合现行国家标准《石油液体手工取样法》GB/T 4756 的规定,所取样品应具有代表性。

9.2.7 稠油油井油、气、水产量的计量,当气油比大于 $10\text{m}^3/\text{t}$ 时,宜采用气液两相周期性连续计量;当气油比小于 $10\text{m}^3/\text{t}$ 时,可采用其他计量方式。

9.2.8 稠油油气计量分离器宜选用立式。气油比小于 $10\text{m}^3/\text{t}$ 时,可在计量分离器出口设置抽吸油泵。

9.3 原油输量计量

9.3.1 原油输量计量可分为三级:

一级计量——油田外输原油的贸易交接计量;

二级计量——油田内部净化原油或稳定原油的生产计量;

三级计量——油田内部含水原油的生产计量。

9.3.2 原油输量计量系统准确度的要求应根据计量等级确定:一级计量系统的最大允许误差应在 $\pm 0.35\%$ 以内,二级计量系统的最大允许误差应在 $\pm 1.0\%$ 以内,三级计量系统的最大允许误差应在 $\pm 5.0\%$ 以内。

9.3.3 流量计的配置:

1 一级计量,流量计及附属设备应按现行国家标准《原油动态计量 一般原则》GB/T 9109.1、《原油动态计量 容积式流量计安装技术规定》GB/T 9109.2 和国家现行标准《原油天然气和稳定轻烃交接计量站计量器具配备规范》SY/T 5398 的规定配置。

2 二级计量,可参照本条第 1 款的要求配置,流量计的准确度为 0.5 级。

3 三级计量,采用流量计测量含水原油体积,其流量计的准确度为 1.0 级。原油含水率的测定方法按本规范第 9.2.6 条的要求确定。在选用三级计量的原油计量仪表时,要考虑原油含砂和温度对仪表的计量准确度和使用寿命的影响。

9.3.4 通过流量计的设计流量应为流量计量程上限的 70%~80%。当一台流量计不能满足要求时,宜采用多台并联的计量方式。用于一级计量的流量计每组应设备用流量计,且不设旁通。用于二级计量的流量计可根据管理的要求自行确定是否设备用。用于三级计量的流量计可不设备用。

9.3.5 流量计应配置定期检定设施。一级计量,流量计必须采取在线实液检定,流量计检定用的标准装置可根据交接计量站的建设规模及地理位置,按现行国家标准《原油动态计量 一般原则》GB 9109.1 的规定配置。二、三级计量,可采用活动式标准装置在线实液检定。

9.3.6 容积式流量计附属设备的配置:

1 流量计前应安装过滤器。对一级计量,流量计进口端还应安装消气器。

2 消气器、过滤器进口端应安装压力表。流量计出口端应安装温度计和压力表。

3 必要时,出口端应配备流量调节阀、回压阀和止回阀。

4 对一级计量,为精确计算原油质量,流量计应与原油密度、含水率、温度、压力等参数的测量配套使用。

9.3.7 流量计附属设备的安装设计,应严格按照仪表的技术要求进行。

9.3.8 对于离线检定的流量计,安装设计应方便流量计的拆装和搬运。

9.4 气井产量计量

9.4.1 气井集输流程分离器分离后的天然气、水及天然气凝液应

分别计量,以满足生产动态分析的需要。

9.4.2 属于下列情况之一的气井,宜采用连续计量:

- 1 产气量在气田总产量中起重要作用的气井;
- 2 对气田的某一气藏有代表性的气井;
- 3 气藏边水、底水活跃的气井;
- 4 产量不稳定的气井。

9.4.3 采用周期性轮换计量的气井,其计量周期应根据计量的路数决定,一般为5~10d;每次计量的持续时间不少于24h,且当调整某路气井产量时应优先切换至该路计量。轮换计量器具的配置应能覆盖每路气井的流量范围。

9.4.4 天然气计量采用标准孔板计量时,应符合国家现行标准《天然气流量的标准孔板计量方法》SY/T 6143的规定。

9.4.5 水和天然气凝液的计量宜采用容积式流量计或容器计量。

9.5 天然气输量计量

9.5.1 天然气输量计量可分为三级:

- 一级计量——油气田外输气的贸易交接计量;
- 二级计量——油气田内部集气过程的生产计量;
- 三级计量——油气田内部生活计量。

9.5.2 天然气输量计量系统准确度的要求应根据计量等级确定:一级计量系统准确度可根据天然气的输量范围不低于表9.5.2的规定,二级计量系统的最大允许误差应在±5.0%以内,三级计量系统的最大允许误差应在±7.0%以内。

表9.5.2 一级计量系统的准确度等级

标准参比条件下的体积输量 q_{nv} (m^3/h)	$q_{nv} \geq 500$	$5000 \leq q_{nv} < 50000$	$q_{nv} \geq 50000$
准确度等级	C级(3.0)	B级(2.0)	A级(1.0)

9.5.3 天然气一级计量系统的流量计及配套仪表,应按现行国家标准《天然气计量系统技术要求》GB/T 18603的规定配置,配套

仪表的准确度应按表 9.5.3 确定。天然气二、三级计量系统配套仪表的准确度,可分别参照表 9.5.3 中 B 级和 C 级确定。

表 9.5.3 计量系统配套仪表准确度

参数测量	计量系统配套仪表准确度		
	A 级(1.0)	B 级(2.0)	C 级(3.0)
温度	0.5℃	0.5℃	1℃
压力	0.2%	0.5%	1.0%
密度	0.25%	0.75%	1.0%
压缩因子	0.25%	0.5%	0.5%
发热量 ^(注)	0.5%	1.0%	1.0%
工作条件下的体积流量	0.75%	1.0%	1.5%

注:当供气双方用能量流量交接时需要配套的项目。

9.5.4 天然气计量系统选用标准孔板节流装置时,其设计、安装和流量计算应符合现行国家标准《流量测量节流装置 用孔板、喷嘴和文丘里管测量充满圆管的流体流量》GB/T 2624 的有关规定。对于气的计量,其流量计算可按国家现行标准《天然气流量的标准孔板计量方法》SY/T 6143 的规定进行。

9.5.5 当采用气体超声流量计测量天然气流量时,其设计、安装和流量计算应符合现行国家标准《用气体超声流量计测量天然气流量》GB/T 18604 的规定。

9.5.6 站场出站天然气应计量,站内的生产用气和生活用气应分别计量。

10 仪表及计算机控制系统

10.1 基本要求

10.1.1 油气集输站场自控设计,应满足工艺过程操作安全、稳定、经济运行的需要,积极、慎重地采用国内外先进成熟技术,做到因地制宜、经济合理、实用可靠。

10.1.2 油气集输站场应设置检测及控制设施。采用仪表控制系统或计算机控制系统,应根据工艺流程的复杂程度、控制的难易、生产管理水平和操作维护能力、自然环境和社会条件等因素确定。一般情况,可按下列要求设计:

1 脱水站、原油稳定站、天然气凝液回收工厂、集中处理站等站场宜采用计算机控制系统。其他站场可根据具体情况,选用仪表控制系统或性能价格比适中的小型计算机控制系统。需要自动控制的井口、分井计量站、集气站可采用远程终端装置(RTU)或可编程控制器(PLC)。

2 油气生产工艺相对简单、对调节精度要求不高的设施、装置,应结合工艺、设备特点,优先选用自力式、机械式、基地式控制仪表或装置。

3 对于经济效益差的油气田,应采用仪表控制系统或因地制宜开发的有成熟使用经验的专用监控装置或一体化组合装置,或经济、适用、简化的计算机控制系统。

4 沙漠、滩海陆采等油气田无人值守的油气集输站场,宜采用性能价格比适中的监控和数据采集系统(SCADA)。

5 需要实现自动控制的油气田,应充分利用丛式井、高压集气等生产方式或工艺,尽可能简化自动化设施。低产、低效油、气井口不宜设置自动化设施。

6 当选用仪表控制系统或计算机控制系统时,不应追求不适用的先进性能,其显示、控制功能不应过剩,系统规模不应过大。

10.1.3 仪表的供气设计,应符合国家现行标准《石油化工仪表供气设计规范》SH 3020 的规定。

10.1.4 仪表及计算机控制系统的供电设计,应符合国家现行标准《石油化工仪表供电设计规范》SH/T 3082 的规定。有特殊要求的仪表、阀门及计算机控制系统的主要设备应配置不间断电源(UPS)。不间断电源装置的容量按负荷的 1.2~1.5 倍确定。后备时间宜为 30min(按 UPS 的额定负荷计算)。

10.1.5 仪表及计算机控制系统应设置保护接地和工作接地,接地电阻值应符合下列规定:

1 保护接地电阻值宜小于 4Ω 。当采用联合接地时,接地电阻值应按被保护设备要求的最小值确定。

2 工作接地电阻应根据仪表的技术要求确定。当无明确要求时,可采用保护接地的电阻值。

10.1.6 多雷击区或强雷击区的自控设备应采取防雷措施,仪表电源防雷设计应符合现行国家标准《建筑物防雷设计规范》GB 50057 的有关规定。

10.1.7 仪表及计算机控制系统控制室的设计应符合下列规定:

1 控制室应设置在方便生产管理和便于操作的地方,并远离强磁场、噪声源及振动设备。

2 控制室应设置防尘、照明及通信设施。必要时,应设置空调设施。

3 可燃气体和易燃液体的引压、取源管路严禁引入控制室内。

4 控制室的设计,应符合国家现行标准《油气田及管道仪表控制系统设计规范》SY/T 0090 的有关规定。

10.1.8 仪表保温和伴热应符合下列要求:

1 在环境温度条件下不能正常工作的测量管道、分析取样管

道、自动化仪表或控制装置,应保温和伴热;对工艺介质是热源体或冷源体的仪表检测系统,应进行隔热或保温。

2 仪表及管道的保温和伴热设计,应符合国家现行标准《石油化工仪表及管道伴热和隔热设计规范》SH 3126 的有关规定。

10.1.9 仪表配管、配线设计,应符合国家现行标准《石油化工仪表管道线路设计规范》SH/T 3019 的规定。粘稠介质的测量管道应采取相应措施,防止测量的滞后和失真。

10.1.10 滩海陆采油气田油气集输站场控制室的设计和仪表及计算机控制系统的供电、供气及接地设计,应符合国家现行标准《滩海石油工程仪表与自动控制技术规范》SY/T 0310 的有关规定。

10.2 仪表选型及主要控制内容

10.2.1 油气集输站场仪表选型应安全可靠、经济合理,品种规格力求统一。一般可按下列要求确定:

1 检测及控制室仪表宜采用电动仪表。

2 执行机构的选型(气动或电动)应根据生产装置的规模、控制阀的数量,综合可靠性和经济性来确定。

3 直接与介质接触的仪表,应符合介质的工作压力和温度的要求。对粘稠、易堵、有毒、腐蚀性强的测量介质,应选用与介质性质相适应的仪表或采取隔离措施。

4 爆炸和火灾危险区域内安装的电动仪表、电动执行机构等电气设备的防爆类型,应根据现行国家标准《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》GB 50058 的有关规定,按照场所的爆炸危险类别和范围以及爆炸混合物的级别、组别确定。

5 检测仪表的选型应满足环境条件要求或采取相应的防护措施。沙漠油气田油气集输站场的检测仪表应具有适应温差大、防沙、防辐射等性能,或采取必要的防护措施;滩海陆采油气田油气集输站场的检测仪表应防腐、防潮。

6 油气集输站场仪表的选型,应符合国家现行标准《油气田及管道仪表控制系统设计规范》SY/T 0090 的有关规定。

10.2.2 油气集输站场检测、控制点的设置,应遵循优化、简化的原则,选取工艺过程的关键参数进行控制,做到简单、可靠、实用。控制系统的设计要切合实际,保证生产平稳、安全,保证产品质量,降低生产消耗和劳动强度。主要监测和控制内容如下:

1 密闭输送的缓冲罐、油气分离器、原油脱水器等承压容器的压力指示、报警及必要控制。

2 储罐、沉降脱水罐、卧式容器、塔器等容器的液位和原油脱水器、沉降脱水罐的油水界面指示、报警及必要控制。

3 工艺过程需要的油气等介质的温度和压力指示、报警及必要控制。

4 大中型加热炉的火焰熄火报警与联锁。

5 大型输油泵、天然气压缩机、膨胀机等设备的监测和控制,应按工艺和设备的技术要求确定。

6 在可燃气体存在的场所,当可燃气体一旦泄漏可能达到爆炸下限时,应设置可燃气体检测报警装置。在有毒气体存在的场所,当有毒气体一旦泄漏可能达到最高容许浓度时,应设置有毒气体检测报警装置。

7 根据生产安全的需要,油气集输站场宜设置必要的紧急切断和自动泄压放空系统。高压油、气井宜设置井口地面安全装置;含高浓度的 H_2S 等有毒气体的油气井应设置紧急关断系统。

8 现场宜安装供操作人员巡回检查和操作的就地显示仪表。

10.2.3 可燃气体检测报警装置的设置,应符合国家现行标准《可燃气体检测报警器使用规范》SY 6503 的规定。有毒气体检测报警装置的设置,应符合国家现行标准《石油化工企业可燃气体和有毒气体检测报警设计规范》SH 3063 的规定。

10.2.4 油气集输站场需要设置工业电视监视系统时,工业电视监视系统的设计应符合现行国家标准《工业电视系统工程设计规

范》GBJ 115 的规定。

10.2.5 油气集输站场仪表控制系统的设计,应符合国家现行标准《油气田及管道仪表控制系统设计规范》SY/T 0090 的规定。

10.2.6 滩海陆采油气田油气集输站场仪表控制系统的设计,应符合国家现行标准《滩海石油工程仪表与自动控制技术规范》SY/T 0310 的规定。站场工艺进口管道和重要生产单元的工艺进口管道宜设置紧急关断阀。

10.3 计算机控制系统

10.3.1 油气集输站场计算机控制系统的技术水平,应根据工程规模、工艺复杂程度、操作管理水平、自然条件以及投资情况等因素确定。

10.3.2 计算机控制系统的类型,应根据油气集输站场的工艺特点、测控功能、规模及发展规划等因素,经技术经济对比确定。一般情况,可按下列要求确定:

1 相对集中的生产装置的生产过程控制,宜采用分散控制系统(DCS)、PLC 或工业控制机。

2 相对分散的生产装置的生产过程控制,宜采用 SCADA 系统。

3 对操作独立性强的撬块装置,宜采用 PLC 或 RTU 控制。PLC、RTU 与站场控制系统宜进行数据通信。

10.3.3 计算机控制系统的选型应满足下列要求:

1 选用的控制系统应是集成化、标准化的过程控制和生产管理系统,其硬件、软件配置及功能要求应与站场或工艺装置的规模和控制要求相适应。

2 选用的控制系统应具有开放性和较强的数据通信能力及扩充联网能力,并配有标准化的通用操作系统。

3 选用的控制系统的硬件、软件应具有模块化结构及良好的扩展性能。

4 控制系统的平均故障间隔时间(MTBF)和平均修复时间(MTTR)应满足工艺系统要求。

5 各类控制点、检测点的备用点数宜为实际设计点数的10%~15%,机柜槽位宜留有不少于10%的备用空间。

6 对安全性和可靠性要求很高的生产单元,控制系统相关部件宜为冗余配置。

10.3.4 计算机控制系统应具有下列功能:

1 数据采集和处理功能。

2 手动控制和自动控制功能,能完成预定的控制策略。

3 实时数据、历史数据、动态流程图、重要数据趋势图等显示功能。

4 良好的用户界面及中文人机界面。

5 自动诊断计算机控制系统自身故障和生产过程故障,并发出区别报警的功能。

6 随机和定时打印报表功能。

7 离线组态、在线组态和在线修改控制参数。

10.3.5 站场计算机控制系统设计,应符合国家现行标准《油气田及管道计算机控制系统设计规范》SY/T 0091 的规定。

11 站场总图及公用工程

11.1 站场址选择

11.1.1 油气集输站场址,应根据已批准的可行性研究报告或油气田地面建设总体规划以及所在地区的城镇规划、兼顾集输管道的走向确定。

11.1.2 站场址的面积应满足总平面布置的需要,并应节约用地。凡有荒地可利用的地区应尽量不占用耕地。为满足油气田滚动开发要求,可适当预留扩建用地。

11.1.3 沙漠地区站场址应避开风口和流动沙漠地段,并应采取防沙措施。位于沙漠边缘的油气田,一、二、三级油气站场的站址在技术经济合理的条件下宜选在沙漠边缘或沙漠之外。

11.1.4 各种不同功能站场在布局上应综合考虑。分井计量站宜与配气站、注水配水间联合建设;工艺上相互关联的油、气、水处理站宜联合建设,形成多功能的集中处理站;矿场油库宜建在油田边缘的适当部位,铁路外运油库宜靠近铁路车站或铁路线,方便接轨。

11.1.5 当对已建站场进行更新改造,原站址又无条件利用时,新建设施应尽量靠近已建站场,以充分利用原有公用工程。

11.1.6 站场址应尽量靠近公路,方便交通运输。应尽量具备可靠的供水、排水、供电及通信等条件。

11.1.7 站场与周围设施的区域布置防火间距、噪声控制 and 环境保护,应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183、《建筑设计防火规范》GBJ 16、《工业企业噪声控制设计规范》GBJ 87 和《工业企业设计卫生标准》GBZ 1 等的有关规定。

11.1.8 站场址的选择,应符合国家现行标准《石油天然气工程总

图设计规范》SY/T 0048 的有关规定。

11.2 站场防洪及排涝

11.2.1 站场的防洪排涝设计应与油气田防洪排涝统一考虑。站场建在受洪水威胁的地段时,宜采取防洪措施。在条件允许且技术经济合理的情况下,在区域防洪设计的基础上应适当提高站场场地标高,也可只提高主要设备和建筑物标高。

11.2.2 油气集输站场邻近江河、湖泊、海岸布置时,应采取防止泄漏的可燃液体流入水域的措施。

11.2.3 站场的防洪设计标准应根据站场规模和受淹损失等因素综合考虑,通过技术经济对比,按表 11.2.3 的规定确定。

表 11.2.3 油气集输站场的防洪设计标准

站场名称	防洪标准 [重现期(a)]
集中处理站、原油稳定站、原油脱水站、矿场油库、 天然气凝液回收工厂、注气站	25~50
分井计量站、接转站、放水站、集气站、配气站、增压站	10~25
采油井、采气井、注气井	5~10

11.2.4 防洪设计的洪水流量及相应的设计洪水水位应按当地水文站的实测资料,由表 11.2.3 规定的防洪设计标准推算。缺乏实测资料时,应会同有关部门深入实际调查,合理确定。设计洪水水位还应包括壅水和风浪袭击高度。

11.2.5 站场场地的防洪设计标高应比按防洪设计标准计算的设计洪水水位高 0.5m,在淤积严重地区,还应计入淤积高度。采油井场变压器、配电箱和电动机的安装高度可在抽油机防洪设计标高的基础上适当抬高。

11.2.6 靠近山区建站时,应根据实际情况,设置截洪沟,截洪沟不宜穿过场区。

11.2.7 油气集输站场的地表雨水排放设计,应符合现行国家标

准《室外排水设计规范》GBJ 14 的规定。

11.3 站场总平面及竖向布置

11.3.1 站场总平面及竖向布置,应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183、国家现行标准《石油天然气工程总图设计规范》SY/T 0048 的有关规定;未涉及部分,应符合现行国家标准《建筑设计防火规范》GBJ 16、《石油化工企业设计防火规范》GB 50160 和《工业企业总平面设计规范》GB 50187 的有关规定。

11.3.2 站场总平面布置应充分利用地形,并结合气象、工程地质、水文地质条件合理、紧凑布置,节约用地。集中处理站、矿场油库的土地利用系数不应小于 60%,接转站、集气站的土地利用系数不应小于 45%。

11.3.3 站场总平面布置应与工艺流程相适应,做到场区内外物料流向合理,生产管理和维护方便。宜根据不同生产功能和特点分别相对集中布置,形成不同的生产区和辅助生产区。集中处理站的布置也可打破专业界限,对同类设备进行联合布置。

11.3.4 凡散发有害气体和易燃、易爆气体的生产设施,应布置在生活基地或明火区的全年最小频率风向的上风侧。

11.3.5 单井集气站的工艺装置区应布置在井场的后场区,井场的前场区应留有足够的修井作业区。当井深小于 3000m 时,修井作业区不应小于 $25\text{m} \times 15\text{m}$;当井深大于等于 3000m 时,修井作业区不应小于 $35\text{m} \times 20\text{m}$ 。

11.3.6 气田站场未设主要进出口的围墙,应在通往站场外地势较高处,站场全年最小频率风向的下风侧,最少设置一个紧急出口。

11.3.7 油罐区的布置应使油罐底与泵房地坪的高差满足泵的正常吸入和自流灌泵的要求。油罐区防火堤布局设计,应符合现行国家标准《储罐区防火堤设计规范》GB 50351 的有关规定。

11.3.8 当站场内附设变电所时,变电所应位于站场边缘,方便进

出线,并宜靠近负荷中心。变配电室宜靠近主要用电设施。

11.3.9 站场内通道宽度宜结合生产、防火与安全间距要求,并考虑系统管道和绿化布置的需要,合理确定。

11.3.10 站场是否设置围墙,应根据所在地区周围环境和规模大小确定。当设置围墙时,应采用非燃烧材料建造,围墙高度不宜低于 2.2m,场区内变配电站(大于或等于 35kV)应设高度为 1.5m 的围栏。

11.3.11 场区内雨水宜采用有组织排水,罐区内雨水应采用明沟排水。对于年降雨量小于 200mm 的干旱地区,可不设排雨水系统。

11.3.12 特殊地质条件的竖向设计应符合下列要求:

1 自重湿陷性黄土地区,应有迅速排除雨水的地面坡度和排水系统,场地排水坡度不宜小于 0.5%。

2 岩石地基地区、软土地区、地下水位高的地区,不宜进行挖方。

3 盐渍土地区,采用自然排水的场地设计坡度不宜小于 0.5%,并应符合国家现行标准《盐渍土地区建筑设计规范》SY/T 0317 的有关规定。

11.4 站场管道综合布置

11.4.1 管道综合布置应与总平面及竖向布置统一考虑,管道的敷设力求短捷,并应使管道之间、管道与建(构)筑物之间在平面和竖向上相互协调,管道布置可按走向集中布置成管带,宜平行于道路和建(构)筑物。

11.4.2 管道敷设方式应根据场区情况、输送介质特性和维护管理的需要等因素确定。

11.4.3 站内架空油气管道与建(构)筑物之间最小水平间距应符合本规范附录 H 的要求。

11.4.4 站内地上管道的安装应符合下列规定:

1 架空管道管底距地面不小于 2.2m,管墩敷设的管道管底距地面不小于 0.3m。

2 当管带下面有泵或换热器时,管底距地面高度应满足机泵、换热设备安装和检修的要求。

3 地上管道和设备的涂色,应符合国家现行标准《油气田地面管道和设备涂色标准》SY 0043 的规定。

11.4.5 架空管道跨越道路、铁路时,桁架底层(如无桁架,即为管底)的高度要求如下:距主要道路路面(从路面中心算起)不低于 5m,距铁路轨顶不低于 5.5m,距人行道路面不低于 2.2m。

11.4.6 站内埋地管道与电缆、建(构)筑物平行的最小间距宜按本规范附录 J 确定。

11.4.7 埋地工艺管道互相交叉的垂直净距不宜小于 0.15m。管道与电缆交叉时,相互间应有保护措施,其最小垂直净距如下:距 35kV 以下的直埋电力电缆 0.5m,距直埋通信电缆 0.5 m,距穿管通信电缆 0.25 m。

11.4.8 原油、蒸汽、热(回)水及其他热管道均应考虑热补偿。管道热补偿应与管网布置统一考虑,尽量利用自然补偿。当需要设置补偿器时,其形式可按管道工作压力、空间位置大小等具体情况确定。站内热管道应在下列部位设置固定支座:

- 1 在罐前的适当部位;
- 2 露天安装机泵的进出口管道上;
- 3 穿越建筑物外墙时,在建筑物外的适当部位;
- 4 两组补偿器的中间部位。

11.4.9 管道综合设计除符合本规范外,尚应符合国家现行标准《石油天然气工程总图设计规范》SY/T 0048、现行国家标准《工业企业总平面设计规范》GB 50187 的有关规定。

11.5 供 配 电

11.5.1 油气田各类站场的电力负荷等级,应根据现行国家标准

《供配电系统设计规范》GB 50052 的有关规定,结合油气集输工程的生产特点及中断供电所造成的损失和影响程度划分。

1 油田油气集输各类站场的电力负荷等级划分如下:

一级负荷:集中处理站、矿场油库(管输)、轻烃储库等。

二级负荷:矿场油库(铁路外运)、原油稳定站、接转站、放水站、原油脱水站、增压集气站、注气站、机械采油井排等。

三级负荷:自喷油井、边远孤立的机械采油井、分井计量站等。

2 气田集气各类站场的电力负荷等级划分如下:

处理天然气凝液的站场,当设计能力大于或等于 $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 时,电力负荷为二级。

增压站设计能力大于或等于 $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 时,压缩机的原动机为电动机,或当原动机采用燃气发动机,机组的润滑和冷却设备及仪表用电由外电源供电时,电力负荷为二级。

专为净化厂供气的集气总站或增压站、自动控制中心、通信中心、消防站,其用电负荷等级应与净化厂电力负荷等级相一致。

11.5.2 供电要求:

一级负荷:应采用两个电源供电。有条件时,两个电源宜引自不同的变电所或发电厂。当电源以双回路架空线供电时,不应同杆架设。

对于一级负荷中特别重要的负荷,如自动控制系统、通信系统、应急照明等负荷,除由两个电源供电外,尚应增设应急电源,并严禁将其他负荷接入应急供电系统。

二级负荷:宜采用两回线路供电。当采用两回线路供电确有困难,在工艺上设有停电安全措施或有备用电源时,可用一回专用架空线路或专用电缆供电。

以工业汽轮机、柴油机或燃气轮机为主要动力的站场,可采用一回专用线路供电。无电源时,也可采用燃气或柴油发电机供电。

三级负荷:采用单回路、单变压器供电。

11.5.3 气田供电电源可从所在地区电网取得,当所在地区电网

不能满足要求时,应设置自备电源。自备电源宜优先采用天然气发电,经技术经济比较后,也可采用其他形式的自备电源。

11.5.4 油田油气集输各类站场内用电设备负荷等级应符合表 11.5.4 的规定。

表 11.5.4 油田油气集输各类站场内用电设备负荷等级

单体名称	主要用电设备	负荷等级	备注
输油泵房、阀组间、加热炉区、控制室、消防泵房	输油泵、轻烃泵、装车(装船)泵、热油循环泵、电动阀、加热炉及其配套用电设施、工业控制机计算机系统、信号传输设备、冷却水泵、泡沫泵或消防水泵	一	
脱水操作间、油水分离器、压缩机房、原油流量计间、油罐区、锅炉房、供水泵房、管道电伴热、机械采油井	脱水泵、电动阀、输油泵、掺水泵、热洗泵、污油泵、压缩机、油罐搅拌机、风机、给水泵、补水泵、火嘴、软化水处理设备、深井泵、供水泵、净化设施、通信设备、电伴热带、抽油设备	二	
仪表间、通信机房	自控仪表、通信设备	二	须设事故电源
加药间、化药间、污水处理场、污水提升泵房、分井计量站、化验室、阴极保护间、值班室、维修间、维修车库、材料及设备库	加药泵、污水泵、污水提升泵、分井计量站的计量仪表、恒电位仪、照明灯具、维修机具	三	

注:1 对于油田油气集输二级电力负荷站场,表中的一级负荷用电设备降为二级负荷。

2 对于按三级电力负荷供电的边远孤立的机械采油井,其抽油设备为三级负荷。

11.5.5 气田集气各类站场用电设备负荷等级应符合表 11.5.5 的规定。

表 11.5.5 气田集气各类站场用电设备负荷等级

单体名称	主要用电设备	负荷等级	备注
各类泵房、压缩机房、通风机房、阀组间、计量间、加药间、阴极保护间、管道电伴热	溶液循环泵、空冷器风机、鼓风机、空压机、循环水泵、取水泵、给水泵、深井泵、电动阀、计量泵、压缩机、恒电位仪、注醇泵、电伴热带	二	
消防泵房	消防泵	二	备用泵应设其他类型的动力源
仪表间、通信机房	自控仪表、通信设备	二	须设事故电源
锅炉房	风机、给水泵、补水泵、火嘴、软化水处理设备	二	生活锅炉按三级
水处理场	溶液增压、补充泵、排污泵、冷却塔风机、水处理设施	三	

注：本表适合于设计能力大于或等于 $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 的天然气凝液处理站场和增压站。

11.5.6 供电电压等级：

油气田供电电压应根据电源条件、用电负荷的分布情况、输电线路长度等因素综合比较确定。当油气田内部采用集中供电或分片集中供电时，宜以负荷相对集中的站场为中心设置中心变配电所，以 35kV、10kV 电压等级供电，并在各用电负荷点设置恰当的变配电所。

油气田配电线路电压应优先采用 10kV，对于远距离且分散的地区，也可采用 35kV。

11.5.7 站场内变压器的选择应符合下列要求：

- 1 有两个电源时，宜选用两台变压器，单台容量应能满足全

部一级负荷和二级负荷的用电。

2 仅有一个电源时,宜选用一台变压器,变压器容量应满足全部计算负荷。

3 单台变压器容量不宜大于 $1250\text{kV} \cdot \text{A}$ 。

4 确定变压器容量时,尚应校验启动及自启动容量。

5 配电变压器应采用节能型变压器。采油井场(或井排)变压器宜采用柱上安装或其他安装方式,变压器的平均负荷率不应低于 30%。抽油机的电动机宜采用就地无功补偿装置,也可在变压器的高压侧进行二次补偿,补偿后变压器高压侧的功率因数不宜低于 0.9。

11.5.8 低压配电系统应简单可靠,同一电压等级配电级数不宜多于三级,并应符合下列要求:

1 根据负荷的容量和分布,变配电所宜靠近负荷中心。

2 为提高电压质量,应正确选择变压器的变比和电压分接头,并尽可能使三相负荷平衡。

3 站场内应采用放射式或与树干式相结合的配电系统:

1)一级负荷应采用放射式配电。

2)二级负荷宜采用放射式配电;当负荷容量较小时,也可采用树干式。

3)三级负荷可采用树干式配电。

11.5.9 站场内建(构)筑物的防爆分区,应符合国家现行标准《石油设施电气装置场所分类》SY 0025 的要求。各类站场爆炸危险区域内的电气设计及设备选择,应符合现行国家标准《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》GB 50058 的规定。

11.5.10 站场内建筑物的防雷分类及防雷措施,应符合现行国家标准《建筑物防雷设计规范》GB 50057 的规定。工艺装置内露天布置的罐和容器等的防雷、防静电设计,应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183 的有关规定。

11.5.11 集气工程中的钢质放空竖管管顶可不装接闪器,但放空

竖管底部(包括金属固定绳)应做接地,接地电阻 $R \leq 10\Omega$ 。

11.5.12 滩海陆采油气田配电应符合下列要求:

- 1 滩海陆采油气田 6kV、10kV 供电线路宜采用钢管杆及绝缘导线。电杆防冰冻破坏采用基础加固。
- 2 配电变压器宜采用船用干式变压器或全密封变压器。
- 3 电气设备及元器件宜选用船用产品。
- 4 电缆宜采用电缆桥架敷设。
- 5 建(构)筑物的防雷分类及防雷措施,应符合现行国家标准《建筑物防雷设计规范》GB 50057 的规定。接地体截面积应比陆上油气田常规应用的截面积加大一级。

11.5.13 电脱水器供电电源和供电设备应符合下列要求:

- 1 电脱水器的供电一般采用交流、直流或交直流复合供电方式,应根据油品性质和脱水工艺参数选用合适的供电方式。
- 2 每台电脱水器应设有独立的供电回路和装置,供电装置一般由控制柜和脱水变压器组成。
- 3 控制柜宜采用具有电流闭环调节功能的调压装置。
- 4 脱水变压器宜采用高压有中心接地抽头的防爆升压变压器,初级电压为 220V 或 380V,次级电压应结合选用的电场强度和电极布置统一考虑,一般不超过 40kV,变压器容量一般为 $50\text{kV} \cdot \text{A}$ 或 $100\text{kV} \cdot \text{A}$ 。
- 5 带有整流环节的脱水变压器其整流装置应采用高压硅堆整流方式,并具有足够的电压和电流储备能力。

11.6 给排水及消防

11.6.1 油气田站场给水、排水系统应充分利用已有的系统工程设施,统一规划,分期实施。对于不宜分期建设的工程,可一次实施。

11.6.2 给水系统的选择,应根据生产、生活、消防等各项用水对水质、水温、水压和水量的要求,结合当地水文条件及外部给水系

统等综合因素,经技术经济比较后确定。

11.6.3 给水设计供水量应为生产、生活、绿化及其他不可预见等用水量之和,且满足消防的有关规定。无人值守站场可不设给排水设施。

11.6.4 外部给水系统供水量不足时,站场内用水宜设置储水罐(箱、池)。当采用站外市政、工矿系统管道供水时,其容量不得小于站场日平均用水量。当采用水罐车供水时,站内储水罐(箱、池)的容量不得小于 5m^3 。

11.6.5 给水水质指标应符合相关标准的有关规定。当水质指标不能满足要求时,应进行水质处理。

11.6.6 生活饮用水的水质应符合现行国家标准《生活饮用水卫生标准》GB 5749 的规定。

11.6.7 油气田站场产生的含油污水应进行集中处理,集中的范围和方式可因地制宜确定。

11.6.8 油田采出水处理设计,应符合国家现行标准《油田采出水处理设计规范》SY/T 0006 的规定。

11.6.9 气田采出水宜集中处理或经预处理后与生活污水合并进行深度处理。气田采出水的处理设施宜相对集中布置。处理方法应根据生产污水的特点及排放要求确定。

11.6.10 气田采出的含硫污水宜首先进行脱气,未经脱气处理的含硫污水应采用密闭系统储存和输送。

11.6.11 油气田站场处理后的污水有条件时应回注,回注水质应符合油气田有关规定的要求。具有经济效益时,采出水宜进行综合利用。当无回注条件或综合利用价值时,处理后的污水可无效回灌或排放。

11.6.12 排水系统的选择应根据污水性质,结合油气田排水制度、污水处理规划,按照有利于综合利用和环境保护的原则确定分流制或合流制。

11.6.13 废水排入外部系统应满足外部系统的接收要求。直接

外排污水水质应符合现行国家标准《污水综合排放标准》GB 8978的有关规定。

11.6.14 油气田站场给水、排水设计应符合国家现行标准《油气厂、站、库给水排水设计规范》SY/T 0089 的规定。

11.6.15 消防设施的设计应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183 的有关规定。

11.7 供 热

11.7.1 油气集输站场锅炉的最大热负荷应按下式计算：

$$Q_{\max} = K(K_1 Q_1 + K_2 Q_2 + K_3 Q_3 + K_4 Q_4) \quad (11.7.1)$$

式中 $Q_{\max}$ ——最大计算热负荷(kW 或 t/h)；

K ——锅炉房自耗及供热管网热损失系数，可取1.05~1.20；

K_1 ——采暖热负荷同时使用系数，取1.0；

K_2 ——通风热负荷同时使用系数，原油部分取0.4~0.5，集气、压气部分取0.9~1.0；

K_3 ——生产热负荷同时使用系数，取0.5~1.0；

K_4 ——生活热负荷同时使用系数，取0.5~0.7；

Q_1 、 Q_2 、 Q_3 、 Q_4 ——依次为采暖、通风、生产及生活最大热负荷(kW 或 t/h)。

11.7.2 锅炉供热介质应优先选用热水，在热水供热不能满足要求时可采用蒸汽或其他供热介质。

11.7.3 常压锅炉供热水温宜低于当地水沸点5~10℃。锅炉供热的饱和蒸汽压力由工艺要求确定，一般不宜超过0.8MPa(表压)。

11.7.4 当锅炉露天布置时，在操作层的炉前宜布置燃料调节、给水调节和蒸汽温度调节阀组，并适当封闭。

11.7.5 锅炉房设计应符合现行国家标准《锅炉房设计规范》GB 50041的规定。

11.7.6 锅炉补给水的水质应符合现行国家标准《工业锅炉水质》GB 1576 的规定。

11.8 燃 料

11.8.1 油气田各类站场的燃料宜采用天然气。有条件的油田应采用干气作燃料。

11.8.2 油田站场的加热炉和供热锅炉,可根据油田气平衡情况,因地制宜地采用其他低成本燃料。

11.8.3 锅炉房内的燃气、燃油和燃煤设施的设计,应符合现行国家标准《锅炉房设计规范》GB 50041 中的有关规定。

11.8.4 燃料气系统应满足下列要求:

