

中华人民共和国石油天然气行业标准

天然气脱水设计规范

Design Specification of Natural Gas Dehydration

SY/T 0076—93

主编单位：大港石油管理局勘察设计研究院

批准部门：中国石油天然气总公司

施行日期：1994.3.1

石油工业出版社

1993·北京

目 次

1	总则	(1)
2	术语	(2)
3	一般规定	(4)
3.1	脱水方法及深度	(4)
3.2	能量利用及处理能力	(5)
3.3	天然气含水量	(5)
3.4	环保	(5)
3.5	腐蚀及其控制	(5)
3.6	撬装	(6)
4	甘醇吸收法脱水	(7)
4.1	工艺方法	(7)
4.2	参数选择	(9)
4.3	设备	(10)
5	吸附法脱水	(13)
5.1	工艺方法	(13)
5.2	工艺参数选择	(15)
5.3	设备	(16)
6	低温法脱水	(18)
6.1	水合物抑制剂的应用	(18)
6.2	空冷法脱水	(19)
6.3	冷剂制冷脱水	(20)
6.4	膨胀法脱水	(20)
7	材料	(22)
8	安全与泄放	(23)
	附录A 天然气含水量有关图表	(24)
	附录B 分离器工艺计算	(31)

附录C 甘醇脱水工艺计算	(34)
附录D 吸附脱水工艺计算	(40)
附加说明	(45)

中国石油天然气总公司文件

(93) 中油技字第598号

关于批准发布《石油地面工程设计文件 编制规程》等二十七项石油天然气 行业标准的通知

各有关单位、有关石油专业标准化技术委员会：

《石油地面工程设计文件编制规程》等二十七项标准草案经审查通过，现批准为石油天然气行业标准。各项标准的编号、名称如下：

- 1 SY 0009—93 石油地面工程设计文件编制规程（代替 SYJ 9—83）
- 2 SY 0055—93 长距离输油输气管道测量规范
（代替 SYJ 55—83）
- 3 SY 0072—93 管道防腐层高温阴极剥离试验方法标准
- 4 SY 0073—93 管道防腐层补片材料试验方法标准
- 5 SY 0074—93 管道防腐层补口绝缘密封性试验方法标准
- 6 SY/T 0076—93 天然气脱水设计规范
- 7 SY/T 0077—93 天然气凝液回收设计规范
- 8 SY/T 0523—93 油田水处理过滤器
- 9 SY 4024—93 石油建设工程质量检验评定标准 通则
（代替 SYJn 4024—88）
- 10 SY 4025—93 石油建设工程质量检验评定标准 建筑工

程

(代替SYJn 4025—88)

- 11 SY 4026—93 石油建设工程质量检验评定标准 储罐工程

(代替SYJn 4026—88)

- 12 SY 4027—93 石油建设工程质量检验评定标准 站内钢质工艺管道安装工程

(代替SYJn 4027—88)

- 13 SY 4028—93 石油建设工程质量检验评定标准 设备安装工程

(代替SYJn 4028—88)

- 14 SY 4029—93 石油建设工程质量检验评定标准 长输管道线路工程

(代替SYJn 4029—88)

- 15 SY 4030.1—93 石油建设工程质量检验评定标准 电气工程(架空电力线路工程)

(代替SYJn 4030—88)

- 16 SY 4030.2—93 石油建设工程质量检验评定标准 电气工程(电气装置安装工程)

(代替SYJn 4030—88)

- 17 SY 4031—93 石油建设工程质量检验评定标准 自动化仪表安装工程

(代替SYJn 4031—88)

- 18 SY 4033—93 石油建设工程质量检验评定标准 道路工程

(代替SYJn 4033—88)

- 19 SY 4034—93 石油建设工程质量检验评定标准 桥梁工程

(代替SYJn 4034—88)

- 20 SY 4035—93 石油建设工程质量检验评定标准 采暖、通风、给排水安装工程

- (代替SYJn 4035—88)
- 21 SY 4037—93 石油建设工程质量检验评定标准 炼油厂
建设工程
(代替SYJ 4037—89)
- 22 SY 4038—93 石油建设工程质量检验评定标准 气田建
设工程
(代替SY 4038—92)
- 23 SY 4053—93 石油建设工程质量检验评定标准 油田集
输管道工程
(代替SY 4053—92)
- 24 SY/T 4068—93 石油建设工程质量检验评定标准 防腐
保温钢管制作
- 25 SY/T 4069—93 石油建设工程质量检验评定标准 油田
钢制容器制作
- 26 SY 4070—93 石油天然气管道跨越工程施工及验收规范
- 27 SY/T 4071—93 管道下向焊接工艺规程
- 以上标准自一九九四年三月一日起施行。

中国石油天然气总公司
一九九三年九月九日

1 总 则

1.0.1 为了统一油气田天然气脱水设计标准和技术要求，保证设计质量，使工程设计达到技术先进、经济合理、安全适用、管理方便，特制定本规范。

1.0.2 本规范仅对吸收法、吸附法和低温法等几种常用的脱水方法及主要设计参数的选用提出推荐作法。

1.0.3 本规范适用于陆上油气田天然气脱水装置设计。

1.0.4 天然气脱水设计除应符合本规范外，尚应符合国家现行有关规范的规定。

1.0.5 引用标准

GB 150 钢制压力容器

GB 151 钢制管壳式换热器

GB 50183 原油和天然气工程建设设计防火规范

GB 8770 分子筛动态水吸附测定方法

GB 9007 粗孔球形硅胶

GB 10504 3A分子筛及其试验方法

SYJ 12 天然气地面设施抗硫化物应力开裂金属材料要求

SY 7515 油气分离器规范

SY 7514 天然气

SYJ 24 油气田和长输管道建设项目环境保护设计规范

SY 4039 石油工程建设基本术语

SY/T 0077 天然气凝液回收设计规范

ZB E97003 石油工业加热炉型式与基本数据

ZB E97002 管式加热炉设计技术规定

石油工业加热炉安全规定

压力容器安全技术监察规程（劳动部）

2 术 语

2.0.1 甘醇吸收法

用甘醇液体吸收气流中水蒸气的方法。

2.0.2 吸附法

用固体吸附剂吸附气流中水蒸气的方法。

2.0.3 低温法

用空冷法、膨胀法和冷剂制冷直接冷却天然气，使天然气中的饱和水随温度降低而减少的方法。

2.0.4 脱水深度

用水露点高低表示的天然气中水分的脱除程度。

2.0.5 气提气

用于天然气或惰性气通过正在再生的甘醇，脱除仅靠蒸馏过程除不掉的水分，这样的气体叫气提气。

2.0.6 富甘醇

吸收了水的甘醇。

2.0.7 贫甘醇

经再生提浓后的甘醇。

2.0.8 再生气

用来加热吸附剂使其脱除水分的气体。

2.0.9 吸附剂

用于吸附水的固体物质，如硅胶、氧化铝或分子筛等。

2.0.10 冷吹气

用来冷却吸附剂的气体。

2.0.11 甘醇液动泵

采用吸收塔（器）底出来的富甘醇及部分天然气作驱动力，将低压贫甘醇送回吸收塔（器）的泵。

2.0.12 水合物抑制剂

防止水合物生成的化学药剂。

2.0.13 吸收剂

用于吸收过程中吸收水的液体。

3 一般规定

3.1 脱水方法及深度

3.1.1 天然气脱水装置包括气井气脱水和伴生气脱水。脱水装置的设置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、用户要求、脱水深度等进行经济综合比较后确定先进合理的脱水方法。

3.1.2 本规范中的吸收法和吸附法主要应用于天然气水露点的控制。低温法脱水可同时控制水露点和烃露点。

3.1.3 氯化钙脱水适用于边远地区高压天然气，且适应于含硫化氢和二氧化碳很高的场合，可根据具体情况选用。本规范不包括此内容。

3.1.4 统一规划，合理布局。管输天然气脱水应与天然气凝液回收装置结合，综合考虑，确定合理的脱水深度。

3.1.5 脱水深度的确定应符合以下要求：

3.1.5.1 满足用户的要求。

3.1.5.2 管输天然气水露点在起点输送压力下，宜比管外环境最低温度低5~7℃。

3.1.5.3 对天然气凝液回收装置，水露点应低于最低制冷温度5~7℃。

3.1.6 原料气进脱水器之前应设置进口分离器。进口分离器一般采用常规重力分离器，气出口前应设捕雾器除去直径10 μ m以上的所有液滴。按附录B计算。含有沥青胶质颗粒、粉尘或腐蚀产物的天然气，应采用过滤分离器，严防液体进入脱水器和增压机。寒冷地区分离器内应设防冻设施。

3.1.7 回收含水液体的管线、阀门和集液包都宜伴热保温，管

线安装应有一定的坡度。

3.1.8 凝液应全部回收。如不能密闭储运，必须进行稳定。

3.1.9 对于吸收法和吸附法脱水装置的上游不应注甲醇，且避免漏入空气。

3.2 能量利用及处理能力

3.2.1 应充分利用天然气的压力能，包括气井气的井口压力和伴生气分离器压力。

3.2.2 脱水装置的设置应与集输系统统筹考虑，分散的小气量宜集中脱水。压力低的天然气可根据供气需要增压集气后再脱水。

3.2.3 有燃气发动机作动力的场合，应利用发动机排出的余热。

3.2.4 脱水装置的处理能力按任务书或合同规定的日处理量计算，与天然气凝液回收装置配套的年工作时间为8000h。只解决管道输气不冻堵的年工作天数应根据管道输气条件、地点及当地气候条件具体确定。

3.3 天然气含水量

3.3.1 天然气含水量及水合物形成条件见附录A。

3.4 环 保

3.4.1 脱水装置的环保设计应符合现行的《油气田和长输管道建设项目环境保护设计规范》及当地环保部门的标准。

3.5 腐蚀及其控制

3.5.1 酸性天然气宜先脱硫，后脱水。对于距脱硫厂较远的酸性天然气在管输中可能有游离水产生，也可先脱水，后脱硫。

3.5.2 当酸性天然气，气相中二氧化碳分压大于等于0.021MPa或硫化氢分压很高，且会引起电化学腐蚀时，设备必须采取防腐措施。硫化氢分压计算方法应符合现行的《天然气地面设施抗硫

化物应力开裂金属材料要求》。

3.5.3 对甘醇吸收法脱水，当气相中的二氧化碳分压小于0.021MPa时，不需要腐蚀控制；二氧化碳分压在0.021~0.21MPa时宜采用腐蚀控制，可控制富甘醇溶液pH值或注入缓蚀剂，也可采用耐腐蚀材料；二氧化碳分压大于0.21MPa时，设备必须采取防腐措施。

3.5.3.1 脱水后气体、贫甘醇、甘醇缓冲罐可认为无腐蚀。

3.5.3.2 富甘醇溶液pH值控制应为7.0~8.0，宜为7.0~7.5，最大不应超过8.0。如果条件苛刻，吸收塔底部应使用内涂层或牺牲阳极保护，采用特殊材料的过滤器，并进行腐蚀监测等。

3.5.3.3 重沸器有轻度腐蚀，如果有固体产生并聚集，腐蚀一般在重沸器壳体的底部和火管处发生。

3.5.3.4 再生塔和塔顶管线中都有水或含水甘醇冷凝液，腐蚀严重。在腐蚀存在的区域可采用耐腐蚀金属，精馏塔中的填料应用耐腐蚀材料制造。

3.5.4 严禁氧气串入脱水系统。甘醇缓冲罐或甘醇储罐的上部空间用微正压干燥的天然气或氮气密封。

3.5.5 吸附法脱水，再生气中若含二氧化碳，再生气冷却器应有防腐措施。

3.6 撬 装

3.6.1 中小型装置宜采用整体或分块撬装。

3.6.2 滑撬载荷宜按所有设备及部件净重的150%作设计。其挠度不宜超过滑撬长度的1/400。

4 甘醇吸收法脱水

4.1 工 艺 方 法

4.1.1 甘醇吸收法脱水主要使用二甘醇和三甘醇作吸收剂，根据脱水深度的要求、甘醇货源情况和天然气组分进行综合经济比较选择吸收剂。能用二甘醇的地方应优先采用二甘醇。典型流程见图4.1.1。

4.1.2 甘醇吸收法脱水的工艺计算见附录C。

4.1.3 甘醇脱水装置包括进口分离器、甘醇—气体吸收塔、气体—贫甘醇换热器、甘醇再生塔、甘醇循环泵、过滤器、贫富甘醇换热器、甘醇闪蒸分离器和滑撬。露点降要求不高时可采用顺流混合器和分离器代替甘醇—气体吸收塔。

4.1.4 贫甘醇进入吸收塔盘之前应用脱水后的气体进行冷却。

4.1.5 富甘醇中有值得回收的烃类，或存在酸性气体能引起严重腐蚀时，应设甘醇闪蒸分离器。它可设置在贫富甘醇换热器的上游或下游，闪蒸出的天然气可作燃料，含硫化氢的闪蒸汽应去火炬。

4.1.6 分散孤立的装置，重沸器可采用直接火加热。设置在处理厂内的装置宜利用发动机余热或其它公共热源。

4.1.7 进泵以前的甘醇应设置颗粒过滤器。气流中如含有少量能引起甘醇起泡的重质烃、化学剂及润滑油等应设活性炭过滤器。

4.1.8 大型装置宜建废甘醇复活设施。分散的小型装置宜集中到适当地点进行“复活”。

4.1.9 要求得到高浓度的甘醇，可根据实际条件选取先进合理的甘醇再生方法。目前可采用的方法有气提气法、负压法和共沸

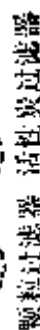


图 4.1.1 典型的天然气甘醇脱水流程图

注: ①此流程不是强制的, 仅用于表示系统的各单元;

②当使用甘醇气动泵时, 吸收塔底部不需要设置液位控制调节阀;

③可选项目用虚线表示

法，应根据工艺需要和经济比较进行选取。

4.1.9.1 气提法应符合下列要求：

(1) 气提气宜用干燥过的天然气或芳烃，气提气宜在贫液精馏柱下方通入。三甘醇脱水气提气量可参考附录C图C.0.6-1估算。

(2) 重沸器流出的甘醇溶液，宜同热的气提气通过贫液精馏柱充分接触。

(3) 再生塔顶应设分凝器。利用吸收塔底出来的富甘醇冷却塔顶排出的蒸汽流，富甘醇进出口应设手动旁路。回流热负荷可取重沸器内甘醇吸收的水全部汽化所需热负荷的25%。只在冬季运行的小型装置可在塔顶装散热翅片产生回流。

(4) 若天然气要求露点很低（ $-73\sim-95^{\circ}\text{C}$ ），或气中含芳烃较多时，芳烃宜通过换热汽化送入贫液精馏柱下方。再生塔顶的芳烃蒸气应冷凝回收循环使用。

4.1.9.2 负压再生法适用于处理规模较大，且不宜用气提气的场合。具体要求如下：

(1) 采用二甘醇作吸收剂时，残压可为0.01MPa，重沸器再生温度为 160°C ，二甘醇质量浓度达到99.98%以上。

(2) 天然气中含芳烃较多时，塔顶可用蒸出的凝液作循环回流。参见附录C图C.0.6-2。

4.1.9.3 共沸蒸馏法主要用于要求露点很低（ -90°C 以下）的场合。共沸剂应采用能与水形成共沸混合物的低沸点物质，如异辛烷、甲苯。

(1) 共沸剂可采用多孔管均匀注入重沸器液相内。

(2) 共沸剂应回收，循环使用。

4.2 参数选择

4.2.1 进吸收塔的天然气温度应维持在 $15\sim48^{\circ}\text{C}$ 。如果高于 48°C 应在进口分离器之前设冷却装置。

4.2.2 进入吸收塔顶层塔板的贫液温度宜冷却到高于气流温度

10~30℃。且贫甘醇进塔温度宜低于60℃。

4.2.3 甘醇流率必须考虑吸收塔进口处甘醇的浓度、塔盘数(或填料高度)和要求的露点降。每吸收1kg水所需甘醇量,三甘醇为0.02~0.03m³;二甘醇为0.04~0.1m³。

4.2.4 吸收塔的操作压力宜大于和等于2.5MPa,但不宜超过10.0MPa。

4.2.5 甘醇闪蒸分离器操作压力宜为0.17~0.52MPa(g),宜先换热后闪蒸,或在闪蒸分离器内设加热盘管。

4.2.6 常压再生时,重沸器内三甘醇溶液温度不应超过204℃,二甘醇溶液温度不应超过162℃。

4.2.7 正常操作期间,三甘醇损耗量宜小于15mg/m³天然气。二甘醇损耗量宜小于22mg/m³天然气。

4.3 设 备

4.3.1 进口分离器应紧靠吸收塔。如果来气较清洁,且含液很少,进口分离器宜与吸收塔一体,且直径应与吸收塔相同。分离器至吸收塔的升气管管口高度应超过甘醇在停工或操作不正常时出现最高的液位以上,并应有防止甘醇溢入分离器的措施。

4.3.2 吸收塔设计应满足下列要求。

4.3.2.1 吸收塔宜采用泡帽塔板或填料,而且宜选用规整填料。

4.3.2.2 塔顶应设置捕雾器,应除去大于等于5μm的甘醇液滴。脱水气中携带甘醇液滴较多的大型装置可设甘醇回收设施。

4.3.2.3 吸收塔直径除按附录C.0.2计算外,尚应对塔板进行水力计算并调整计算塔径。实际塔板数或填料高度应根据露点降和甘醇循环流率确定。

4.3.2.4 板式塔的板间距不应小于0.45m,捕雾器到气出口的间距不小于塔内径的0.35倍。

4.3.2.5 填料塔应做到甘醇和进气均匀分布,防止壁流和沟流。散堆填料层很高时,应设甘醇再分配器,其间距不超过

2.3m。规整填料不设再分配器，但进料分布要均匀。

4.3.3 甘醇闪蒸分离器可采用附录C.0.4计算。用于两相分离时（气相、甘醇），宜采用立式分离器；用于三相分离（气、甘醇和液烃），宜采用卧式分离器。

4.3.4 甘醇循环泵应根据具体情况选用液动泵、电动泵或气动泵，有条件时应首先考虑选用液动泵。采用往复式泵时，泵出口应设脉动缓冲器。

4.3.5 甘醇过滤器应除去 $5\mu\text{m}$ 以上的固体杂质，使系统中甘醇的固体含量质量浓度低于0.01%。

4.3.6 常压重沸器的设计压力最小应大于等于 0.0103MPa(g) 、内压或连同再生塔全部充满水的静压。平底封头的变形应限制在直径的 $1/500$ 范围内，并满足以上同样的设计压力。