1 燃料气中 H_2S 含量不应高于现行国家标准《天然气》GB 17820 中对于三类气质的要求。

2 为防止燃料气中可能存在的凝液进入燃烧器,加热炉(或锅炉)的供气管道应设气液分离器,必要时应采取管道伴热措施。

3 当燃料气的压力过高或不稳定,不能适应燃烧器要求时,应设置稳压装置。在燃料气的稳压装置后不得连接生活或其他用气管道。

4 在进入燃烧器前的燃料气管道上应装有快速截断阀、放空阀及调节阀。

11.8.5 以原油或重油为燃料时,燃料油系统应满足下列要求:

1 燃料油掺水燃烧时应充分雾化,其乳化水最大含量应按实验资料或相似情况确定。

2 燃料油压力应平稳,供油压力和温度应根据雾化方式及油品性质确定,油管道应伴热。

11.8.6 以煤为燃料时,燃煤系统应满足下列要求:

1 燃煤应与所选用的锅炉相适应。

2 雨季运行的锅炉房应设置干燥棚。

3 寒冷地区的上煤、除灰渣系统应有防冻设施。

11.9 暖通空调

11.9.1 站场内建筑物的暖通空调设计,应符合现行国家标准《采
暖通风与空气调节设计规范》GB 50019 的规定。

11.9.2 站场内各类房间的冬季采暖室内计算温度宜符合表
11.9.2的规定。

表 11.9.2 室内采暖计算温度

房间名称	室温(℃)
淋浴间	25~27
办公室、值班室、化验室、控制室、配电室(有人值班)、资料室、通信 机房	18~20
更衣室、食堂、仪表间	18
原油泵房、脱水操作间、阀组间、污油泵房、化药间、加药间、汽车库 (内设检修坑)、原油流量计间、阴极保护间、维修间、盥洗室、厕所、通 风机房	14~16
乙二醇泵房、天然气凝液泵房、液化石油气泵房、蓄电池室、含油污 水泵房、污水提升泵房	12
天然气压缩机房、消防车库	8
空气压缩机房、供水泵房、药品室、配电室(无人值班)、汽车库(不 设检修坑)、柴油发电机房、消防泵房、天然气调压间、材料及设备库	5

注:电机间、加热炉操作间、高压开关室、电容器室等不采暖。

11.9.3 采暖热媒应优先采用热水,系统形式宜为同程式。对于
远离集中热源的独立建筑可采用电采暖。

11.9.4 边远地区的井口建筑,在缺电的情况下可采用自然循环
热水采暖系统或燃气红外线辐射采暖,自然循环热水采暖系统的
作用半径不宜超过 50m。

11.9.5 站场内建筑物的通风方式及换气次数应按本规范附录 K
的规定执行。

11.9.6 油气化验室的通风应采用局部排风,设置通风柜且排风

机应为防爆型。

11.9.7 油气化验室通风柜的吸入速度宜为 $0.4 \sim 0.5 \text{ m/s}$ 。

11.9.8 当放散到厂房内的有害气体密度比空气重(相对密度大于 0.75),且室内放散的显热不足以形成稳定的上升气流而沉积在下部区域时,宜从下部区域排出总排风量的 $2/3$,上部区域排出总排风量的 $1/3$ 。

11.9.9 站场内的天然气压缩机房、天然气凝液泵房、天然气调压间、液化石油气泵房及燃气锅炉房应设事故通风装置。

11.9.10 沙漠地区站场内建筑物的通风设计应满足防沙要求。

11.9.11 当采用采暖通风达不到室内温度、湿度及洁净度等要求时,应设置空气调节,且防爆区的空调装置应满足防爆要求。

11.10 通 信

11.10.1 通信工程设计应为油气集输工程的生产管理、应急抢修等提供多种通信服务。同时为自控系统的数据传输、图像传输、远程监控等提供可靠的通信通道。

11.10.2 通信可采用有线通信和无线通信两种方式。有线通信方式宜采用电缆(光缆)线路接入油气田专业通信网或当地的公用电信网,线路敷设方式应根据油气田的实际情况选用埋地管道、直埋或架空方式。当采用光缆时,可与油气管道同沟敷设。

11.10.3 通信方式的确定可按下列情况进行:

1 油气田生产单位之间的管理电话(数据)采用有线通信方式。

2 油气集输站场通信方式的确定有以下两种情况:

1) 油气田较集中地区站场岗位间通信以有线通信方式为主,无线通信方式为辅。油气集输站场间的直通电话选用直通专线或油气田专用通信网(或公用电信网)的热线功能实现。分井计量站的通信宜采用无线对讲机方式。

2) 油气田较分散及边远地区站场间通信以无线通信方式为

主,主要依托油气田专用通信网现有的无线接入网络或其他通信运营商经营的网络,采用无线固定台方式接入油气田专用通信网或公用电信网。分井计量站的通信宜采用无线对讲机方式。

3 油气田较分散又相对独立的区块,生产单位间的通信采用有线或无线通信方式接入当地公用电信网。油气田区块内通信宜采用无线通信方式。油气田区块内的大型油气站场,根据其所处的地理位置及通信需求情况采用有线通信接入或多路无线通信接入,单用户站场宜采用无线通信方式接入。

4 滩海陆采油气田通信宜以无线通信方式为主。

11.10.4 除正常的通信方式外,还应建设备用的通信方式。备用通信方式制式应根据油气田所处的地理位置及具体通信需求情况确定。

11.10.5 用户电话通信线路应符合下列质量标准:

1 用户电话的长途终端衰减限制不应超过8.68dB。

2 用户电话之间采用音频线路的内部电话(包括调度电话)全程衰减限制(不包括话机)应为24.3dB。

11.10.6 安装于爆炸危险区内的电话、广播、工业电视监视设备及用于爆炸危险区内的无线对讲机,必须符合该危险区的防爆要求。

11.10.7 通信线路穿越站场及与其他建(构)筑物的安全距离,应符合本规范附录L和附录M的要求。

11.10.8 油气田内通信工程的设计应符合现行国家及行业规定的规定。

1 油气田内厂、矿等有调度电话要求的生产单位,应在调度中心设程控调度总机。调度总机的设计,应符合国家现行标准《程控模拟电话调度机技术要求和测试方法》YD/T 762的有关规定。

2 油气田内通信管道的设计,应符合国家现行标准《本地电话网通信管道和通道工程设计规范》YD 5007的有关规定。

3 油气田内通信电源的设计,应符合国家现行标准《通信电源设备安装设计规范》YD 5040 的规定。要求交流供电不间断的通信设备应采用 UPS 电源供电。

4 油气田内通信系统设备接地的设计,应符合现行国家标准《工业企业通信接地设计规范》GBJ 79 的规定。当通信系统设备接地与供配电系统和仪表自控系统联合设计时,应符合《建筑物电子信息系统防雷技术规定》GB 50343 的有关规定。

5 油气田内生产单位办公楼内的综合布线、有线电视、消防广播等系统工程设计,应符合国家现行的相关行业标准的规定。

11.11 建(构)筑物

11.11.1 建(构)筑物设计应保证结构安全、可靠,符合现行国家结构设计规范的要求,还应满足抗震、防火、防爆、防腐蚀、防噪声、环保及节能等要求。

11.11.2 建(构)筑物的建筑设计,应符合国家现行标准《油气田和管道工程建筑设计规范》SYJ 21 的规定。

11.11.3 甲、乙类火灾危险性生产厂房的耐火等级不宜低于二级,其他生产厂房的耐火等级除相关规范另有规定外不宜低于三级。

11.11.4 有爆炸危险的甲、乙类厂房不应采用地下或半地下式厂房,宜采用敞开式或半敞开式厂房。当采用封闭式厂房时,防爆泄压设施的设置应符合现行国家标准《建筑设计防火规范》GBJ 16 的有关规定。

11.11.5 有爆炸危险的甲、乙类厂房,宜采用钢筋混凝土柱或钢柱承重的框、排架结构、轻型钢结构等有利于防爆、泄压的结构。建筑面积、高度及跨度较小的厂房可采用砖墙承重的混合结构,但应设置钢筋混凝土构造柱及圈梁等加强措施。根据油气田滚动开发情况,对于短期油气田开发区块可采用临时性或可拆装移动的

建筑。

11.11.6 当有爆炸危险的甲、乙类厂房采用轻型钢结构时,所有建筑构件必须采用非燃烧材料,墙、屋面板每平方米重量不应超过120kg。除天然气压缩机厂房外,宜为单层。与其他厂房的防火间距应按现行国家标准《建筑设计防火规范》GBJ 16 中的三级耐火等级的建筑确定。房屋的梁、柱及支撑应涂抹防火保护层,柱及柱间支撑耐火极限不应低于2h,屋面梁、屋面梁间支撑、刚性系杆耐火极限不应低于1h。

11.11.7 建筑物应根据采光、保温、密闭要求采用单层或双层窗。但对有爆炸危险的甲、乙类厂房计入泄压面积的门窗宜采用单层外开门窗。防爆与非防爆房间之间的窥视窗应采用一层固定、层平开密闭的防爆窗。

11.11.8 散发较空气重的可燃气体及可燃蒸气的有爆炸危险的甲、乙类厂房,地面应采用不发生火花的面层。

11.11.9 室外管墩、管架及设备平台宜采用混凝土结构,管架及设备平台也可采用钢结构。室内的操作平台及小型管架宜采用钢结构。管墩、管架设计,应符合国家现行标准《化工、石油化工管架、管墩设计规定》HG/T 20670 的规定。

11.11.10 地下水池、阀池宜采用抗渗钢筋混凝土结构,位于地下水位以上且无较高防渗要求的阀池可采用砖混结构。

11.11.11 在满足地基稳定和变形的前提下,设备基础应尽量浅埋。除岩石地基外,基础埋深不宜小于0.5m,对存在冻土的地区应考虑冻胀影响。基础混凝土的强度等级根据环境类别和使用年限,应符合现行国家标准《混凝土结构设计规范》GB 50010 的有关规定。钢筋混凝土基础强度等级不应低于C20,素混凝土基础强度等级不应低于C15,垫层为C10。设备基础顶面无预埋钢板时,宜设置20~50mm厚强度等级比基础高一级的细石混凝土二次浇灌层。较大型动力机器基础设计,应符合现行国家标准《动力机器基础设计规范》GB 50040 的规定。

11.11.12 卧式金属储罐基础数量不宜超过两个,且不应浮放。基础的底面积应满足地基承载力要求,一般情况下可不进行地基变形验算。鞍座下基础竖板或框架强度应满足水平滑动推力和地震作用要求。

11.11.13 立式金属储罐基础设计及地基处理,应符合国家现行标准《石油化工企业钢储罐地基与基础设计规范》SH 3068、《石油化工钢储罐地基处理技术规范》SH/T 3083 的有关规定。沉降脱水罐、污水沉降罐等对罐底板不均匀沉降要求严格的立式金属储罐,宜选用钢筋混凝土板式基础。

11.11.14 塔型设备基础、球罐基础、钢筋混凝土冷换框架设计,应分别符合国家现行标准《石油化工塔型设备基础设计规范》SH 3030、《石油化工企业球罐基础设计规范》SH 3062、《石油化工企业钢筋混凝土冷换框架设计规范》SH 3067 的规定。

11.11.15 防火堤结构设计,应符合现行国家标准《储罐区防火堤设计规范》GB 50351 的有关规定。

11.11.16 抽油机基础可采用预制组装式或现浇整体式钢筋混凝土结构。

11.11.17 油气集输工程建筑物的抗震设防分类,应符合现行国家标准《建筑工程抗震设防分类标准》GB 50223 的有关规定;抗震设计应符合现行国家标准《建筑抗震设计规范》GB 50011 的有关规定。油气集输工程构筑物的抗震设计,应符合现行国家标准《构筑物抗震设计规范》GB 50191 的有关规定。

11.11.18 滩海陆采油气田平台可采用砂石等实体结构平台。平台方位应根据风向、流向、流冰方向及安全等因素确定。

11.11.19 滩海陆采平台四周宜设防浪墙及边坡护坡,具体要求应符合国家现行标准《滩海斜坡式砂石人工岛结构与施工技术规范》SY/T 4097 的有关规定。

11.11.20 滩海陆采平台上的计量站、接转站、配电间、值班间等建筑物,宜采用预制装配、车箱式建筑或轻型钢结构,其重量及外

形尺寸应满足运输及吊装要求。

11.11.21 滩海陆采油气田滩涂区域内的管架应采用浅基础钢管架或桩基础管架,电杆基础可采用浅基础,荷载计算时均应考虑冰荷载或波浪荷载的作用。

11.12 站场道路

11.12.1 油气集输站场道路的设计应满足生产管理、维修维护和消防等通车的需要。站场道路宜划分为:

主干道——一、二、三、四级油气站场进出站路及站内主要道路。

次干道——一、二、三、四级油气站场内各单元之间的道路及五级油气站场(不含分井计量站)的进站路和站内主要道路。

支道——厂房、车间出入口的道路。

人行道。

上述各类道路,每个站场可根据生产规模和交通运输的需要,全部或部分设置。油气站场的等级划分按现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183 确定。

11.12.2 进站路宜采用公路型道路,站内路宜采用城市型道路。

11.12.3 站场内道路的路面宽度可按表 11.12.3 选用。

表 11.12.3 路面宽度(m)

道路级别	一、二、三、四级油气站场 (不含接转站)	接转站,五级油气站场 (不含分井计量站)
主干道	4,6,7,8	—
次干道	4,6,7	4,3.5
支道	4	4,3.5
人行道	1,1.5	1

公路型进站路的路肩宽度宜为 1.0m 或 1.5m,受地形限制的困难路段可减为 0.5m 或 0.75m。

11.12.4 一、二、三、四级油气站场道路宜采用高级或次高级路面,其他站场道路可采用次高级或中级路面,消防路宜采用砂石路面或混凝土联锁路面砖路面。滩海陆采油气田站场道路可采用土堤及砂石路堤等结构形式。

11.12.5 站场内道路计算行车速度宜为 15km/h。平原微丘地区且长度超过 500m 的进站路,计算行车速度宜为 40km/h,其他进站路计算行车速度可为 20km/h。

11.12.6 站场内道路的最小平曲线半径为 14m,纵坡度一般不宜大于 6%,竖向高差大的路段不宜大于 8%。相邻纵坡差小于或等于 2%的站场内道路变坡点及厂房出入口道路可不设竖曲线。一般站场内道路可不设超高或加宽。交叉口路面内缘转弯半径一般为 9~12m。

11.12.7 站场内道路的停车视距不应小于 15m,会车视距不应小于 30m。当采用停车视距时,应根据实际情况采取有效的安全措施,如设置分道行驶的设施或限速标志、反光镜等。

11.12.8 汽车装卸场地宜采用水泥混凝土场地,场地坡度宜为 0.5%~1.0%。场地结构应满足运油车辆的要求,装卸场地应有照明设施,站外应设停车场。

11.12.9 生产天然气凝液的工艺装置区和液化石油气的汽车装车场地,应采用不发生火花的混凝土面层。

11.12.10 站场道路设计应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183 的有关规定。消防路以及消防车必经之路,其交叉口或弯道的路面内缘转弯半径不得小于 12m。

11.12.11 通向分井计量站及井场的道路可采用 4m 或 3.5m 宽的土路,长度超过 500m 时应设错车道。错车道的有效长度为 20m,错车道路段路基全宽 6.5m,前后各设长 15m 的宽度渐变段。

11.12.12 站场道路设计的其他要求应符合现行国家标准《厂矿道路设计规范》GBJ 22 的规定。

12 健康、安全与环境

12.0.1 油气集输工程的劳动安全卫生设计,必须遵循《中华人民共和国安全生产法》、原国家经济贸易委员会《石油天然气管道安全监督与管理暂行规定》、原中华人民共和国劳动部《建设项目(工程)劳动安全卫生监察规定》、《压力管道安全管理与监察规定》及现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183、《工业企业设计卫生标准》GBZ 1、国家现行标准《石油天然气工业健康、安全与环境管理体系》SY/T 6276 等相关规定。

12.0.2 劳动安全卫生的设计应针对工程特点进行,主要包括下列几项:

- 1 确定建设项目(工程)主要危险、有害因素和职业危害。
- 2 对自然环境、工程建设和生产运行中的危险、有害因素及职业危害进行定性和定量分析。
- 3 提出相应的劳动安全卫生对策和防护措施。
- 4 劳动安全卫生设施和费用。

12.0.3 油气集输工程的设计应贯彻《中华人民共和国环境保护法》、《中华人民共和国水污染防治法》、《中华人民共和国大气污染防治法》、《中华人民共和国固体废物污染环境防治法》和《中华人民共和国噪声污染防治法》、《中华人民共和国清洁生产法》,并应符合现行国家、地方和石油天然气行业有关环境保护的规定。

12.0.4 生产中产生的废水、废气及废渣(液),应遵循国家和地方环境保护的现行有关标准进行无害化处理,达标后排放或填埋。

12.0.5 油气集输站场噪声防治,应符合现行国家标准《工业企业厂界噪声标准》GB 12348 的规定。

附录 A 气体空间占有的空间面积分率
 K_2 和高度分率 K_3 的关系表

表 A K_2 和 K_3 的关系

K_3	0.98	0.96	0.94	0.92	0.90	0.88	0.86
K_2	0.995	0.987	0.976	0.963	0.948	0.932	0.914
K_3	0.84	0.82	0.80	0.78	0.76	0.74	0.72
K_2	0.897	0.878	0.858	0.837	0.816	0.793	0.771
K_3	0.70	0.68	0.66	0.64	0.62	0.60	0.58
K_2	0.748	0.724	0.700	0.676	0.651	0.627	0.601
K_3	0.56	0.54	0.52	0.50	0.48	0.46	0.44
K_2	0.576	0.551	0.526	0.500	0.475	0.449	0.424

附录 B 液滴在气体中的阻力系数计算列线图

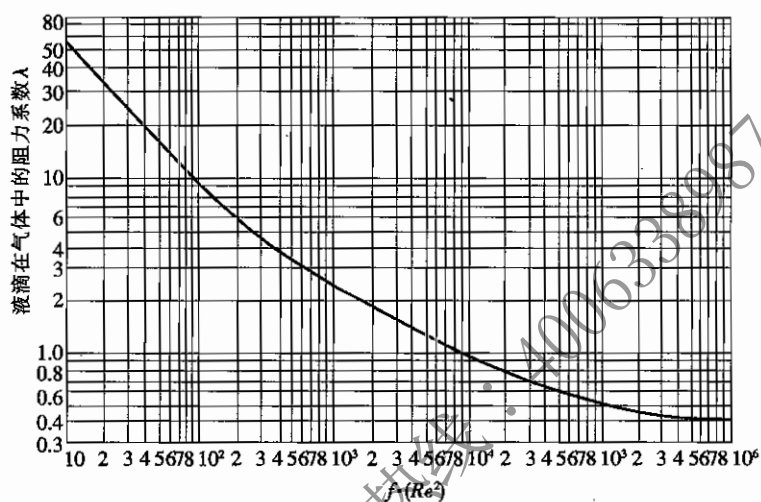


图 B 液滴在气体中的阻力系数计算列线图

附录 C 油气混输的压降计算公式

C.0.1 采用杜克勒 II 法时,可按下列公式计算(适用于水平管道)。

1 油气混输管道的压降可用下式计算:

$$\Delta P = \lambda_m \frac{\rho_m v_m^2 L}{10^3 \times 2d} \quad (\text{C.0.1-1})$$

式中 ΔP ——油气混输管道压降(MPa);

λ_m ——混输阻力系数,见式(C.0.1-2);

ρ_m ——气液混合物的平均密度(kg/m^3),见式(C.0.1-6);

v_m ——气液混合物平均流速(m/s),见式(C.0.1-7);

L ——管道长度(km);

d ——管道内径(m)。

2 混输阻力系数可用下列公式计算:

$$\lambda_m = \Phi \left(0.0056 + \frac{0.5}{Re_m^{0.32}} \right) \quad (\text{C.0.1-2})$$

$$Re_m = \frac{d v_m \rho_m}{\mu_m} \quad (\text{C.0.1-3})$$

式中 Φ ——混输阻力系数与液相阻力系数的比值,可由无滑脱时的含液率 R_L 查图 C.0.1-1 确定;

Re_m ——混输雷诺数;

μ_m ——气液混合物的动力粘度($\text{Pa} \cdot \text{s}$),见式(C.0.1-4)。

式中其他符号的意义与式(C.0.1-1)相同。

3 气液混合物的动力粘度可用下列公式计算:

$$\mu_m = \mu_L R_L + \mu_g (1 - R_L) \quad (\text{C.0.1-4})$$

$$R_L = q_L / q_m \quad (\text{C.0.1-5})$$

式中 μ_L, μ_g ——液相、气相的动力粘度(Pa·s);

R_L ——体积含液率;

q_L ——液相的体积流量(m^3/s);

q_m ——气液混合物的体积流量(m^3/s)。

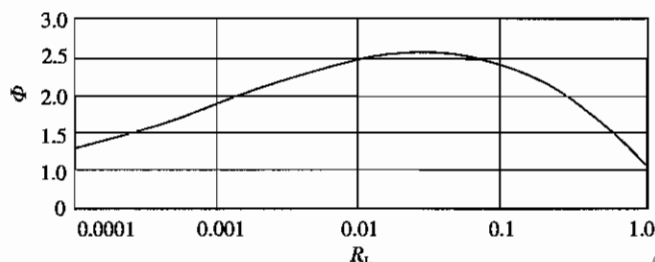


图 C.0.1-1 $\Phi-R_L$ 关系曲线

4 气液混合物的平均密度可用下式计算:

$$\rho_m = \rho_L \frac{R_L^2}{H_L} + \rho_g \frac{(1-R_L)^2}{1-H_L} \quad (\text{C.0.1-6})$$

式中 ρ_L, ρ_g ——液相、气相的密度(kg/m^3);

R_L ——体积含液率;

H_L ——截面含液率,即考虑气液相滑脱时的含液率,可根据 R_L 和 Re_m 查图 C.0.1-2 确定。

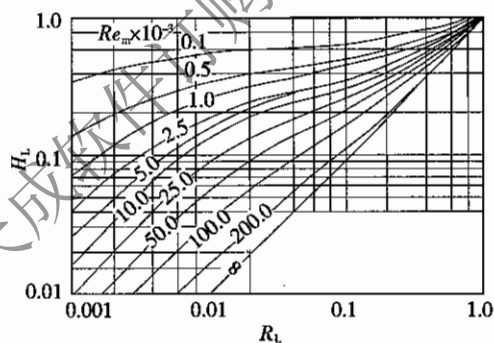


图 C.0.1-2 R_L-H_L 关系曲线

5 气液混合物的平均流速可用下式计算:

$$v_m = \frac{4q_m}{\pi d^2} \quad (\text{C. 0. 1-7})$$

式中 q_m ——气液混合物的体积流量(m^3/s);

d ——管道内径(m)。

C. 0. 2 采用贝格斯-布里尔法时,可按下列公式计算:

1 油气混输管道的压降可用下式计算:

$$\Delta P = \frac{[H_L \rho_L + (1 - H_L) \rho_g] g \sin \theta + \lambda_m \frac{2 v_m G_m}{\pi d^3}}{1 - \frac{[H_L \rho_L + (1 - H_L) \rho_g] v_m v_{sg}}{\bar{P}}} L \quad (\text{C. 0. 2-1})$$

式中 ΔP ——油气混输管道压降(Pa);

H_L ——截面含液率,无因次,其值可按流态(分离流、过渡流、间歇流和分散流)由计算确定,见本条第2款;

g ——重力加速度, $g = 9.81 \text{ m/s}^2$;

θ ——管道倾角,度或弧度(流体上坡 θ 为正,下坡为负,水平管 $\theta = 0$);

λ_m ——混输摩阻系数,可根据无滑脱水力摩阻系数 λ_0 、含液率 H_L 、无滑脱含液率 R_L ,经计算确定,见本条第4款;

G_m ——气液混合物质量流量(kg/s);

v_{sg} ——气相折算流速(m/s);

$\bar{P}$ ——管道内介质的平均绝对压力(Pa)。

式中其他符号的意义与式(C. 0. 1-1)相同。

2 截面含液率 H_L 可按下列公式计算。

1) 水平管分离流、间歇流、分散流的截面含液率按下式计算:

$$H_L(0) = \frac{a R_L^b}{c Fr} \quad (\text{C. 0. 2-2})$$

式中 $H_L(0)$ ——水平管截面含液率；

R_L ——体积含液率，见式(C. 0. 1-5)；

Fr ——弗劳德准数，见式(C. 0. 2-11)；

a, b, c ——系数，取决于流型，见表 C. 0. 2-1。

表 C. 0. 2-1 a, b, c 与流型的关系

流型	a	b	c
分离流	0.980	0.4868	0.0868
间歇流	0.845	0.5351	0.0173
分散流	1.065	0.5824	0.0609

2) 水平管过渡流的截面含液率 $H_L(0)_T$ 按下式计算：

$$H_L(0)_T = AH_L(0)_S + BH_L(0)_I \quad (C. 0. 2-3)$$

式中 T, S, I ——分别表示过渡流、分离流和间歇流；

A, B ——按下列公式计算：

$$A = \frac{L_3 - Fr}{L_3 - L_2} \quad (C. 0. 2-4)$$

$$B = 1 - A \quad (C. 0. 2-5)$$

注： L_2, L_3 按表 C. 0. 2-3 中所列计算式计算。

3) 对于倾斜管截面含液率 $H_L(\theta)$ 可按下式计算：

$$H_L(\theta) = \phi H_L(0) \quad (C. 0. 2-6)$$

$$\phi = 1 + c \left[\sin(1.8\theta) - \frac{1}{3} \sin^3(1.8\theta) \right] \quad (C. 0. 2-7)$$

$$c = (1 - R_L) \ln(d R_L^e N_{LW} Fr^h) \quad (C. 0. 2-8)$$

式中 d, e, f, h ——与流型有关的系数，见表 C. 0. 2-2。

表 C. 0. 2-2 与流型有关的其他系数

流型	d	e	f	h
上坡分离流	0.011	-3.768	3.539	-1.614
上坡间歇流	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
上坡分散流	$c=0, \phi=1$			
下坡多型流	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056

$$N_{LW} = v_{sl} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{0.25} \quad (\text{C. 0. 2-9})$$

式中 v_{sl} ——液相折算速度(m/s);

σ ——液相表面张力(N/m)。

对于 $\theta=90^\circ$ 的垂直管路:

$$\phi = 1 + 0.3c \quad (\text{C. 0. 2-10})$$

3 两相管路流型判别准则见表 C. 0. 2-3。

表 C. 0. 2-3 两相管路流型判别准则

流型	判别准则		L 的计算式
	R_L	Fr	
分离流	<0.01	$<L_1$	$L_1 = 316R_L^{0.202}$ $L_2 = 9.262 \times 10^{-4} R_L^{-2.4684}$ $L_3 = 0.10R_L^{-1.4515}$ $L_4 = 0.5R_L^{-5.738}$
	≥ 0.01	$<L_2$	
过渡流	≥ 0.01	$>L_2$ 且 $<L_3$	
间歇流	≥ 0.01 且 <0.4	$>L_3$ 且 $<L_1$	
	≥ 0.4	$>L_3$ 且 $\leq L_4$	
分散流	<0.4	$\geq L_1$	
	≥ 0.4	$<L_4$	

$$Fr = \frac{v_m^2}{gd} \quad (\text{C. 0. 2-11})$$

式中符号意义与式(C. 0. 1-1、C. 0. 2-2)相同。

4 两相流水力摩阻系数可按下列公式计算:

$$\frac{\lambda_m}{\lambda_o} = e^n \quad (\text{C. 0. 2-12})$$

式中 λ_m ——两相流管路的水力摩阻系数;

λ_o ——相同条件下两相均匀混合、相间无滑脱的水力摩阻系数。

$$n = \frac{-\ln m}{0.0523 - 3.1821 \ln m + 0.8725 (\ln m)^2 - 0.01853 (\ln m)^4} \quad (\text{C. 0. 2-13})$$

$$m = \frac{R_L}{[H_L(0)]^2} \quad (\text{C. 0. 2-14})$$

$$\text{当 } 1 < m < 1.2 \text{ 时, } n = \ln(2.2m - 1.2) \quad (\text{C. 0. 2-15})$$

对于水力光滑管,无滑脱时水力摩阻系数 λ_0 可由穆迪 (Moody) 图中查得,也可由下式计算:

$$\lambda_0 = 2 \lg \left(\frac{Re_0}{4.5223 \lg Re_0 - 3.8215} \right) \quad (\text{C. 0. 2-16})$$

无滑脱时,其雷诺数 Re_0 为:

$$Re_0 = \frac{dv_m [\rho_L R_L + \rho_g (1 - R_L)]}{\mu_L R_L + \mu_g (1 - R_L)} \quad (\text{C. 0. 2-17})$$

式中符号意义与式(C. 0. 1-1、C. 0. 1-5、C. 0. 1-6)相同。

附录 D 埋地沥青绝缘集输油管道 总传热系数 K 选用表

表 D 埋地沥青绝缘集输油管道总传热系数 $K[W/(m^2 \cdot ^\circ C)]$

K 土壤潮湿程度 管道公称直径(mm)	稍湿	中等湿度	潮湿	水田及 地下水中
50	3.72	4.65	5.81	7.56
65	3.37	4.30	5.47	6.98
80	3.14	4.07	5.12	6.40
100	2.79	3.72	4.65	5.81
150	2.56	3.49	4.19	5.23
200	2.33	3.02	3.72	4.65
250	2.09	2.79	3.49	4.19
300	1.86	2.56	3.02	3.72
350	1.74	2.33	2.79	3.49
400	1.63	2.09	2.56	3.26
500	1.40	1.74	2.33	2.91

注:表中所列总传热系数以钢管外表面为基准传热面。

附录 E 埋地硬质聚氨酯泡沫塑料保温 集输油管道总传热系数 K 选用表

表 E 埋地硬质聚氨酯泡沫塑料保温集输油管道
总传热系数 K [$W/(m^2 \cdot ^\circ C)$]

K 土壤潮湿程度		稍湿	中等湿度	潮湿	水田及 地下水
管道公称直径(mm)					
保温 厚度 30mm	50	1.58	1.67	2.10	2.51
	65	1.47	1.58	1.88	2.36
	80	1.36	1.47	1.78	2.20
	100	1.26	1.36	1.67	2.04
	150	1.15	1.21	1.52	1.84
	200	1.04	1.15	1.41	1.78
	250	0.95	1.04	1.26	1.58
保温 厚度 40mm	50	1.36	1.41	1.78	2.14
	65	1.26	1.31	1.62	1.98
	80	1.15	1.21	1.52	1.88
	100	1.04	1.10	1.41	1.73
	150	0.95	0.99	1.26	1.58
	200	0.89	0.95	1.15	1.41
	250	0.84	0.89	1.04	1.31

注:表中所示总传热系数以钢管外表面为基准传热面。

附录 F 集油管道伴热输送双管管组 $[(D_2/D_1) \leq 3]$ 热力近似计算公式

F.0.1 集油管道伴热输送双管管组的总耗热量可近似按下式计算：

$$\Phi = 2.57LK(D_1\Delta t_1 + D_2\Delta t_2) + q_m C\Delta t \quad (\text{F.0.1})$$

式中 Φ ——管组总耗热量(散热流量)(W)；

L ——集油管道长度(m)；

K ——保温壳内管道向外界的总传热系数(按钢管外表面作为基准传热面取值)[W/(m²·℃)]；

D_1 ——伴热管外径(m)；

D_2 ——集油管外径(m)；

Δt_1 ——伴热管平均温度与外界温度之差(℃)；

Δt_2 ——集油管平均温度与外界温度之差(℃)；

q_m ——集油管设计流量(含水原油)(kg/s)；

C ——原油(含水原油)比热容[J/(kg·℃)]；

Δt ——原油(含水原油)的温升(℃)。

F.0.2 当集油管长度小于原油升温所需要的热伴随长度时,在井口应设换热器。集油管路伴热输送保证升温的热伴随长度,可近似按下式计算(双管管组)：

$$L = \frac{q_m C \Delta t}{K' D_2 \left(1 - \frac{D_2 - D_1}{D_2 + D_1}\right) \Delta t' - 2.57 D_2 K \Delta t_2} \quad (\text{F.0.2})$$

式中 K' ——伴热管对油管的总传热系数[W/(m²·℃)]；

$\Delta t'$ ——伴热管与油管的对数平均温差(℃)。

式中其他符号意义与式(F.0.1)相同。

附录 G 埋地沥青绝缘采集气管道 总传热系数 K 选用表

表 G 埋地沥青绝缘采集气管道总传热系数 $K[W/(m^2 \cdot ^\circ C)]$

K 土壤潮湿程度 管道公称直径(mm)	稍湿	中等湿度	潮湿	水田及 地下水中
50	5.81	6.62	7.55	8.14
65	5.23	5.81	6.62	7.21
80	4.88	5.58	6.16	6.74
100	4.41	5.11	5.69	6.28
150	3.60	4.18	4.76	5.23
200	3.02	3.48	4.07	4.65
250	2.67	3.14	3.60	4.07
300	2.20	2.55	2.90	3.25
400	1.86	2.09	2.44	1.79

附录 H 站内架空油气管道与 建(构)筑物之间最小水平间距

表 H 站内架空油气管道与建(构)筑物之间最小水平间距(m)

建(构)筑物		最小水平间距
建筑物墙壁外缘或突出部分外缘	有门窗	3.0
	无门窗	1.5
场区道路		1.0
人行道路外缘		0.5
场区围墙(中心线)		1.0
照明或电信杆柱(中心)		1.0
电缆桥架		0.5
避雷针杆、塔根部外缘		3.0
立式罐		1.6

注:1 表中尺寸均自管架、管墩及管道最突出部分算起。道路为城市型时,自路面外缘算起;为公路型时,自路肩外缘算起。

2 架空油气管道与立式罐之间的距离,是指立式罐与其圆周切线平行的架空油气管道管壁的距离。

附录 J 站内埋地管道与电缆、 建(构)筑物平行的最小间距

表 J 站内埋地管道与电缆、建(构)筑物平行的最小间距(m)

建(构)筑物名称		通信电缆 及 35kV 以下直埋 电力电缆	管架基础 (或管墩) 外缘	电 杆 中心线	建筑物 基础外缘	道 路	
						路面或 路边石 外缘	边沟 外缘
管 道 名 称	原油管道	2.0	1.5	1.5	2.0	1.5	1.0
	天然气凝液管道	2.0	1.5	1.5	2.0	1.5	1.0
	污油管道	2.0	1.5	1.5	2.0	1.5	1.0
	污水管道	2.0	1.5	1.5	2.0	1.5	1.0
	天然气管道 ($P \leq 1.6 \text{MPa}$)	1.0	1.5	1.5	2.0	1.5	1.0
	压缩空气管道	1.0	1.0	1.0	1.5	1.0	1.0
	热力管道	2.0	1.5	1.0	1.5	1.0	1.0
	消防水管道	1.0	1.0	1.0	1.5	1.0	1.0
	清水管道	1.0	1.0	1.0	1.5	1.0	1.0
	加药管道	1.0	1.0	1.0	1.5	1.0	1.0

注:1 表中所列净距应自管壁或防护设施外缘算起。

2 当管道埋深大于邻近建(构)筑物的基础埋深时,应采用土壤安息角校正表中所列数值。

3 当有可靠根据或措施时,可减小表中所列数值。

附录 K 站场内建筑物的通风方式及换气次数

表 K 站场内建筑物的通风方式及换气次数

厂房名称	有害物	通风方式	换气次数 (次/h)
天然气凝液泵房	有害气体	有组织的自然通风或机械排风	10(20)
液化石油气泵房	有害气体	机械排风	10
天然气压缩机房	余热、有害气体	有组织的自然通风或机械排风或联合通风	8~10
天然气调压间	有害气体	有组织的自然通风或机械排风	3~6
原油泵房、分井计量站操作间、原油流量计间、流量计检定间、脱水操作间(含游离水脱除操作间)、污油泵房、含油污水泵房、油气阀组间	余热、有害气体	有组织的自然通风或机械排风或联合通风	6~10 (12~15)
加药间、化药间、药品室	有害气体	机械排风	5~10
燃油锅炉间、燃气锅炉间、加热炉操作间	余热、有害气体	有组织的自然通风或机械排风	3~6
污水提升泵房	有害气体	有组织的自然通风或机械排风	3