4.3.7 采用三甘醇脱水时，重沸器火管散热表面的热流密度的正常范围是 $18\sim 25\text{kW/m}^2$ ，最高不超过 31kW/m^2 。燃烧器火焰形状和火焰长度的设计应避免在火管处产生热斑，管壁温度宜在甘醇分解温度以下，最高不超过 221°C 。

4.3.8 通过火管横截面积释放的热量由燃烧器混合器和燃烧器喷嘴调节。对使用自然通风的燃烧器，火管横截面最大热流密度为 6800W/m^2 。

$$\text{横截面热流密度} = \frac{\text{火管额定值(W)}}{\text{横截面积(m}^2\text{)} \times \text{效率}}$$

4.3.9 火管的最小壁厚不应小于 0.48cm （未包括腐蚀裕量）。并应考虑甘醇对火管的浮力。

4.3.10 烟囱抽力应大于火管、阻火器、回弯头、档板和烟囱的全部阻力。计算时应计入当地海拔高度。

4.3.11 再生塔可按下列要求设计：

4.3.11.1 甘醇再生塔宜采用不锈钢填料，其塔直径应按填料塔的操作气速度及喷淋密度计算。

4.3.11.2 根据塔的大小，宜与回流冷却器、重沸器、贫液精馏柱和缓冲罐用法兰连接成一体，也可分开设置。

4.3.11.3 塔顶回流冷却器应确保不会泄漏。塔顶的蒸气排出管线大小应使压力损失最低，安装时应有一定的坡度，并保温。

4.3.11.4 对于连接一体的再生塔，宜安装两个吊耳。

4.3.11.5 贫液精馏柱应装填料，宜采用喷淋密度的大小进行设计。

4.3.12 甘醇缓冲罐的设计应符合下列要求：

4.3.12.1 甘醇缓冲罐可与贫富甘醇换热器合为一体，热贫甘醇应被冷却至泵所允许的温度。甘醇缓冲罐不宜保温和再设水冷却器。

4.3.12.2 缓冲罐宜采用卧式容器，应有足够的容积处理在开工、正常操作和停工时由于吸收塔排液量而引起的波动。

4.3.12.3 缓冲罐的高度应能保持甘醇泵所需要的液体压头。

4.3.12.4 进泵的管线必须进行压降计算。

4.3.13 气体—贫甘醇换热器可设在吸收塔的内部或外部。

5 吸附法脱水

5.1 工艺方法

5.1.1 吸附法脱水适用于水露点要求控制较低の場合。

5.1.2 吸附法脱水常采用的吸附剂是氧化铝、硅胶或分子筛。应根据工艺要求作经济比较，选择合适的吸附剂。

5.1.2.1 分子筛脱水宜用于要求深度干燥の場合（水含量1ppm以下），分子筛宜采用4A型或3A型。

5.1.2.2 当天然气的露点要求不很低时，可采用氧化铝或硅胶脱水。氧化铝不宜处理酸性天然气。

5.1.2.3 低压气脱水，宜用硅胶（或氧化铝）与分子筛双层床联合脱水。

5.1.3 使用吸附剂有关参数作设计时，必须要求生产厂按国家标准取得可靠的数据进行设计。如《分子筛动态水吸附测定方法》、《3A分子筛及其试验方法》、《粗孔球形硅胶》等等。

5.1.4 固体吸附剂脱水装置分为脱水与再生两部分。附录D给出了确定脱水装置主要设备的计算方法。

5.1.5 典型的脱水装置包括一个进口分离器、脱水器、过滤器、再生气加热器、再生气冷却器和水分离器。需要时还可设再生气压缩机。见流程图5.1.5。

5.1.6 进口分离器是单独设置的，在可能有液体冷凝の場合，分离器应靠近脱水器，寒冷地区管线应保温。

5.1.7 进脱水器的原料气宜上进下出，再生气和冷吹气宜下进上出。

5.1.8 脱水后的天然气必须进行过滤，脱水器进出口天然气管线上必须设DN15取样口，定期测定天然气含水量，有条件的地

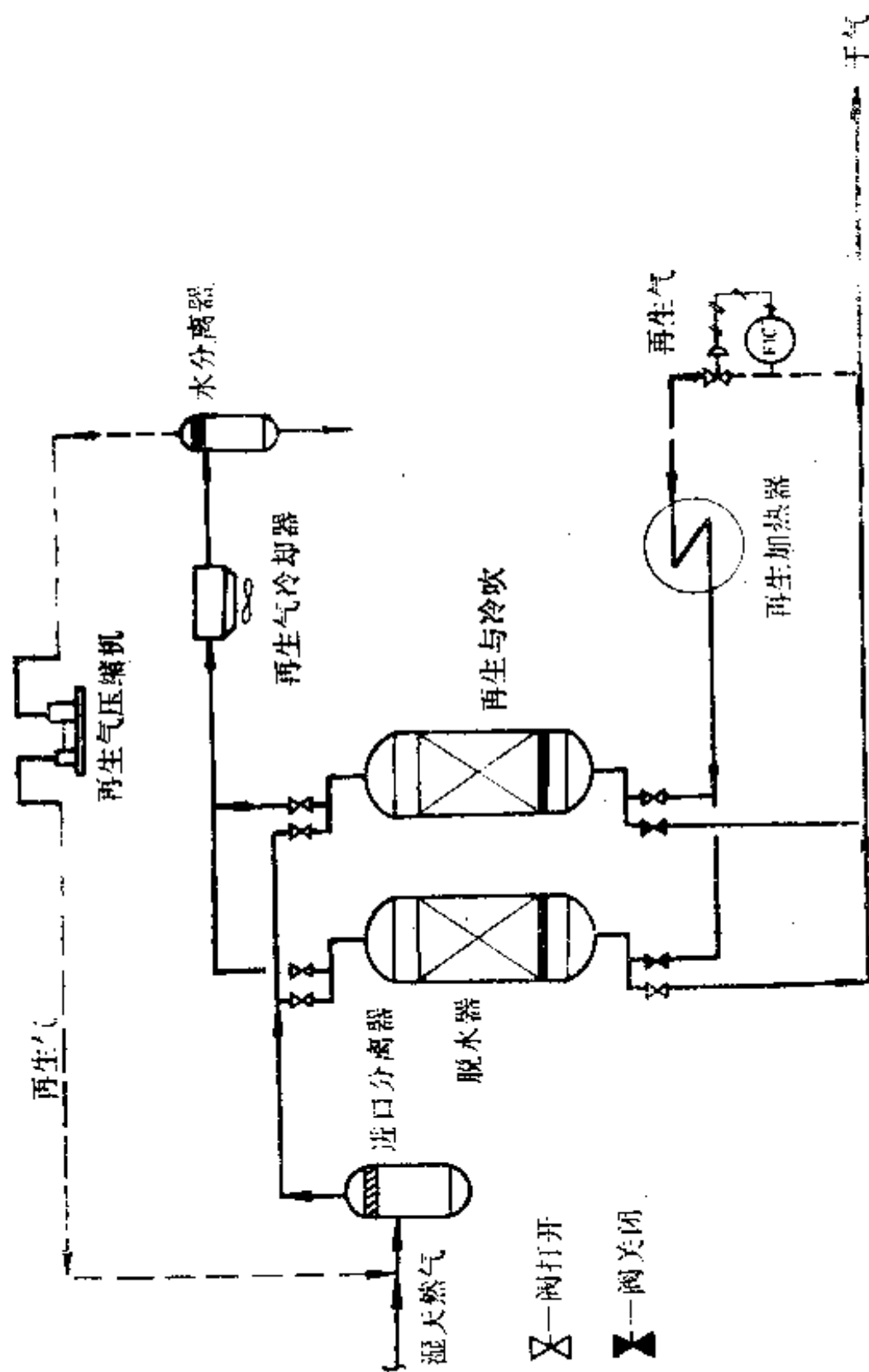


图 5.1.1.5 固体吸附脱水双塔流程图

注：①此流程不是强制规定的；

②虚线表示可选部分。

方在脱水后的天然气管线上可设在线分析仪。

5.1.9 再生气的加热方式在有余热利用时，可间接加热。没有余热利用可采用加热炉直接加热。加热再生气可使用任何热源，有燃气发动机时应首先考虑用烟气加热再生用气。最终应作经济比较确定合理的加热方式。

5.1.10 吸附周期大于等于8h宜采用人工或自动切换，小于等于4h宜采用自动切换。

5.1.11 对自动切换床层的装置增压或降压应设手动截止阀控制气流速度。当吸附与再生压差较大时，由吸附切换为再生前要设 $DN15\sim DN25$ 的旁通阀减压；由再生转入吸附时可能超过床层允许流速也应先经旁通阀升压。

5.1.12 被加热的再生气管线和阀门应保温。出脱水器含有水蒸气的再生气管线最低处应设 $DN15$ 排水阀。再生加热器应设旁路管线。

5.1.13 再生气、冷吹气和燃料气都应计量。

5.1.14 再生气和冷吹气宜用净化后的干天然气。再生气和冷吹气都应回收。

5.2 工艺参数选择

5.2.1 脱水器设计床层吸附周期应根据气中含水量、空塔流速、床层高径比（不应小于1.6）、再生器能耗、吸附剂寿命作技术经济比较，一般为8~24h。对压力不高，含水量较多的天然气脱水，吸附周期宜采用小于等于8h。

5.2.2 进床层的原料气温度不宜过高，最高不超过50℃。

5.2.3 对两塔流程冷却床层的气体一般与再生气流量相同，冷却气出口温度宜在50℃以下。

5.2.4 吸附时通过床层的压降宜小于等于0.035MPa，不宜高于0.055MPa。否则应重新调整空塔气速。压降计算方法见附录D.0.6。

5.2.5 再生周期包括降压和升压。再生时气流应呈紊流状态，

雷诺数应大于100，再生气的最低流速选取见附录D。

5.2.6 对于双塔流程吸附剂加热时间一般是总再生时间的1/2~5/8，总再生时间包括冷却时间。对8h的吸附周期，再生时间分配如下：

加热时间 4.5h

冷却时间 3h

备用与切换时间 0.5h

5.2.7 再生气的入口温度应根据脱水深度确定：

分子筛入口温度 232~315℃

硅胶入口温度 234~245℃

氧化铝入口温度介于硅胶与分子筛之间而接近分子筛。

5.2.8 吸附与再生进行切换时，降压与升压速度一般宜小于0.3MPa/min。

5.3 设 备

5.3.1 脱水器内应用栅板支撑床层，床顶有防护网罩。床层下部用瓷球和不锈钢丝网铺设在栅板上再装填吸附剂，床层上面可根据筒体直径大小用不固定的不锈钢丝网和瓷球覆盖。支撑结构应有利于气流均匀分布和更换吸附剂。

5.3.2 选用的瓷球强度要好，装填瓷球高度，床层上部约150mm，下部为150~200mm。

5.3.3 人孔设置应根据脱水器筒体直径大小，吸附剂装卸方便，确保床层装填水平而定。

5.3.4 过滤器应根据下游工艺需要确定对过滤介质粒径大小的要求。

5.3.5 当采用加热炉直接加热再生气时，应符合现行的《石油工业加热炉型式与基本参数》和《管式加热炉设计技术规定》。

5.3.6 再生气冷却可选用空冷或水冷却器，也可用换热器将它的能量用于加热其它的冷介质。

5.3.7 水分离器宜用重力式两相分离器，分离器内应设捕雾网，

冷凝水应有随时排放阀，不宜设气液界面控制系统，严防已冷凝的水再串入原料气中。冷凝水管线出口处宜设 $DN15$ 检查阀，排水管线宜保温和伴热，安装要有一定的坡度。

6 低温法脱水

6.1 水合物抑制剂的应用

6.1.1 天然气低温法脱水应预防水合物的形成，通常在气流中注入甲醇、乙二醇（EG）或二甘醇（DEG）作为水合物抑制剂，降低水溶液的冰点。应根据不同的脱水方法和工艺要求选用水合物抑制剂。

6.1.2 抑制剂的适用范围：

6.1.2.1 甲醇适用于气流温度在 -85°C 以上，且压力较高的场合；也可用于季节性或临时性局部解堵。如果甲醇用量较大，则应予以回收。

6.1.2.2 当气流温度不低于 -25°C 时，宜用二甘醇；当气流温度不低于 -40°C 时，宜用乙二醇。

6.1.3 水合物抑制剂应以雾状喷注到能形成水合物以前的气流中，应能与天然气均匀混合。对于冷冻设备和换热器，必须使水合物抑制剂很好地分布到每根管子里。

6.1.4 甲醇与甘醇最小注入量可用下式近似计算：

$$\Delta t = (K_H R) / (100M - MR) \quad (6.1.4-1)$$

$$R = \frac{\text{抑制剂重量}}{\text{抑制剂重量} + \text{液态水重量}} \times 100\% \quad (6.1.4-2)$$

式中 Δt ——气体脱水前后的露点差， $^{\circ}\text{C}$ ；

R ——水合物抑制剂富液（稀释液）的最小质量百分浓度；

M ——注入水合物抑制剂的分子量；

K_H ——常数，甲醇 $K_H=1297$ ；甘醇类 $K_H=2220$ 。

6.1.5 注入甲醇时，总注入量宜为计算值的3倍。

6.1.6 注乙二醇和二甘醇时，质量浓度宜为80%~85%，吸水

后甘醇溶液的冰点应低于系统最低温度，吸水后的质量浓度为50%~60%。

6.1.7 天然气、凝液与甘醇水溶液宜用卧式三相分离器分离，并回收甘醇。甘醇与凝液分离的沉降时间宜为20~60min。分离器底部应设集液包和加热盘管（可绕在集液包外）。

6.1.8 水合物抑制剂除甲醇外均应回收。再生方法见第4章甘醇脱水有关内容，但精馏柱可根据要求的甘醇浓度加以简化。甘醇用量较少的还可以采用间歇蒸馏。

6.1.9 水合物抑制剂的蒸发损失，甲醇的蒸发损失应参考有关图表校正，乙二醇的损失量可估计为 $4\text{mg}/\text{m}^3$ 天然气。乙二醇的溶解损失一般为 $0.12\sim 0.72\text{L}/\text{m}^3$ 凝液。对酸性气体，损失量约为非酸性气体的3倍。

6.2 空冷法脱水

6.2.1 冬季气温比埋地管线在较长时间内低 10°C 以上时，可使用空冷法直接对含饱和水天然气进行部分冷凝脱水。用于低温时应通过混合器在生成水合物以前注入抑制剂。

6.2.2 空冷器应根据天然气的处理规模、配电情况、集输、维修及管理是否方便作综合经济比较后选用。

6.2.3 当空冷器管内侧膜传热系数大于 $1163.0\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 时，宜选用高翅片空冷器；当管内侧膜传热系数小于 $116.3\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 时，宜选用光管空冷器；当管内侧膜传热系数为 $116.3\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})\sim 1163.0\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 范围时，宜选用低翅片空冷器。

6.2.4 温度较高的低压天然气可先冷却至高于形成水合物温度 $5\sim 7^\circ\text{C}$ ，分出凝液后再进行处理。

6.2.5 应将分散的油、水冷凝液进行回收集中处理。

6.2.6 对采用空冷法脱水的天然气集输管线宜设通球及注抑制剂设施。

6.3 冷剂制冷脱水

- 6.3.1 适用于无压差可利用的场合。
- 6.3.2 装置包括进气分离器、贫富气换热器、蒸发器、低温分离器、制冷、凝液稳定设备等。
- 6.3.3 常用的制冷剂为：氨、丙烷及混合冷剂。
- 6.3.4 冷剂制冷脱水装置宜与联合站建在一起，水、电、仪表用风、污水处理等辅助系统可共用。
- 6.3.5 制冷系统设计应符合现行的《天然气凝液回收设计规范》。
- 6.3.6 贫富气换热器宜采用板翅式换热器，热端设计温差一般取3~5℃。
- 6.3.7 蒸发器可采用具有蒸发空间的管壳式换热器。如采用烃类作冷剂可采用板翅式换热器（另加蒸发容器）。

6.4 膨胀法脱水

- 6.4.1 膨胀法脱水只限于气源有多余压力可利用，膨胀后不需为之再增压的场合。
- 6.4.2 膨胀法脱水一般是在气源压力很高时采用节流阀制冷脱水，节流阀前后可注水合物抑制剂。如不注水合物抑制剂，节流阀应紧靠分离器进口法兰使水合物直接喷入分离器内，分离器底部设加热盘管。
- 6.4.3 膨胀法脱水装置一般包括进气分离器、换热器、节流阀、低温分离器。如采用甘醇水合物抑制剂，还应设有甘醇再生设备及甘醇泵。
- 6.4.4 脱水后的冷气体应与原料气换热。
- 6.4.5 低温分离器宜选用重力式分离器，不注水合物抑制剂，底部设盘管。如果进口天然气温度较高，足以融化水合物，可以先将进气引入盘管加热，再到换热器，否则应另设热源。
- 6.4.6 压力较高的凝液可就地回收，也可通过另一组换热器与进气换热。如果进气温度已低到接近水合物形成的温度，可以不

设换热器。

6.4.7 气源压力会逐渐递减的场合，应留有冷剂辅助制冷的接口。

7 材 料

7.0.1 脱水过程中使用的受压容器（包括进口分离器、吸收塔、甘醇闪蒸分离器、过滤器、分子筛脱水器等）壳体、受压元件使用的钢材及焊接材料，应符合现行的《压力容器安全技术监察规程》和《钢制压力容器》的规定。