注:1 有组织的自然通风可采用筒形风帽、旋转风帽、球形风帽或通风天窗等方式。

2 计算通风量时,房间高度大于6m时应按6m计算,事故通风应按房间实际高度计算。

3 括号内的换气次数为含硫的数据。

4 对于同时散发有害气体和余热的建筑物,室内的全面通风量应按消除有害气体或余热中所需的最大空气量计算。当建筑物内散发的有害气体或余热量不能确定时,通风量可按表中的换气次数计算。

5 当采用联合通风方式时,自然通风的换气次数取3~6次/h,机械排风按全部换气次数计算。

附录 L 通信电缆管道和直埋电缆与 地下管道或建(构)筑物的最小间距

**表 L 通信电缆管道、直埋电缆与其他地下管道和
建筑物的最小间距**

地下管道及建筑物		最小水平间距(m)		最小垂直间距(m)	
		电缆管道	直埋电缆	电缆管道	直埋电缆
给水管道	75~150mm	0.5	0.5	0.15	0.5
	200~400mm	1.0	1.0	0.15	0.5
	>400mm	2.0	1.5	0.15	0.5
天然(煤)气管道	压力 ≤ 0.3 MPa	1.0	1.0	0.15 ^(注1)	0.5
	0.3MPa<压力 ≤ 0.8 MPa	2.0	1.0	0.15 ^(注1)	0.5
电力线	35kV 以下电力电缆	0.5 ^(注2)	0.5 ^(注2)	0.5 ^(注2)	0.5 ^(注2)
	10kV 及以下电力线电杆	1.0	—	—	—
建筑物	散水外缘	—	0.5	—	—
	无散水时	—	1.0	—	—
	基础	1.5	0.6	—	—
绿化	高大树木	1.5	—	—	—
	小型绿化树	1.0	—	—	—
输油管道		—	2.0	—	0.5
热力管道		1.0	2.0	0.25	0.5
排水管道		1.0	1.0	0.15	0.5
道路边石		1.0	—	—	—
排水沟		—	0.8	—	0.5
广播线		—	0.1	—	—

注:1 交越处 2m 之内天然(煤)气管道不得有接口,否则电缆及电缆管道应加包封。

2 电力电缆加有保护套管时,净距可减至 0.15m。

附录 M 通信架空线路与其他设备或 建(构)筑物的最小间距

表 M 通信架空线路与其他设备或建筑物的最小间距

序号	间 距 说 明		最小间距(m)
1	杆路与油(气)井或地面露天油池的水平距离		20
2	杆路与地下管道的水平距离,杆路与消火栓的水平距离		1.0
3	杆路与火车轨道的水平距离		地面杆高的 $1\frac{1}{3}$
4	杆路与人行道边石的水平距离		0.5
5	导线与建筑物的水平距离		2.0
6	电缆或导线与农作物之间的垂直距离		0.6
7	电缆或导线与路面之间的垂直距离	一般地区	4.5
		特殊地区	3.0
8	导线与树枝间	在市内的水平距离	1.3
		在郊外的水平距离	2.0
		垂直距离	1.0
9	跨越河流时	通航河流电缆或导线与最高洪水时船舶或船帆最高点的垂直距离	1.0
		不通航河流电缆或导线与最高洪水位垂直距离	2.0
10	电缆或导线穿越有防雷保护装置的架空电力线路的垂直距离	1kV 以下	1.25
		1~10kV	2.0
		20~110kV	3.0
		154~220kV	4.0

续表 M

序号	间 距 说 明		最小间距(m)
11	电缆或导线穿越无防雷保护装置的架空电力线路的垂直距离	1kV 以下	1.25
		1~10kV	4.0
		20~110kV	5.0
		154~220kV	6.0
12	电缆或导线与带有绝缘层的低压电力线交越时的垂直距离		0.6
13	两通信线(或与广播线)交越时的垂直距离		0.6 ^(注1)
14	电缆或导线与直流电气铁道馈电线交越时的垂直距离		2.0 ^(注2)
15	电缆或导线与霓虹灯及其铁架交越时的垂直距离		1.6
16	跨越房屋时电缆或导线与房顶的垂直距离		1.0
17	跨越乡村大道、城市人行道和居民区时电缆或导线与路面的垂直距离		4.5
18	跨越公路、通卡车的大车路和城市街道时电缆或导线与路面的垂直距离		5.5
19	跨越铁路时电缆或导线与轨面的垂直距离		7.0

注:1 两通信线交越时,一级线路应在二级线路上面通过,且交越角不得小于30°,广播线路为三级线路。

2 通信线路与25kV交流电气铁道的馈电线不允许跨越,必要时应采用直埋电缆穿过。

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,非这样做不可的用词:

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用词:

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的用词,采用“可”。

2 本规范中指明应按其他有关标准、规范执行的写法为“应符合……的规定”或“应按……执行”。

恒智天成软件订购热线：4006338987

中华人民共和国国家标准

油 气 集 输 设 计 规 范

GB 50350 - 2005

条文说明

恒智天成软件订购热线：4006338987

恒智天成软件订购热线：4006338987

目 次

1	总 则	(111)
2	术 语	(112)
3	基本规定	(113)
4	原油集输及储运	(116)
4.1	基本要求	(116)
4.2	采油井场	(121)
4.3	原油泵输	(123)
4.4	原油加热及换热	(128)
4.5	原油储存	(132)
4.6	原油装卸设施	(138)
5	原油净化处理	(142)
5.1	油气分离	(142)
5.2	原油除砂	(144)
5.3	原油脱水	(144)
5.4	原油稳定	(153)
5.5	油罐烃蒸气回收	(156)
6	天然气集输	(158)
6.1	基本要求	(158)
6.2	气液分离	(159)
6.3	水合物的防止	(162)
6.4	天然气加热	(165)
6.5	天然气增压	(166)
6.6	安全泄放	(168)
6.7	含硫气田的防腐与防护	(169)

7	天然气净化及凝液储存	(171)
7.1	天然气净化	(171)
7.2	天然气凝液回收	(171)
7.3	天然气凝液储存	(172)
8	油气集输管道	(174)
8.1	基本要求	(174)
8.2	原油集输管道	(175)
8.3	天然气集输管道	(177)
8.4	天然气凝液输送管道	(179)
8.5	管道敷设及防腐保温	(180)
8.6	材料及管道组件	(181)
9	油气计量	(185)
9.1	基本要求	(185)
9.2	油井产量计量	(185)
9.3	原油输量计量	(187)
9.4	气井产量计量	(188)
9.5	天然气输量计量	(189)
10	仪表及计算机控制系统	(192)
10.1	基本要求	(192)
10.2	仪表选型及主要控制内容	(196)
10.3	计算机控制系统	(198)
11	站场总图及公用工程	(201)
11.1	站场址选择	(201)
11.2	站场防洪及排涝	(201)
11.3	站场总平面及竖向布置	(204)
11.4	站场管道综合布置	(206)
11.5	供配电	(207)
11.6	给排水及消防	(211)
11.7	供热	(213)

11.8	燃料	(215)
11.9	暖通空调	(216)
11.10	通信	(216)
11.11	建(构)筑物	(217)
11.12	站场道路	(219)
12	健康、安全与环境	(221)
附录 C	油气混输的压降计算公式	(222)
附录 D	埋地沥青绝缘集输油管道总传热系数 K 选用表	(223)
附录 E	埋地硬质聚氨酯泡沫塑料保温集输油管道总传热 系数 K 选用表	(224)
附录 F	集油管道伴热输送双管管组 $[(D_2/D_1) \leq 3]$ 热力 近似计算公式	(226)
附录 J	站内埋地管道与电缆、建(构)筑物平行的最小 间距	(227)

恒智天成软件订购热线：4006338987

1 总 则

1.0.1 本条说明制定本规范的目的。

1.0.2 本条说明本规范的适用范围。本规范适用于陆上油田、气田和滩海陆采油气田油气集输新建、扩改建和改造工程的设计,不适用于滩海油气田油气集输工程设计。本规范中所述陆上油气田包括陆上的常规油气田,还包括稠油油田、低产油田、沙漠油气田,不包括凝析气田。在原中国石油天然气总公司基建局 1995 年 12 月颁布的《低产油田地面工程规划设计若干技术规定》中,对于低产油田的定义是:“油层平均空气渗透率低于 $50 \times 10^{-3} \mu\text{m}^2$ 、平均单井产量低于 10t/d 的油田;产能建设规模小于 $30 \times 10^4 \text{t/d}$ 的油田”。

1.0.3 本条说明本规范与国家现行有关规范的关系。

2 术 语

本章所列术语,其定义及范围,仅适用于本规范。

本章所列术语,大多数是参照《石油工程建设基本术语》SYJ 4039—89确定的,并结合油气田生产发展的实际做了适当完善和补充。

2.0.4~2.0.6 这三条术语参照辽河油田推荐的稠油分类标准,按 50℃时原油的动力粘度对稠油进行了详细分类。其中,普通稠油:温度在 50℃时,动力粘度不大于 10000mPa·s 的稠油。

2.0.31 “滩海陆采油气田”是指距岸较近、有路堤与岸边相连,并采用陆地油气田开发方式的滩海油气田,如辽河油田的笔架岭油田和海南三油田。这种油田的特点是地处滩海地区,水深较浅,距岸较近,采用海堤路(多为砂石路或土路),由陆地向海里延伸,在滩海上建平台(多为砂石平台或吹填平台),前期在平台上采用陆地钻机钻井,后期在平台上建油气生产及配套设施,油气产物通过沿海堤路敷设的管道输到岸上。滩海陆采平台在有的油田也叫滩海陆采人工岛或滩海陆采井场。

3 基本规定

3.0.1 油气集输工程必须适应油气田生产全局的需要,满足开发和开采的要求。当油气田已具有开发方案时,油气集输工程设计应以批准的油气田开发方案为依据,并满足设计委托书或设计合同规定的内容、范围和要求。当油气田在勘探或试采过程中,尚未进行开发设计,需要建设部分地面工程以便尽早生产原油和天然气,在这种情况下油气集输工程设计只能依据设计委托书或设计合同。

3.0.2 一个油气田的开发是作为一个完整的建设工程项目出现的。对油气藏工程设计、钻井工程设计、采油采气工程设计、地面建设工程设计等几个方面,进行综合的经济比较,才能构成总体的油气田开发设计。应该提倡地上地下相结合、共同服从经济效益的油气田开发设计原则。国外不少石油设计公司就是搞综合设计,在进行总体技术经济比较的基础上,提出油气田的总体设计。国内的部分油气田也已经开始重视这种多专业结合、综合优化的做法。油气集输工程必须满足油气田开发和开采的要求,保证采输协调,生产平稳。然而,随着油气田开发的不断发展,油气田各阶段开发和开采方式是变化的,这要求油气集输工程设施也要随之做出相应的调整。要考虑能以地面设施的少量变动去适应油气田开发不同时期、不同阶段的要求,而不是推倒重来。因此,油气集输工程及供电、供水、道路等公用工程需要编制长远规划。根据多年来油气田地面建设的经验,油气田建设工程应总体规划,分期实施。

3.0.4 实现密闭集输是降低油气损耗的重要措施。20世纪80年代,我国油田主要采用压力缓冲罐密闭方式。90年代,试验成

功了油罐烃蒸气回收工艺,胜利、辽河、新疆、江苏等油田的许多站上已采用常压油罐配烃蒸气回收的密闭集输流程。但目前有些油田,如部分低渗透低产油田、稠油油田、边远小油田等油田油气集输系统密闭率未达到100%。工艺流程密闭率应当根据各油田各区块气油比、油田的开采条件、密闭后的经济效益区别对待。稠油集输系统的油气损耗率虽因轻质组分含量较少而较常规原油低,但也是不可忽视的。稠油油气集输工艺流程密闭应采用投资少、效益高、运行可靠的方法,比如用油罐烃蒸气回收或与集输和脱水相结合的加热闪蒸等方法。气田要在矿场条件下充分回收天然气中丁烷或丙烷以上的组分,并能尽量密闭收集和输送。天然气要避免不必要的放空。

最近十多年,我国在合理利用油井流体压力能方面取得了较大进展。继中原、马岭、鄯善等油田采用单管不加热集油流程之后,单井产量较低的安塞、靖安油田又实现了单管不加热集油。我国西部开发建设的新油田,如塔中4油田、东河塘油田,用油井压力完成油气收集、油气分离、原油脱水的全过程,减少了中间接转,集输流程进一步简化。

3.0.5 油气集输工程分期建设的规模:

1 关于分期建设的规模一般有两种意见,一种意见是按适应的原油含水率,另一种意见是按适应年限,这两种意见都以油田开发方案为基础。本规范按适应年限确定工程分期建设规模。这样,既可以把分期建设规模同工程的经济效益统一起来,又可以使本规范有较广泛的使用范围。

2 规定每期工程适应期一般为10年,理由如下:

1) 根据各类固定资产的折旧年限。

2) 从基建程序看,一次有计划的调整改造工程,从规划、设计、基建直到投产一般要2年时间,如果适应期过短,带来的问题是工程的服役期较短,与人力、物力的消耗相比,是很不经济的。

3) 规定适应期下限为10年,其一是可以尽早发挥基建投资的

作用;其二是考虑技术进步,同时考虑到油田开发研究方面认识油田的能力已有较大提高,多数油田都可以提供 10~15 年的开发预测资料,有的油田已经可以提供 20 年的开发预测资料。

3 当适应期内的输液量和热负荷变化较大时,如果输油泵、加热炉全部按最大负荷配置,就会长时间处于低负荷低效率运行,浪费能量和基建投资。为了使工程既有较长的适应期,又能提高设备负荷率,主要耗能设备可按照具体情况分阶段配置。

3.0.6 实施滚动勘探开发的油气田,其工程适应期比一般油气田短。有的新建工程投产时间不长就要改造。因此,特别强调油气田建设工程远期和近期的衔接。

3.0.8 为了节省投资,降低滩海陆采平台生产安全和环保的风险性,应尽量简化平台油气生产及配套设施,平台上只设置井口装置、油井产量计量、油气加热与外输及必要的配套设施,必要时设油气分离设施。为了保证平台安全生产,避免跑、冒、滴、漏现象发生,平台生产设施必须设可靠的液位、压力、温度和可燃(或有毒)气体等关键参数的检测、控制和报警仪表。

4 原油集输及储运

4.1 基本要求

4.1.1 我国原油多是陆相成油,其特点是高粘、高凝、高含蜡,对于这种“三高”原油,可采用加热输送,但是加热输送的能耗较大。也可以采用掺轻质原油(或轻质馏分油)、掺蒸汽、掺活性水及伴热输送等。当油田综合含水高于转相点时,其混合液体的流动性能得到明显改善,可以采用不加热输送。

根据油田地理位置、自然条件,油田开发特点及油品性质合理采用油气集输流程,可实现油田生产节能降耗,保证油田开发建设取得好的整体经济效益。吐哈油田采用单管不加热集油流程,井口至分井计量站为单管不加热集油,油嘴搬家,投球清蜡,分井计量站集中计量。塔中4油田原油物性好,具有“四低”(凝固点低、粘度低、含蜡量低和含硫量低)的特点,油气集输流程采用单管不加热常温输送集油流程。另外,高含水原油常温集油技术已在大庆萨喇杏油田、胜利东辛、胜采、临盘油田、辽河油田、大港油田推广应用;新疆彩南油田采用单管集油、井口加热、集中计量工艺流程。井口掺液双管流程包括掺油、掺活性水、掺蒸汽等。大庆油田普遍采用掺活性水流程,该流程对于地处严寒地区、高凝点的原油适应性强、安全可靠。随着油田含水率的增高,单井产液量增加,不断对油气集输的生产方式进行调整,如在低含水期掺入温度为70℃的活性水达到升温降粘输送的目的,在中高含水期采取降低掺水温度、掺常温水、减少掺水量等措施,对于产液量高的油井(如电泵井)采用双管出油不加热集油。稠油油田采用掺轻质原油(或轻质馏分油)或掺蒸汽流程。

4.1.2 单管环状掺水集油流程,起源于大庆外围油田。大庆外围

油田属于低产、低渗透、油品性质差的油田,自开发建设以来,一直在探索简化集油流程、节省投资、降低能耗、提高经济效益的集输工艺流程,经过多年的实践,不断总结完善,逐渐形成了适合本油田特点的集输流程。该流程已在大庆外围龙虎泡、宋芳屯、榆树林、布木格和海拉尔等油田广泛采用。

该流程是在接转站将含油污水升温,用掺水泵输送到所辖的集油阀组间,由集油阀组间分配到各集油环。每个集油环串联油井 3~5 口,每座阀组间辖 3~4 个集油环,油井产出物进入集油环与循环的热水混合后一起输至集油阀组间,然后自压到接转站。不设分井计量站,单井产量采用液面恢复法或功图法计量。

单管环状掺水流程对老油田加密调整井的开发建设也具有重要的参考价值。加密调整井产量低,气油比低,可利用功图法量油技术,并可充分利用已建老井含水高、产液大的优势,老油田的加密调整井建设与老井相结合,将调整井挂入已建单井集油掺水管道中,派生出多种环状掺水流程模式。

4.1.3 本条确定设计采用的油井最高允许回压。

1 “设计采用的油井最高允许回压”是一个油田或区块油气集输工程设计确定的油井最大回压值,是指集输条件最不利油井可能出现的最高回压,如最远的端点井、集油时爬坡最大的油井在冬季出现的最大回压。大多数油井日常生产的井口回压会明显低于“最高允许回压”。

据统计,我国 90%以上的采油井为机械采油井。机械采油井的产量基本不受井口回压影响。从抽油机的工作原理分析,抽油机的排量取决于深井泵的柱塞面积、柱塞冲程长度、单位时间内的往复次数。油井回压与产量并无直接关系,只是当回压增高加剧深井泵的内漏而影响泵效时,才会导致产量下降。石油工业出版社出版的《高效油气集输与处理技术》(苗承武 编)中指出:据对抽油井的测试和分析,回压提高 0.5MPa,井筒漏失仅增加 1%左右,小于采油调整流压(降低进泵压力)所增加的井筒漏失量。从

动力消耗来说,提高机械采油井回压也是经济的。一般来说,机械采油设备单机功率小,与地面增压设备(泵)相比效率也较低。因此对油系统来说,提高机械采油井回压引起的动力消耗的增加可能比从地面增压(如增设接转站)动力消耗略高,但若油气同时考虑则是合算的。

井口回压适当提高之后,由于增大了原油中的溶解气量和轻组分含量,除能够合理确定第一级油气分离器的压力外,不仅有利于提高原油稳定和天然气凝液回收工艺的收率,还有利于不加热集输工艺的实现,达到节能的目的。另外,可以减少接转站的建设数量,有利于节省投资。因而,根据我国油气集输工程设计的多年实践,机械采油井最高允许回压宜为 $1.0 \sim 1.5 \text{ MPa}$ 。对于低渗透低产油田,在单井产量较低、集输半径较长或采用不加热集输的情况下,油井回压可适当提高。调研中了解到,国内油田大多数油井回压都在 $1.0 \sim 1.5 \text{ MPa}$,以及 1.0 MPa 以下。胜利油田部分集输半径较长的油井井口回压达到 $1.8 \sim 2.0 \text{ MPa}$,长庆油田部分井井口回压达 $4.0 \sim 5.0 \text{ MPa}$,吉林油田部分油井井口回压达到 $1.9 \sim 2.1 \text{ MPa}$ 。

下列几种情况井口回压可低于 1.0 MPa :

- 1) 在井口、分井计量站上用车拉、船运方式集油。
- 2) 含砂量较大的稠油。
- 3) 集油管网简短的小断块油田。
- 4) 在油田开发后期,通过技术经济论证,可适当降低井口回压。

2 自喷井回压:按照气体通过喷嘴的流动规律,当流速达到气体工作状态下的音速时,如果喷嘴后面与前面的压力比值不超过临界压力比时,则流量仅与喷嘴前压力有关,而背压(喷嘴后压力)的变化对流量没有影响。各种气体的临界压力比分别为:单原子气体, 0.487 ; 双原子气体, 0.528 ; 多原子气体, 0.546 ; 过热水蒸汽, 0.546 ; 饱和水蒸汽, 0.577 。

自喷井回压主要取决于油井油管压力和油井油气产量,试验证明,油气混合物经过油嘴的流动规律和气体通过喷嘴的流动规律基本相同。当油嘴内油气流速达到或接近油气工作状态的音速时,若油嘴后压力(回压)与油嘴前压力(油压)之比不超过 0.5 左右,则油井产量主要与油嘴前油压有关,而回压对产量没有什么影响。

1962 年大庆油田对不同类型的 12 口油井产量和回压的关系做了测试和分析研究后确定:当回压与油压之比小于 0.5 时,产油量只与油压有关。1972 年大庆油田又对油井回压进行普查,并选择 6 口井进行实际测试,确定临界压力比为 0.4~0.5。1978 年前后,胜利油田设计院在文留油田 25~27 井(气油比 $40\sim 80\text{m}^3/\text{t}$,原油不含水)进行了油井回压与产量关系试验。结果表明,油井回压与油压之比小于 0.6 时,油井产量不受回压影响。

总地讲,回压与油压的比值越小,就越有利于油井的稳产。但是,这个比值越小,消耗在油嘴上的能量就越多,集输系统压力就越低,地面工程就越不合理。兼顾到油田地质开发和油田地面建设两个方面,本规范规定,设计采用的自喷井回压可为油田开发方案确定的油管压力的 0.4~0.5 倍。

4.1.5 油气集输工程的布站方式是根据油井、分井计量站、接转站和脱水站在布局上的不同组合方式确定的。当油田面积较小、区块相对独立时,可采用油井——脱水站的一级布站方式。这种布站方式从油井到脱水站的集输距离相对较短。当油田面积较大、各区块相连、油井数量较多时,宜采用油井——分井计量站——接转站——脱水站的三级布站方式。这种布站方式,从油井到脱水站的集输距离较长,接转站和脱水站管辖油井数较多,接转站、脱水站建设数量少,系统投资更为节省,具有更好的经济效益。三级布站是在二级布站的基础上,将分井计量站和接转站功能合并而形成的一种布站方式。有的油田将分井计量站简化为阀组间,在布站方式上称为“半”,又形成了油井——阀组间——脱水

站的一级半布站方式或油井——阀组间——接转站——脱水站的二级半布站方式。采用何种布站方式,应根据各油田或区块开发的具体情况,通过技术经济论证确定。

将接转站或脱水站同采出水处理站、注水站和变电所等联合布置时,称为集中处理站。本条中的“集中处理站”与《油田地面建设规划设计规范》SY 0049—94 对应,是指脱水站。

分井计量站管辖的采油井数直接影响着建设投资和生产管理的两个方面。《油田地面建设规划设计规范》SY 0049—94 中规定,分井计量站管辖采油井数宜为 8~16 口。目前,由于加密调整改造,有些油田分井计量站管辖井数已超过 30 口,并未给生产管理带来不便,计量周期可以通过增加计量分离器的台数来满足。由于加密井距离很近,虽然分井计量站管辖井数增多了,但并未扩大管辖范围,采油工人巡回上井检查没有困难。

4.1.7 为了在停电或外输管道穿孔等事故发生时仍能满足生产要求,油气集输站场内一般都设计事故流程。例如,当接转站设有事故罐时,应设计事故情况下的进罐流程;当不设事故罐时,应设计事故越站流程。脱水站一般分别设有含水原油事故罐和净化原油事故罐,工艺上应设计相应的事故流程。又如,管式加热炉应设计炉管事故紧急放空管道和吹扫管道,进油汇管应与进站油管道连通等也属于事故流程。

4.1.8 油田生产除油井需停产检修外,其他输送与处理装置均是连续生产,只有因停电、维修等特殊情况才停运,一年的累计停输时间一般只有几天时间。由于开发调整、油井作业、气候及其他原因,各种装置的生产油量有不同程度的不均衡性。一般是接转站的不均衡性比脱水站要大。考虑生产不均衡性和计算上的方便,对一般分井计量站、接转站、脱水站用所辖油井日平均产油量的总和作为该站的设计油量,相当于考虑了 1.1~1.3 的不均衡系数。按照输油管道和油库以往的习惯做法,油库的设计能力用年输油量 10^4 t/a 表示。考虑输油不均衡性、油田原油生产的不均衡性等

因素,储运设施的设计能力应为油田开发方案提供的所辖油田原油年产量的 1.2 倍。

原油稳定装置的设计能力宜根据油田开发预测资料合理确定。设计能力过大,选不到合适的设备。过小,装置的能耗高。有的油田习惯把装置的波动范围设计很宽,以便有很强的适应性。这样做有很多弊病,比如说装置的下限定为 60%,在这个条件下运行,控制仪表和调节阀都在极限上运行,准确性很差。各种设备都在低效率下工作,能耗很高。尤其是加热炉,炉管里的流速很低,会使油在炉管里结焦,以至于堵塞炉管。因此推荐波动范围为 80%~120%,在工程适应期内,装置负荷率不应低于 60%。

4.2 采油井场

4.2.1 本条规定了采油井场工艺流程应满足的要求。

油井清蜡和油井加药流程应视需要而定。

本条对稠油井场是否设置放空油池没作具体规定。在实际生产中,注气闷采后,开井初期含水量很大,接近 100%,且温度很高,有时需往放空池(或高架罐)喷油。另外,起下作业管柱和生产管柱、作业后放喷,都需放空,但考虑到污染和安全因素,不宜设放空油池,可采取临时措施解决。

井场拉油罐储存天数可根据油井产量、油品性质、运输条件、气候条件等进行综合确定。各油田不尽相同。如:胜利油田拉油井场储油罐储存时间约 2d,河南油田、吉林油田拉油井场储油罐储存时间约 3~6d,大庆油田拉油井场储油罐储存时间约 2~3d,长庆油田拉油井场储油罐储存时间约 3~7d。

滩海陆采平台设置污油污水罐,主要是为了防止正常生产及井口作业时产生的污油污水排放到海水中,造成环境污染。辽河油田的笔架岭油田和海南三油田井场平台上均设置一个 50m³ 污油污水罐。

4.2.2 采油井场占地面积的大小,应在满足工艺设施的布置安装

和现场各种管理操作的前提下,尽量压缩,以达到节约占地、减少投资的目的。根据《石油天然气工程总图设计规范》SY/T 0048—2000 的规定:“井场占地面积除考虑工艺设施的布置安装外,还应留有修井时的作业用地,其单井用地指标不应大于下列规定:(1)井深小于 3000m 的采油井:30m×40m;(2)井深大于或等于 3000m 的采油井:40m×40m;(3)油田采气井、注气井、注水井:20m×30m”。

各油田在生产建设的实际过程中,结合各自的实际情况,对上述规定做了适当调整。华北油田根据人口密集和农田较多的特点,对井场用地进行了如下调整:井深大于 3000m 的井,井场占地为 50m×30m;井深小于或等于 3000m 的井,井场占地为 40m×30m 或 30m×30m。吉林油田结合本油田生产实际规定,井深小于 1200m 的井,井场占地为 20m×30m;井深为 1200~2000m 的井,井场占地为 20m×35m;井深大于 2000m 的井,井场占地为 30m×40m。

4.2.3 在居民区内以及靠近居民区的油井设置围栏或围墙,一方面可以防止外来人员进入井场损坏采油设备,保证安全生产;另一方面可防止儿童和其他闲杂人员以及大牲畜进入井场,避免遭受意外的伤害。

目前围栏或围墙的种类有多种,距居民区的距离也不尽相同。如:大庆油田在居民区内以及距居民区 100m 以内地带的油井井场设 1.8m 高钢板网围栏,其中抽油机井场围栏平面尺寸为 6×14(m²),自喷井和电泵井井场围栏平面尺寸为 6×16(m²);辽河油田在居民区内以及靠近居民区地带的油井设砖混围墙,抽油机井场围墙平面尺寸为 20×20(m²);长庆油田在环境恶劣地区内井场设 2.2~2.5m 高砖围墙,围墙顶部还要加铁丝网;吉林油田在居民区内以及距居民区 2000m 以内地带的油井的井场设玻璃钢围栏,围栏高 1.5~1.7m,在抽油机驴头方向,围栏紧挨着抽油机底座,其他三面距抽油机底座最外缘 0.5m。综合各油田情况,建议

居民区内和距居民区 500m 以内地带的油井井场设围栏或围墙。围栏或围墙的形式及大小,可根据各油田具体情况确定。

4.2.5 抽油机曲柄应设安全防护栏杆。安装方法是在抽油机曲柄和平衡块的外侧,将安全防护栏杆固定在抽油机底座上,以防止当曲柄和平衡块运转至下半周时,造成人员及牲畜伤亡事故。抽油机曲柄和平衡块造成的人员及牲畜伤亡事故在各油田均有发生。有的油田每年会造成 3~5 人伤亡,有周围的群众,也有油田职工,给安全生产带来严重影响。牲畜伤亡事故也给油田带来了经济纠纷和经济损失。

4.3 原油泵输

4.3.1、4.3.2 目前油、气、水混输在各油田都有一些应用,将油气混输泵专门提出来旨在推动油气混输泵的应用,油气水混输的计算方法和设计技术还有待不断完善和提高。

4.3.3 设计液量为考虑原油产量高峰、不平衡系数和原油含水率的日最大液量。取工作泵的总排量为设计液量即可满足正常生产要求,可以不再考虑其他裕量。实际上由于受泵型的限制,工作泵的排量往往会稍大于设计输液量。根据各油田对输油泵的长期使用经验,工作泵中间排量与设计输液量的比值在 1~1.23 之间。

考虑到工艺设计中管路系统(包括设备)压力降计算比较复杂,局部阻力计算与实际有一定出入,压降计算中的一些参数(如含水油粘度)变化范围较大,对计算结果有一定影响。另外,还有管道结蜡、沉砂、结垢等因素的影响。泵的扬程需要留有适当的裕量。根据油田的具体情况,提出所选泵的扬程应为系统计算总水头的 1.05~1.2 倍。

4.3.4 我国的油田,除稠油外几乎全部采用离心泵输油。离心泵的优点是结构简单、体积小、价格便宜、工作可靠、故障少、便于维修、流量均匀、流量和扬程范围大。缺点是输送高粘原油时性能显著下降。效率换算系数 0.45 是离心泵工作范围的下限。当效率

换算系数小于 0.45 时,使用离心泵已很不经济,泵吸入性能明显降低,泵运行不安全因素增大。离心泵工作的适宜范围是效率换算系数大于 0.7。当换算系数为 0.45~0.7 时,在泵输系统有效汽蚀裕量允许的前提条件下,泵的选型还应考虑设备费、动力费、维护费等因素,通过技术经济分析对比确定。考虑介质粘度因素确定泵类型时,可通过查询输送粘性介质时的有关泵的性能图表确定。

“稠油输送泵的总排量宜按设计液量的 1.1~1.2 倍确定,出口压力宜按输油系统计算总水头的 1.1~1.2 倍确定”。本条基本采用了《稠油集输及注蒸汽系统设计规范》SY 0027—94 的规定,系数略有变化,但变化不大。这里的总排量是指各工作泵的排量之和。本规定考虑了稠油热采的特点。在蒸汽吞吐期采油期间,各周期产油量以及同一周期开井时间不同时,产量的变化幅度很大,对胜利、辽河、河南以及新疆等油田现场调查了解到,某些稠油油田实际的液量为设计液量的 1.2~1.5 倍。

4.3.5 在确定泵的台数时,主要考虑两个因素:一是适应输液量的变化,二是尽量提高泵效。

对于采用注水开发的油田,初期液量和后期液量一般相差较大。特别是投产液量低于设计油量时,初期输油量仅为设计液量的 1/3 左右。如果设计只考虑 1 台泵工作,因初期油量太小不能连续运行,使生产管理困难又浪费动力。接转站设 3 台泵,刚投产时 1 台运行,到后期 2 台泵运行,就可以较好地适应接转站液量的变化,保证连续运行并节省电耗。

在满足工艺要求,适应液量变化的情况下,泵的工作台数应尽量少,以提高输送效率。无特殊情况(例如受泵的选型限制),同一用处的泵,操作台数不应多于 3 台。

在调研中了解到,并联运行的泵有时出现吸入流量不匹配、不均衡,有吸不上液的情况。本次特提出“应考虑吸入管道流量的分配和泵吸入性能的匹配”。

4.3.8 在管道施工中,有时发现管道内遗留棉纱、手套、草袋等物。清管时,清除物中还有石块、木棍。另外,在生产过程中发现有橡胶、烂草、树叶等进入油罐中。鉴于上述情况,为保护泵安全运行,有必要在泵前设过滤器。

各种泵对输送介质中所含杂质的要求是不同的。离心泵流道较宽阔,运动件没有啮合面,比较小的碎片不会对离心泵造成危害,因此离心泵的过滤器可采用较稀的滤网。大庆油田采用3~10网目,国内炼油厂离心泵用过滤器采用6网目。1960年美国埃索工程公司标准规定,1~2级卧式离心泵过滤器采用3~5网目。

由于离心泵用过滤器网眼大,阻力小,实践证明可以采用较小的过滤面积。美国的埃索工程公司1960年标准规定,过滤器的开孔面积约为管子面积的3倍。我国炼油厂也采用上述规定的数值。胜利油田过滤器滤网流通面积一般为3~4倍吸入管截面积。根据以上情况,规定滤网开孔面积一般为吸入管截面积的3~4倍。实际选用时,大型泵可选用低值,小泵宜选用高值。

4.3.9 容积泵与离心泵不同,在操作不当(如出口管路未打开就启泵)的情况下,可能使出口管路出现超压,造成系统的损坏,故需在靠近泵出口的管段上安装安全阀。

4.3.10 在某油田现场调研时发现,虽然装了安全阀,但有的安全阀的泄放端是直接引到了泵房外,既不安全也不环保,因此本条特提出“安全阀的泄放端管道宜与泵的入口端管道连接”。

4.3.11 油田泵站一般地势比较平坦,为不加大罐基础工程量又满足灌泵要求,依场区地势,一般是使罐底标高高于泵房地坪0.5m以上,罐内低液位高于泵中心一般仅1m。为了使泵有较好的吸入条件,需限制吸入管流速,以减少吸入管路摩阻。考虑到泵站扩建时更换管道的实际困难,泵吸入管道设计流速宜稍低一些。但流速太低时,水力坡降的减少(绝对值)已不明显,一般为排出管流速的1/2。

在管内流速相同时,管径增加,水力坡降将减小,所以输量大

时可以采用较高的流速,而输量小时则应采用较低的流速。

对于管径在 DN150~DN700 范围内的泵吸入管道,液体流速宜为 0.6~1.0m/s。泵站规模较小,原油粘度较高,泵的吸入性能较差,油罐同泵房高差较小时,应采用较低的流速。反之,可采用较高的流速。现场调研时,泵入口的流速,有的油田不大于 0.8m/s,有的油田在 0.5 m/s 左右。

站内泵排出管道流速,一般是等于或稍低于站外管道流速。目前各油田普遍采用的流速范围为 1.0~2.0m/s。

稠油泵的进出口流速均更低,辽河、新疆、胜利等油田工艺设计的经验参数为:进口支管流速一般为 0.4~0.6m/s,干管流速一般为 0.3~0.5m/s;排出口支管流速一般为 1.0~1.5m/s,干管流速一般为 0.8~1.2m/s。

因此,本条规定的泵进出口流速是在综合了常规原油泵(离心泵)和稠油泵(容积泵)进出口流速经验数据的基础上提出的。

4.3.12 当输油泵采用离心泵时,根据经验,泵吸入管道与排出管道内径应符合如下要求:

- 1 排出管道内径应不小于泵的排出口内径。
- 2 吸入管道内径应至少比泵进口内径大一级。

4.3.13 缓冲罐的作用,一是在正常生产状态下,将液面控制在一定范围内,实现密闭集输;二是在输油泵突然停运或来油突然全部中断的情况下,提供一个判断和排除故障的时间,防止原油进入气管道或输油泵抽空;三是利用正常缓冲容积,减少油流的不均衡性,以改善原油处理装置的工作条件,如原油稳定装置的进料泵缓冲罐、原油脱水站的脱水泵缓冲罐。