7.0.2 脱水过程中使用的管壳式换热器，材料的选用原则、钢材的标准、热处理状态及许用应力值应符合现行的《钢制压力容器》和《钢制管壳式换热器》的规定。

7.0.3 水套炉、圆筒炉等加热设备的壳体及受压元件使用的钢材，应符合现行的《石油工业加热炉安全规定》。

7.0.4 在腐蚀环境中使用的脱水设备，应考虑金属材料的电化学腐蚀和应力腐蚀，正确选用材料，保证设备设计使用寿命。设备内腐蚀环境应符合本规范第3.5节的规定。

7.0.5 脱水设备抗硫化物应力腐蚀金属材料应符合现行的《天然气地面设施抗硫化物应力开裂金属材料要求》的规定。

8 安全与泄放

8.0.1 脱水装置的安全、防火、泄压、放空设计应执行《原油和天然气工程建设设计防火规范》及《压力容器安全技术监察规程》有关规定。

8.0.2 容积式压缩机和泵的出口管线上，截断阀前应设置安全阀。

8.0.3 吸附脱水器本身可不设安全阀，应在原料气进脱水器之前，截断阀之后的管线上设安全阀。

8.0.4 两端都有隔断阀，且充满液体的容器或管段，如停用后压力可能上升，应设置安全阀。

8.0.5 脱水装置中气体应选用弹簧封闭全启式安全阀，液体应选用弹簧封闭微启式安全阀。

8.0.6 安全阀的泄放量应按操作故障、火灾事故以及其它可能发生的危险情况中最大一种考虑。用于液体泄放的安全阀，按最大的液体进入量作为泄放量。用于气体泄放的安全阀，按最大的气体进入量作为泄放量。

8.0.7 低温系统放空的安全阀出口管线阀门应有防止冻堵的措施。

8.0.8 甘醇再生塔顶部排出的含水天然气应引到安全地点排放。管线应保温且有一定的坡度。

8.0.9 对吸收法和低温法脱水的装置应分别回收醇液和烃液。

附录A 天然气含水量有关图表

A.0.1 天然气含水量可按以下方法估算:

A.0.1.1 甲烷含量摩尔浓度大于70%和含少量重烃的甜气 估算含水量可用图A.0.1-1和图A.0.1-2。

A.0.1.2 硫化氢加二氧化碳总含量摩尔浓度小于40%的天然气 含水量可用下式计算:

$$W_R = YW_1 + Y_2W_2 + Y_3W_3 \quad (\text{A.0.1.2})$$

式中 W_R ——天然气中总含水量, g/m^3 ;

Y_1 ——天然气中烃的摩尔分数;

W_1 ——烃实际含水量, g/m^3 , 查图A.0.1-1和图A.0.1-2;

Y_2 ——天然气中二氧化碳的摩尔分数;

W_2 ——二氧化碳实际含水量, g/m^3 , 查图A.0.1-3、

Y_3 ——天然气中含硫化氢的摩尔分数;

W_3 ——硫化氢实际含水量, g/m^3 , 查图A.0.1-4。

A.0.1.3 硫化氢加二氧化碳的当量浓度为5%~55%时, 可用图A.0.1-1及图A.0.1-5求含水量。计算方法如下:

(1) 将酸性天然气中的 CO_2 摩尔数乘0.75, 求出相当于 H_2S 的摩尔数, 再加上气体中已有的 H_2S 摩尔数, 求得酸性天然气中 H_2S 当量%。

(2) 已知温度和压力查图A.0.1-5求得 H_2S 当量%下含水量的比值。

(3) 用甜气的含水量乘含水量比值求得酸性气的含水量。

A.0.2 气体形成水合物的温度可用图A.0.2预测, 也可用计算机初算。在输送过程中有游离水产生的天然气、处于水合物形成温度以下的天然气、用水合物抑制剂不适宜或不可行的情况下, 均应进行脱水。