按照上述缓冲罐的作用,其缓冲容积应由三部分组成。第一部分是正常生产缓冲容积,即控制高、低液位之间的容积,其作用是将液面控制在一定范围内,实现密闭集输,并在一定程度上减小油流的不均衡性;第二部分是上部缓冲容积,即允许最高液位与控制高液位之间的容积,其作用是在密闭输送装置的输油泵突然停

运时,提供一个倒换流程或采取其他应急措施的时间,防止原油进入气管道;第三部分是下部缓冲容积,即控制低液位与允许最低液位之间的容积,其作用是在来油中断时,提供停泵操作的时间,防止输油泵抽空。由于大多数情况上部缓冲容积应大于下部缓冲容积,因此正常生产的缓冲容积一般位于缓冲罐的下半部或中间偏下部。

影响缓冲时间的因素较多,如进出物料的不平衡程度,液面自动控制水平,由密闭流程切换为开式流程的难易程度(如开关阀的个数和大小,阀门是手动或是风动和电动,操作阀门是集中还是分散等)。因此,只能按照密闭输油运行的经验,提出一个缓冲时间范围,在进行工程设计时,应按照具体情况,确定合理的缓冲时间。一般地说,进出液量不平衡严重,液面自动控制程度较差,切换流程比较困难者,宜采用较大的缓冲时间,反之可采用较小的缓冲时间。

20世纪80年代初,国内各油田设计院规定的缓冲时间范围为5~30min,上下相差6倍。1979年至1983年,对各油田部分缓冲罐的实际运行情况的调查证明:实际缓冲时间在10~20min之间,无论是手动控制,还是自动控制,都能保证正常运行。缓冲时间低于10min时,人工切换流程比较紧张。

近几年,绝大部分油田对缓冲时间基本上是按10~20min设计的,没有反映出更多的问题。在最近调查时,只有长庆油田反映,由于其断块油田多,地形地貌交错,比较复杂,计量接转站设置较多,计量接转站普遍采用缓冲罐高、低液位报警启停泵间歇密闭输油工艺。根据长庆油田实际运行经验,认为10~20min的缓冲时间偏小,应将缓冲时间定在30min左右比较合理。

考虑到目前流程切换(普遍采用人工操作手动阀)和液位控制(一部分站实现了自动调节,一部分站仍为手动调节,设计以自动调节为基础,又需要考虑短时间内手动调节液位的可能)的技术水平,提出密闭输油装置的总缓冲时间一般仍为10~20min。特殊

情况(如:来液不均衡,液量较小,泵型较小或泵型难选,地处偏远,地形复杂,难以管理等)的缓冲时间一般可以按 30min 左右设计。考虑到稠油泵输的实际情况,稠油泵输缓冲罐的缓冲时间仍规定为 20~40min。

生产实践表明,在密闭输油中采用太大的缓冲容积,会增加不必要的设备容积,增加钢材消耗和投资,还给生产管理带来不利影响。例如,一些油田接转站缓冲罐的缓冲容积太大,当部分接转站突击向脱水站输油时,使脱水站进油量时大时小,影响油气处理效果。

4.3.16 对于容积泵,一般情况下,功率为 40kW 以上的电机采用变频调速器比较经济合理。

4.4 原油加热及换热

4.4.3 20 世纪 60 年代,油田上的原油加热炉普遍采用方箱炉。1973 年以后,逐渐在分井计量站、接转站采用火筒炉(或水套炉)。随着油田生产更加注重节能降耗、实施低成本发展战略,加热炉节能技术发展迅速。

1 炉型增多。冀东油田、华北油田、大庆油田、吉林油田等油田在接转站应用了真空加热炉,该炉采用真空相变换热技术,微负压燃烧,安全可靠,高效节能。针对井口集输电加热装置耗电量大的问题,辽河油田研制出采用型煤或套管气为燃料的燃煤-燃气介质炉。长庆油田也应用了燃煤燃气的两用立式加热炉。针对稠油的加热,辽河、胜利、新疆等油田采用了热媒炉。

2 燃烧技术不断更新。传统的管式炉、火筒炉大都采用负压燃烧室,配以大气式燃烧器,燃烧产生的高温烟气靠烟囱的抽吸力排入大气。而每 10m 高的烟囱只能产生约 7mm 水柱的抽吸力,加热炉的烟囱一般为 20~25m,产生的抽吸力很有限。这样限制了烟气流速,使得换热不充分,排烟温度高,一般在 250~300℃,导致排烟热损失较大,能源浪费较大,热效率低。这种加热炉为了

在烟气流速较低的情况下,尽可能降低排烟温度,提高热效率,只能靠加大燃烧室和对流烟管的换热面积来实现,结果导致加热炉体积庞大,钢材耗量大,成本高。大庆油田近几年采用了微正压火筒炉,该炉采用微正压燃烧室,提高了热效率,降低了钢材耗量,克服了负压燃烧带来的一系列缺点。而且,加热炉燃烧器技术近几年也得到了较大发展。

由于火筒炉或水套炉具有如下优越性:(1)适合“三化”(预制化、橇装化、组装机)施工,节省现场施工工程量;(2)结构紧凑,体积小,便于同分离、沉降、缓冲等构成组合设备,简化工艺流程;(3)抗爆能力强,使用寿命较长。所以在分井计量站、接转站中采用火筒炉或水套炉更为适宜。

油气集中处理站、管输油库等站库,由于热负荷大、输油压力高、用热点多,可视具体情况采用火筒炉、水套炉、真空炉或热媒炉。

火筒炉是火筒式直接加热炉的简称,是被加热介质在壳体内由火筒直接加热的火筒式加热炉。若精心操作,火筒式直接加热炉有很高的热效率。火筒式直接加热炉的缺点是:(1)传热面受热不均匀,易出现局部过热区,加剧这些区域的腐蚀和结垢;(2)易在受热面上结垢,影响传热,甚至堵塞流道;(3)液体流量很小或停流时,将使液体汽化、烧毁受热面而导致事故。因而,直接式加热炉适用于低压、液体流量稳定、腐蚀性小、不易结垢的场合,并需定期检查 and 清理受热部件。

被加热介质在壳体内的盘管(由钢管和附件组焊制成的传热元件)中,由中间载热体加热,而中间载热体由火筒直接加热的火筒式加热炉,称为火筒式间接加热炉。中间载热介质为水的火筒式间接加热炉,简称水套炉。壳体在常压下工作的水套炉,简称常压水套炉。水套炉、真空炉和热媒炉属于火筒式间接加热炉,其适用范围要比火筒式直接加热炉更为宽泛些。

4.4.4 加热炉台数的确定。

原油集输中的热负荷冬季与夏季有显著差别,按冬季最大热负荷确定加热设备,到夏季由于负荷减少,可以轮流检修。这样既满足生产要求,又节省了加热设备。多年来各油田基本上均是按这个原则确定加热设备。稠油因其特殊的原油物性,在接转站、脱水站或矿场油库可设备用炉。

分井计量站加热炉可为1台,但应有在夏季停炉检修时维持生产的技术措施。稠油分井计量站加热炉一般选2台。

4.4.5 目前,油气集输系统加热炉的负荷率较低,有些加热炉的运行负荷率低于50%,使得运行效率很低。为了提高加热炉的运行负荷率,必须在油气集输工艺设计配置加热炉时,提高加热炉的设计负荷率。配置加热炉时负荷率不低于80%的要求,是参照建设部、国家计委1993年6月颁发的《油田油气集输工程建设标准》,并结合国内各油田的具体情况确定的。

4.4.6 多功能合一设备火筒上结垢、积砂和结焦,不仅影响设备的热效率,还易造成安全隐患。而且,多功能合一装置的功能较多,属于多个工艺环节的集成,当火筒烧坏以后会对整个工艺过程产生较大影响。在江汉、河南和辽河等油田曾发生过多起多功能合一容器火筒烧坏着火事故,分析事故原因,主要是由于火筒上积砂、受热不均变形而引起的。

4.4.7 当多台加热炉并联或1台炉子有多组炉管时,运行过程中可能产生偏流。严重的偏流会引起管内壁结焦,炉管变形,甚至引起炉管破裂、加热炉爆炸。炉管发生偏流会引起每组炉管出口油温的明显差异。发现这种情况后,可利用阀门进行调节,以防止偏流恶化。因此,要求每组炉管出口单独装温度计和截断阀。

当炉管破裂时,采取事故紧急放空和扫线措施,迅速将炉管内存油排除,以减少原油漏失量,降低炉管温度,避免炉管结焦,减轻炉管遭受破坏的程度。按照过去加热炉灭火的经验,当1台炉子或1台炉子中的某一组炉管发生问题时,未出问题的炉子应继续走油,以避免炉管内温度升高过快,造成憋压。

在以往的生产实践中,由于突然停电,使炉管内原油停止流动,即使将炉火关掉,由于炉膛的高温会造成炉管结焦。为保护炉管免遭损坏,一般是把来油改进外输加热炉,靠自压走油。

4.4.10、4.4.11 这两条是参照《石油工业用加热炉安全规程》SY 0031—2004 制定的。

4.4.12 换热器的种类很多,有管壳式、套管式、板式、板翅式换热器等。在各种换热器中,适应性最大,使用最广泛的是管壳式换热器。在中等压力(4.0MPa 左右)情况下,采用管壳式换热器最为合适。

管壳式换热器常用的有浮头式和固定管板式两种。两者相比,浮头式的优点是壳体与管束的温差不受限制,管束便于更换,同时壳程可以用机械方法进行清扫。

螺旋板换热器具有传热效率高、结构紧凑、制造简便、价格便宜、不易结垢等优点。由于两种传热介质可进行全逆流流动,传热效率高,且适用于小温差传热,国内可达最小温差为 3°C ,这有利于回收低温热源并可准确地控制出口温度。又由于长径比管壳式换热器小,使层流区的传热系数变大,适用于高粘度流体的加热或冷却。但存在容易堵塞、检修及机械清洗困难、操作压力受限制的缺点。

稠油换热不宜选用平板式或螺旋板式换热器。

4.4.13 两股流体换热,哪一股走管程哪一股走壳程,应根据流体性质,从有利于传热,减少设备腐蚀,减少污垢积累,减少压力降和便于清洗等方面去选择。一般原则如下:

- 1 流量小的或粘度大的走管程,因可采用多管程获得较大的流速,有利于传热。
- 2 有腐蚀性的流体走管程,以免走壳程时换热器的管程和壳程同时受腐蚀。
- 3 不清洁的易于结垢的流体走管程,便于清洗。壳程不便于清洗。

4 压力高的流体走管程,以免壳体受压而增加厚度,多耗钢材,造价增大。

5 两股流体温差较大时,宜将膜传热系数高的流体走壳程。壳程雷诺数大于 100 即为湍流状态,可减少压降。

4.4.14 此条是参照《管壳式换热器》GB 151—1999 制定的。

4.4.15 流速增大时,给热系数增大,同时也减小了污垢在管子表面沉积的可能,从而提高总传热系数,减小传热面积,降低工程投资。但流速增大后,产生的压力降与流速的平方成正比地增加,动力消耗、操作费用相应增加。从介质输送能耗最小来考虑,必须有最适宜的流速。液体常用流速范围:管程为 $0.3 \sim 3\text{m/s}$,壳程为管程流速的一半。《炼油装置工艺设计规范》SH/T 3121—2000 中规定为不宜大于 3m/s 。故提出管内液相介质流速不宜大于 3m/s 。

4.4.17 为使设备通道内的流体达到湍流状态,增加换热效果,流速不宜太低,为此规定流速大于或等于 1m/s 。

4.4.18 原油集输系统的站场为一年 365d 生产,无计划检修期,且工况不稳定,故提出换热器至少应选 2 台。选 2 台时,备用率可取 50%;当 1 台检修时,另 1 台可承担 75% 负荷。

4.5 原油储存

4.5.1 钢制油罐与非金属油罐比较具有造价低、施工快、防渗防漏性好、检修容易、占地小等优点,故要求储油罐采用钢制油罐。

进入油田内部不稳定原油储罐及事故油罐的不稳定原油,因含有大量的挥发气体,所以应选用固定顶油罐。

近 20 年时间里,大庆、胜利、华北、大港、辽河等油田先后建造了几十座浮顶油罐。这些油罐的运行情况说明,浮顶罐可以安全储存稳定或基本稳定的原油,并可以显著降低油气损耗。但是,若用浮顶油罐储存含有较多挥发气体的不稳定原油,则不能控制油气损耗,而且由于降压产生的大量闪蒸气容易破坏浮顶罐的密封结构,情况严重时甚至会发生密封结构破坏、浮顶沉没等故障。

4.5.2 通常,各油田外输原油储罐是设在矿场油库的,但根据各油田油气集输系统布局的不同,有的油田也将原油储罐设在距离矿场油库或外输首站较远的集中处理站。例如,冀东油田原油在南堡油库装火车外运,南堡油库设有 $4 \times 10^4 \text{ m}^3$ 的储油能力,同时还在距南堡油库 47km 的高尚堡联合站设有 $3 \times 10^4 \text{ m}^3$ 的储油能力。大庆朝阳沟油田和宋芳屯油田的原油均通过葡北油库以管道形式外输,除葡北油库设有 $7 \times 10^4 \text{ m}^3$ 储油能力外,还在距离葡北油库 38km 的宋一联合站设有 $3 \times 10^4 \text{ m}^3$ 的储油能力,在距离宋一联合站 54km 的朝一联合站设有 $1.5 \times 10^4 \text{ m}^3$ 的储油能力。

4.5.3 油田原油储罐主要包括下列油罐:

- 1 集中处理站的原油储罐;
- 2 矿场油库的原油储罐;
- 3 属油田管理的输油管道首站和末站的原油储罐(中间站油罐不计作原油储罐)。

我国的输油管道大部分归管道专业公司统一管理,有少数几条地区性的管道由油田管理。由于各油田情况不同,要严格区分油田内部管道和油田外部管道是十分困难的,不少油田输油管道首站就是矿场油库,并且原油储罐的合理使用和油量调配同管辖权有密切关系。所以把归油田管辖的输油管道首站和末站(主要是火车装车油库)油罐计入油田原油储罐,而不属油田管辖的输油管道上的油罐不计作油田原油储罐。

计算油罐容量有两种方法:一种是用年周转量和油品在一年或一个月的周转次数来确定油罐容积,这种方法多用于储备油库和商业油库。另一种方法是按年输油量和储备天数来确定油罐容积。近年来,炼油、港口、管道、油田等企业均采用这种方法。本规范仍采用储备天数来计算油罐容积。

4.5.4 原油储罐装量系数是指油罐安全运行高低液位之间的容积与设计容积之比。

- 1 油罐安全运行高液位,对内浮顶罐,为在不碰撞固定顶时

内浮顶能达到的最高高度。对外浮顶罐,安全运行高液位为在浮顶密封与罐壁接触条件下,浮顶能达到的最高高度。对有二次密封的内、外浮顶罐,二次密封不超过罐顶边缘时,浮顶能达到的高度为安全运行高液位。油罐安全运行高液位,按下列因素确定:

- 1) 保证油面上的泡沫盖层有足够的厚度。
- 2) 考虑到进油的速率及关闭进油阀门所需时间内的液位升高。
- 3) 储存油品因油温变化、体积膨胀引起的液位升高。

大庆油田以油罐顶圈板上缘向下 0.5m 作为固定顶钢油罐的安全运行高液位。

2 油罐安全运行低液位主要是保证泵的正常吸入。安全运行低液位的高低受下列因素影响:

- 1) 油罐沉砂情况。一般油罐是保持进出油管道底部距罐底 0.2~0.3m。对于沉砂严重的油罐,需将进出油管道抬高,从而增加了底油高度。

- 2) 进出油管道口径和出油流速。原油由出油管嘴排出时,由于虹吸作用使出油管嘴上方的液体产生旋转,在中心形成下旋涡流。为防止气体进入出油管道或抽空,油面高于出油管的高度应大于出油管的涡流区,形成必要的液封高度。涡流区的大小同管嘴直径、出油流速和管嘴结构形式有关。为提高油罐利用率,应尽量减小涡流区,必要时安装防涡流板及其他防涡流措施。在确定原油储罐装量系数时,通常取出油管上缘 0.5m 处为安全运行低液位。

在《稠油集输及注蒸汽系统设计规范》SY 0027—94 第 4.1.3 条第 4 款中规定集中处理站的立式拱顶储油罐,装量系数宜为 0.75,浮顶油罐宜为 0.80。根据对各稠油油田的调查,目前各油田的稠油处理及储存温度较高,稠油发泡现象并不普遍,因而本规范对稠油储罐装量系数不做特殊规定,仅规定当油罐中储存起泡原油时,固定顶油罐可取 0.75,浮顶油罐可取 0.80。

4.5.5 管道输油受气候及其他外界因素影响较小。因此,对于原

油以管道外输为主的油田,其储备天数可以比铁路及公路运输少一些。铁路及公路外运受气候和外界条件的影响较大,如暴风、大雪、洪水、路况等。另外,铁路是各种货物混合运输,原油外运情况还受在铁路货运中所处的地位及铁路货运调度安排的影响,因此以铁路外运为主的油田,其储备天数应比管输多。此外,原油储备天数还受炼厂检修、管道事故抢修等因素影响。

大庆油田的实际储备天数,20世纪60年代为4~5d,70年代为2.4~3d,1983年以后储备天数增加到3~5d。大庆油田在1971年之前以铁路外运为主,1972年以后以管输为主。原油外输经过地震、暴风雪、火车故障、管道大型动火、原油价格下跌等不正常情况,出现了几次油田储罐全部装满的紧急状况。到2002年底,大庆油田原油储备天数增加到9.6d。

20世纪90年代初建设的东河塘油田集中处理站,原油外输能力 $100 \times 10^4 \text{ t/a}$,有 5000 m^3 拱顶储油罐3座,储备天数为4d。

根据调研,2002年新疆油田原油储备天数为9.2d,吉林油田原油储备天数为12d,河南油田原油储备天数大于30d,长庆油田原油储备天数为12.1d,冀东油田(铁路外运)原油储备天数为18.1d。胜利油田目前储备天数为8d,规划“十五”末达到15d。

在当前加强社会主义市场经济建设的形势下,石油企业的原油生产和销售加大了市场化运作的力度。而且在加入WTO以后,国内石油市场的产、供、销受国际石油市场的供销关系和价格波动的影响较大。因此考虑各原油生产企业为缓解油价波动和市场供需波动的冲击,增加原油生产的平稳性和获取更大的经济效益的需要,各原油生产企业可以根据自己原油生产的实际情况、投资情况以及在经济效益方面的追求,经过认真的研究和论证,去决策原油储备设施的建设需要。

另外,从国家石油战略安全角度考虑,需要大大加强石油战略储备工程的建设。国际能源机构建议,石油储备的规模应相当于90d的净进口油量。对于石油储备,国际上的通行做法是采用国

家战略储备和企业商业储备相结合的模式。石油储备油库的建设和管理要加强市场运作,应由国家储备和企业储备同时并举,而且按 1:2 的比例,促使企业储备量要大于国家储备。因而应鼓励原油生产企业加大原油储备设施的建设。

因此,考虑对生产管理的影响情况,为了避免原油外输过程中出现问题对原油生产造成影响,根据以往的经验 and 目前现状,本次规范编写时只给出了能够维持油田正常生产时的最低储备天数。

4.5.6 原油脱水站、集中处理站设事故油罐的规定。

1 原油脱水站、集中处理站在采用压力密闭脱水和压力密闭外输以后,单纯从油气集输工艺本身考虑可不设事故油罐。考虑到下列因素,这些站应设一定量的事故油罐。

1)我国油田原油集输几乎全部以电为动力,由于自然灾害(如大风雪等)、供电事故及其他原因,这些站的停电现象不可避免;

2)由于站内或外输油系统检修、动火焊接连头等原因,会要求短时间停产或减少外输量,在油田改、扩建时这种情况会经常出现。

如果不设事故油罐,一旦发生上述情况,将造成油田大面积停产或大量放油,后果严重。

2 决定事故油罐容积的主要因素是供电故障处理和检修时间的长短。

据调查,一般的供电故障几个小时即可解除。油田上发生的几次严重的停电故障,一般在 1d 之内恢复供电。如:1979 年 2 月,胜利油田因大风、冰凌引起外线路故障,全油田停电 20h。1969 年 10 月,大庆油田因大风雪使让胡路一次变电站产生故障,造成油田一部分地区停电近 1d。新疆油田二油库变压器烧坏,更换变压器(该站为单电源变压器)用 24h(降温、更换、升温各用 8h)。

大庆和其他油田管道维修时动火焊接,一般是利用夜间扫线

8~12h,白天进行动火。经调查了解,辽河油田曙一联、新疆油田二油库的几次大型动火情况,在24h之内可以完成。从生产实践看,大庆喇嘛甸油田的喇一联、喇三联的事故油罐容积,为该站18~24h的设计油量,已连续运行多年。

4.5.7 根据有关资料,国外在接转站不设事故油罐。我国大部分油田接转站也不设事故油罐。大庆油田的接转站没有设事故油罐,万一停电时靠压油维持生产,已顺利运行多年。因此,接转站一般不设事故油罐是可行的。但如果不设事故油罐将严重影响原油生产时,也可以设事故油罐。根据调研,部分油田接转站设事故油罐的原因,主要有以下几点:

1 油田供电负荷等级低,解除电气故障时,为了不影响原油产量而设事故油罐。

2 外输距离较远的接转站,外输管道损坏几率比较大。

3 离生产管理基地较远的站,当发生事故时,维修人员不能及时到位或材料设备供应不能及时到位。

条文中提出的事故油罐容积,主要根据下列资料:

1 据调查,更换1台接转站的变压器,一般4h可以完成。一般的电器故障,几个小时也可以解除。

2 吉林油田海坨接转站设计外输液量为 $1000\text{m}^3/\text{d}$,设 500m^3 事故油罐2座,储存时间为20.4h。该站外输距离较远,为35km。

3 长庆油田王三接转站设 400m^3 事故油罐2座,外输液量 $530\text{m}^3/\text{d}$,储存时间为30.8h。盘古梁油田盘一接转站设 200m^3 事故油罐1座,外输液量为 $280\text{m}^3/\text{d}$,储存时间为14.6h。

4.5.8 我国的原油大部分含蜡量高,粘度大,易凝固。储油温度一般都在 35°C 以上,有时甚至高达 $60\sim 70^\circ\text{C}$ 。在我国北方的冬季,油罐内外温差大都在 $50\sim 70^\circ\text{C}$,热耗比较严重。在寒冷地区和严寒地区的原油储罐,罐壁一般应进行保温。在其他地区油罐壁是否保温可按具体情况通过经济分析确定。

对浮顶油罐罐壁进行保温,不仅可以减少热耗,关键是可以改善浮顶的运行条件。由于我国原油含蜡量高,在使用过程中发现罐壁结蜡严重。当浮顶下落时,有一部分蜡和凝油被刮蜡板刮掉,还有一部分仍粘附在罐壁上。浮顶上升时,粘附在罐壁上的蜡和凝油又有一部分被刮下来流到浮顶上,污染浮顶。结蜡与凝油量随油罐壁内外温差增大而增加。罐壁不保温,油罐壁内外温差显著增加,使罐壁结蜡和凝油量增多、蜡质变硬,浮顶运行增加困难,污染加重,增加了不安全因素。我国各油田的储油温度都高于当地最冷月平均温度,为保证浮顶顺利运行,对罐壁宜进行保温。

4.5.9 油罐内原油的加热保温主要有掺热油、盘管加热和电加热三种方式。掺热油方式,需单独设置原油加热设备和热油管网,系统比较复杂,但管道没有腐蚀问题,使用寿命长,且加热能力大,适用于大型储罐。为了使掺热油均匀,一般采用热油喷洒方式,加热介质为罐内储存的原油,经加热炉加热升温后,经环形喷洒装置的旋流喷嘴喷入油罐内与储存原油直接混合加热。该工艺具有安全可靠、换热效率高的优点,而且能起到冲砂的作用,防止罐底油渣沉积。盘管加热方式一般用热水作介质,可以同热水采暖与伴热系统共用加热设备和管网,系统比较简单,适用于小型油罐,如接转站和脱水站事故油罐。采用盘管加热方式时,关键是采取措施减缓钢管腐蚀,延长使用寿命,避免盘管腐蚀穿孔导致加热介质进入储罐内。电加热宜采用可抽式电加热装置。

4.5.10 油罐内原油加热保温所需的热负荷一般只考虑维持罐内油温不降,不考虑提高罐内原油温度。条文中所列油罐散热量计算公式为常用公式,罐顶、罐壁、罐底的传热系数可用有关手册所列公式经计算确定。

4.6 原油装卸设施

4.6.1 装油方式:

1 原油火车装油有上装和下装两种方式。下装系统于1971

年试验成功,但油罐车下部卸油器由于经常开、关,以及行驶中振动等原因,密封难度大,特别是对于轻质油品,由于其具有易燃易爆的危险特性,故对轻油油罐车下部卸油器的严密性和可靠性要求极高。同时,由于车辆改造等问题,下装系统至今未能推广应用。油田原油装火车均采用上装系统。

2 小鹤管和大鹤管装油均属上部装油方式。我国油田曾建大鹤管装车场4座,其余均为小鹤管装车。大鹤管装油的特点是鹤管口径大、流速大,便于实现装车操作自动化,但鹤管活动部件多,易损坏,操作中旋转部件易漏油,由于单罐装车流量太大,泡沫多,计量误差大,故目前不易采用。小鹤管装油的优点是设备少,操作简单,占地、投资、维修等工作量小,缺点是装车时鹤管数量多。通过多年的生产实践,小鹤管装车速度快,日装车量大,是目前火车油罐车上部装卸原油的主要方式。

4.6.2 装车设施:

1 原油库装车场由于油品单一,一般设2个装车线即可满足要求。采用双侧整列布置,2个装车线可以交替进行装车和调车作业,机车可以送来空罐取走重车,装油作业可以连续进行,显著提高装油效率。所以对大型装车场应采用双侧整列布置。

按照我国炼油方面的统计资料和油田的实践,原油列车的调车时间平均在1h上下,若净装油时间为1~1.5h,并考虑每天有3h用于交接班、吃饭等,则单侧装车的最大列数为10.5~8.4列。实际上,由于站库与车站的联系配合等原因,半列装车的最大装车量还要低一些。因此规定,日装车列数为8列及以上时宜采用双侧整列布置,在4列及其以下者用半列双侧布置,在5~7列时栈桥的布置可根据调车时间同净装油时间的相互配合情况确定。由于单侧栈桥占地较多,基建投资和工程量较大,一般不宜采用。

2 根据油田的实践,不能单侧整体对位的装车场,每列车对位需摘钩多次,调车员劳动强度大,对位质量也不易保证。为了缩短调车作业时间,提高对位水平,改善调车员工作条件,每天装车

5 列及以上的装车场应做到列车不摘钩一次对位。

鹤管沿铁路中心左右摆动的范围接近 3m。栈桥两端部距最近一鹤管的距离不宜小于 3m。鹤管间距应根据合同规定的油罐车型确定。

3 石油装卸栈桥是保证石油及其产品装卸工作的安全进行,减轻劳动强度和提高工作效率的专用设施。特别是上部小鹤管灌装,包括开车盖、对鹤管、看油面、检尺、关盖紧螺丝多道作业。如不设栈桥,每装一辆车,装油工需多次上下罐车,装油效率低,容易发生冒顶事故,也不安全。所以要求凡是经常进行装车作业的装车场(日装车 1 列及以上的装车场)应设装车栈桥。

4.6.3 油库日装车列数计算公式(4.6.3)中,铁路来车不均匀系数 K 及油罐车装量系数 ϵ 数值取自《石油化工液体物料铁路装卸车设施设计规范》SH/T 3107—2002。

4.6.4 在一列油罐车装油的过程中,开始和中间一段时间是多个鹤管同时装油,单个鹤管流量较小,操作比较平稳。在装油最后阶段,只有一两个鹤管装油,此时流量高、压降大,鹤管跳动。据大庆油田西油库的实践,当汇管压力高于 0.2MPa(该压力主要消耗在鹤管上)时,鹤管甚至从油罐内自动跳出来,发生跑油事故。为避免这种情况发生,比较好的办法是在装油泵出口和进口汇管之间装自动回流阀,由泵出口汇管压力控制泵的回流量,以保持装油汇管压力在一定范围内。若不设自动回流阀,由泵工手动调回流,操作稍有疏忽,就会造成憋压及跑油事故。因此,装车泵进出油汇管之间宜设自动回流阀来控制装油汇管压力。

4.6.6 汽车油罐车的装油有泵送及自流灌装两种方法。油田常用的简易方法是利用油井的压力,将油压至高架油罐,定期向油罐车自流装油。

4.6.7 设蒸汽接头,目的是为个别设施冻结时解冻或清洗污油时提供蒸汽。

4.6.8 汽车卸油用储油设施常采用卧式卸油罐,也有钢制卸油箱

或水泥混凝土卸油池。为了使泵具有良好的吸入条件,以及为了泵便于安装,卸油罐常采用地上安装。卸油台可根据场地情况设为倒车式或通过式。

恒智天成软件订购热线: 4006338987

5 原油净化处理

5.1 油气分离

5.1.1 增加分离级数可以改善分离效果,但过多增加分离级数,原油收获量的增加值愈来愈少,相反分离设备的投资和经营费用上升。因此,分离级数也不应太多,有关油气分离的资料一般都推荐2~4级。

石油大学出版社出版的《油气集输》(冯叔初等编)中指出,国内外长期实践证明:对于一般油田采用三级或四级分离,经济效益最好;对于气油比低的低压油田(依据地层剩余压力进行油气分离的压力低于7大气压)则采用二级分离,经济效益较佳。

原石油工业部科技情报所1974年出版的《国外油气分离器及高产油田的分离流程》中综述:处理工艺都采用多级分离,一般采用二级、三级、四级。二级分离大多都用于原油相对密度高、气油比低和自喷压力低的油田;三级分离大多用于原油相对密度中等,中、高气油比和中等井口压力油田;四级分离大多用于原油相对密度低、高气油比和高自喷压力的油田,四级分离也用于需要外输高压天然气或用高压天然气保持油层压力的油田。

5.1.2 重力沉降分离的工艺计算参数:

1 关于分离液滴的最小直径,国内外有关资料的推荐值基本一致,即 $100\mu\text{m}$ 。为保证分离效果,一般要求在分离条件下分出气体中带走的油量不超过 $50\text{mg}/\text{m}^3$,实测说明,只要保证将直径大于 $10\mu\text{m}$ 的油滴从气体中除去,就能达到这个要求。分离器设计时,一般考虑是将大于 $100\mu\text{m}$ 的油滴在油气沉降分离时都能沉降下来,而大于 $10\mu\text{m}$ 的油滴是当气体进入捕雾器时,将之捕集下来。

2 油气分离器既要从气体中分离出液滴,又要从液体中分离出气泡,所以计算分离器处理能力时,应对处理气体和液体能力分别计算。油气分离器液体处理能力,受液体性质和操作条件影响较大,从理论上计算分离器处理液体的能力比计算处理气体的能力更困难。因此在计算液体处理能力时,只满足液体在分离器中有足够的停留时间。液体在分离器中的停留时间等于分离器中的存液容积除以液体的流量。美国石油学会标准《油气分离器规范》API Spec 12J R(1999)中规定,两相分离器内液相停留时间的基本设计参数见表1。根据大多数的使用经验,两相分离器中的液相停留时间取1~3min的范围就已足够;对于起泡原油,所需停留时间为5~20min。

表1 油气分离器内的液相停留时间

原油相对密度		停留时间(min)
°API	$\rho_o/\rho_w(15.6^\circ\text{C})$	
>35	<0.8498	1
20~30	0.9340~0.8762	1~2
10~20	1.0000~0.9340	2~4

3 物流波动系数:油气分离器作为一种通用设备,只能按物流平稳的情况进行设计计算。分离器的液、气处理能力,是按一定的质量标准,在物流稳定的情况下由实际标定确定的。美国BSB公司关于“分离器处理能力计算”中明确指出,该公司正常操作条件下两相分离器计算方法,不适用于波动物流。因此,在工程设计上选用分离器时,应考虑物流波动等因素的影响。

原苏联的报道认为,在油气混输时,工艺方面影响分离效果的诸因素中,最本质的因素是物流的波动。所谓波动,就是气液流在集油管流动过程中,在其长度方向出现的气液段塞流,这种气液段塞流会交替地进入分离器。在液体段塞到来时,分离器出现的是短时间液体过载;气体段塞到来时,分离器出现的是短时间的液体过载。为了消除物流的不均匀性,以保证分离装置的正常工作,安

装分离器的实际台数应为计算台数的 1.5~2 倍。参考国外资料暂取物流波动系数为 1.2~1.5。

5.1.3 按照实际生产情况,油气分离器检修工作量较小,能够长期连续运行。但是,由于清砂、仪表维修等因素,分离设备需不定期停运,因此规定分离设备一般应不少于 2 台,当一台停运时,另一台可以维持生产。以往的生产实践证明,当含有大量气体的原油直接进入事故油罐时,会引起油罐严重振动,对油罐造成损害。特别是一旦大量气体从油罐散入大气,蔓延到整个场区,会造成不安全因素。因此不应允许未经分离的油气混合物直接进入事故油罐。所以对设事故油罐的站,仍要求分离设备一般不少于 2 台。

5.2 原油除砂

5.2.1 原油含砂,是油田开采中较为普遍的问题,尤其是稠油油田。尽管采油工艺在井下采取了防砂措施,但仍有大量的砂随着油流采到地面上来,给原油集输带来不少麻烦。据以往的调查,辽河油田锦州采油厂 10 余座接转站因积砂,三合一装置火筒烧坏 30 多台;新疆油田六区转油站生产半年 2000m³ 油罐沉砂 2.2m 高;胜利油田单家寺稠油首站投产 3 年,5000m³ 沉降罐中集砂 1m 多高。因而不论是压力容器还是常压容器,均需要考虑除砂工艺。

5.2.2 新疆油田水力冲砂时喷嘴喷射速度为 8m/s,胜利油田为 5~10m/s,国外经验为 6.5~8.9m/s,本规范取 5~10m/s。每个喷嘴喷水强度不应小于 0.8m³/h,由理论计算加生产经验确定。

5.2.5 采用水力冲砂或旋流除砂工艺的分离设备,尽管单独设置了沉砂腔和出油腔,但仍然会有一部分砂子进入出油腔,如果不及及时排出,沉砂将会影响出油。因此,要求在出油腔采取必要的搅动措施防止沉砂,使进出油腔的砂子随油进入后续设备进一步处理。

5.3 原油脱水

5.3.1 原油脱水方法有热化学沉降脱水、电化学脱水等多种。每

种方法都有自己的特点和适用范围。因此,脱水工艺应根据原油性质、含水率、乳状液的乳化程度及采出液中三次采油驱油剂的类型和含量、破乳剂性能等,通过试验和经济对比确定。试验内容包括:

1 原油、水物性测试:测试原油、水粘度随温度的变化关系,测试油水相对(质量)密度随温度的变化关系。

2 乳状液性质测试:测试判断乳状液类型,测试乳状液稳定性及受化学药剂种类和含量的影响,测试乳状液的介电常数和击穿场强。

3 破乳剂研制(筛选)试验:研制或筛选经济有效的破乳剂。

4 进行含水原油的静置分层试验:评价破乳剂加入浓度、脱水温度、沉降时间对沉降脱水效果的影响,给出热化学沉降脱水可行性报告。

5 进行原油电化学脱水模拟试验:评价破乳剂加入浓度、脱水温度、供电方式、极板布置方式、脱水场强等对原油脱水效果的影响,给出脱水电流随时间变化的关系,给出原油电化学脱水可行性报告。

根据上述试验结果,设计不同的脱水工艺,进行经济对比后确定脱水工艺方案。

5.3.2 脱除游离水通常用化学或热化学沉降方法,并采用斜板、聚结材料、管道化学破乳、沉降等措施提高设备处理能力。

处理乳状液主要采用热化学方法和电化学方法,原油性质较好时可采用热化学方法,高粘原油、乳化特别严重的原油则需采用电化学方法。

我国多数油田的原油粘度和密度较高,乳状液的处理比较困难,一般采用电化学方法处理乳状液。大庆油田多年来一直采用热化学沉降脱除游离水和电化学处理乳状液的两段脱水工艺,对这种脱水工艺积累了较多的经验,处理常规原油乳状液采用平挂电极电脱水器,处理聚合物驱乳状液采用竖挂电极电脱水器。而

且电脱水工艺耗电较少,处理 1t 净化油耗电仅为 $0.2\text{kW}\cdot\text{h}$ 。随着西部油田的开发建设,出现了一些低密度、低粘度原油,热化学处理乳状液工艺技术得到发展,如东河塘、石西油田已采用两段热化学沉降脱水工艺。采用高效三相分离器或高效压力沉降罐进行热化学脱水,在能够满足脱水要求时,经济效益是较好的。

采用常压热化学沉降脱水,沉降时间较长(一般处理常规原油沉降时间 $9\sim 24\text{h}$,处理稠油一段沉降时间 $6\sim 24\text{h}$,二段沉降时间 $10\sim 40\text{h}$),沉降罐投资较大,占地面积较大。但由于有些稠油密度大、粘度高,电脱水的作用效果不好,只能采用常压沉降进行脱水。

总之,原油脱水工艺方式的选择要根据各油田生产实际和原油物性特点等,通过技术经济对比确定。

5.3.3 原油脱水工艺流程:

1 整个化学沉降脱水包括注入破乳剂、混合、聚结、沉降四个步骤。这四步又可分为两个相对独立的阶段:

1)在液流呈紊流状态时,在破乳剂作用下,使乳状液部分地破坏和水滴聚结。

2)在静止或液流明显地呈层流状态时,使油水分离。

这两个阶段要求液流处于两个截然不同的流动状态。显然一般沉降罐不能兼有上述两种作用。经过计算和试验,证明第一阶段可在矿场集输管道内完成,第二阶段可在油罐内进行。

2 原油脱水可采用污水回掺的工艺流程,即电脱水器排出污水与来油混合进沉降罐,通过一些油田的生产实践,污水回掺有以下几个作用:

1)加热原油。电脱水器脱出污水与站外来的含水原油有 $10\sim 40^\circ\text{C}$ 的温差,混合后,使进沉降罐原油温度升高,有利于提高化学沉降效果。

2)冲洗破乳。水珠相遇会产生碰撞聚结,用大股水掺入含水原油中,会使原油中大颗粒的水珠并入掺水中实现“以水脱水”,即

水洗作用。

3) 冲洗除砂。原油中的泥砂粒径多在 $0.01 \sim 1.0\text{mm}$ ，悬浮在粘度较高的原油中不易沉降分出。用热水搅拌冲洗，由于水的粘度远小于原油，砂粒迅速下降分出。

为了充分发挥水洗作用，掺水点距沉降罐应有一定的距离，一般宜大于 50m 。

当采用接转站沉降放水时，将电脱水排出的污水输到接转站回掺，是很不合理的。另外，当原油含水较高时（例如 70% 以上），污水回掺的作用不如低含水时显著。因此，在具体工程设计时，是否采用污水回掺，应结合原油集输系统的流程和布局，并经过经济对比确定。

5.3.4 原油脱水工艺参数：

第3款油水沉降时间。

沉降时间指沉降罐内沉降段的有效容积和单位时间处理液量的比值。当油、水汇管靠近罐顶与罐底时，可近似为沉降罐全容积和单位时间处理液量的比值。常压沉降脱水罐的沉降时间应根据原油性质、乳状液的乳化程度、含水率、脱水罐的结构等的不同，通过试验确定。

压力密闭沉降罐多数为卧式容器，其沉降面积随油水界面的升降而改变，故在设计上采用沉降时间比采用表面负荷率更确切。卧式压力沉降罐的沉降距离基本上是一定值，采用沉降时间可以反映沉降罐的效能。当采用卧式压力沉降罐脱水时，热化学脱水沉降时间一般为 $10 \sim 30\text{min}$ ，电化学脱水沉降时间一般为 $30 \sim 60\text{min}$ 。处理聚合物驱采出原油时，沉降时间可根据实际情况适当延长。电化学脱水沉降时间的设计见《原油电脱水设计规范》SY/T 0045—1999。热化学脱水沉降时间的设计主要参照下列资料：

1) 20 世纪 80 年代初，河南油田双河联合站的“三合一”设备，采用平流式沉降分水罐。沉降部分有效容积为 26m^3 ，按六组数据

平均处理量($90\text{m}^3/\text{h}$)计算,沉降时间仅 18min ,较长的沉降时间是 24min ,进口原油含水 60% 上下,出口原油含水小于 20% 。该站集油采用双管掺活性水流程。后来,河南油田设计院不断改进沉降分水罐结构,脱水能力进一步提高,有些脱水罐的油水总沉降时间可以降至 10min 。

2)据国外资料,对一般原油(包括经加热的重粘原油),油水混合液的沉降时间为 $3\sim 15\text{min}$ 。如奥地利邵克钦油田接转站上的加热、分离、沉降“合一”设备,采用空罐沉降脱水,将含水 $70\%\sim 90\%$ 的原油脱水到 10% 以下,沉降时间仅 16min 。据情报资料,国外游离水脱除器的沉降时间为 $2\sim 24\text{min}$ 。

3)按照美国石油学会标准《油气分离器规范》API Spec 12J R (1999)中规定,在三相分离器中液相的停留时间见表 2。

表 2 三相分离器内的液相停留时间

原油相对密度		温 度		停留时间(min)
$^{\circ}\text{API}$	$\rho_o/\rho_w(15.6^{\circ}\text{C})$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{C}$	
>35	<0.8498	—	—	$3\sim 5$
<35	>0.8498	>100	>37.8	$5\sim 10$
		$80\sim 100$	$26.7\sim 37.8$	$10\sim 20$
		$60\sim 80$	$15.6\sim 26.7$	$20\sim 30$

第 4 款进电脱水器的原油含水率。

在热化学和电化学两段脱水的处理流程中,首先需要确定进入电脱水器的原油含水指标,即一段热化学沉降脱水把原油含水降到多少较为合理。这不仅影响电脱水器和加热炉负荷,还影响到一段沉降设备的结构形式和数量。因此,这一指标应综合考虑沉降脱水和电脱水两个方面来确定。

原油含水包括游离水和乳化水两部分。乳化水沉降速度十分缓慢,只靠重力自然沉降,不能将乳化水脱下来。按照斯托克斯公式计算,原油粘度为 $30\text{mm}^2/\text{s}$ 时,大于 $300\mu\text{m}$ 的水滴 5min 可以分离出来; $100\sim 300\mu\text{m}$ 的水滴,分离时间要 45min 到 3h 。把油水

混合物试样静止置于试管内,观察油水分层情况,水层厚度 h_w 随沉降时间的延续而增加,原油内含水率降低,如图 1 所示。开始水层厚度随时间迅速增加、原油含水率迅速降低,一段时间(各种不同密度的原油,油水混合物性质不同,时间长短不一,一般为 3~20min)后水层厚度基本不再增加,原油含水率的降低趋于平缓。此时已分出的水称游离水,水层上方为水含量较多的油水混合物称油水乳状液,顶层为含少量水的原油。

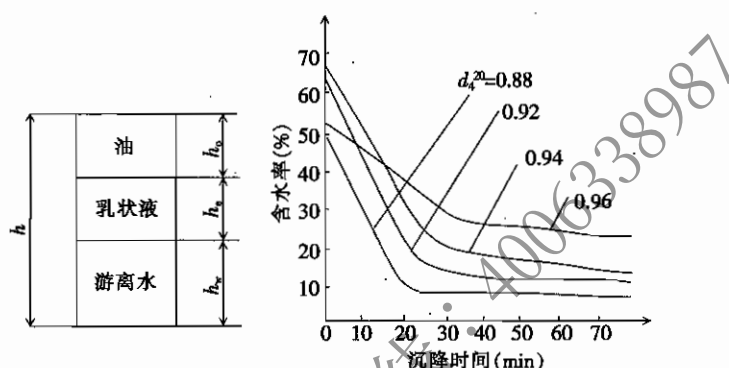


图 1 含水率随沉降时间变化关系

上述计算和理论分析,已为沉降罐分层取样资料所证实。将沉降罐分层取样分析的原油含水率作为纵坐标,以沉降时间为横坐标,做出沉降时间与沉降效果关系曲线,多数曲线具有明显的折点。以大庆中三站为例,原油沉降的开始阶段,大量的游离水迅速的沉下来,30min 之内含水由 50% 降到 13%,再延长沉降时间,虽然含水率还在降低,但由于基本上是乳化水或小颗粒的游离水,沉降速度已十分缓慢,经过 70min 含水率才下降 2 个百分点。

上述分析和实测资料说明,当采用热化学沉降法和电化学法两段脱水时,沉降脱水与电脱水有一合理的含水率界限。用沉降法脱除游离水比较有效,乳化水用电化学法脱除比较经济。沉降

时间与沉降效果关系曲线的折点一般就是沉降罐出口比较合理的含水率。由于原油性质、流动过程、破乳方法的不同,各油田不同地区的原油乳化程度差别较大,各条曲线的折点也有所不同。从大庆油田大罐沉降的实测数据看,折点所对应的含水率大多数为10%~20%之间。

按照原油电脱水的生产实践,在电极结构合理、采用可控硅自动调节供电电压、原油含水率在30%以下时,电脱水器均可以平稳运行,产品质量符合要求。

5.3.5 对于轻质及中质原油,为避免油气挥发,脱水工艺应立足于密闭流程和设备。进入常压沉降脱水罐的不稳定原油,因含有大量的挥发气体,所以应选用固定顶油罐。

5.3.6 相对而言,压力沉降是比较经济的脱水工艺,稠油脱水也应优先选择压力沉降脱水工艺。当油水密度差小,油品粘度较高,采用压力沉降脱水效果不好时,也可采用常压沉降脱水工艺。

目前常压动态沉降脱水工艺在国内稠油油田应用较为普遍。而一些特稠油及超稠油粘度高,油水密度差极小,油水自乳化倾向较强,微弱的扰动都会影响脱水效果,辽河油田对于此类原油采用静止沉降脱水工艺,并取得了较好的效果。

5.3.7 卧式压力脱水设备包括卧式压力沉降罐和电脱水器。

沉降脱水器单台处理能力一般按液量核算。电脱水器的处理能力是指在一定含水率波动范围内的净化油生产能力,这一能力不随含水率的变化而变化。脱水设备的设计处理能力是按试验的最大处理量,并留有适当的余地确定的。这是考虑到长期生产中控制参数和破乳剂质量可能发生波动,电脱水器还要考虑保证净化原油质量稳定,留有适当裕量。例如:大庆油田在1971年进行卧式脱水器处理量试验时, $\phi 3\text{m} \times 9.6\text{m}$ 卧式脱水器处理量为 $125\text{m}^3/\text{h}$,净化油含水达0.15%,污水含油为 375mg/L 。将 $\phi 3\text{m} \times 9.6\text{m}$ 卧式脱水器的设计处理能力确定为 $100\text{m}^3/\text{h}$,比试验值降低了20%。华北油田雁一联合站 $\phi 3\text{m} \times 9.6\text{m}$ 脱水器,经试

验处理量在 $70 \sim 120 \text{ m}^3/\text{h}$ 范围内变化,对脱水效果的影响不显著,确定该脱水器处理量为 $100 \pm 20 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

在原油生产中,卧式脱水设备进行检修、除垢、清砂等作业,一般在 3d 内可以完成。在短时间内,采用提高脱水温度,改善热化学沉降脱水效果,加大破乳剂用量,加强操作管理,可以超过设计处理能力 20% 运行,脱水质量不会有明显变化。

考虑上述因素,条文中提出:“当一台脱水设备检修,其余脱水设备负荷不大于设计处理能力(额定处理能力)的 120% 时,可不另设备用;若大于 120% 时,可设一台备用。”

由于原油性质的差别和单台脱水器处理量的不同,我国各油田电脱水器的耗电量有很大差别,每台脱水器对脱水站供电负荷相平衡的影响程度也不一样。所以条文中仅提出,在确定电脱水器工作台数时,应考虑到电负荷的相平衡因素,至于是否要求脱水器台数必须是 3 的倍数,可按脱水站供电负荷相平衡情况确定。

5.3.8 添加破乳剂:

第 1 款考虑破乳剂加入部位,既要注意充分发挥破乳剂的效能,又要考虑方便管理。多年来,人们曾在井口、分井计量站、接转站、脱水站等集输流程的各部位加过破乳剂。从发挥破乳剂最佳效能来讲,在油井井口加入破乳剂可从根本上抑制油包水型乳化液的生成;若在分井计量站或接转站加入,可起“破乳降粘”作用,其效能已为管道化学破乳脱水所证明;若在脱水站加入,那就只起破乳作用。从管理的角度出发,在脱水站加入最方便,在接转站加入一般还是可行的,在井口加破乳剂,由于受交通、气候、破乳剂溶液配制等条件限制,在管理上有很多实际困难。条文中对破乳剂加入地点未作硬性规定,可按照充分发挥破乳剂性能,又方便管理的原则,结合工艺流程,按具体情况确定。无论在哪里加入,都要保证破乳剂与含水原油在进入脱水容器之前充分混合。根据油田原油脱水的实践经验,当采用脱水站加药时,破乳剂应尽量在进站

阀组处加入,加入点距脱水容器一般不小于50m,并应设静态混合器以确保破乳剂与含水原油的充分混合。

第3款破乳剂的加入方式。以前曾采用天然气压送,用计量泵或比例泵输入几种方式。天然气压送方式,由于天然气压力变化、阀门调节误差等原因,破乳剂加入量经常发生波动,浪费破乳剂,影响脱水效果,不宜采用。计量泵体积小,维修工作量较小,近几年已逐渐取代比例泵。因此,一般宜采用计量泵定量、连续、均匀地将破乳剂加入含水油管道。

5.3.9 聚合物驱采出原油与水驱采出原油相比,脱水难度有较大幅度的提高,尤其是脱后污水含油量较高。这是因为:聚合物属亲水性表面活性剂,对W/O型乳状液具有一定的破坏作用,阻碍W/O型乳状液的生成,却有助于O/W型乳状液的生成致使污水含油量较高;聚合物使水相粘度增大,影响水层状态,使水中的油不易分离,造成污水含油量较高。“八五”期间聚合物驱采出原油脱后污水含油量指标达到3000mg/L,经过“九五”期间的攻关,该指标达到2500mg/L左右。尽管这样的含油污水输往污水处理站,给污水处理带来了一定的难度,但与在原油处理设备中进行污水处理比较,还是比较经济的。大庆北十三联合站是专门处理聚合物驱采出液的联合站,在设计中,输往污水处理站的脱后污水含油量指标在3000mg/L以下,污水处理站运行良好。

根据辽河油田的经验,对于普通稠油处理站,油系统出水含油量指标控制在1000mg/L较为容易。对于特稠油、超稠油处理站,由于油水密度接近,油系统出水含油量指标较难控制,如辽河油田冷一联合站油系统出水含油达3000mg/L,特油公司二号处理站油系统出水含油达4000mg/L。

5.3.10 由于稠油的原油基属类别基本上是环烷基、环烷基-混合基,按《出矿原油技术条件》SY 7513—88的要求,此类出矿商品原油含水率是小于或等于2%(质量),因而本规范不再单列脱水稠油含水指标。

5.4 原油稳定

5.4.1 未稳定原油中潜含 $C_1 \sim C_4$ 烃蒸气, 常温、常压下, 敞口储存和运输, 会从原油中挥发掉。 C_5 在储运温度高于常温的情况下, 也要从原油中挥发出来。在 $C_1 \sim C_5$ 挥发过程中, 还会带走部分 C_6 以上的重组分, 造成储运过程的蒸发损耗。既污染环境, 又带来储运过程的安全隐患。原油稳定能够比较完全地从原油中脱出 $C_1 \sim C_5$ 等轻质组分, 当然也捎带了一些较轻的原油馏分, 使原油在储运过程中保持相对稳定, 大幅度减少了原油在储运过程中的蒸发损耗。既减少了环境污染, 又提高了原油储运过程的安全性。从另一个方面来说, 减少了损耗, 回收了资源, 就等于增加了原油产量, 提高了油田开发的经济效益。总体上讲, 原油稳定的目的是保证原油储运状态下的安全性, 实现的手段是通过适宜的工艺抽取原油中的轻质组分, 其最终效果是实现一定预期的经济效益。而对于低产油田或稠油油田所产的原油应对组分中的轻质组分加以分析、评价, 通过经济效益的比较才能确定是否采用原油稳定措施。

5.4.2 稳定前的原油集输和处理工艺过程必须密闭是对井口至联合站的集输和处理流程而言。这段流程严禁中间开口, 否则轻组分损耗很大, 使稳定装置的收率降低, 经济效益下降, 以至失去原油稳定的意义。

5.4.3 原油稳定装置与原油脱水 and 外输以及油田气处理有着密不可分的关系。这些装置应统一规划, 集中设置。不但可以共用水、电、热及污水处理等公用工程, 而且可以减少物、热流往来过程的中间环节, 合理利用能量。

5.4.4 原油稳定的深度是指对未稳定原油中 $C_1 \sim C_5$ 的提取程度。提取的愈多, 则稳定程度愈高。由于原油饱和蒸气压主要取决于原油易挥发组分的含量, 所以用最高储存温度下的原油饱和蒸气压来衡量原油稳定的深度。

从降低原油储运过程中蒸发损耗的角度考虑,稳定原油的饱和蒸气压愈低愈好。但追求过低的饱和蒸气压,会使投资增大,成本升高,经济效益下降。同时,原油中 C_6 及 C_6 以上重组分携带率增大,会减少原油中汽油馏分的潜含量,造成原油品质的下降。

本规范要求,稳定原油在最高储存温度下的饱和蒸气压的设计值不宜高于当地大气压的 0.7 倍。当经铁路、水路、公路等用常压罐运输原油时,其稳定后的饱和蒸气压可略低些。依据如下:

1 从理论上分析,当稳定原油的饱和蒸气压等于当地大气压时,用浮顶罐储存,并实现全密闭输送,是可以把原油的蒸发损耗降到最小。但目前乃至相当长的时间里,我国各油田的油库、长输管道的输油站、炼厂乃至油码头还大部分使用拱顶罐储油,且开式运行。在这种情况下,降低原油蒸发损耗的有效办法是使原油的饱和蒸气压比当地大气压再低些。

由于装置的实际运行会有波动,设计值比保证值要低一些,因此,稳定原油在最高储存温度下的饱和蒸气压设计值不宜高于当地大气压的 0.7 倍。

2 我国各油田目前已建的原油稳定装置 80% 左右采用负压稳定工艺,经过 20 多年的实践证明,该工艺完全可以使稳定原油在最高储运温度下的饱和蒸气压达到 0.07MPa。其原油蒸发损耗均小于 0.2% (质量分数),达到国家现行标准《油田地面工程设计节能技术规范》SY/T 6420—1999 的控制指标。

5.4.6 在达到规定的原油稳定深度的前提下,采用合理的稳定方法,对提高稳定产品的收率,降低能耗,收到较高的经济效益是非常重要的。究竟采用何种方法,应根据原油的组分、物性数据、原油稳定的深度及产品要求,采用不同的稳定方法进行物热平衡模拟计算。对产品收率、能量消耗、操作费用、基建投资、经济效益诸方面进行综合对比分析后,选择最佳方案。

1 从投资来说,负压闪蒸工艺和正压闪蒸工艺(有压缩机)差不多,但单位轻烃能耗负压闪蒸比正压闪蒸低,因此负压闪蒸的经

济效益好于正压闪蒸。只有在原油中 $C_1 \sim C_4$ 的轻组分含量大于 2.5% (质量分数) 左右时, 正压闪蒸的单位轻烃能耗才能降到和负压闪蒸相差不多, 而且有可能不需要压缩机。因此, 在对原油组分分离精度要求不高时, 优先选择负压闪蒸工艺。在原油中 $C_1 \sim C_4$ 的轻组分含量大于 2.5% (质量分数) 时, 可以考虑选择正压闪蒸工艺。

2 分馏工艺的单位轻烃能耗是比较高的, 投资也是最高的。当对原油组分分离的精度要求比较高或对稳定深度要求比较深, 且余热可以充分利用时, 可选择分馏工艺。

3 原油蒸发损耗低于 0.2% 时, 已经达到国家现行标准《油田地面工程设计节能技术规范》SY/T 6420—1999 的控制指标。此时原油中 $C_1 \sim C_4$ 的轻组分含量通常也小于 0.5%, 进行稳定处理已经没有经济效益。因此, 在原油蒸发损耗低于 0.2% 或原油中 $C_1 \sim C_4$ 的轻组分含量低于 0.5% 时, 可不进行稳定处理。

在原油稳定能够与原油脱水、原油外输相结合, 通过简化工艺流程或扩大规模等技术措施能够取得经济效益时, 也可考虑进行稳定处理。

5.4.7 原油中的轻组分含量可以采用气相色谱法进行分析。但原油的组分很复杂, 不能用纯组分完全分析清楚。采用虚拟组分法来描述原油的组成, 是目前国内外的习惯做法。随着取样和分析手段的提高, 用原油蒸馏标准实验数据来描述原油的组成更具有真实性。

未稳定原油的组成应由原油中轻组分含量和原油蒸馏标准实验数据拟合而成。目前, 国内外的工艺模拟软件都能把这两种数据关联成一个新的虚拟组分, 并计算出每一虚拟组分的物性。也可以人为地把这两种数据平滑地接起来作为原油稳定的进料组成。

5.4.8 原油稳定装置进油总管设紧急关断阀和旁路是为了停产或装置发生事故时, 把进料迅速关断, 未稳定原油转往下游的事故

油罐。旁路的未稳定原油不应进浮顶罐。

5.4.9 原油稳定装置生产的气相富含 C_3 、 C_4 ，不应直接作为燃料，应就近输入油田气处理系统。设计时，控制塔压与油田气处理系统压力应相匹配。如果附近没有气体处理系统，应采用中压冷却或低压冷冻等方法进一步回收利用，且应与稳定装置同步建设和运行。

用常压汽车槽车拉运原油稳定回收的轻烃是非常危险和有害的。不仅造成二次蒸发损耗，污染环境，还是严重的安全隐患。本规范要求原油稳定生产的轻烃应密闭储运或处理。

5.4.10 原油稳定装置生产的污水含有少量的轻烃，达不到《污水综合排放标准》GB 8978—1996 的污水排放要求。若就地排放，不但造成环境污染，而且带来安全隐患，应密闭收集，送到污水处理站统一处理。

5.5 油罐烃蒸气回收

5.5.1 油罐烃蒸气回收不能认为是原油稳定的方法，而只能作为密闭储存手段。结合原油组分、原油产量及当地气温等情况，若采用烃蒸气回收以后的原油能满足储存要求，也可不再进行稳定。

5.5.2 烃蒸气回收的油罐，本身一定要有合格的油罐试压资料。因为常压油罐密闭操作时，由于进液量的不稳，甚至上站来油未经分离而进罐，会使气压突然增大，油罐压力升高。所以油罐烃蒸气回收一定要有可靠的油罐压力控制系统、超压报警、低压补气和压缩机自动启停等措施，避免压力过高过低。与油罐的试验压力相比，油罐的使用压力应留有一定的裕量。罐顶装设安全阀是防止油罐在排油、进油过程中造成憋压及负压的措施。

5.5.4 油罐抽气量，因原油组分、溶解气系数、操作温度、压力的不同变化很大，所以计算的出气量误差有时也较大。因此，在选用抽气压缩机时，应考虑一定的裕量。美国文献(SPE 7175)介绍抽气压缩机排量设计时，取油罐出气量的 1.5~2.0 倍。

最大瞬时气量中应计入最大溶解气量、水蒸汽量以及可能从末级分离器随油带出的气量。若有低液位报警并能自动切断出油阀时,则可少计或不计分离器带出的气量。

5.5.5 罐区内罐与罐之间的抽气管道宜连通。油罐数量多时可适当分组,以减少抽气能耗。但应校核各管道的压力降,注意其连接方法,避免造成抽气压力不均,保证各罐的压力平衡。管道压降应尽量低,据有关文献介绍,一般不高于 200Pa。

5.5.6 抽气管道设计时应坡向油罐,目的是为防止压缩机进液,保护压缩机。

5.5.7 原油进罐前的分离器应有可靠的液位控制措施。采取这项措施的目的,是为了防止气相窜入油罐,对抽气装置产生冲击。

6 天然气集输

6.1 基本要求

6.1.1 天然气从气井产出直到形成产品输出是一个连续的生产过程。集气工艺方法、天然气分离、天然气净化、轻油回收、输送、加工、利用、管网形式、站场布点方式等,需要通过气田集气系统总流程设计进行综合确定。集气系统总流程又是集气系统各环节某一分项工程设计的依据。总流程设计需要根据气田的基础资料进行综合分析和方案对比。天然气性质、气井产量、气井压力和温度、气田构造形态、驱动类型、井网布置、开采年限、逐年产量、产品方案及自然条件等,都是进行总流程设计最基本的基础资料。

6.1.2 站场是气田集气各个环节处理天然气的场所。天然气从气井采出后经过节流降压、气固或气液分离、脱硫脱水等环节,然后成为产品输出。各类站场指:单井站、集气站、压气站、天然气净化厂(脱硫脱水)、输气站(配气、调压、计量)以及气田污水处理站等。上述站场在气田集气系统连续生产过程中必将形成相互联系。各类站场的分布位置与气田集气总流程、产品流向、地形条件有关。站场位置布局要服从集气总流程、符合气田开发总体布局、符合有关安全规范、方便生产管理、符合技术经济原则。

6.1.3 集气管网的系统压力主要分两级:第一级是采气压力,第二级是集气压力。采气管道的输送压力主要根据气井流动压力、集气工艺、压力能的利用等条件确定。集气管道的输送压力主要是满足输气干道的输气压力要求和用户对压力的要求,含硫天然气尚需考虑净化厂脱硫塔压力损失。

6.1.4 气田集气管网套数的设置是根据气井压力和用户要求的

压力条件确定。气田内单一气层开采的情况较少,当多气层开采时采气压力不完全相同。气井压力相差较大是使集气管道产生多套管网的原因,多套管网系统的设置必须增加建设投资和管理费用。规范规定同一气区或同一气田内,集气系统宜设一套管网。当天然气气质在压力差别较大,设一套管网不经济时,可分设高、低压集气管网或含硫气和非含硫气管网。

气田集气管网的布置形式是多种多样的,在大多数情况下是组合式管网。具体设计时,需要根据集气工艺、气田构造形态及地形条件等因素而定。

天然气中有氮气等,需要输送到提氮工厂时还应设专送管道。

6.1.5 气田的低压天然气有两种来源:一是同一气田内浅气层采出的低压气;二是气田开采后期,压力衰减后气井采出的气体。对于低压天然气的收集、输送和利用,条文中推荐了三种方法。

6.1.6 气井生产受气井维修、集气系统生产运行状况及用气波动影响,不可能全年满负荷运行,为保证集气系统的年产气任务,单井产量必须有一定裕量,根据多年实践经验,本规范规定单井设计能力按每年工作 330d 计算。

6.1.7 根据《天然气》GB 17820—1999 的规定,天然气交接计量按标准参比条件[压力 101.325kPa、温度 20℃(293.15K)]下的体积计量。

6.1.8 气田集气最后形成的外输产品,除设计任务或用户的特殊要求外,一般产品宜按《天然气》GB 17820—1999 的规定分为三类,产品质量符合相对应的技术指标提供给用户。

6.2 气液分离

6.2.1 气田集气工艺流程:根据气田天然气组成、压力、温度、用户需求和相态平衡计算结果,经技术经济比较后确定。采用常温条件还是低温条件对天然气进行气液分离,本规范仅根据天然气

组成推荐集气工艺流程方式供设计参照。

6.2.2 气液分离器选择原则。气井生产的天然气组成和产量变化较大,有时有大量重组分、水,有时是干气。重力分离器对气体流量变化有较大的适应性,在气井的气质和产量发生变化的过程中均能较好地适应。对于气田天然气的气液分离,推荐采用重力分离器。

1 立式重力分离器是一种复合式的分离器。分离液滴的原理是利用离心力和重力双重作用。气流进入分离器后首先沿器壁回旋流动,借离心力作用将大量的液体分离下来,然后气流沿分离器筒体空间(沉降空间)向上流动,液体微粒借重力作用分离下来。重力分离器的一般结构应具有沉降空间和储液空间两部分。根据分离气井产物的特点,可增加气流进口切线结构和气流出口前的捕雾器两部分。前者是处理天然气大量带液和产生股液现象所需要,后者是分离粒径为 $100\mu\text{m}$ 以下的液雾所需要。

2 卧式重力分离器是利用重力作用使液滴从气流中分离下来。分离器的进口结构使气流进入分离器后,在其端部产生冲击而使大量的携带液被分离下来。气流经过冲击后沿筒体折向流动,折向流动的过程是天然气中携带的微滴被进一步沉降分离的过程。分离器中气流水平流速必须小于液滴沉降速度,气流到达分离器出口管之前,要有足够的时间使其携带的液滴从气流中分离下来。一般情况下气体空间应大于液体空间。卧式重力分离器出口设置捕雾器的目的与立式重力分离器相同,是为了分离粒径为 $100\mu\text{m}$ 以下的液雾而设置的。

3 三相卧式分离器,油气水混合物进入分离器后,进口分流器把混合物大致分成气液两相。液相进入集液部分,集液部分有足够的体积使游离水沉降至底部形成水层,其上原油和含有较小水滴的乳状油层。油和乳状油从挡板上面溢出。挡板下游的油面由液面控制器操纵出油阀控制于恒定的高度。水从挡板上游的出水口排出,油水界面控制器操纵排水阀的开度,使油水界面保持

在规定的高度,气体水平地通过重力沉降部分,经除雾器后由气出口流出。分离器的压力由设在气管上的阀门控制。油气界面的高度依据液气分离的需要,可在 $1/2 \sim 3/4$ 直径间变化。

6.2.4、6.2.5 立式和卧式重力分离器的直径计算公式,是根据四川石油勘察设计研究院推荐的“气—液重力分离器计算”公式给出的。

6.2.6 重力分离器中,液滴在气体中下降时,由于气体介质所产生的阻力,液滴仅在最初阶段以加速度降落,当液滴所受的重力被摩擦阻力抵消以后,即以某一恒定的速度继续降落,此恒定的最终降落速度称为沉降速度。液滴在分离器中的沉降速度采用基本公式计算,即(6.2.6-1)式,该式的推导是以下面几点假设为基础:

- 1 悬浮物的运动速度为常数;
- 2 分离器内不发生凝聚和分散作用;
- 3 液、固微粒均是球形。

式中阻力系数 f 是颗粒与流体相对运动的雷诺数 Re 的函数,用下式表示:

$$Re = \frac{W_0 d_L \rho_G}{\mu_G} \quad (1)$$

式中 W_0 ——液滴在分离器中的沉降速度(m/s);

d_L ——液滴直径,取 $60 \times 10^{-6} \sim 100 \times 10^{-6} \text{m}$;

ρ_G ——气体在操作条件下的密度(kg/m^3);

μ_G ——气体在操作条件下的粘度($\text{Pa} \cdot \text{s}$)。

液滴在气体中的沉降分为滞流、过渡流及紊流三个区域。计算 W_0 时必须确定某沉降区域,但雷诺数 Re 是 W_0 的函数,计算时可将式(1)与式(6.2.6-1)联立,并将与 $f \cdot (Re^2)$ 的函数关系制成曲线图(本规范附录 B 所示),则可用(6.2.6-2)式计算 $f \cdot (Re^2)$ 的值,然后从本规范附录 B 中查得阻力系数 f 值。

用重力分离器分离气体中的固、液微粒,分离的粒径不小于 $50 \mu\text{m}$,小于 $50 \mu\text{m}$ 粒径的微粒应采取其他方法。因为小于 $50 \mu\text{m}$

粒径微粒的分离所需要的分离器直径显著增大,依靠重力分离器则不经济。

6.2.7 丝网捕雾器最大允许气流速度的计算公式,是根据四川石油勘察设计研究院编制的《气田集输及站场设计手册》“丝网捕雾器”及美国 E·E·路德维希编著的《化工装置的工艺设计》“机械分离”介绍的有关数据选定。资料介绍:当丝网捕雾器的设计速度 $V_a = (0.3 \sim 1.0) V_{\max}$ 时,可得到很好的除雾性能。通常取 $V_a = 0.75 V_{\max}$ 时,出现液泛。故推荐丝网设计流速为最大允许流速的 75%。桑达斯-布朗系数 K_{SB} 是液滴直径、液体流速、液体量、分离空间、丝网编织形式的函数。

6.2.8 气井生产计量与周期计量确定因素见本规范第 9.4.2 条、第 9.4.3 条。

6.2.9 为了方便管理和降低管理费用,分离器集中设在集气站是有利的。但对下列情况的分离器宜设在井场:井口压力高,需在井场节流降压,分离器设在井场分离出节流后产出的液体;远离集气站的气井宜采用单井流程,分离器设在井场。采气管道中气液混输,管路阻力增大,影响气井采气,且有形成水合物堵塞管路的危险,推荐分离器设在气井井场。

6.2.10、6.2.11 从气井采出的天然气经分离后,固体和液体从分离器底部排出,固体为硫化物、氧化物及岩屑等,液体为天然气凝液和采出水。固体物质通常以悬浮状混合在液体物质之中。天然气凝液及分离排放污水要求密闭回收和集中处理,目的是保证运行安全和防止对环境的污染。

6.3 水合物的防止

6.3.1 湿天然气在一定的温度条件下容易形成水合物。水合物是一个烃类分子同数个水分子结合形成的白色晶体物质,类似冰或致密的雪。水合物容易在管路的弯道、阀件、管件等处形成并积聚造成堵塞。集气系统水合物的形成原因:一是在井场和集气站

对天然气进行节流降压时,气体膨胀产生急剧温降后形成;二是集气管道因气体输送产生压降和温降在管道内形成。选择防止水合物形成方法主要考虑:一是工艺上的可能性,二是经济上的合理性。所有防止水合物形成的方法,都应确保在生产过程中高出不产生水合物温度 $2\sim 3^{\circ}\text{C}$ 的安全范围,选择方法要根据具体条件通过对比后确定。

6.3.2 采用加热法防止水合物的集气系统,管道防腐保护层应具有对加热温度的适应性并宜具有保温性能。

6.3.3 站内采用加热法防止水合物时,站内其他用热,如保温采暖等宜综合考虑热源供给。

水套炉运行操作简单,且安全可靠,热效率较高,一般在85%左右。目前国内外井场天然气的加热,一般都采用水套炉。从多年运行实践来看,井场用水套炉加热是经济合理的。

6.3.4 水合物抑制剂的作用原理是利用其吸水性以降低天然气中水蒸汽的浓度,从而降低水合物形成的温度。

国内气田多采用甲醇、乙二醇和二甘醇作为水合物抑制剂。

甲醇的优点是吸水性较强,具有较好的降低水合物形成温度的能力,且能在一定程度上溶解已形成的水合物。而且甲醇加注工艺投资较低,甲醇价格又相对较低。其缺点是有毒性,对人的眼睛有刺激。挥发性较强,不易回收。由于化学剂的消耗,所以其运行费用较高。乙二醇和二甘醇的优点是也有较好的吸水性能,具有较好的降低水合物形成温度的能力,且易于再生,因此运行费用较低。但乙二醇、二甘醇不能溶解已形成的水合物,而且其回收工艺投资较高。根据国外的经验,当注甲醇量超过 30gal/h (114L/h)时,采用甘醇装置。

确定新鲜甘醇储备量的目的,是为了满足在设计中确定新鲜甘醇储存容器的容量。新鲜甘醇的补充量应当根据循环消耗量来确定,但在实际操作中损耗量的出入较大,难于规定合适的损耗率。国内气田低温回收天然气凝液的装置中,水合物抑制的损耗

率在 10%~20% 之间。为了适应目前国内实际情况,新鲜甘醇的补充量按注入量 10% 计算。甲醇因不考虑回收,所以甲醇的注入量就是消耗量。

6.3.5 甘醇回收。

1 由于再生甘醇的浓度要求不高,所以甘醇富液的再生推荐采用常压流程。作为水合物抑制剂用的甘醇,注入量小,富液的再生处理量较小。塔径小,故采用填料塔。根据再生压力和甘醇的蒸气压,推荐再生温度范围:乙二醇 110~120℃,二甘醇 125~140℃。