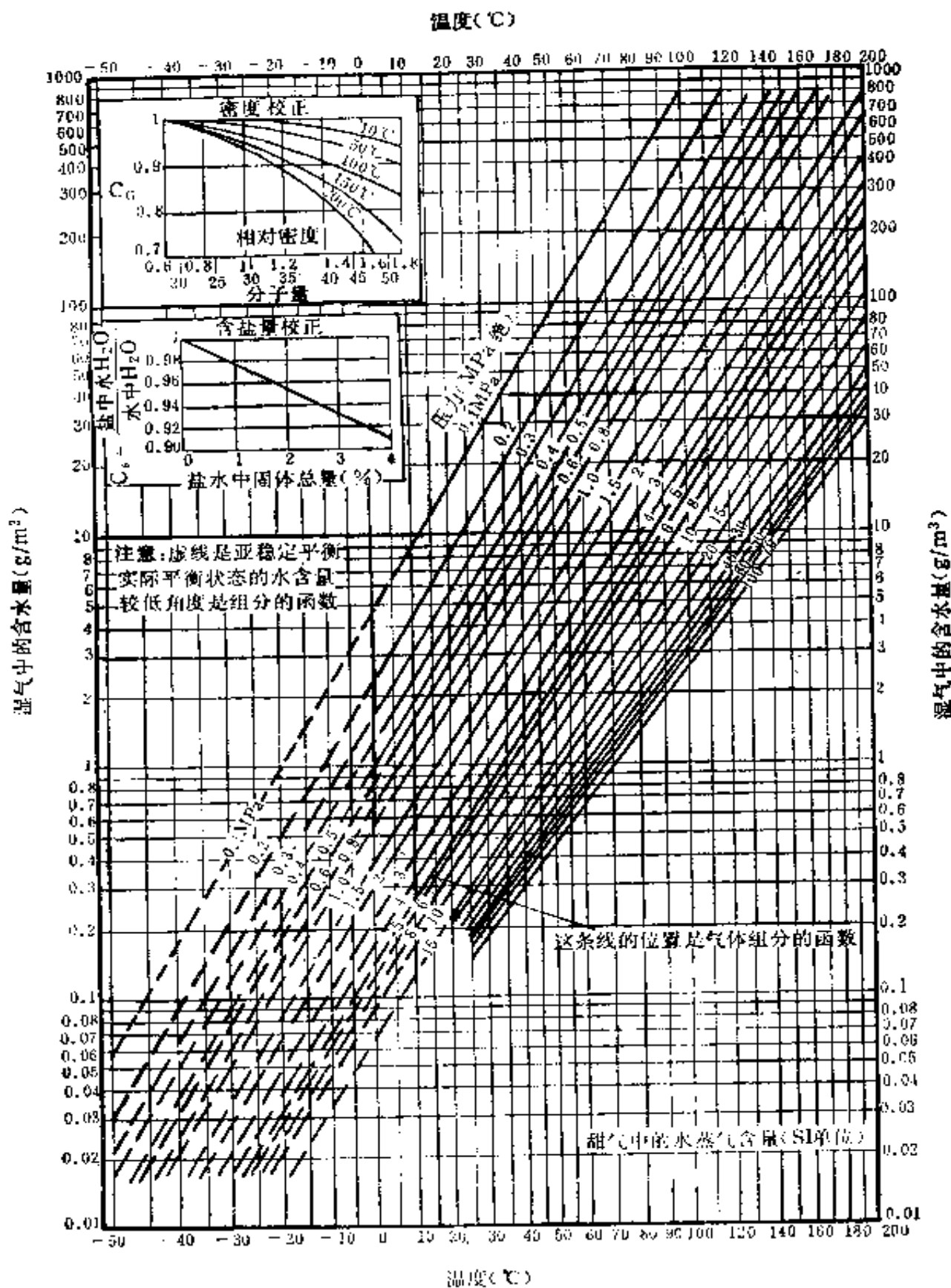


图 A.0.1-1 天然气含水量图

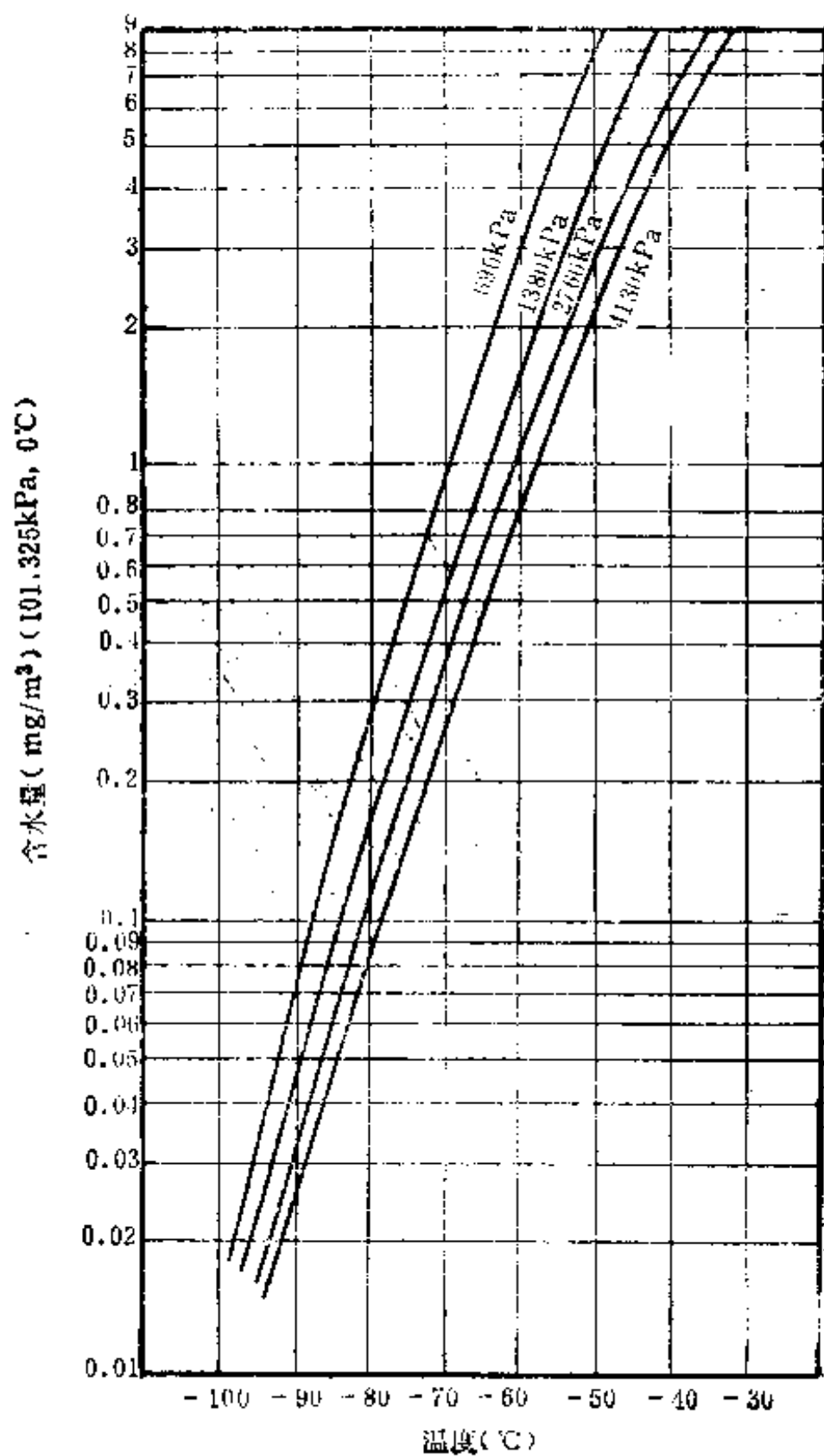


图 A.0.1-2 天然气含水量图

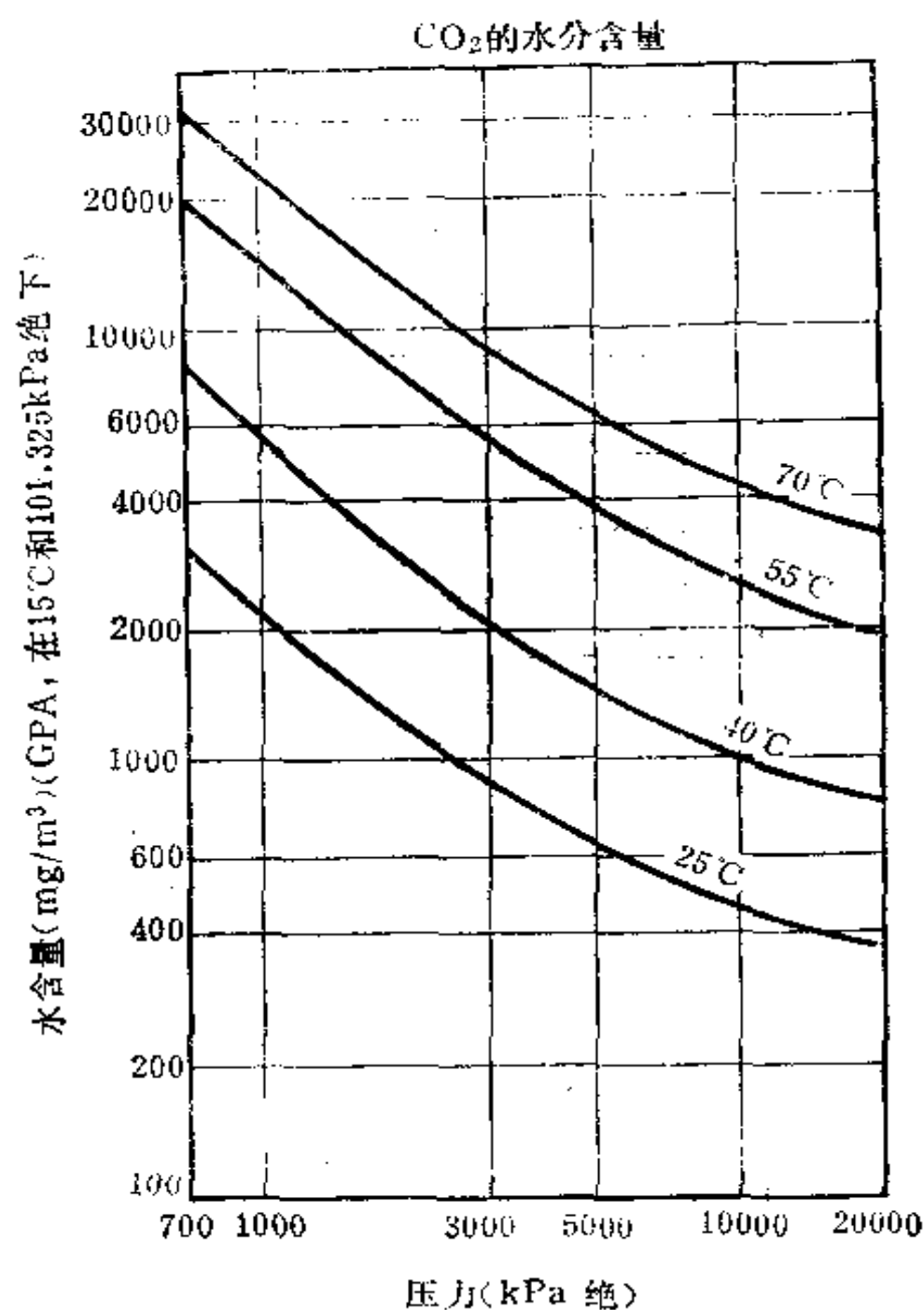


图 A.0.1-3 CO₂的水分含量

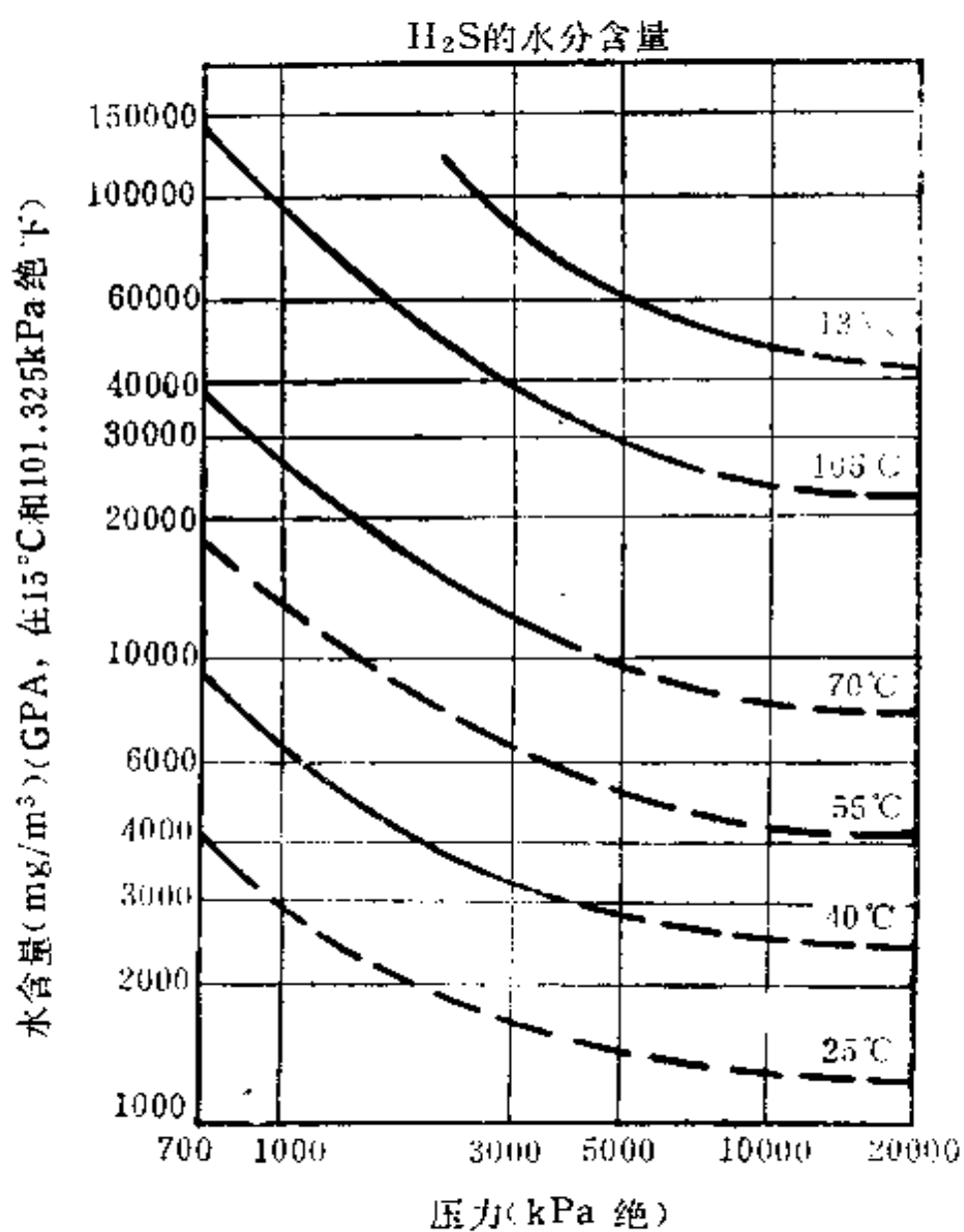


图 A.0.1-4 H_2S 的水分含量

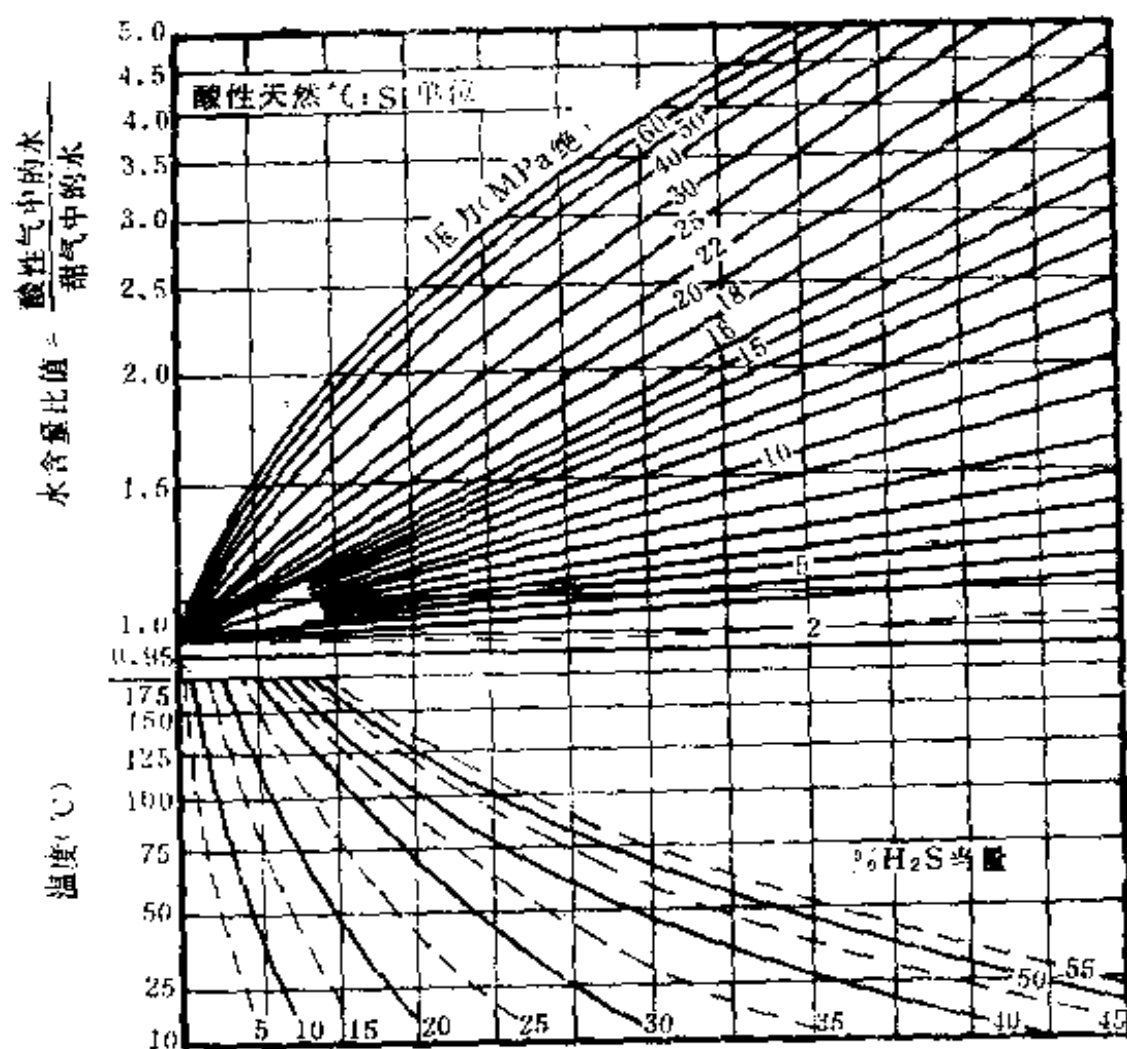