2 甘醇作为水合物抑制剂,循环量较小,再生装置负荷量也不大。一座日处理 $200 \times 10^4 \text{ m}^3$ 天然气的低温回收天然气凝液装置,甘醇的循环量每日约为 2t。再生塔的进料流量较小,因此常常采用间歇操作。甘醇富液从烃—醇分离器送到再生装置是连续的,所以从烃—醇分离器到蒸馏釜之间,应设有富液缓冲储存设备。为了满足富液的接收和送出,及其倒换操作的要求,故需设有 2 个储罐。缓冲罐的大小应根据再生塔间歇进料的时间周期长短来确定,譬如一昼夜提浓操作一次,则按烃—醇分离器 24h 送入的富液量计算缓冲罐容量。

3 甘醇在注入天然气中的循环过程中,不断吸收气体中的 H_2S 和 CO_2 ,其 pH 值将逐渐降低,从而导致对容器、设备及管道内壁的腐蚀,特别在富液提浓再生系统的腐蚀更为严重,因此必须定期检查甘醇的 pH 值。当甘醇的 pH 值降至 7 以下时必须进行处理,向甘醇中添加中和剂。改变 pH 值的中和剂有硼砂、一乙醇胺(MEA)、三乙醇胺(TEA)及钠硫醇苯并噻唑(NaCaP)等。本条推荐采用一乙醇胺。因为一乙醇胺具有如下优点:

- 1) 胺在甘醇内的溶解度与含水量无关;
- 2) 绝大部分的酸气与胺的反应是可逆的,因此胺可以在甘醇重沸器内再生,而且可在循环中继续使用;
- 3) 胺可通过测定碱度而容易被滴定出来。

甘醇的 pH 值必须维持稍偏碱性, pH 值在 7~8.5 范围比较合适。大庆油田从意大利进口的“天然气甘醇脱水装置”的操作手册中规定,甘醇的 pH 值不低于 7。本条采用该手册所规定的范围 pH 值为 7.3~8.5。

4 甘醇作为水合物抑制剂。用在天然气回收烃液系统及其再生系统过程中,所经过的设备、容器、塔和管道等,在全厂性检修时系统放空排污和在甘醇过滤的设备周期清洗排污中均有甘醇(包括富液和贫液)向装置外部排放。为了限制甘醇的损失,在甘醇循环系统设置回收甘醇的低位罐,以便将排出的甘醇收集在低位罐中。从低位罐将回收的甘醇送回富液提浓再生系统。

6.4 天然气加热

6.4.2 水套炉运行操作简单,且安全可靠,热效率较高,一般在 85% 左右。目前国内外井场天然气的加热,一般都采用水套炉。从多年运行实践来看,井场用水套炉加热是经济合理的。

对于一个井场加热天然气所需的热量较小,一般在 60~1000kW 范围内。在这个范围内的水套炉,加工制造较简单。当水套炉的热负荷过大时,设备投资增加较多,经济性下降。如仍采用水套炉就不太合适。所以可通过技术经济对比后,确定选用其他方式加热,如采用蒸汽加热。

6.4.4 为减少传热面积,节省投资,应增加水和被加热的天然气之间的温差,也就是说应尽可能提高水温,但由于水套炉是常压,水温最高就是大气压下的沸腾温度,如果水沸腾,则由于水的蒸发增加了热损失,补水量也加大。所以,水套炉的水温应低于当地水沸点 5~10℃ 为宜,对于大多数地区定为 90℃ 是合适的。

6.4.5 水套炉中蒸发量极少,补充水量也很小。根据《锅炉房设计规范》GB 50041—92 的规定,在炉内进行加药处理时,补充水悬浮物含量应小于 20mg/L。

6.5 天然气增压

6.5.1 低压气田或气田开采后期天然气出井压力过低时可采用压缩机增压外输。

气田增压站通常是在开始时要求压比小,随着时间的推移,要求压比越来越大。因此,气田天然气增压所需要的压缩机的特点是:(1)易于调节排量;(2)易于改变压比。气田低压气增压输送时,一般情况下采用往复式压缩机。

对在同井场或附近有高压气井的地方,也可采用天然气引射器利用高压气提升低压气压力集气外输。

天然气引射器主要结构部件有工作喷嘴、接受室、混合室、扩散室等。引射器增压气体的基本原理是高低压气流在引射器内发生能量交换。高压气流通过引入管经过喷嘴进入混合室,低压气流通过引射入口进入混合室,两者在混合室内混合后进行速度均衡,并伴随着低压气流的压力升高。混合后的气流由混合室进入扩散室后,低压气流的压力进一步升高(高压气流的压力降低),低压气获得增压。天然气引射器的特性之一是压缩比(即增压比)随喷射系数而改变,喷射系数(高压气流对低压气流的携带量之比)增加则压缩比降低,利用这种特性就可以非常简易地改变引射器的压缩比或喷射系数,而满足增压输送的低压气所需输送的气体流量和压力的要求。气体引射器的压比较低,一般可达 1.2~2.5,效率可达 25%。优点是结构简单,制造费用不高,安装简易,操作方便。

6.5.2 用于气田集气系统低压气增压的压缩机,其原动机采用燃气发动机,以天然气为燃料,可就地取用,经济合理。燃气发动机本身的特点也有利于压缩机调节流量变动功率的操作。当电源可靠、电价低、电费少,输电线路短、不需大量的输变电投资,有国家电源和供电网,可采用电动机。

6.5.3 随气田的深度开采,当气井压力进一步降低后,尽管是高

压比压缩机也难以满足要求,因此推荐采用整体组装机组以利于机组的更换。气田集气系统所用的压缩机,通常是中、小型,且以小型为主。中小型机组的整装设计是比较容易实现的。

整体组装压缩机一般为小型机组,机组更换安装时,将机组底盘就位后,只需进行压缩机进出口管道的连接、燃料气引入管道的连接以及仪表压力引线的连接等。整体组装压缩机冷却系统一般为间接空冷,冷水密闭循环。较小的机组系为自动循环。较大的机组则由机组自带的气动泵使冷却水循环。机组安装时,同外部的管道连接部位很少,安装比较简易,安装所花费的时间较短;更换机组时,因停工所减少的气量可由其他机组或其他气源通过调节加以解决。故对整体组装压缩机组不需要设置备用设备,但宜设离线备用机组。

6.5.4 气田集气系统向外输气通常有高负荷和低负荷的要求。要满足这种要求,一是从单机组本身的功率变动范围上考虑;二是从机组数量设置上考虑。前者能满足小幅度的变化,后者才能满足大幅度的变化。因此一座压气站往往为适应负荷量的变化而需设置调节机组。当其中一台大容量压缩机组检修时,其他机组最大排量能满足最低供气要求时,这种情况下就不另设置备用机组,否则应设置备用机组。

6.5.6 天然气进入压缩机前应根据机组要求除去气中液、固杂质。凝液分离器的规格应根据工艺计算确定。分离器设置自动排液、液位控制及高液位报警等防止凝液进入气罐,这是必要的安全设施。

6.5.7 《输气管道工程设计规范》GB 50251—2003 第 6.4 节中“压缩机组布置的厂房设计原则”,对各种自然环境,如高寒、沙漠等地的压缩机组厂房建设、机组室内布置及对建筑物的防火、防爆、防噪声和安全检修等都提出了具体要求,可参照执行。

6.5.10 为了压缩机检修操作方便,封闭式和半露天式厂房均应设置起重吊车。对于采用单层厂房或单层厂房操作平台布置的小

型机组,最大部件重量不足 3t 者,可设置移动式吊车或汽车吊。移动式吊车的负荷可根据压缩机和动力机的最大部件重量来决定。如果部件重量小于 1t,也可采用三角架配挂手拉葫芦来解决检修部件的起吊问题。10t 以上可采用电动桥式吊车,10t 以下以手动吊车为宜。电动吊车可减轻检修劳动强度,但是动作较快不易做到微调控制,故 10t 以内应优先选用手动桥式吊车,对于 10t 以上的大型桥式吊车可在挂钩上再配一环链手拉葫芦。

6.5.11 压缩机管道安装设计要求:

第 1 款、第 4 款这两款规定的安全保护装置应由压缩机组(指压缩机、原动机及两机的辅机)制造厂配套提供,在订货时应按本规范对压缩机组提出技术要求。

第 2 款压缩机出口至第一截断阀之间管道上,装设安全阀和放空阀作为事故紧急放空及设备检修时机组放空之用。为防止超压使压缩机能及时泄压,放空阀和消声器其泄放量应等于或大于压缩机的额定排气量。

第 3 款往复式压缩机各级之间的调节回路管道和始末两级之间的闭路循环管道的设置,是为了机组排量的调节、机组开停工操作及机组切换操作之用。

6.5.12 压缩机各级出口冷却可提高管输效率和减小对防腐层的影响。

空冷同水冷对比,具有减少消耗和环境污染,降低能耗以及厂址不受水源限制等优点。特别地处山区,水源和电源缺少,故推荐优先选用空冷。

6.6 安全泄放

6.6.1 井口高低压安全截断阀是一种以气体为动力的活塞式高低压截断阀。当采气管道的压力高于或低于所给定的上限或下限压力值时,安全截断阀自动关闭。也就是关闭了气井。

采气管道超过高限压力的情况,一般是采气管道中水合物堵

塞或集气站意外事故突然关闭采气管道进站截断阀。采气管道出现超低压的情况,一般是采气管道因事故破裂。

气井井口节流阀之后装设高低压安全截断阀的目的:一是当采气管道出现超高压或超低压的情况时,高低压安全截断自动关井以防止爆炸、火灾以及中毒等事故发生;二是当下游脱水站、净化厂发生故障,为了避免或减少天然气的放空,通过站内自控联锁系统关断高低压安全截断阀。

6.6.2 气田的集气站灭火最重要的措施是迅速截断气源,为此在进出站的天然气管道上设置紧急截断阀是确保迅速截断气源的唯一措施。截断阀应设置在安全可靠和方便操作的地方,当天然气站发生火灾或泄漏事故时,操作人员能够迅速靠近及时关闭阀门截断气源。紧急截断阀宜配置自动及远程控制系统,以便事故时迅速关闭阀门。

6.6.3 单井站的站场就设在井场。站场事故时,井口高低压安全阀将启动;气井事故时,止回阀将阻断站内天然气回流。

6.6.5 安全阀定压值是根据国家现行标准《石油化工钢制压力容器》SH 3074—1995 的规定确定。

6.6.6 集气站出站截断阀的前后装设放空阀,其用途是在管道发生水合物堵塞、检修管道或管道超压时对采气管道和集气管道进行放空。

《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183—2004 中的“泄压和放空设施”,对放空管设计、火炬设置、可燃气体放空、甲乙类液体排放、有硫化铁或可自燃气体等排放提出了具体要求,可参照执行。

6.6.7 当站内有可能分组检修时,各组之间应设隔断阀,并保证不得漏气,防止检修用火时漏气串管发生事故。一般采用 8 字盲板或双阀中间加放空管等可靠有效的隔断措施。

6.7 含硫气田的防腐与防护

6.7.1 集气管道在水及硫化氢或二氧化碳共同作用下,就有可能

产生管子内壁腐蚀或脆性开裂。采取脱水、把管子内壁与酸性介质隔开或选用抗硫材质是防腐的有效措施。

6.7.3~6.7.5 根据《含硫油气田硫化氢监测与人身安全防护规定》SY 6277—1997,空气中 H_2S 浓度达到 $300\sim 400\text{mg}/\text{m}^3$ 将引起人的急性中毒;达到 $525\sim 600\text{mg}/\text{m}^3$, $1\sim 4\text{h}$ 内有生命危险;达到 $1.5\sim 2.25\text{g}/\text{m}^3$, 数分钟内至人死亡。因此,当管道输送的天然气中 $\text{H}_2\text{S}>200\text{ppm}$ (约合 $308\text{mg}/\text{m}^3$) 时,一旦管道破裂,危害非常严重。故对集气管道及其周围环境必须提出严格防护要求。

据考察,加拿大高含硫气田防止高含硫天然气设施及管道泄放对周围影响主要采取的措施有:

- 1 集气站、集气管道避开人口稠密的居民区和活动中心。
- 2 控制事故时 H_2S 的释放量,线路截断阀室的设置是依据所在地区类别及管道中 H_2S 含量确定。

7 天然气净化及凝液储存

7.1 天然气净化

7.1.1 天然气脱水装置的设计必须根据各油气田的实际情况,如开发方案中天然气量的大小、组分分布情况、井口压力、温度、天然气递减情况,集输系统中分离器的压力、温度、管输方式及距离、气温、地温以及用户对天然气的使用要求等,取得现场资料后再选用脱水方法。

7.1.2 管输天然气脱水深度是根据《输气管道工程设计规范》GB 50251—2003第3.1.2条规定的。如果天然气在集输系统末端还要深度脱水,为了给下游减轻脱水负荷,则上游管输天然气脱水露点宜低一些,可不受管输标准的限制。

7.2 天然气凝液回收

7.2.1 天然气凝液回收装置的设计,必须根据原料天然气的组成、分布、压力、温度,产品天然气的热值、露点、组分和压力,某组分的收率或某产品的产率保证值等要求,取得现场资料后再确定凝液回收工艺方法。

7.2.2 装置允许的波动范围、累计设计开工时数,是根据《天然气凝液回收设计规范》SY/T 0077—93中第3.0.3条、第3.0.4条制定的。

7.2.3 本条是根据《天然气凝液回收设计规范》SY/T 0077—93中第3.0.5条制定的。

7.2.5 对于轻烃回收装置由气体而引起的火灾,扑救或灭火的最重要、最基本的措施是切断气源。为此,在装置的进气总管上设置自动紧急关断阀,是确保在事故发生时能迅速切断气源的重要措

施。为确保原料天然气系统的安全和超压泄放,在装置的进气总管上的自动紧急关断阀之前,应设置装置越站旁路或放空阀和安全阀。

7.3 天然气凝液储存

7.3.1 本条是参照《石油化工储运系统罐区设计规范》SH 3007—1999 储罐选型中有关条款制定的。

7.3.2 天然气凝液、油气田液化石油气和 1 号稳定轻烃需采用压力容器储存,单位容积耗钢量大,消防等级高,所以储存天数不能太大。作业罐和储罐的容积应根据产量、运输方式和距离综合考虑,按设计产量计算。储存天数的确定原则说明如下:

1 生产作业罐的主要作用是进行沉降脱水,以及输送管道一旦发生故障时,保证装置能正常生产。据资料介绍,沉降脱水一般需要 8h 左右,管道故障维修需要 14~16h。考虑以上因素,确定装置生产作业罐的储存天数为 1d。

2 外销产品储罐的作用是协调凝液生产和外运之间的矛盾。主要包括装置产量波动以及装置检修引起的产量变化,外输管道故障,气候、道路对外运的影响等。管道输送受气候影响较小,运行比较可靠,输量比较均匀,取储存天数为 3d。用罐车拉运时,考虑车辆调拨、运输条件以及气候影响等因素,规定 100 km 以内为 3~5d,100km 以外为 5~7d。

7.3.3 储罐的装量系数是参照《石油化工储运系统罐区设计规范》SH 3007—1999 储罐的装量系数的有关条款制定的。

7.3.4 储罐的个数主要是根据收油、沉降切水和外输等操作要求确定的。

7.3.5 本条关于油气田液化石油气储罐的设计压力的规定,是参照《城镇燃气设计规范》GB 50028—93(2002 年版)有关条款制定的。更进一步的解释可查阅上述规范第 6.7.8 条说明。

本条关于天然气凝液和稳定轻烃储罐的设计压力,是参照《压

力容器安全技术监察规程》中有关规定确定的。

7.3.6 规定天然气凝液及其产品进入储罐的温度,主要是为了避免储存温度过高导致储罐压力升高。

7.3.7~7.3.9 是参照《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183—2004 有关条款制定的。

7.3.11 天然气凝液、油气田液化石油气和稳定轻烃等产品中一般都含有水分,在储运过程中会有水析出,因此需设排水口将其排除。为满足防火和环保要求,应收集后集中处理。

恒智天成软件订购热线: 4006338987

8 油气集输管道

8.1 基本要求

8.1.1 油气集输管道选线要求。

第1款 线路工程费用及钢材耗量在全部线路工程中占有较大比例,因此线路走向必须进行方案比选,择优选定。

第2款、第3款 在油气田中有条件的地方,集输管道与其他类别工程组成走廊或同沟敷设,以减少施工费用和方便管理。

第5款 集输管道线路宜避开不良工程地质地段。在多年的实践中,对影响管道安全、整治困难且工程投资增大的各种特殊地段,一般是绕避。但经工程处理后,能确保稳定,且工程投资有显著节省时,则可选择适当的部位通过。

8.1.2 油气集输管道沿线温降计算采用的是舒霍夫公式。

8.1.4 油气集输管道管子的理论壁厚计算是采用最大剪应力理论(第三强度理论),该理论认为材料的失效破坏取决于最大剪应力,它能较好地符合塑性材料破坏的情况,比较充分地利用管子的承载能力,更符合实际。目前多数国家都采用最大剪应力计算理论推导管子壁厚计算公式。

8.1.5 管道强度计算原则。

1 管道强度计算除考虑管道所承受的正常内压、外部荷载外,对通过地震区的管道还必须考虑地震时所受外加应力。根据国家现行标准《输油(气)钢质管道抗震设计规范》SY/T 0450—2004 有关条文说明计算:地震基本烈度在6度时(地震动峰值加速度 $0.05g$),地震波引起的管道最大应变小于管道允许应变。所以将管道设防的地震烈度定为6度及以上。

2 管壁厚度按第三强度理论计算。强度计算公式仅考虑管

子环向应力,当输送介质温差较大时,管道应力将会增高而且是压应力。因此尚应按双向应力状态时组合当量应力进行校核,以保证管道运行安全。

8.1.6 研究表明,当 $D/\delta < 140$ 时,对正常运输的埋地管道,圆截面不会失稳也不会出现刚度问题。

8.1.7 常温分离后的天然气,随输送过程中管道内的压力和温度降低,凝析液将分离出来在管道的低洼处积聚,从而增加管道阻力,降低输气能力。特别是当有水合物产生时,固体水合物将逐渐积聚堵塞管路而影响输气,因此集气管道宜设置清管设施。

集输油管道清管可以清除管内污物,对石蜡原油可清除管壁结蜡,降低输送阻力。国外的输油管道一般考虑清管措施,大部分集油管道也进行清管。长庆、文留油田集油管道普遍采用清管措施,其他油田也逐步应用。

油田集油管道一般管径小,输送距离短,有可能采用定期热洗等其他办法清蜡。若一律要求清管球(清管器)清蜡,则增加阀门较多。对低压自喷井,有可能由于通球清蜡影响产量,严重时会造成油井停喷。鉴于上述情况,在条文中提出:集输油管道清管设施的设置,可根据原油性质、含水率、集输方式以及其他工艺要求确定。

8.2 原油集输管道

8.2.3 在规定的输量下,增大管径可降低输油所需的压力,减少输油动力消耗,但管道建设费用和热能消耗增加。在一定的输量下,只对于某一范围的流速才是最经济的。

影响管道经济流速的因素较多,如流量大小、输送距离、原油性质、燃料及动力价格、材料及设备概算指标、基建投资偿还年限等。油田管道输量范围大,管径大小悬殊,管道长短差异较大,原油性质变化幅度大。对这样复杂的问题,很难用某种简单的图表和公式做出确切的规定,这里只能通过计算和其他资料提出一个

大致的范围。

条文中提出,油田内部输油管道的流速一般为 $0.8 \sim 2 \text{ m/s}$ 。当原油粘度较高(如稠油),输量较小时,宜采用较小的流速,反之可采用较大的流速。

8.2.4 根据石油大学出版社出版的《油气集输》(冯叔初等编)的介绍,紊流混合摩擦区的水力阻力系数 λ 也可采用伊萨耶夫公式或阿特舒尔公式计算:

$$\text{伊萨耶夫公式 } \frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1.8 \lg \left[\frac{6.8}{Re} + \left(\frac{\epsilon}{7.4} \right)^{1.11} \right]$$

$$\text{阿特舒尔公式 } \lambda = 0.11 \left[\frac{e}{d} + \frac{68}{Re} \right]^{0.25}$$

式中 Re ——雷诺数;

ϵ ——管道相对粗糙度, $\epsilon = \frac{2e}{d}$;

e ——管道内壁的绝对粗糙度(m),按管材、制管方法、清管措施、腐蚀、结垢等情况确定,油田集输油管道可取 $e = 0.1 \times 10^{-3} \sim 0.15 \times 10^{-3} \text{ m}$;

d ——管道内径(m)。

但表 8.2.4 中所列的科尔布鲁克公式的计算结果最为精确。

8.2.5 埋地集输油管道的总传热系数。

埋地沥青防腐绝缘管道的总传热系数:

沥青防腐绝缘管道的总传热系数与管径、埋深、管内液体流态、土壤组成和湿度等多种因素有关,其中管径与土壤湿度的影响更大。在以往的工程设计中,大多数油田都是通过实测或按相似条件下的运行经验确定传热系数。

实测传热系数的方法主要有两种。一种是利用油田试生产的油管道,实测流量、起点和终点油温、管道长度、管外土壤温度等数值,然后按舒霍夫公式计算管道的传热系数。另一种方法是利用探针法测量土壤的导热系数,然后计算管道向土壤的放热系数,再

考虑内部放热系数和管壁导热的影响,即可计算出管道的总传热系数。为了正确确定管道的传热系数,需要在一年的不同季节测定土壤的导热系数。

在新油田建设的规划阶段,进行初步计算时往往不能取得准确的管道传热系数实测资料,为了使计算比较符合实际,根据部分实测资料并参照部分油田的设计规定,拟定了附录 D,制定附录 D 的依据和使用时应注意的问题见本规范附录 D 说明。

硬质聚氨酯泡沫塑料保温管道的总传热系数:

泡沫塑料保温管道的总传热系数,应尽量通过实测有关数据经计算确定或按相似条件下的运行经验确定。在进行初步工艺计算不能获得实测资料时,可参照本规范附录 E 确定。

在本规范中,保温管道的热力计算是以钢管外表面为基准传热面,附录 E 中的数值是以钢管外表面作为基准传热面确定的。如果保温管道的热力计算是以保温层中间表面或外表面作为基准传热面,使用附录 E 的数值时应进行换算,即将附录 E 中的数值乘以钢管外径,再除以保温层平均直径或外径。

关于基准传热面问题和总传热系数 K 值的取值问题详见本规范附录 E 说明。

8.2.8 《油田油气集输设计规范》SY/T 0004—98 中,对于较严重腐蚀环境腐蚀裕量 C 取值不大于 2mm,本次修订认为不必规定太具体,可由设计人员根据实际情况确定。

8.3 天然气集输管道

8.3.1 气田集气系统管道,特别是集气管道,由于在确定管径时,气井未来的生产能力不可能准确地提出,要求集气管道管输能力留有裕量,集气管道的裕量一般是按管道预计日平均输气量的 115%~133% 来设计,本规范推荐 1.2 的系数介于该数据范围之间。

8.3.2 采气管道是气液混输管道,管路的阻力较大。当气液分离器设在井场时,采气管道的长度一般为 10~20m;当气液分离器设

在集气站时,采气管道的长度一般从数十米到数千米。采气管道的最大长度同气体中夹带的液量(气液比),液体的粘度和密度,地形起伏,管道起点和终点之间的高程差有关。根据四川气田实践经验,直径小于或等于 150mm 的气液混输管道,起点和终点之间的高程差小于 30m 时,气液混输管道的长度可达 5~6km,距离过长阻力降大影响后期合理开采,故本规范推荐采气管道长度不宜大于 5km。当地形起伏较小时,采气管道的长度还可适当增加。

8.3.3 未经净化处理的湿天然气,从原油中分出时,分离温度高、压力低,气中油水量较多。根据大庆油田的情况,气中含油量约 30~40g/m³。当湿天然气进入埋地管道输送时,集气管道为气液两相输送,使管输效率降低。根据美国 TE 公司试验结果对比分析(见《油气管道技术专辑》,1981 年),在大庆油田气带液量情况下其管输效率在 80% 左右。又根据贝克的建议,可按常用的输气管道公式,用以下公式校正,即:

$$\Delta P_{\text{湿}} = \frac{\Delta P_{\text{干}}}{E^2}$$

式中 $\Delta P_{\text{湿}}$ ——湿气压力降(MPa);

$\Delta P_{\text{干}}$ ——干气压力降(MPa);

E ——管路效率。

依据输气公式在低压下压降和输气量的关系,得出在大庆油田湿天然气集气管道计算时,应在设计气量基础上乘以 1.25 倍。同时考虑生产气油比的取值精度和油田开发生产情况的变化,规定对未经净化处理的湿天然气,集气管道水力计算采用气量应为设计气量的 1.2~1.4 倍。

8.3.4 采气和集气管道流量计算公式系美国威莫斯经验公式,适用于各种管径的管道流量计算。该公式管内壁粗糙度的选值较大($e=0.0508\text{mm}$),因此比较适合于矿场输气管道的情况。矿场所输天然气一般都含有水、硫化氢、二氧化碳,对管内壁的腐蚀比较严重,当管道使用一段时间后其粗糙度越来越大(与新管比较)。

根据矿场天然气管输实际情况,采用威莫斯公式是比较符合实际的。

当集气管道沿线地形起伏,任意两点的相对高差大于 200m 时对输量有影响,故应按(8.3.4-2)式计算。

8.3.5、8.3.6 条文说明见本规范第 8.1 节相关内容。

8.3.7 输送含水酸性天然气,如果采取有效防腐措施可使腐蚀速度减至 $0.02\sim 0.07\text{mm/a}$ 。中国石油集团工程设计有限责任公司西南分公司推荐,根据输送介质中酸性介质浓度及采取的防腐措施,管道腐蚀裕量取 $1\sim 6\text{mm}$ 。

8.4 天然气凝液输送管道

8.4.2 天然气凝液泵扬程裕量也就是管道终点余压,其作用是保证在管道输送过程中,天然气凝液在管道内始终为液态不产生气化。天然气凝液是含有少量甲烷和乙烷的液态烃类混合物,易于气化。在输送过程中,管道某点的压力如果低于相应温度下的天然气凝液饱和蒸气压,会产生气态轻烃充填管道的一部分有效截面,致使管道的通过能力降低,压降增大,甚至破坏输送。考虑到管内输送的轻烃成分可能变化,因而饱和压力也随之变化,同时运行中液体的最高温度也会变化(变化原因是多方面的,气温和操作条件等变化也会引起这种变化)。为此,选择外输轻烃泵的扬程时,应留有一定的裕量。中国建筑工业出版社的《煤气设计手册》规定液化气输送管末端水头裕量为 $40\sim 60\text{m}$ 液柱,并要求泵扬程最少为计算总水头约 1.05 倍。建筑工程部技术情报局编《液化石油气的供应》以及《城市煤气摘译》中,分别介绍原苏联规定裕量为 $0.6\sim 0.7\text{MPa}$ 和 $1.0\sim 1.2\text{MPa}$ 。《城镇燃气设计规范》GB 50028—93(2002 年版)规定为 $0.2\sim 0.3\text{MPa}$ 。大庆轻烃系统初期设计中,扬程裕量采用 0.6MPa ,经过多年实践验证,表明此值可以减小。但是考虑到混合轻烃的蒸气压比液化气高,危险性也比液化气大,此值应大于《城镇燃气设计规范》GB 50028—93(2002 年版)的规定。鉴于国内外关于

离心泵的标准和样本中扬程的单位仍采用米液柱,本条文规定轻烃泵扬程裕量为 50~70m 液柱。

8.4.5 天然气凝液的电阻率高,流速大会产生静电危害。管径越大,控制流速应越小。有关天然气凝液流速的规定是参照《城镇燃气设计规范》GB 50028—93(2002 年版)得出的。

8.5 管道敷设及防腐保温

8.5.1 管道的敷设形式应根据管道沿线的自然条件确定。在一般情况下,埋地敷设较其他敷设方式经济安全,少占耕地,不影响交通和农业耕作,维护管理方便,故应优先采用。在不良地质条件地区或其他特殊自然条件下,采用地下埋设投资和工程量大或对管道安全和寿命有影响时,才考虑其他敷设方式。由于在荒原戈壁区、山地丘陵区 and 黄土高原梁峁交错区,目前实际上存在管道沿地表敷设的情况,因此本条对地表敷设予以确认。

8.5.2 规定管道最小埋深的目的是防止管道遭受外来机械破坏,是从安全角度提出的最低限度的要求。管道从输送经济性方面所确定的合理埋设深度可根据工艺要求来确定。《输气管道工程设计规范》GB 50251—2003 中的有关规定同样也适用于油气集输工程设计,因此,本规范直接采用《输气管道工程设计规范》GB 50251—2003 的有关规定。

8.5.3 “地面敷设时,管底距地面不应小于 0.3m”的规定,是依据新疆油田稠油集输管道地面敷设的经验数据。

8.5.4 胜利、辽河、新疆等油田的热采稠油油田集输管道均发生过起热力破坏的情况,主要发生在出土的弯头、三通、焊口、穿越部分以及进出站连接处。故本条强调应采取补偿措施和必要的锚固。

8.5.6 集气系统管道内壁防腐蚀采用的方法有:

- 1 管道选用抗腐蚀材质。
- 2 管道内壁涂层。

1)采用的涂层材料主要有溶剂型耐蚀涂料和耐蚀粉末两大类。

2)涂层厚度:输气管道减阻型 $\geq 50\mu\text{m}$,防腐型 $\geq 200\mu\text{m}$ 。

3)管道内壁涂层施工方法:预制厂预制、整体挤涂和管道衬里。

以防腐为目的的管内涂层,因频繁的清管作业可能导致内壁涂层损伤,在集气管道中采用不多。

3 注缓蚀剂。

1)缓蚀剂分油溶、水溶及油溶水分散型。

2)缓蚀剂注入方法有:注入式加注、喷射式加注、清管器加注。

目前国内应用较广的缓蚀剂加注是喷射式加注法。

8.6 材料及管道组件

8.6.1 油气集输管道输送的介质是石油、天然气,均属易燃或易爆介质,且输送压力较高,特别是天然气的集输压力一般均在10MPa以上,有的甚至高达30MPa以上,为了管道的安全,要求油气集输管道选用的钢管必须在具备一定强度的条件下,具有较高的韧性和良好的可焊性,且经过严格的检验。标准中所列的4种钢管现行国家标准,都具备上述条件,且在油气集输的工程中得到广泛应用,证明是适合用于油气集输管道的。

8.6.2 管道组件包括弯管、管件(三通、清管三通、弯头、异径接头、管封头)、法兰、阀门、绝缘法兰、绝缘接头、汇管、清管器收发筒、快开盲板等,它们均是受压部件/元件,均属压力管道范畴,其受力状态复杂,出现安全事故的危害甚大,因此对用于管道组件的材料必须加以明确规定,严格执行相关的材料标准。

由于铸铁件属脆性材料,组织疏松,强度低,因此严禁使用;螺旋焊缝钢管由于其焊缝的形式特殊,不适用于汇管或清管器收发筒上的开孔焊接,弯管和管件因需将钢管加热或多次加热成型,且油气集输管道的介质一般腐蚀较严重,鉴于螺旋焊缝钢管的残余

拉应力较大,焊缝较长,存在缺陷的概率较大,因此为了保证油气集输工程的安全,不应用于油气集输工程中。

8.6.3 本条规定了油气集输管道所用钢管、管道组件材质选用的原则,是油气集输工程的建设、设计、施工、供应各方均应遵守的。

8.6.5 蒸汽吞吐采油时,井口出油温度初期为 $160\sim 180^{\circ}\text{C}$,几天内下降,周期末出油温度为 $30\sim 40^{\circ}\text{C}$;蒸汽驱采油时,采油井产出液温度一般在 $130\sim 140^{\circ}\text{C}$ 之间,通常不超过 150°C ;整个生产期绝大部分时间在 160°C 以下工作。故本条规定:出油管道、管件及保温材料的耐温等级,在注蒸汽热采时,不小于 160°C 。

8.6.6 对油气集输管道和管道组件的焊接工艺进行评定,并根据评定编制焊接工艺规程,按规程进行现场焊接,是保证焊接质量的必须程序。在西气东输管道工程和陕京二线管道工程的站场管道系统的施工中,已进行了实践并得到了验证。

8.6.7 国外通用的管件标准明确规定管件必须进行热处理,考虑到我国管件材质选用、制造和使用的实际情况,对此未作硬性规定,推荐对管件采用热处理。

8.6.8 酸性介质对钢质管道和管道组件具有较强的腐蚀性,为了保证其使用安全,必须在设计的诸多方面考虑这个因素。为了消除汇管、清管器收发筒、管件中的残余拉应力,消除酸性介质产生腐蚀的必要条件,因此用于酸性介质的汇管、清管器收发筒、管件应进行消除应力热处理。

8.6.10 我国弯管采用中频电磁感应加热工艺制造,已具有先进的技术装备和成熟的经验,且参照国际标准对原行业标准《钢制弯管》SY 5257—91进行了全面修订,对制造、检验等作了详细规定,形成了现行行业标准《油气输送用钢制弯管》SY/T 5257—2004,现已颁布执行,因此作了本条内容的规定。

8.6.11 弯头和弯管在介质压力的作用下,在其壁上产生的环向应力,在弯曲段各部位的分布是不均匀的,其最大环向应力位于弯曲段内弧侧,比同规格直管在同压力下的环向应力大 m 倍,增大

系数 m 是 R/D 的函数, R/D 越大, 则 m 越大, 该公式经四川石油设计院与华东石油学院理论推导和试验所验证。

8.6.12 目前国内管件制造业以钢管作母管, 采用模压拔制工艺制造三通的技术已很成熟, 外观和受力上均比焊制三通要好得多, 因此一般应采用这种工艺制造三通。焊制三通由于支管与主管之间的焊接结构难于保证三通肩部(过渡区)的质量, 且该处焊缝无损检测较困难, 受力状况不好, 因此对有腐蚀性的酸性介质, 设计压力 $P \geq 6.3 \text{ MPa}$ 或设计温度较低的三通不宜采用焊制三通。

8.6.13 异径接头与压力容器上的锥壳相同, 其结构尺寸特别是折边段受力和计算较复杂, 压力管道的有关规范对此尚未有标准规定, 因此应用《钢制压力容器》GB 150 规定, 即可满足压力管道系统设计的要求, 但许用应力应改按压力管道的相关规范选取。

8.6.14 管封头的结构尺寸和计算符合《钢制压力容器》GB 150 规定, 即可满足压力管道设计要求, 但其许用应力应改按压力管道的相应规范选取。

8.6.15 清管器收发筒和气田用汇管承压组件, 有时设计压力相当高, 可达 10 MPa 或以上, 在受压元件的受力分析上与压力容器的圆筒、锥筒无异, 从安全上考虑, 对其制造在技术上必须严格要求, 目前压力管道尚无这方面的标准规范可遵循, 因此要求符合《钢制压力容器》GB 150—1998 规定, 且应由具有与其设计压力相应的压力容器制造资格的工厂制造。

8.6.16 清管三通设置挡条的作用是防止清管器通过时在支管处有杂物或清管器卡住, 挡条这种结构较简单、经济。此外还有其他结构形式, 如夹套式清管三通。

8.6.17 管法兰一般均为选用, 目前有国家标准和多个行业标准, 经过分析比较, 化工行业管法兰标准能较好地适应油气集输工程设计和制造的需要, 特别是与国外进口阀门、设备配套时使用, 因此规定采用 HG 20592~20635—97 管法兰标准。

8.6.18 绝缘接头已普遍用于油气集输和长输管道工程, 有代替

绝缘法兰的趋势。但由于绝缘法兰已得到广泛使用,且价格较便宜,因此二者均可选用。所列对绝缘接头检测的项目是保证其绝缘性能必须的,此外还应做气密性试验、对接焊缝 100%无损检测、100%内外壁涂层缺陷检测、100%涂层干膜厚度检测、100%涂层粘附力检测、几何尺寸检测等。

8.6.19 阀门均为选用,应遵循相关标准的规定。阀门的耐火性能可按《通用阀门法兰和对焊连接钢制球阀》GB/T 12237—1989 相关要求执行,耐火性能是阀门使用软密封材料时在火灾情况下仍具有良好的密封性能,这是位于防火区内的关键部位阀门所必须具有的性能。

9 油气计量

9.1 基本要求

9.1.2 国家计委、能源部《原油天然气和稳定轻烃销售交接计量管理规定》(1990年12月20日发布,1991年1月1日实施)规定:“油、气和轻烃计量地点设在供方所在地的站、库、码头等处。如供方暂时不具备上述条件,可在双方临时协商同意的地点进行交接”。《石油及液体石油产品流量计交接计量规程》SY/T 5671—93进一步规定:“作为油品交接计量的计量站,由供方建设,所使用的计量仪表与工作标准由供方选择和配套”。《原油动态计量一般原则》GB/T 9109.1—88中规定:“作为原油供需交接计量站(点),应由供方承建在供方输油管道的末端”。按上述三个规定的精神,本条规定原油和天然气的交接计量原则上应在油气田所属外输管道末端进行,也就是交接计量站及其以前的设施由油气田建设和管理,交接计量站出口以后的设施由需方建设和管理。至于油气田同用户(如化肥厂、炼油厂、独立经营的长输管道首站等)之间的管道由哪一方建设和管理,即交接计量站是靠近油气田的油库、压气站,还是靠近用户,应由计划任务书、上一级的批示文件或双方协商确定。

本规范只对管道输送的原油计量作了规定,采用铁路罐车和立式油罐计量时,应按有关规程或文件要求进行。

9.2 油井产量计量

9.2.1 油井油、气、水产量计量,主要是掌握油井的生产动态,为分析储油层的变化情况,科学地制定油田开发方案提供依据。由于油井生产情况较为复杂,不同的油井,油、气、水产量差异很大,同时计量条件也很差(如油中含砂、含气、气体带液等)。如果只考

虑保证计量数据的准确可靠,最好是给每一口油井设置一套计量装置,连续地进行计量,但这从经济上考虑是不现实的。因此,对油井油、气、水计量,提出太多的计量准确度要求是难以达到的,也是不必要的。

通过以往油井油、气、水计量准确度分析,当采用两相分离计量方法,含水率测量误差在 $\pm 1.0\%$ 以内,油井含水率小于 90% 时,产油量计量的误差基本上可以控制在 $\pm 10.0\%$ 以内。而当油井含水率大于 90% 时,只有采用油井三相分离计量方法,才能获得较高的产油计量准确度。当含水率测量误差为 $\pm 1.0\%$ 时,产油计量准确度随原油含水率变化情况见表3。

表3 产油量计量准确度随原油含水率变化关系表

含水率(%)	50	60	70	80	90
含水率测量误差(%)	± 1.0	± 1.0	± 1.0	± 1.0	± 1.0
产油量计量误差(%)	± 2.0	± 2.5	± 3.3	± 5.0	± 10.0

9.2.2 油井油、气、水产量计量的实践证明,多数油井的产量变化是有规律的。油井计量既要做到经济合理,又要使计量数据准确可靠,就得寻找这种规律,利用这种规律,然后按照这种规律确定出油井计量的时间和周期。

实践证明,一口油井连续计量 $4\sim 8\text{h}$,一般可以代表 1d 产量,能够满足计量准确度要求,也便于生产管理。至于油井每月计量的次数,根据我国多数油田采用多层分采的实际情况,确定为 $10\sim 15\text{d}$ 计量一次,也就是说每月计量 $2\sim 3$ 次是适宜的。对于产量波动大或产量低的油井,可采用延长计量时间的方法,计量周期可延长到 $15\sim 30\text{d}$ 。

9.2.3 油井产量计量也可根据生产动态分析的应用要求,注重油田区块计量、重点监测井计量,这样可以进一步简化油井产量计量工艺,不建多井集中计量设施,只建油田区块计量或重点监测井的产量计量设施。

9.2.5 经过分离器进行处理以后的原油,是在一定的压力条件

下,相对稳定的单相原油。为确保流量计量准确,应使流量计的压力与分离器的压力基本接近,故要求流量计尽量接近分离器安装。如果安装了浮球连杆液面控制器或自力式(差)压力调节装置,则油、气流量计必须安装在控制器之前,以确保流量计的计量准确度。

9.2.6 目前在油田上使用的原油含水分析仪表按原理大致可分为两类:

1 直接测量法(电容法、微波法、超短波法等)。此类原油含水分析仪表是根据乳化原油电化学特性不同,测量中、低原油含水连续相的浮化原油电导率,在未出现油水转相时,其含水率测量误差可以控制在 $\pm 3.0\%$ 以内。当原油中有明显的游离水出现时,这类原油含水分析仪表只有与三相分离器配套使用,将游离水分出去后才能使用。

2 间接测量法(振动管式液体密度计、放射性测密度法等)。利用实际生产中某区块纯油、纯水的密度值相对稳定的特点,测量含水原油的密度,通过计算间接测得含水率。该方法在理论上可用于 $0\sim 100\%$ 的原油含水率测量范围,并且不受油水转相的影响,从而避免了高含水原油由于油水转相的不确定性造成的不可控的原油含水率测量准确度,其含水率测量误差可以控制在 $\pm 1.0\%$ 以内。

9.2.7 当稠油油井产气量较小时,即气液比小于 $10\text{m}^3/\text{t}$ 时,可采用体积法或称重法计量产液量。若原油含砂量小,也可采用容积式流量计计量。

9.2.8 各稠油油田油井计量多是采用玻璃管手动量油,每井每天量油一次。对于产量低,伴生气少的稠油油井计量,一口油井量完油后,靠伴生气压力不能及时将计量分离器中原油压出,影响量油周期,因而需在计量分离器出口设置抽吸油泵。

9.3 原油输量计量

9.3.2 本条制定的依据是《石油及液体石油产品流量计交接计量规程》SY/T 5671—93 与《原油天然气和稳定轻烃交接计量站计

量器具配备规范》SY/T 5398—1991 中的有关条款。

9.3.3 本条是为达到本规范第 9.3.2 条规定的计量系统准确度要求,对流量计的准确度及对原油的密度和含水率等参数的测量方法与设备提出的要求。

在 SY 5671—93 中规定,对作为原油外输交接的一级计量,应根据油量交接规模来确定是采用质量计量类型还是体积计量类型。我国规定原油按质量计量,单位为吨。对原油的密度、含水等参数定期由取样化验确定,取样的要求应符合规定中的有关要求。

9.3.4 这条规定是保证和提高流量计长期连续计量的计量准确度以及流量计检定和维修所必需的。

9.3.5 使用中的流量计,尤其是 0.2 级与 0.5 级准确度的流量计,国家计量检定规程规定其检定周期为 6 个月。因此,在设计中必须考虑其周期检定措施,配备相应的检定装置,并根据计量等级和规模分别采用复现性为 0.02% 的固定式标准体积管、车装式标准体积管或 0.1 级标准流量计,并要求标准装置的准确度应等于流量计准确度的 $1/3 \sim 1/2$ 。

9.4 气井产量计量

9.4.1 天然气、水及天然气凝液是气井的产物。天然气、水及天然气凝液的产出量需要分别计量,加上气井的压力检测,这些都是气田开发地质所需要录取的重要气井动态资料。经分离器分离后的天然气,使其所含的固体和液体微粒质量分数不超过 2.0%,这是采用标准孔板测量天然气流量的基本要求。当气井集输流程不采用井口分离器时,可采用能分别得到天然气和混合液流量结果的湿气流量计。

9.4.2 对气井要求连续地进行产量计量,是为了取得气井产量的动态资料,制定气井生产计划和操作要求的依据,同时也是气田开发掌握气田动态和修定开发方案的需要。本条中所列四类气井是需要获得动态资料的关键气井,因此对其产量需要连续计算。

9.4.3 气井周期性轮换计量的周期是每轮换计量一次的循环时间,即每隔 5~10d 对气井测量一次产量,具体周期时间依参与轮换计量的气井数量而定。计量持续时间是每次测量气井产量的连续时间。连续测量时间不少于 24h,目的是通过测气井 24h 之内的产气量,了解其产气的波动情况,并计算出 24h 之内的瞬时产量和平均产量。当调整某气井产量时,优先切换至该路计量是生产操作的需要。轮换计量器具必须要覆盖每路气井的流量范围,这是轮换计量的基本要求。当参与轮换计量的气井产量范围差异较大时,可选用测量范围大的流量计或多台流量计并联的方式。

9.4.4 标准孔板差压流量计是我国各油、气田广泛采用的天然气流量计量设备,目前世界各国的油、气田仍广泛使用。从气田的生产管理和气田开发地质对天然气流量测量仪表的要求来看,标准孔板差压流量计能够满足两者要求,故本条推荐采用标准孔板差压流量计。

9.4.5 对于天然气经分离后的水和天然气凝液的计量,从操作简便、计量准确并便于实现自动控制等要求出发,本条中推荐采用容积式流量计或容器计量。考虑到气井天然气带液量不均匀,且随气井开发的不同时期变化量大,选用容积式流量计比其他速度式和差压式流量计优越。又考虑到目前的现实情况,大多数仍采用计量罐进行计量。

9.5 天然气输量计量

9.5.2 天然气作为重要的能源和化工原料,其产量和价格都在不断提高。与之相适应的计量技术不断完善,计量仪表的配套水平不断提高。除差压流量计外,速度式、容积式气体流量计、超声流量计也开始应用于天然气流量计量中。天然气计量仍采用传统的体积流量计量。本条中一级计量系统准确度等级表 9.5.2,是参照《天然气计量系统技术要求》GB/T 18603—2001 给出的。二、三级计量系统准确度延用了《油田油气集输设计规范》SY/T 0004—98 的规定,

它是在石油天然气总公司开展天然气允差研究工作,调查国内外天然气计量技术现状,分析与国际接轨的形势下,根据当时标准审查会的初步意见和上述研究成果,在 1998 年 3 月召开的原油天然气计量项目评审会期间,由与会有关方面商定的结果。

9.5.3 本条中表 9.5.3 的主要依据是《天然气计量系统技术要求》GB/T 18603—2001。作为天然气计量系统,标准孔板节流装置结构简单,价格低,安装方便,工作可靠,有一定的准确度,能满足计量需要。与之配套的二次仪表一般可分为两大类,一是机械式仪表(如双波纹管差压计),二是电动仪表(含计算机)。

1 双波纹管差压计。双波纹管差压计是位移平衡式机械仪表,也是较早使用的一种差压式流量计。它的结构简单,价格低,易于操作,无需电源、气源,维修方便,有较成熟的生产工艺和使用经验,准确度一般为 1.0 级。双波纹管差压计由于存在机械摩擦,灵敏度不太高,抗干扰能力较差,量程可调范围小,自动化程度低。

2 电动仪表。压力差压变送器普遍选用电容式,准确度一般为 0.5 级或 0.25 级、0.1 级,温度用热电阻配变送器来完成检测,也可以采用一体化温度变送器。计算机作为流量计量工具实现了天然气流量在线计量,其投资费用与单元组合仪表相当,若一台计算机同时进行多套流量的在线数据采集计算,则投资费用低于单元组合仪表。此外,计算机还具有计量管理功能,实现一机多用的目的。

由于孔板流量计量是一种综合导出量,影响计量的因素较多,如天然气相对密度、孔板脏污等都要影响计量准确度。对孔板脏污的问题,可选用阀式孔板节流装置(孔板阀)解决。天然气相对密度目前普遍是定时由人工取样分析、计算,其值作为一个取样周期使用。由于天然气组分变化是随机的,因此最好是配在线组分分析仪,在计算中自动修改。目前国内有少数计量点已配套使用在线分析仪,使用效果较好。

以测量流体流速来得到流量的称为速度式流量计量方法,相

应的仪表称为速度式流量计,如涡街流量计、旋进旋涡流量计、涡轮流量计和超声流量计。涡街流量计具有准确度高(一般可达1.0级以上),量程范围宽达1:20,阻力损失小的优点。但对流体振动很敏感,且必须定期进行检定。其他几种流量计的性能特性可参考《天然气计量系统技术要求》GB/T 18603—2001 附录D的内容。

容积式流量计主要在较小的流量测量中应用。这种流量计不需要前后直管段,安装方便。但对气体清洁度要求较高,不能有固体微粒进入流量计,准确度一般为1.5级、1.0级。量程比为1:10左右。

恒智天成软件订购热线: 4006338987

10 仪表及计算机控制系统

10.1 基本要求

10.1.1 油气集输站场自控设计积极、慎重地采用国内外先进成熟技术,主要是既要考虑新技术的应用又不能单纯追求高新,避免功能过剩和投资浪费。

10.1.2 计算机控制系统指以微处理器、微型计算机技术为核心的PLC、DCS、SCADA、工业控制机等控制系统。仪表控制系统指由盘装显示、调节仪表组成的控制系统。

根据对各油气田的调研,对于仪表控制系统或计算机控制系统的选用情况总结如下:

整装油气田的集中处理站、集气站宜采用计算机控制系统;接转站要求三相计量时,可采用工业微机或小型可编程序控制器(PLC)系统;工艺流程简单、检测控制参数较少的井、站宜采用仪表控制系统。其他站场可根据具体情况,选用仪表控制系统或性能价格比适中的小型计算机控制系统。

低产和边远分散小油田的集中处理站、集气站可采用计算机控制系统;其他站场宜采用仪表控制系统,或因地制宜开发的有成熟使用经验的专用监控装置或一体化组合装置。

沙漠及自然条件恶劣的油气田,宜采用集中控制。集中处理站、集气站宜采用计算机控制系统,井口、分井计量站宜设远程终端装置(RTU)。

滩海陆采油气田的集中处理站宜采用计算机控制系统,井口和分井计量站等站场宜采用常规仪表控制系统或RTU。

当需要将油气集输各级站场工艺参数传输到集中处理站或调度中心,或需要在集中处理站、调度中心远程监控油气集输各级站

场工艺过程时,宜采用监控和数据采集系统(SCADA)。

当气田采用 SCADA 系统,在调控中心实现集中监控管理时,单井集气站宜采用带操作显示面板的 RTU 或 PLC,多井集气站宜设置站控系统。

第 1 款 随着微电子技术的发展,计算机控制系统的性能有了极大的改进,价格大幅度降低,为普遍应用创造了条件。原油集中处理站一般没有复杂控制回路,建议采用 PLC 或工业控制机;一般大中型天然气凝液回收工厂、原油稳定站工艺过程相对复杂,对产品质量和生产安全可靠都有较高要求,因此建议采用小型 DCS 控制系统。从调研看,各油田都在上述站场采用了不同种类的计算机控制系统。如辽河油田在冷一联合站和特种油 2[#] 处理站采用 DCS 系统,在欢三联合站采用 PLC 系统;胜利油田在辛一站、辛二站采用工控机,在孤东采油厂 1[#] 联合站采用 DCS 系统,在河口采油厂压气站采用 DCS 系统;新疆石西油田、彩南油田采用由 DCS 控制系统和多个 RTU 组成的 SCADA 系统,塔里木塔中 4 油田采用由 DCS、PLC 和多个井口 RTU 组成的 SCADA 系统,牙哈凝析油处理厂采用 DCS 控制系统;大庆油田中十六联合站采用 PLC 系统,红压深冷装置采用 DCS 控制系统。

当油田集输站场采用 SCADA 系统,在原油集中处理站等站场实现集中监控管理时,分井计量站的 SCADA 终端设备主要承担单井两相或三相轮巡计量和集油工艺过程的数据采集及控制,宜采用 RTU。一般分井计量站,宜简化管理、减少投入、合理计量。分井计量站一般有以下几种计量方式:采用移动式油井计量装置。翻斗量油、玻璃管量油,三相分离微机计量和两相分离微机计量装置。采用何种计量方式,应根据生产管理和投资情况确定。由于后两种存在造价高、故障率较高、维护困难等问题,因此不推荐采用。

当气田集输站场采用 SCADA 系统,在调控中心实现集中监控管理时,单井集气站和多井集气站的 SCADA 终端设备主要承担单井和多井集气站工艺过程的数据采集和控制。同时,将采集的数据

上传至站控系统和调控中心,并接受上一级的调控指令。考虑到单井集气站采集的数据相对较少,单井集气站宜采用带操作显示面板的 RTU 或 PLC,这样可满足现场操作系统维护的需要。多井集气站宜设置站控系统,主要是因为多井集气站的工艺流程相对复杂一些,监控的参数也较多。同时,多井集气站一般都为有人操作,故在多井集气站设置站控系统,通过站控系统的计算机人机界面,完成对工艺流程的操作控制。一般集气站工艺流程较简单,需监视的工艺参数较少,建议采用仪表控制系统。

第 3 款 因地制宜开发的专用监控装置(功能单一,由控制室仪表或单片机及微处理器组成)或组合一体化装置(功能较多,由单片机及微处理器、小型控制系统、小型 PLC 组成)是指根据油田工艺和地理特点,为方便施工、调试、减少建设周期而研制的具有满足某种生产过程监控功能的一种综合自动化装置。如长庆油田用于自动计量的 RTU 油田监控装置,计量接转站采用的 JZK-C、D 计量和管道收发球监控装置等,增压站采用的墙挂式控制箱等;吉林油田采用的自动脱水组合装置等。

第 4 款 沙漠油田由于环境恶劣,不便于操作人员频繁操作和巡检。因此,井口及分井计量站监控按无人值守设计较适合环境特点,站内按少人值守设计,可减少操作人员,从而减少各种生产辅助设施和生活服务设施的投入,也提高了生产安全和管理水平。塔里木塔中油田、新疆石西油田的集中处理站都采用集中控制方式。一般对生产辅助设施和生活服务设施完善的油田,井口、分井计量站可适当降低自动化水平。总之,沙漠油田的自控水平应根据具体情况合理确定,不能追求高、精、尖,在以人为本的前提下,满足安全生产即可。

滩海陆采油气田的集中处理站,由于工艺流程相对复杂、检测控制参数较多,为提高生产管理水平,降低能耗,采用计算机控制系统。其他井、站所采用自控系统的形式,应根据油田生产规模、用户生产管理模式、控制水平的要求以及投资情况等因素来确定。

第5款 自然环境恶劣,不便于值守和巡检的油气田,可实现油气田生产自动化。井口自动化设施包括自动调油(气)阀、井口地面安全切断装置、紧急切断阀、检测仪表和 RTU。这些设备一次投资较高,根据少投入多产出的建设原则,对工艺流程简单的低产、低效油气井口(含有毒气体的井口除外),如果监视一些工艺过程参数能满足安全生产要求时,可以不设置自动化设施。

10.1.4 不间断电源装置的后备时间一般为 30min,当电网供电可靠性不能得到保证时,后备时间可适当延长。

特殊的仪表或控制阀是指当停电时能危及生产安全或造成重大经济损失的检测仪表和控制阀,或当停电时用于切换事故流程的控制阀。

10.1.5 《石油化工仪表接地设计规范》SH/T 3081—2003 对仪表接地设计作了详细规定,因此本条只规定了工作接地和保护接地电阻值的大小。联合接地是指由接地装置和等电位连接网络组成的公用接地系统。

10.1.6 自控设备近年来在沿海地区遭雷击现象时有发生,有时造成较大的经济损失。如绥中 361 陆上终端在 2001 年 8 月份自控设备遭受雷击,2002 年 6 月份再一次遭雷击。所以在多雷击区、强雷击区自控设备防雷还是必要的。多雷击区、强雷击区的划分应符合《建筑物防雷设计规范》GB 50057—97 中的规定。在《建筑物防雷设计规范》GB 50057—94 第六章中对电源防雷保护有详细规定,所以本条款对电源是否采取防雷措施没有规定。

10.1.7 《油气田及管道仪表控制系统设计规范》SY/T 0090—96 中有关控制室的设计很详细,故本条只对控制室的位置及环境要求等作了规定。

在工程设计中,控制室面积应按仪表盘、操作台的数量设计,控制室不应过大。采用计算机控制的站场,应尽量设集中控制室,不宜分岗设置控制室。

沙漠油田的控制室应密封,不设外窗,以便防沙、防尘,但应设

置空调设施。

10.1.8 仪表测量管道保温和伴热,主要解决由于气候寒冷而使测量介质产生冻结、冷凝、结晶、析出等现象对检测过程所造成的影响,从而保证仪表检测系统的正常工作,减少测量附加误差。仪表本体的保温和伴热,主要保障仪表在限定的工作温度下运行,从而保证仪表正常工作。因为《石油化工仪表及管道伴热和隔热设计规范》SH 3126—2001 对仪表及测量管道的保温和伴热等有明确规定,所以本条只作原则性要求。

10.1.9 仪表配管配线的选择和敷设关系到仪表测量及信号传输的质量,继而影响检测和控制的准确性,在《石油化工仪表管道线路设计规范》SH/T 3019—2003 中对仪表配管配线的选择和敷设都有明确规定,所以本条只作原则性要求。粘稠介质防凝措施一般有伴热或与工艺管道、设备一起保温,当采取保温措施时,应尽量缩短仪表测量管道长度。比如,稠油压力测量管道的长度就应尽可能短。

10.2 仪表选型及主要内容

10.2.1 由于电子仪表更新换代较快,又有《油气田及管道仪表控制系统设计规范》SY/T 0090—96,因此本条主要规定了仪表选型原则,没有对各类仪表选用作具体规定。

第2款 气动执行机构比电动执行机构经济,但控制阀数量较少时,宜选用电动执行机构,因为通常建设仪表风净化装置的投资可能会与购买电动阀的投资持平,甚至会更高。

第5款 沙漠油田露天安装的仪表及监控设备,如果性能不能满足环境要求,由于受环境温度等影响,如不采取保护措施,会影响仪表的使用寿命和精度。

10.2.2 油气田站场测控点的设置既要保证正常安全生产,又不可过多造成投资浪费。本条只规定了油气田工艺生产过程主要监控内容,其他监控内容应根据工艺流程和生产管理需要参照下列原则设置:即生产过程中需要经常监视的参数,应设自动远传指示和就

地指示;生产过程中需要频繁操作的设备,应采用自动控制;生产过程中影响产品质量或频繁波动会损坏工艺设备的关键参数,应设自动调节控制或安全联锁控制;当输油泵配调速装置时,应设计闭环调节系统。

第6款 可燃气体种类和爆炸下限及有毒气体划分和最高容许浓度,参见《石油化工企业可燃气体和有毒气体检测报警设计规范》SH 3063—1999的有关规定。

爆炸危险场所内可燃气体泄漏检测及毒性场所内有毒气体泄漏检测是保证生产安全的必要手段,可有效地防止爆炸、火灾、中毒事故的发生。《可燃气体检测报警器使用规范》SY 6503—2000 和《石油化工企业可燃气体和有毒气体检测报警设计规范》SH 3063—1999,对何种场所需设置可燃气体检测及何种介质为毒性需检测和安装高度都有明确的规定,所以本条款不再赘述。

第7款 紧急切断和泄压放空是防止事故蔓延的最有效措施。一般由安全联锁系统完成,安全联锁系统设计应为故障安全型(非励磁型),当电源、气源中断时,不影响安全联锁系统动作,以保证生产安全。一般地,油井井口、油田分井计量站等当生产过程参数超限不会发生重大安全事故的站场,可不设置安全联锁系统。

井口地面安全装置是经过安全认证的井口安全切断系统。当井口一次节流阀后工艺管道和设备的设计压力低于井口压力时,应采用超压保护;输出管道低压保护主要是防止油气田内部油气集输管道爆破后原油及天然气大量泄放,污染环境;火灾保护功能主要是依靠井口地面安全装置的可熔栓塞在易发生火灾区域实现的。现场紧急联锁按钮一般要求安装在井口集输工艺装置边缘,且发生安全事故后,操作人员可以接近的位置。根据装置区域大小,一般设置2、3个,该紧急联锁按钮与井口地面安全装置组合,可实现操作人员手动联锁切断井口物流。一般不含硫化物的中、低压油井不设置井口地面安全装置。

10.2.4 工业电视监控系统以图像真实、能辅助安全生产而应用

越来越广,目前在油库、油气处理站、集气站都有应用,尤其是环境比较恶劣时,对保证安全生产起到举足轻重的作用。工业电视监控系统在何种情况下设置,应结合站库安全级别及所处地理环境、重要设备观察难易程度决定。一般位于沙漠、戈壁及地形复杂的集中处理站,由于自然环境恶劣,不便于岗位工人频繁巡检,宜采用工业电视监控系统。其他油田可根据投资、生产管理实际情况确定。东部油气田一般在大型油库采用工业电视监控系统,主要是防火、防盗。西部油气田由于自然条件差,不仅在油库而且在大型集中处理站采用工业电视监控系统辅助生产。如新疆的石西油田联合站、彩南油田联合站、塔里木油田的轮一联合站、牙哈凝析油处理厂、塔中四联合站都设置工业电视监控系统,对厂区和重要生产设备进行监视。

10.3 计算机控制系统

由于计算机控制系统发展迅速,其功能、可靠性不断完善和提高,构成方式越来越多,应用范围也越来越广,设计人员对其性能也越来越了解,并且已经有《油气田及管道计算机控制系统设计规范》SY/T 0090—96。因此,本节没有对计算机控制系统的功能、构成、可靠性和设计过程等技术要求作更详细的规定。

本节的内容主要针对油气田(库)计算机控制系统的自动化水平设置原则、设备选型原则、系统应具有的主要功能和应遵循的主要标准作了规定。

10.3.1 油田站(库)采用计算机控制系统,对操作管理水平要求较高,其一次投资也较高。特别是其自动化水平的高低对系统设计、设备选型、管理水平和投资的影响很大。在东部油气田、西部油气田、沙漠油气田、滩海陆采油田,由于自然环境及资金投入的差异,自动化水平的要求不尽相同,每项具体工程的要求也不同。因此,本条仅对决定自动化水平的几个方面进行了概括。

10.3.2 目前计算机控制系统发展很快,结构形式很多,本条对计

算机控制系统的类型选择只作了一般的规定。本规范中没有涉及现场总线(FCS)控制系统,主要是它在油气田应用很少,而且 FCS 控制系统目前国际上没有统一的标准,多种现场总线共存,技术侧重面不同,各有相应的应用领域,与传统的 DCS 等控制系统相比投资也偏高。

目前,各油气田计算机控制系统应用较普遍,采用种类较多,有工业控制机、PLC、DCS、SCADA。各种类型的控制系统在系统构成和功能上各有所长,在应用中应根据工程规模、控制水平取其所长,合理选用。原则上应兼顾油气田整体自控水平,从发展的角度作出选择。一般情况下,选用何种控制系统,主要取决于工艺复杂程度和检测控制回路的数量。对于接转站这类小规模的车库,当采用计算机控制时,宜采用一台 PC 总线工业控制机或价格适中的小型 PLC 较合适,且软硬件容易开发、价格便宜、可靠性较高。脱水站控制点较少时,一般采用中、小型 PLC 较合适;控制点多且主要为模拟量控制回路时,采用小型 DCS 较合适。天然气凝液回收工厂、原油稳定站工艺生产过程控制较复杂,对安全性要求较高,宜采用 DCS 控制系统。井口和分井计量站需联合站远程监控时宜采用 RTU,并与联合站控制系统组成 SCADA 系统。总之,计算机控制系统的选型,需根据各油气田的建设规模、投资能力、管理水平等多种因素确定。

1 相对集中的生产装置的生产过程控制,是指原油集中处理站、原油稳定站、天然气凝液回收工厂等大型站场的生产过程控制。

2 相对分散的生产装置,是指含多个物理位置分散生产单元的装置或站场。如油田或气田的需要集中监控的井口、分井计量站、集气站等站场。

3 独立性强的撬块是指相对独立的生产装置,如压缩机、热媒炉等,自身连锁保护较多,采用 PLC、RTU 可提高生产安全性。它与站控系统通信,主要是方便操作和管理,通过站控系统

的人机界面可对其进行操作和控制。

10.3.3 本条第2款对数据通信作了一般规定,系统网络应具备开放性,有条件可统一规划自动化控制系统软件平台,统一通信软件接口,便于生产数据的共享。

10.3.4 本条对计算机控制系统应具备的主要功能作了一般规定。更具体的要求应根据具体项目的工艺流程难易程度、监控点多少、投资情况来具体确定。

恒智天成软件订购热线: 4006338987

11 站场总图及公用工程

11.1 站场址选择

11.1.1 站场址的选择,在整个设计中是一个重要的环节,如果站址选择不当,将会造成生产长期不合理。油气集输站场的建设应严格遵守基本建设程序,必须根据主管部门批准的可行性研究报告或经审查批准的油气田地面建设总体规划设计,以及所在地区的城镇规划,进行站场的选址工作,同时要兼顾集输管道的走向。

11.1.2 站场址应有一定的面积,满足生产工艺的需要,使站内各建筑物之间留有符合防火安全规定的间距,并给站的扩建留有必要的余地。

11.1.4 有关站联合在一起选址建设,有利于供电、供热、供水、消防、污水处理、维修等公用设施的简化,有利于减少占地、提高土地利用效率,有利于降低建设总投资和经营费用。矿场油库宜靠近油田边缘,减少占用油田土地,方便油田开发。

11.1.6 站场址的选择要充分考虑外部系统,如供电、供水、排水、通信、铁路、道路等有关因素,站场址应靠近水源、电源、热源,并应满足外部交通运输要求;应做好优化比较,确定一个经济、合理的站场址。

11.2 站场防洪及排涝

11.2.1 油气集输工程是油田建设的一部分,当油气田处在有洪水或内涝威胁的地区时,站场的防洪设计一般应与油田防洪排涝统一考虑,按照具体情况确定。目前,我国各油气田油气集输工程的防洪排涝大致有三种情况。

1 油气田大面积被外来洪水和内涝积水淹没时,宜采用区域

性防洪堤阻挡外来洪水的侵袭和进行区域性排除内涝积水的措施。例如,大庆萨北油田的北部过渡带处于低洼积水、芦苇丛生的沼泽地区,1988年遭遇洪水灾害,造成 28km^2 的面积被淹,47口油井先后被迫停产,12座接转站、分井计量站泡在水里。后来采用路渠结合“一路双渠”和网状布置的集水渠道加排涝泵站的方案,并在油田北部设了防洪堤。大庆喇嘛甸油田开发建设中,在油田东北部设区域性防洪堤阻止外来洪水侵入,并排除油田内涝积水,也收到了较好的效果。20世纪80年代以来,大庆油田水泡子地区的油田建设大多数是采用水泡子排干方案。前一年排涝站建设投产后,较快地排干了水泡子,不仅保证了第二年油田钻井和全面开发建设,而且有利于油田生产维修和生产管理。另外,大港油田曾设大堤防止海水内侵,华北油田在白洋淀设淀南新堤保护雁翎油田也属于这种情况。

2 水中工程较少或积水很深的情况,设防洪堤或排干积水可能很不经济,有时地方为发展水产业不允许排干积水,则采取加高站场标高的办法。

3 油田处于泄洪区或河套内,客观条件不允许设区域防洪堤,也只能采取加高站场标高的办法。例如中原文留油田处于黄河泄洪区内,将井场、活动分井计量站、接转站架高 $1.5\sim 2.5\text{m}$,文一联周围设挡水大堤,上宽 2m ,高 2.5m ,底宽 12m 。吉林油田松花江江套内的油井和分井计量站也是适当抬高标高($1.5\sim 2\text{m}$)。

按照各油田的实践,后两种办法虽能避免井、站被水淹,但在洪水到来时,输油管道泡在水中,散热量显著增加,并且给生产维修和日常管理造成许多困难。在条件许可且技术经济合理的情况下,应尽量采取第一种防洪方法。只有在客观条件确实不允许或经济上显著不合理的情况下,才考虑采用后两种方法。

11.2.3 油气田生产的特点是连续性生产,一个环节发生问题就会影响整个油气田的生产。装置一旦被水淹,不仅造成停产,原油还可能凝在管道中。又由于各种设备和仪表一旦遭受损坏,再恢

复生产有许多困难。因此,在一般情况下,油气集输设施不应被洪水淹没。

我国洪水年际间变差很大,要防御一切洪水,彻底消灭洪水灾害,需付出很大的代价,也很不经济。目前我国和世界许多国家,一般都是根据防护对象的重要程度和洪灾损失情况,确定适当的防洪标准。本规范对油气集输站场防洪设计标准给出了区间值,全国各油田根据新井、新区的产油量、递减速度等油田开发情况,通过进行不同防洪标准所可能减免的洪灾经济损失与所需的防洪费用的对比分析,合理确定。

我国一部分油田将站场加高,对保证油田生产起了明显作用。如在 1974 年胜利埕东油田曾因黄河凌汛被水淹,但由于井场及接转站均已加高(井场抬高 1.5m),使油田能维持原油生产。1998 年,松花江发大水,吉林英台油田被水淹,但英一联因为标高比周围地势高 2m 多,使生产未受到影响。

辽河油田欢喜岭油田在大凌河河滩上建有 110 口采油井和 8 座分井计量站,其中 8 座分井计量站的平台标高是按重现期为 20 年的防洪设计标准设计的,采油井口未抬高,每年到汛期将水套炉拆除。

苏北油田位于邵伯湖内的油井,为保洪水期能进行正常生产,将井口和井上设备、设施都分别提高设计标高(场地未抬高)。分析邵伯湖 1950 年到 1979 年 30 年的水文资料,由于水利系统不断完善,湖内洪水位有下降的趋势。1969 年到 1979 年的最高水位为 6.65m,井场建筑物设计标高确定为 7.0m。有两口油井投产以来,经受了 1980 年 7~9 月三个月洪水期,井场范围内水深 1.65m,油井能维持生产。

11.2.5 江苏高集油田 1995 年开发,位于淮河行洪通道内,平时行水宽度只有 200m,丰水年行水宽度有 2km,水深 4.5km,所有油水井均位于水中。2 座分井计量站采用钢架平台抬高 4.5m,66 台抽油机采用钢支架抬高 4.5m,电机、配电箱与抽油机统一抬高,变压

器在柱上抬高 4.5m。2003 年淮河泄水,油田被淹 130 多天,一直没有停产。

吉林新民油田 1993 年开发,位于松花江泄洪区内,分井计量站采用钢架平台抬高 2.5~3.0m,116 口油井中的水泡子井采用钢架平台将抽油机、电机、配电箱整体抬高 2.5~3.0m,变压器在柱上抬高 3.0m。低洼地井采用毛石进行基础加深,抽油机基础抬高 1m 左右,电机和配电箱再抬高 1.05m,使电机轴与减速箱轴平齐。采油树均不抬高。

11.2.6 靠近山区建站时,由于邻近高山,为防止山洪冲刷站场,应在站场与山之间设置截洪沟,但截洪沟不应穿过场区。

11.3 站场总平面及竖向布置

11.3.3 油气生产设施包括用于油、气、水收集、处理、储存和输送等生产过程所有的容器、设备、机泵和各种建(构)筑物,它们是油气田和油气输送管道各类站场建设设计中的主要工程内容。对生产设施的布置除应和工艺流程相一致外,还应考虑物料流向、生产管理、安全防火、设备维修等因素,应尽量避免管网多次交叉、物料多次往返流动,应充分利用压能和热能,避免重复增压和重复加热。针对工艺流程中各种设施的不同功能和用途,应按不同功能将设备相对集中分区布置。如将进站阀组、油气分离器和压力沉降脱水器等设备靠近布置,以便缩小距离形成一个区;又如原油脱水设备应靠近污水处理区,以便于含油污水处理和污油回收,但由于二者的工艺过程有所区别,因此分成两个区布置为好。辅助生产设施应靠近站场出入口布置,如仪表值班室、值班休息室等生产、生活人员集中的建筑物等,可避免生产、生活人员随意进入生产区会影响生产区的安全。为了减少占地,降低投资,集中处理站的布置也可打破专业界限,对同类设备进行联合布置,如含油污水处理工艺中的污油回收罐可以同脱水工艺中的事故油罐布置在同一个防火堤内。

11.3.4 凡产生有害气体和可燃气体的生产设施,均应按当地全年最小频率风向布置在生活基地或明火区的上风侧,是为了避免有害气体和可燃气体产生泄漏时,进入居民区后产生污染,进入明火区后产生火灾。

11.3.6 当气田站场发生有毒有害气体泄漏时,气体中的重组分会下沉,人向站外的高处跑,可最大限度减少有毒有害气体对人的伤害。紧急出口位于全年最小频率风向的下风侧,将有毒有害气体刮向人跑的方向的风向频率就最小,也是为了减少对人的伤害。

11.3.7 在进行竖向布置时,一般将油罐布置在自然地形较高的地方,泵房设在较低的地方,以利于泵的吸油。特别是离心泵,所需“气蚀裕量”较其他类型泵的气蚀裕量高,所以油罐底最低标高与泵房地坪的高差应满足泵的正常吸入和自流灌泵的要求,其高差一般不小于 0.5m。