图 A 0.1-5 酸性天然气含水量比值图

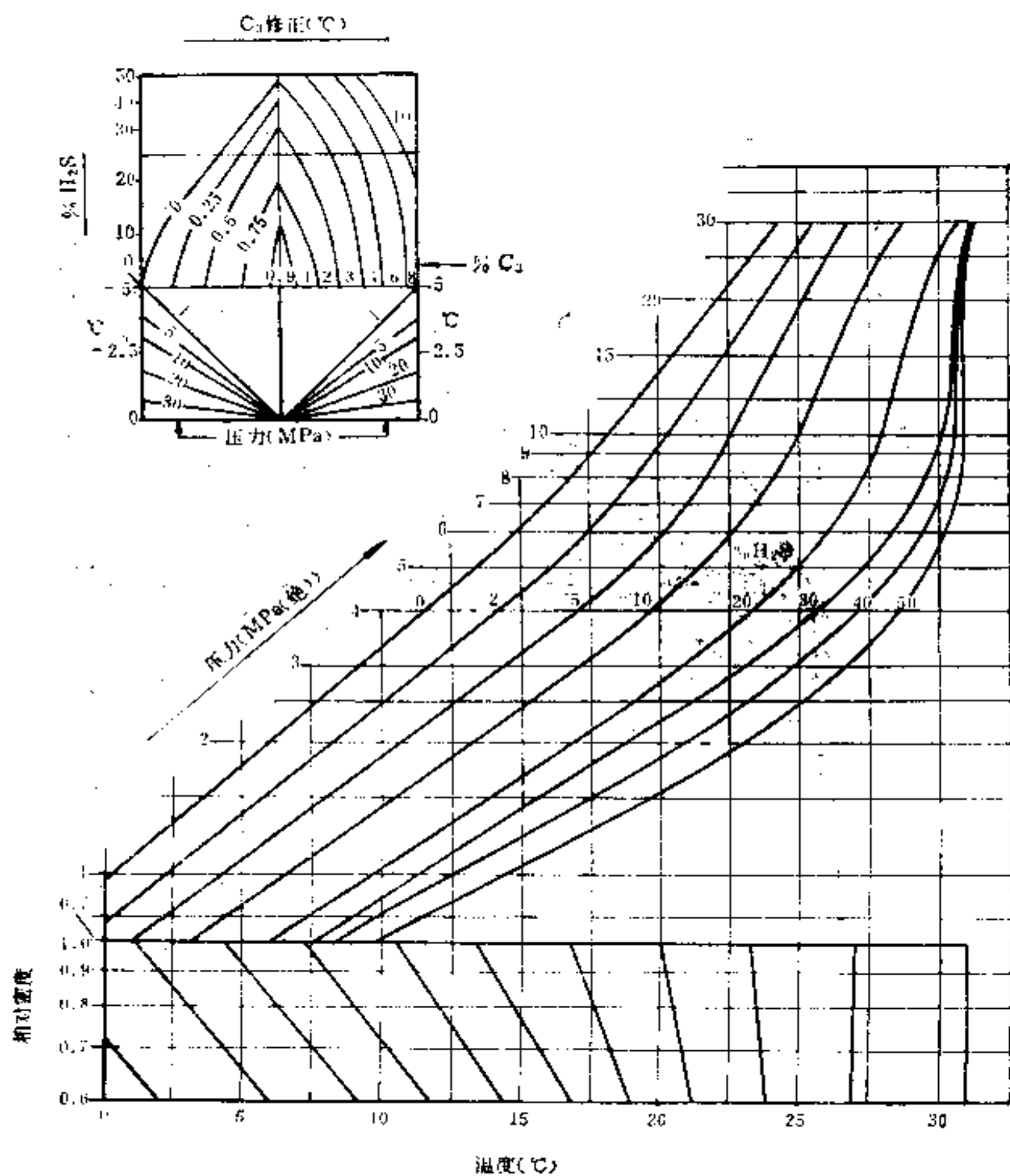


图 A.0.2 酸性天然气水合物图

附录B 分离器工艺计算

B.0.1 分离气直径可用表B.0.1-1和表B.0.1-3确定,表 B.0.1-1中给出的允许气体流速是基于Souders—Brown公式,采用的是立式分离器。

$$v_s = K[(\rho_l - \rho_g)/\rho_g]^{0.5} \quad (\text{B.0.1})$$

式中 v_s ——允用气体流速, m/s;