11.3.8 变电所靠近站内主要用电负荷可节省电缆,减少功率损耗。站场内的变电所布置在场区边部,可以减少站场用地,并有利于安全生产。

11.3.9 站场内通道宽度在满足建(构)筑物防火间距要求的同时,留出管带宽度、绿化宽度、人行道宽度,最终确定通道宽度。

11.3.10 从多年的生产实践看,大中型站场为了保证安全生产,便于管理,一般都应设置围墙。分井计量站、增压站等小型站场根据周围的环境而定,如规模很小,站场周围人烟稀少可不设围墙。围墙的高度 2.2m 是一般站场的常用值,据反映其高度是适宜的。对于有特殊要求的地区,应根据实际情况加高或降低围墙高度。对场区内大于或等于 35kV 的变电站,由于其高低压变配电设施较多,占地面积较大,为了变电站的安全,与场区内部其他站之间应设高度为 1.5m 的围栏,对场区外部的围墙高度仍应不小于 2.2m。

11.3.11 竖向设计任务之一是要使站场区域内的雨水迅速排除。排雨水的方式、系统选择、措施及构筑物的确定,影响因素较多,主要是建构筑物的布置、竖向布置、卫生和绿化要求等。明沟排放卫

生条件差、占地多、外观不美,但投资省,易于清扫维修。暗沟(管)则相反,其投资大,施工难度高,但清扫维修次数少,比较卫生、美观,占地少,便于穿越绕行。对于年降雨量小于 200mm 的干旱地区,降水很快渗入地下,因而不需要设地面排水系统。

11.3.12 这一条是几种特殊地质条件下的竖向设计要求。

1 自重湿陷性黄土。主要特点是大孔隙、湿陷,竖向设计时防止湿陷的主要办法是保持必需的地面坡度,不使场地积水,坡度不小于 0.5%;存放液体和排放雨水的构筑物,应采用防渗结构和防水材料。站场出现两种不同等级的湿陷性黄土时,禁止在不同等级的湿陷性黄土上布置同一建(构)筑物,但为联系用的道路除外。

2 岩石地基地区。尽量减少挖方,以减少艰难工程,宜采用重点式阶梯布置方式。路槽开挖宜与场地平土同时进行,近远期基槽宜同时开挖。软土地区:沿江、河、湖、海等水边围堤建设的站场,地基多为淤泥质沉积粘土,压缩性高,含水量大,该场地的蒸发量往往大于降水量,表层土比下层强度高,不宜挖方。地下水位高的地区:挖方会造成基础防水费用增加,对地下构筑物不利,需要加大基础的重量以克服浮力。

3 盐渍土地区。盐渍土在干燥状态下为强度比较高的结晶体,遇水时盐晶溶解,强度很低,压缩性强,吸水后,由于地表蒸发快,常有一层盐霜或盐壳,厚度在几厘米到几十厘米不等。盐渍土在吸水前后的工程性质差别大,缺乏稳定性,不能直接在上面做基础。盐渍土对混凝土和金属材料具有腐蚀性,在地下水作用下易腐蚀地基。盐渍土地区的基础应做防腐处理,一方面防止地下水渗透腐蚀,另一方面要防止管道泄漏腐蚀。采用自然排水的场地,设计坡度不得小于 0.5%。

11.4 站场管道综合布置

11.4.1 本条是管道综合布置的一般原则。管道是站场的主要组成部分,因此在站场总图设计中,特别是规模较大、工艺较复杂的

站场,应结合总平面布置、竖向布置统一考虑各种管道的走向,使其满足生产需要、符合防火安全要求。管道综合布置不只是考虑平面布置,同时还应考虑竖向布置并适当考虑站场场容美观。

11.4.2 站场内部管道的敷设一般有三种形式:埋地、架空及管沟。主要工艺、热力管道及仪表、供配电电缆应尽量采取架空布置。架空管道,生产上易于管理,容易掌握工艺流程,易于发现事故,也容易检修,能减少管道的外腐蚀。供水管道、排污管道、回水管道、照明电缆等可采用埋地敷设。

11.4.4 这一条是对地上管道安装高度的要求。

1 规定架空管道管底标高为 2.2m 是考虑操作人员便于通行,管墩敷设时管底距离地面高度不小于 0.3m 是考虑维修方便。

2 当管带下面有泵或设备时,主要是考虑便于操作,管底距地面高度一般不小于 3.5m。但在管带下部的设备较高时(如换热器两个重叠安装时),应视具体情况而定,以满足设备检修及日常操作为准。管道与设备之间,应有必要的净空。

11.4.5 架空管道跨越道路时垂直净距为 5m,是由于消防事业的发展,消防设备不断更新以及油田大型设备整体运输的需要。有大型设备运输要求的道路,其垂直净距应为最大设备直径加运输设备的车辆总高,或为车辆装载大型设备后的最大高度另加安全高度。安全高度要视物件放置的稳定程度、行驶车辆的悬挂装置等确定。现行国家标准《厂矿道路设计规范》GBJ 22—87 规定的安全高度为 0.5~1.0m。

11.5 供 配 电

11.5.1 油气集输各类站场电力负荷等级的划分,应根据站场在油田生产过程中的重要程度、规模、用电负荷容量及停电后造成的损失和影响等因素综合考虑确定。

一级负荷:中断供电将造成人员伤亡者;中断供电在经济上造成重大损失者,如打乱油气田主要生产装置的正常生产过程,短时

间难以恢复,造成原油、天然气大量减产者。

二级负荷:中断供电在经济上造成较大损失者;打乱油气田主要生产装置的连续生产过程,且需较长时间才能恢复,造成原油、天然气大量减产者。

机械采油井排供电负荷定为二级负荷供电。目前各油田对机械采油井排线路设计标准不一,有的油田采用单回路单变压器供电,有的油田采用双侧电源单回路单变压器供电。考虑一旦停电就要影响机械采油井出油,直接影响油田产量,需要保证机械采油井排线路的供电可靠性。为此建议,机械采油井井排干线宜采用双回路(或环形)单变压器供电(单变压器是指为单井或多井供电的变压器)。对于高凝原油,工艺有特殊要求时,可采用双电源双变压器供电方式。边远孤立的小油田可结合实际情况简化处理。

三级负荷:不属于一级和二级负荷的其他用电负荷。

处理天然气凝液的站场一般用电负荷较大,且停电时可能造成凝液的回输,影响安全。而增压站压缩机的原动机为电动机或虽为燃气发动机,但机组的润滑和冷却设备以及仪表用电由外电源供电时,一旦停电,会影响天然气的正常输送。根据四川及国内其他气田的情况, $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 的设计能力已具有一定规模,用电负荷按二级较为合适。专为净化厂供气的集气总站或增压站、自动控制中心、通信中心、消防站等,中断供电不仅影响自身,而且造成天然气停止输送,影响净化厂的正常运行,造成净化厂乃至下游用户的重大经济损失或意外的伤亡事故。因此,不论集气总站、增压站等规模的大小,其用电负荷均应与净化厂一致。

11.5.2 一级负荷在正常情况下采用两个电源供电的方式(指两个电源之间无联系或两个电源之间有联系,但在发生任何一种故障时,两个电源的任何部分不致同时受到损坏)。在油气田开发初期,供电条件难以满足两个电源的要求,暂时可由单电源供电,但必须设置燃气或柴油发电机组等设施,作为停电时的应急措施。由于事故扩大或误操作等原因,可能造成发电厂或变电所全部停

电,所以在有条件时,两个电源应引自不同的变电所或发电厂。

对于自动控制系统、通信系统、应急照明等负荷,一旦停电将造成生产秩序的混乱。因此,对此类负荷应设置不间断供电的应急电源,一般可采用蓄电池型不间断供电装置或其他形式的应急电源。

二级负荷采用两回线路供电,可由发电厂或变电所的两段母线分别馈出一回线路。二级负荷的站场是油气田主要的生产环节。因此,在有条件时,特别是环网供电的油气田,应将两回路引自不同的母线段,提高供电的可靠性。不能取得两回线路供电时,当工艺上设有安全措施或有燃气或柴油发电机作为备用电源时,可由一回专用线路供电。

11.5.3 气田供电电源由所在地区电力系统供电,具有供电较可靠、建设投资少、运行费用低、维护管理方便等优点,应尽可能利用地方电源。当没有可供利用的地方电源时,应考虑设置自备电源。自备电源采用天然气发电较为经济、洁净,但如果用电负荷较小、运行时间较短或由于天然气气质不符合发电要求时,也可以采用其他形式的自备电源,如柴油发电、太阳能电源、风力发电等。究竟采用何种形式的自备电源,应经技术经济比较确定。

11.5.4、11.5.5 消防水泵应有可靠的动力供应。消防泵设有备用泵时,应设备用动力。若采用双电源供电有困难时,可采用内燃机或其他动力源作动力。不设备用泵时,允许采用一个电源,但消防泵的电源应与其他用电设备的线路分开。

11.5.6 提高配电线路的电压等级,可以减小导线截面,减少网损和电压损失,提高线路送电能力,特别是油田大面积供电,若采用10kV配电网,35kV、66kV变电所的数量就可减少,网络接线也相应简化。过去油田选用6kV电压等级的原因,是注水泵电动机电压为6kV。目前我国已能够生产10kV电压等级的大容量电动机。因此本条提出配电线路电压应优先采用10kV,对于远距离且分散的油区,为了加大供电半径,减少网损,也可采用35kV作

为配电线路电压,如中原、江汉油田已大量采用。

11.5.7 抽油机电机的平均功率因数一般为 0.45 左右,一般在井口附近安装并联电容器进行无功补偿,这种单独就地补偿经济效益比较高,但是最大补偿容量只能按电动机空载时功率因数等于 1 进行选择。因此抽油机在工作时功率因数仍比较低,一般仅能达到 0.7~0.8,若想再使其提高,可在变压器的高压侧安装电容器进行二次补偿,这样可使功率因数达到 0.9 以上。

11.5.11 根据四川及国内其他气田天然气站场工程设计的实践经验,按此原则设计的放空竖管并没有发生过雷击损失,因此这种防雷保护方式是可行的。

11.5.12 本条是滩海陆采油气田配电要求。

第 1 款 钢管杆防堆积冰基础加固高度为冬季设计高水位加 0.6m。

第 3 款 考虑滩海环境,元器件要做到防潮、防盐雾、防霉菌。

第 4 款 站场多为毛石及山皮土回填,直埋电缆施工、改扩建难度大,因此宜采用电缆桥架敷设。

第 5 款 考虑海水、盐雾的强腐蚀作用,加大了接地体的腐蚀裕量,还可采用其他新型防腐接地材料,如铜包钢、铝包钢等。

11.5.13 本条是对电脱水器供电电源和供电设备的要求。

1 电脱水器供电方式受油品性质和脱水工艺参数的影响。一般情况下采用直流电对原油深度脱水处理比交流电效果好,但交流供电方式简单,投资少,如果对脱水指标要求不是很高,也可以考虑采用。交直流复合供电方式兼具交流和直流供电方式的优点,适合大多数情况选用。

2 为保证电脱水器供电可靠性,要求对每台电脱水器设有独立的供电回路和装置。供电电源一般由配电柜引接到控制柜,再由控制柜引接到脱水变压器,变压器输出端与电脱水器的电极引出线相连。

3 控制柜应根据负载情况适时调节输出电压,防止过电压和

过电流。

4 因脱水变压器输出电压较高,如果高压中心接地,输出端对地电压降低一半,对绝缘设计有利。

5 电脱水器运行过程中经常放电产生过电压和过电流,如果高压整流硅堆电压和电流储备系数小,容易损坏,所以要求比一般的整流设备具有更高的电压和电流储备系数。

11.6 给排水及消防

11.6.1 本条规定是为了避免能力过剩或重复建设所造成的浪费,节省投资,提高经济效益。

油气田厂、站、库给水、排水系统应统一规划,分期实施。对于一期工程建成后,二期施工困难或一期、二期同时建设投资增加不多,在技术上更加合理的工程,应一次建设。

11.6.2 给水系统应根据用水要求,经技术经济比较确定分建或合建。例如:当消防给水采用低压给水系统,且外部系统能满足水量、水压要求时,为了维护、管理方便,消防给水管宜与生产、生活给水管道合并使用。当消防给水采用高压(或临时高压)给水系统时,为确保供水安全,消防给水管应与生产、生活给水管道分开,设置独立的消防给水管道。

外部给水系统能够满足用水要求时,尽量利用外部系统,以节省工程投资。外部给水系统不完善或无外部给水系统的偏远油气厂、站、库经技术经济比较合理时,可自建地面(或地下)水源或用罐车拉水。

11.6.3 油气厂、站、库的设计供水量应满足站内各项用水量的要求。用水定额执行《油气厂、站、库给水排水设计规范》SY/T 0089—1996的有关规定。

设计供水量应用消防用水量进行校核,当站内设有消防水罐时,供水量应不小于消防水罐补水量的要求;当站内无消防水罐,消防水直接取自供水管道时,设计供水量应既满足消防用水量的

要求,又满足火灾期间不能停水的其他设备的用水量要求。

11.6.4 在外部供水量不足或用罐车拉水的地区,为了保证供水安全性,本条规定了储水设备的最小容积。

11.6.5 生活用水指用于饮用、烹饪、淋浴、洗涤、冲洗卫生器具污物、冲洗地面用水和其他生活上的用水。其中与人体直接接触或饮用的烹饪、饮用、盥洗、淋浴等部分的用水水质,应符合《生活饮用水卫生标准》GB 5749—1985 的有关规定。其他生活用水如洗涤、冲洗卫生器具污物、冲洗地面等用水可采用非饮用水,水质应达到《生活杂用水水质标准》CJ/T 48—1999 的要求。通常情况下,油气厂、站、库用于洗涤和冲洗卫生器具污物的水由生活饮用水给水管网统一供水,此时要求生活饮用水的水质应符合《生活饮用水卫生标准》GB 5749—1985 的有关规定。

11.6.9 由于气田采出水排水点多、面广、每处排水量不大,在每个排水点就地进行简单处理,处理后水质达不到直接排放的要求。就地处理达标外排,处理工艺复杂,投资较高。因此,气田采出水宜集中处理。但有些气井地处偏远,若采出水送往集中处理站处理经济上不合理时,宜就地处理达标外排。

11.6.10 在含硫采出水中,氧是造成腐蚀的一个重要因素。采出水中氧的存在加速了硫化物的腐蚀作用。根据四川气田的多年运行经验,气田采出的含硫污水宜首先进行脱气,脱除污水中的硫化氢以降低含硫污水的腐蚀性;未经脱气处理的含硫污水应采用密闭系统储存和输送,使含硫污水与外界的氧隔绝。

11.6.11 油气田采出水成分复杂,要将其处理达标后排放处理成本较高。根据各油气田的生产需要和地质特点,将采出水经适当处理后用于油田注水,或找一封闭地层进行污水回灌,这种处置方法相对较为经济。在无回注或回灌条件的地区,污水需要就地排放时,必须选用合理的工艺进行处理,水质达到国家和当地环保主管部门规定的水质后方可外排。

11.6.12 排水系统的选择应根据条文规定的原则,结合生产实

际,确定分流或合流。目前,各油田多采用分流制排水系统,即含油污水处理后用于油田注水,雨水直接排放,生活污水单独处理排放或进入含油污水处理系统。如果各类排水均要求排入水体时,建议未被污染的雨水直接排放,生产污水与生活污水合流,统一处理达标后排放。

11.6.13 目前我国尚无工业废水排入城市排水管道的国家标准。由于各地的污水处理能力不同,对进入排水系统的废水的水质、水量要求也不一样。为了不影响外部系统的正常运行,废水排入外部系统之前要取得外部系统管理部门的同意。

11.7 供 热

11.7.1 这一条是最大供热负荷的确定。根据生产、生活、采暖、通风、锅炉房自耗及管网损耗的热量,计算出系统的最大耗热量,作为确定锅炉房规模大小之用,称为最大计算热负荷。本规范所示供热负荷计算公式中,锅炉房自耗热及供热管网热损失系数 K 中包括:

燃油蒸气雾化用热约占总热负荷的 5.5%,油的保温与加热用热约占总热负荷的 0.5%,热网损失耗热约占总负荷的 5%~10%。

油田内部采暖一般是连续供给,即 $K_1=1$ 。通风热负荷同时使用系数 K_2 ,一般情况下原油、污水及变电部分的通风负荷多用于白天,间断使用。据现场调查,如果在生产管理上采取一定措施,供热负荷为其计算量的 40%~50%,取通风热负荷同时使用系数 $K_2=0.4\sim0.5$;集气、压气的通风负荷是连续的,取 $K_2=0.9\sim1.0$ 。

本规范中所提及的站库生产负荷,通常是用于加热(换热器)、清洗及油管伴热,使用时间及耗热取决于生产。加热油品的热负荷一般是连续的,油库栈桥清洗是间断的,负荷波动较大,一般取 $K_3=0.5\sim1.0$ 。

11.7.2 热水采暖其优点是不言而喻的,工艺用热水还是用蒸汽,应以满足工艺需要来确定。一个锅炉房可同时生产热水、蒸汽两

种供热介质。需用蒸汽的重要生产部门至少应有 2 台蒸汽锅炉,此时工艺和采暖用热水可通过换热器生产。有条件的地方可选用带内置式换热器的汽-水两用锅炉。

设有装车栈桥的矿场油库、有气体净化装置的压气站,因为考虑到工艺需用蒸汽伴热、吹扫和解冻,故供热介质宜采用蒸汽。当以重油、渣油为燃料,且用电加热、伴热有困难时,应采用蒸汽为供热介质。

11.7.3 为减少传热面积,节省投资,应增加水和被加热的天然气之间的温差,也就是说应尽可能提高水温,但常压锅炉所能达到的最高水温就是当地大气压下的水的沸点温度,为了保证炉水不汽化,锅炉的额定水温应低于当地沸点温度 $5\sim 10^{\circ}\text{C}$ 是合适的。

根据油田站库现场调查,一般站库使用的蒸汽压力都不超过 0.5MPa (表压),很少有超过 0.8MPa (表压),本规范只是对一般情况作出规定,只要能满足工艺需要,蒸汽压力越低越安全。

11.7.4 在南方炎热地区,锅炉宜露天布置,北方部分地区也可因地制宜地将锅炉露天或半露天布置。设计者应要求锅炉厂提供相适应的锅炉产品。无论何种布置方式,都应遵循“以人为本,安全第一”的设计理念,优先考虑安全,兼顾环保和方便生产运行,做好锅炉机组、测量控制仪表、管道、阀门附件以及辅机的防雨、防腐蚀、防风沙、防冻、减少热损失和噪声等措施,设立必要的司炉操作间,将锅炉水位、锅炉压力等测量仪表集中设置在操作间内,以保证锅炉机组的安全运行。

11.7.5 《锅炉房设计规范》GB 50041—92 必须与《建筑设计防火规范》GBJ 16—87(2001 年版)、《蒸汽锅炉安全技术监察规程》、《热水锅炉安全技术监察规程》、《锅炉大气污染物排放标准》GB 13271—2001 等配套使用。

选择锅炉型号时,应考虑锅炉运行的最低负荷不应小于其额定出力的 30%,以防燃烧恶化和尾部结露。

锅炉的燃烧设备应与所选择的燃料相适应。

11.8 燃 料

11.8.2 一些稠油油田,由于气油比较低,如果没有足够的天然气可作为锅炉燃料,采用煤或其他低成本的燃料比燃用稠油更方便,可以根据实际情况选用。锅炉排放的烟气应满足《锅炉大气污染物排放标准》GB 13271—2001 的要求,产生的灰渣应做无害化处理或加以综合利用。

11.8.3 锅炉房的燃气设施设计在《锅炉房设计规范》GB 50041—92 中的规定不够详尽,在该规范中未涉及到的有关燃气的质量要求、贮配、净化和调压站设计等问题,应符合《城镇燃气设计规范》GB 50028—93(2002 年版)中的有关规定。

11.8.4 本条是对燃料气系统提出的要求。

第 1 款 一般宜由站场就地供给燃料气,但未净化的原料气,一般都含硫化氢,对燃烧设备腐蚀严重,对人身健康有一定危害。当站场有返输净化天然气时,应该采用净化天然气作燃料,以延长设备的使用寿命。

第 3 款 在燃料气管道的稳压装置之后,当连接有其他用气管道时,由于其他用气设备负荷波动,将严重影响水套炉或锅炉用气压力的稳定,容易发生事故。

第 4 款 燃烧器停止使用时,阀门有可能泄漏,为使燃料气不进入燃烧设备中,在燃烧器前的燃料气管道上应有“两阀截断一阀放空”的设施,以免在下次点火时不慎发生爆炸事故。

11.8.5 本条是对燃料油系统提出的要求。供燃料油可以采取供油泵、高架油箱、输油管道直接供油多种方式,这里不作具体规定。但是,不管哪种供油方式,都必须满足两条基本要求,一是供油压力平稳,这是保证正常燃烧的必要条件;二是供油压力满足燃烧要求。各种雾化方式的供油压力可按热工方面的技术资料确定。

11.9 暖通空调

11.9.6 现场调查发现,原油样品在化验过程中散发出大量有害气体,为了迅速有效地排除,规定采用通风柜进行局部排风。

11.9.10 为了满足沙漠地区站场建筑物的通风防沙要求,可采取以下措施:

1 发生沙尘暴时,站场建筑门窗紧闭,为防止室内负压过大及由此吸入沙尘需设置机械进风系统。设置条件应考虑排风系统的运行情况、建筑物的规模以及沙尘暴的持续时间、发生次数等。

2 机械进风系统的吸风口宜设在室外空气较清洁的地点,下缘距室外地坪的高度不宜小于2m,且应有过滤设施。过滤器应操作简单、清灰方便。机械进风系统可不设加热装置。

3 进排风口在发生沙尘暴时,应有防止沙尘进入室内的措施。

4 站场内建筑物的外窗应采用带换气小窗的双层密闭窗,外门应采用单层密闭门。

5 当采用天窗进行自然通风时,启闭机构应操作灵活、方便,且便于清扫沙尘。

6 自控仪表控制室、电子计算机房等防尘严格的场所也可采用正压通风。

11.10 通信

11.10.1 各站场和生产管理单位之间主要是语音通信。各站场和生产调度中心之间除语音通信外,还有数据通信、图像通信,以实现油气集输工艺过程的监视控制和数据采集。

11.10.2 有线通信方式是指通信采用光纤传输和电缆传输两种方式。有线通信适合于油气田正常的生产管理及油气田站场相对集中的场所。用户方根据油气田的具体通信需求情况来选择不同的有线通信方式,以满足油气田正常的生产管理要求。

无线通信方式是指微波通信(包括扩频微波)、一点多址微波通信、集群通信、卫星通信、GSM通信、数传电台等通信方式。无线通信方式适合于边远地区、地形较特殊、站场分散且相对独立、通信需求容量不大的油气田油气集输工程的通信要求,以及边远井场的巡线和应急的通信要求。用户方根据油气田所处的地理位置、具体的通信需求情况来选择不同的无线通信方式,以满足油气田油气集输工程的工艺要求。

11.10.4 油气田备用通信方式是指油气田正常通信方式以外的一种通信方式,如果油气田正常的通信方式为有线通信方式,那么备用通信方式可选择无线通信方式或其他,反之亦然。用户方根据油气田的具体情况来选择备用通信方式,以满足油气田油气集输工程的工艺要求。

11.10.5 有线通信线路的衰减限制,是参照《程控电话交换设备安装工程设计规范》YD 5076—1998的规定制定的。

11.10.6 油气田内一些防爆场所(如轻烃罐区、油库区域等)配备的通信设施(如电话机、对讲机、工业电视监控设备等)必须是防爆型通信产品(如防爆电话机、防爆对讲机、防爆监控设备等)。

11.11 建(构)筑物

11.11.1 建(构)筑物的抗震、防火、防爆、防腐蚀、防噪声等是油气集输工程建(构)筑物设计中需要注意的几个重要问题,其次还要同时满足现行国家结构设计规范要求,确保结构安全、可靠。

11.11.3 本条是根据《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183—2004第6.9.1条制定的。对于其他生产厂房,如果相关规范有耐火等级的要求,应满足,如油浸变压器室要求采用一级耐火等级。

11.11.4 本条是根据《建筑设计防火规范》GBJ 16—87(2001年版)第3.2.9条、第3.4.1条制定的。

11.11.5 本条是根据《建筑设计防火规范》GBJ 16—87(2001年版)第3.4.1条制定的,并增加了轻型钢结构和砖墙承重的混合结

构,这是为适应建筑市场普遍使用轻型钢结构和油田内长期使用砖墙承重的混合结构实际情况,由本地区、本油田具体情况自行选择合理的结构类型。对设计使用年限 25 年以下的建筑结构选型作了补充说明,使其更加适合油气田滚动开发要求。如克拉玛依油田稠油注汽站的设计使用年限,应根据稠油开采期(一般为 10~15 年)而定。

11.11.6 根据《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183—2004 第 6.9.1 条对当有爆炸危险的甲、乙类厂房采用轻型钢结构时的具体规定制定;另根据《建筑设计防火规范》GBJ 16—87(2001 年版)第 3.4.1 条规定的钢柱宜采用防火保护层的要求,增加了房屋的梁、柱及支撑应涂抹防火保护层,按三级耐火等级建筑对构件的耐火极限要求进行保护,而且各油田目前也是这样做的,只是标准不够统一。另外车厢式房屋由于规模小、造价低,其骨架可不进行防火保护,但建筑构件必须采用非燃烧材料,必要时可在内墙面、顶棚涂刷防火涂料。

11.11.7 根据《油气田和管道工程建筑设计规范》SYJ 21—90 第 2.4.3 条、第 2.4.5 条对有爆炸危险性的甲、乙类厂房门窗的要求,并结合大庆油田及其他油气田以往设计实践制定。其他建筑物门窗应根据建筑功能要求确定。

11.11.8 根据《建筑设计防火规范》GBJ 16—87(2001 年版)第 3.4.6 条及《油气田和管道工程建筑设计规范》SYJ 21—90 第 2.4.3 条制定。

11.11.11 根据《建筑地基基础设计规范》GB 50007—2002 有关规定及油田长期的设计做法制定。

11.11.12 根据《构筑物抗震设计规范》GB 50191—93 第 21.0.3 条制定。并增加了基础计算内容的具体要求。

11.11.13 明确了立式金属储罐地基基础设计及地基处理应执行的国家现行标准,补充了沉降脱水罐、污水沉降罐基础的推荐选型方案。沉降脱水罐、污水沉降罐采用钢筋混凝土板式基础,是大庆

油田的多年做法。

11.11.14 明确了塔型设备基础、球罐基础、钢筋混凝土冷换框架设计所遵循的国家现行标准。

11.11.16 由于抽油机基础重复利用率高,埋件、螺栓又较多,一般都在工厂预制,因此基础选用预制组装式钢筋混凝土基础较经济便捷,需要时也可采用现浇整体式混凝土基础。

11.11.18~11.11.21 这几条是根据滩海特殊的环境条件及国家现行的滩海陆采油气田有关标准、规范,并结合辽河、胜利、大港等油田的滩海工程实践制定的。

11.12 站场道路

11.12.1 站场内道路的分类是参照《厂矿道路设计规范》GBJ 22—87,结合油气田站场生产规模和性质综合确定的。变电所开关场道路的功能是以消防为主,归于“支道”之中。

11.12.2 一般站场道路多采用不设立缘石的横断面形式,路面边缘与两侧地面高度相同,靠地面竖向坡度和路面纵坡排水。

设立缘石城市型道路对自然排水不利,而且由于立缘石对车轮的限制,一般路面两侧需要设0.25m的路缘带,因此宜设暗管或暗沟排水,并适当加宽路面。

11.12.3 站场内的道路路面宽度是按照站场的具体情况,经多年实践经验总结而确定的。站场的生产产品绝大部分是以管道输送为主,道路主要服务性质是生产管理、设备维修、辅助生产和消防,而没有经常性的原油和生产产品运输任务,故路面宽度的确定均低于《厂矿道路设计规范》GBJ 22—87中的规定。用地紧张的站场,其路面宽度可采用较小数值。

11.12.4 站场道路路面类型是参考石油大学出版社出版的《石油地面工程设计手册》(中国石油天然气总公司编)第六册《通用工程设计》(上)中的油气田站场道路的有关资料确定的。路面的结构及其组合、计算等应按《厂矿道路设计规范》GBJ 22—87中有关

规定执行。

11.12.5 进站路其他指标可根据计算行车速度按《厂矿道路设计规范》GBJ 22—87 中的有关规定执行。

11.12.6 本条参照《厂矿道路设计规范》GBJ 22—87,并结合运输和消防用车的车型特点而定。站场主要通行车辆为 4~5t 的标准载重汽车,若行驶其他汽车时,其转弯半径的数值可做适当调整。

站场内道路纵坡一般均根据站场竖向整平方式综合确定,因此在地形条件复杂地区也不会出现过大的纵坡,故各类道路均规定一个标准。竖向高差大的路段增加 2% 的规定,系指站场内卸油台引道等个别路段。

11.12.7 为了确保行车安全,增设此条。有条件的站场,其平交道口停车视距宜大于或等于 20m。

11.12.10 目前消防车车型一般较大,速度也较快,而平交道口及小半径弯道往往成为通行瓶颈,因此消防路比一般道路规定了更大的转弯半径。

12 健康、安全与环境

12.0.1、12.0.2 这两条是参考国家经贸委《石油天然气管道安全监督与管理规定》和劳动部《建设项目(工程)劳动安全卫生监察规定》、《压力管道安全管理与监察规定》以及国家现行标准《石油天然气工业健康、安全与环境管理体系》SY/T 6276—1997 等的有关规定,并结合油气集输工程的特点制定的。

12.0.3~12.0.5 这三条是参考《中华人民共和国环境保护法》等有关环境保护的现行国家法律条文及国家现行的其他相关标准或规定,并结合油气集输工程的具体情况和特点制定的。

恒智天成软件订购热线: 4006399871

附录 C 油气混输的压降计算公式

本附录参考有关的高校教材、设计技术手册和国外计算机软件,推荐了两种计算方法,即杜克勒Ⅱ法和贝格斯-布里尔法。

由于混输管道流动规律复杂,至今还没有适应各种情况的压降计算方法。有些油田根据自己的具体情况,通过生产实践和试验研究,总结出适合本油田的混输管道压降计算公式。这些公式的使用范围可能有较大的局限性,但在本油田使用时,计算结果也许会更符合实际情况。所以在本规范第 8.2.1 条中,一方面推荐采用附录 C 所列计算公式,另一方面亦允许采用经生产实践证明可行的其他计算方法。

附录 D 埋地沥青绝缘集输油管道 总传热系数 K 选用表

本表是按照部分油田的实测资料、部分油田设计院的技术规定和理论计算几个方面的资料,经过综合分析确定的。

下面对几个具体问题予以说明:

1 对于埋地沥青防腐绝缘管道,影响 K 值的主要因素是管径、埋深和土壤的导热系数。对于埋深大于 0.7m 且大于 3 倍管径的情况,管径和土壤导热性对 K 值起决定作用。在影响土壤导热性的诸因素中(组成成分、颗粒大小、相对密度、孔隙度、潮湿程度),潮湿程度影响最大,故在 K 值参照表中按管径和土壤潮湿程度不同来分别确定 K 值。

2 表中将土壤潮湿程度划分为稍湿、中等湿度、潮湿、水田及地下水中四个等级。从土壤传热角度考虑,可以土壤的含水率(即质量含水量,土壤中水的质量与固体颗粒质量之比值,以百分数表示)为标准区分土壤潮湿程度。大庆油田在 1960 年测 K 值时,对亚粘土将含水率小于 15% 定为较干(即稍湿),含水率 15%~23% 定为中等湿度,含水率大于 23% 定为潮湿。在拟定 K 值参照表时,不同湿度土壤的传热系数范围:稍湿土 $\lambda=0.7\sim0.9$,中等湿度土 $\lambda=0.9\sim1.2$,潮湿土 $\lambda=1.2\sim1.6$,水田及地下水中土 $\lambda=1.6\sim1.9\text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。

3 K 值参照表中的数值,对稍湿土主要参照新疆油田的资料,中等湿度土主要参照胜利油田(按土堤敷设)和大庆油田技术规定的数值,潮湿土的数值主要参照江汉油田的资料,对水田及地下水中土主要参照辽河油田的实测资料及技术规定。

附录 E 埋地硬质聚氨酯泡沫塑料保温 集输油管道总传热系数 K 选用表

1 关于基准传热面的选取问题。

保温管道在热量传递过程中,即使单位长度管道的散热量不变,在保温层内径、中径、外径不同传热面上的热流强度也不相同。因此,在规定 K 值时必须明确与所取 K 值相对应的基准传热面。

在我国的石油天然气行业标准以及技术书籍和手册中,对基准传热面的选取没有统一,有的用钢管外表面,有的用保温层中间圆柱面或保温层外表面。表 E 中所列的总传热系数是以钢管外表面为基准传热面。这样做,保温管道与防腐绝缘管道采用统一的基准传热面,可以从其 K 值的不同直接看出保温效果。而以保温层中间圆柱面或外表面为基准传热面,所得 K 值不能反映保温效果。例如, $\phi 60$ 集输管道,埋于中等湿度土壤中,不保温时, K 值为 $4.6 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。用 50mm 厚的玻璃棉保温后,以钢管外表面作为基准传热面时 K 值为 $2.1 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$,每米管道长度的散热可比防腐绝缘管减少 55%。如果以保温层中间圆柱面和外表面作为基准传热面,则 K 值分别为 $1.16 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 和 $0.79 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。从表面看 K 值相当于防腐绝缘管的 1/4 和 1/6,实际上保温层并没有如此好的保温效果,而是由于基准传热面与防腐绝缘管不统一造成的假象。

对于直径较小的管道,采用不同的基准传热面,所得 K 值相差较大。上面所述 $\phi 60$ 管道是典型示例之一。再如,埋于中等湿度中的 $\phi 114$ 管道,采用 30mm 泡沫塑料保温,以钢管外表面作为基准传热面时, K 值为 $1.36 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$;若以保温层中间圆柱面和外表面作为基准传热面, K 值分别降低到 $1.08 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 和 $0.90 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

因此,使用表 E 时一定注意“表中所列总传热系数以钢管外表面为基准传热面”。如果所用的管道温降或散热量计算公式中的基准传热面与表 E 不一致,使用表 E 的 K 值时应进行换算,将表 E 中 K 值乘以钢管外径,再除以保温层平均直径或外径。

2 关于表 E 中 K 的取值。

表 E 中 K 的取值仍然采用《油田油气集输设计规范》SY/T 0004—98 中附录 C 的数据,基本上能代表我国目前埋地泡沫保温管道设计和施工的水平,泡沫塑料的导热系数 λ [$\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$] 在稍湿和中等湿度土中取值为 0.04,在潮湿土中取值为 0.05,在水田及地下水中取值为 0.06 上下。

恒智天成软件订购热线: 4006338987

附录 F 集油管道伴热输送双管管组

$[(D_2/D_1) \leq 3]$ 热力近似计算公式

1 油田的集油管道采用双管管组(即一个油管配一根热水管)外伴热保温的已越来越少,但仍有一些采用,因此这次编制本规范时仍然给出了双管管组伴热输送的热力计算方法。该计算方法在 1964 年北京石油学院的《油气集输》教材中有详细推导,并给出了计算耗热量公式,对油田集油管道伴热输送双管管组,油管与伴热管的直径比较接近(一般 D_2/D_1 不大于 3)。假定以油管与伴热管轴心联线上切点的垂直面为换热面,并将保温层面积进行近似简化计算,即可得到条文中所列的近似计算公式。大庆油田从 1967 年开始采用近似公式,目前各油田普遍采用该近似公式计算集油管道伴热输送管耗热量,认为其精度可以满足工程要求,这次仍将该近似计算公式列入本规范附录,供集油管道伴热输送管组热力计算使用。

2 伴热管对油管的总传热系数,按大庆油田 1967 年的实测数据,大致为 $12\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。以油管吸热的圆弧面计算,则约为 $7\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

附录 J 站内埋地管道与电缆、 建(构)筑物平行的最小间距

在确定管道与电缆、建(构)筑物的最小间距时,主要考虑管道施工、检修时对电杆、管架、建(构)筑基础、道路造成的不良影响。在确定电缆与管道之间的距离时,还考虑了热管道温度场对电缆允许通过电流的影响。

恒智天成软件订购热线: 4006338967

恒智天成软件订购热线：4006338987