ρ_l ——液体在操作状态下密度, kg/m³;

ρ_g ——气体在操作状态下密度, kg/m³;

K ——经验常数, 对于立式分离器 为 0.037~0.107, 其它见表B.0.1-2。

进口分离器最大气体流率推荐值 10⁶m³/(d·m²)

表 B.0.1-1

相对 密度	温 度 (℃)	操 作 压 力 (MPa)					
		3.0	4.0	5.0	6.0	7.0	8.0
0.6	10	1.61	1.89	2.11	2.32	2.53	2.75
	20	1.57	1.84	2.05	2.26	2.46	2.67
	30	1.53	1.79	2.00	2.19	2.39	2.59
	40	1.49	1.74	1.94	2.13	2.32	2.51
	50	1.45	1.69	1.88	2.07	2.25	2.43
0.7	10	1.56	1.78	1.99	2.22	2.41	2.62
	20	1.52	1.73	1.93	2.14	2.34	2.54
	30	1.49	1.69	1.88	2.07	2.26	2.45
	40	1.45	1.64	1.82	2.00	2.19	2.37
	50	1.41	1.56	1.76	1.93	2.11	2.28

续表

相对 密度	温 度 (℃)	操 作 压 力 (MPa)					
		3.0	4.0	5.0	6.0	7.0	8.0
0.8	10	1.48	1.71	1.92	2.14	2.36	2.57
	20	1.45	1.66	1.86	2.07	2.27	2.47
	30	1.41	1.60	1.79	1.99	2.19	2.38
	40	1.37	1.55	1.73	1.92	2.10	2.28
	50	1.33	1.50	1.67	1.84	2.01	2.18
0.9	10	1.42	1.66	1.90	2.23	2.38	2.62
	20	1.38	1.61	1.83	2.14	2.27	2.49
	30	1.34	1.55	1.75	2.05	2.16	2.37
	40	1.30	1.49	1.68	1.96	2.05	2.24
	50	1.28	1.43	1.61	1.87	1.94	2.11

注：表中数值取 $K=0.107$ 时得出，该系数适合于处理微量或少量液体的分离器。 0.107 用于气体中含有微量或少量液体的情况，其它与分离器类型有关的经验值或含有大量游离液的气流应符合现行的《油气分离器规范》。

B.0.2 与吸收塔一体的分离器其直径同吸收塔的直径，最小直径由吸收塔内允许气体流速决定。

速度因素 K 的取值

表 B.0.1-2

分离器型式	分离器长度或高度 (m)	K 的范围(m/s)
立式分离器	1.5	0.037~0.072
	3.0	0.055~0.107
卧式分离器	3.0	0.122~0.152
	其他	0.122~0.152
球形分离器	—	0.061~0.107

分离器横截面积

表 B.0.1-3

公称 直径 DN (mm)	横截 面积 (m^2)	设计压力 (MPa)	4.0	5.0	8.0	10.0
159			0.0174	0.0172	0.0162	0.0156
219			0.0336	0.0330	0.0317	0.0305
273			0.0526	0.0518	0.0490	0.0482
325			0.0754	0.0744	0.0701	0.0683
377			0.1017	0.1000	0.0950	0.0918
426			0.1300	0.1281	0.1218	0.1169
500			0.1963	0.1963	0.1963	0.1963
600			0.2827	0.2827	0.2827	0.2827
800			0.5026	0.5026	0.5026	0.5026
900			0.6361	0.6361	0.6361	0.6361
1000			0.7854	0.7854	0.7854	0.7854
1200			0.1309	1.1309	1.1309	1.1309
1400			1.539	1.539	1.539	1.539
1500			1.767	1.767	1.767	1.767

附录C 甘醇脱水工艺计算

C.0.1 天然气甘醇脱水装置确定尺寸需要下列工艺数据：进气流量、操作压力、进气温度、进气组分和出口气露点要求。

C.0.2 吸收塔直径用表C.0.2-1和C.0.2-2确定，表C.0.2给出的允许气体流速是基于Souders—Brown公式：

$$v_c = K \{(\rho_l - \rho_g) / \rho_g\}^{0.5} \quad (\text{C.0.2})$$

式中 v_c ——允许气体速度，m/s；

ρ_l ——甘醇在操作状态下密度，kg/m³；

K ——经验常数，见表C.0.2-1。

速度因素 K 的量值

表 C.0.2-1

塔盘间距 (mm)	K 值
600	0.0488
560	0.0457
450	0.0366

C.0.3 甘醇循环流率计算公式如下：

$$V_L = L_w G_L \quad (\text{C.0.3})$$

式中 V_L ——甘醇循环流率，m³/h；

L_w ——每吸收1kg水所需甘醇循环量，m³/kg；

G_L ——吸收塔每小时的脱水量，kg/h。

C.0.4 甘醇闪蒸分离器根据液体停留时间确定尺寸大小。

$$V = V_L t / 60 \quad (\text{C.0.4})$$

式中 V ——闪蒸分离器中要求的沉降容积，m³；

t ——停留时间，min。对两相分离器停留时间为5min。

吸收塔最大气体流率推荐值 $10^6 \text{m}^3/(\text{d} \cdot \text{m}^2)$

表 C.0.2-2

相对 密度	温度 ($^{\circ}\text{C}$)	操 作 压 力 (MPa)					
		3.0	4.0	5.0	6.0	7.0	8.0
0.6	10	0.96	1.09	1.22	1.35	1.48	1.60
	20	0.94	1.07	1.19	1.31	1.44	1.56
	30	0.92	1.04	1.16	1.28	1.40	1.52
	40	0.90	1.02	1.13	1.24	1.36	1.46
	50	0.88	0.99	1.10	1.21	1.32	1.43
0.7	10	0.90	1.03	1.16	1.28	1.41	1.54
	20	0.88	1.01	1.13	1.25	1.37	1.49
	30	0.86	0.98	1.10	1.21	1.33	1.45
	40	0.84	0.95	1.06	1.17	1.29	1.40
	50	0.82	0.92	1.03	1.14	1.24	1.35
0.8	10	0.85	0.99	1.12	1.25	1.39	1.52
	20	0.83	0.96	1.09	1.21	1.34	1.47
	30	0.81	0.94	1.05	1.17	1.29	1.41
	40	0.80	0.91	1.02	1.13	1.24	1.35
	50	0.78	0.88	0.98	1.09	1.19	1.29
0.9	10	0.82	0.96	1.11	1.26	1.43	1.58
	20	0.80	0.93	1.07	1.21	1.36	1.50
	30	0.78	0.90	1.03	1.16	1.29	1.42
	40	0.76	0.87	0.99	1.11	1.22	1.34
	50	0.74	0.84	0.95	1.05	1.15	1.26

注：表中数值取 $K=0.0488$ 时求得。

对三相分离器为20~30min。

表C.0.4-1和C.0.4-2中给出了典型分离器的尺寸和沉降容积。

C.0.5 重沸器所要求的热负荷可用下式估算:

$$Q_R = V_L Q_C \quad (\text{C.0.5})$$

式中 Q_R ——重沸器所需要的热负荷, kJ/h ;

Q_C ——循环 1m^3 甘醇需用的供热量, kJ/m^3 。

C.0.6 采用气提气法再生三甘醇, 可采用图C.0.6-1估算气提量。图C.0.6-2是甘醇负压再生法较典型的工艺流程图。

常用立式两相甘醇闪蒸分离器尺寸 表 C.0.4-1

公称直径 DN (mm)	长度 L (mm)	沉降容积 V (m^3)
325	1200	0.028
426	1200	0.052
500	1200	0.080
600	1200	0.120

注: ①甘醇闪蒸分离器公称直径 $DN \geq 500\text{mm}$, 以内径计; $DN < 500\text{mm}$, 以外径计;

②沉降容积是指从底封头环焊缝以上至300mm高以下部分的容积。

常用卧式三相甘醇闪蒸分离器尺寸 表 C.0.4-2

公称直径 DN (mm)	长度 L (mm)	沉降容积 V (m^3)	
		1/2直径高	2/3直径高
600	1200	0.1860	0.2409
	1800	0.2507	0.3609
800	2400	0.6050	0.70
1000	2000	0.8016	1.2659
	3000	1.1941	2.4949

注: ①甘醇闪蒸分离器两端封头焊缝之间的距离为闪蒸分离器的长度(L);

②沉降部分的长度为 L 减去溢流堰到焊缝的距离(150mm)。

C.0.7 估算脱水装置的燃料气的耗量按下式计算:

$$\text{燃料气耗量} = \frac{\text{热负荷}}{\text{燃烧效率} \times \text{热值}}$$

燃烧效率用图C.0.7估算。图C.0.7仅设烟道气中的残余燃

料气量低于0.1%，这是安全有效操作的最大燃烧极限。该图虽限于天然气，但也不排除其它燃料气应用。

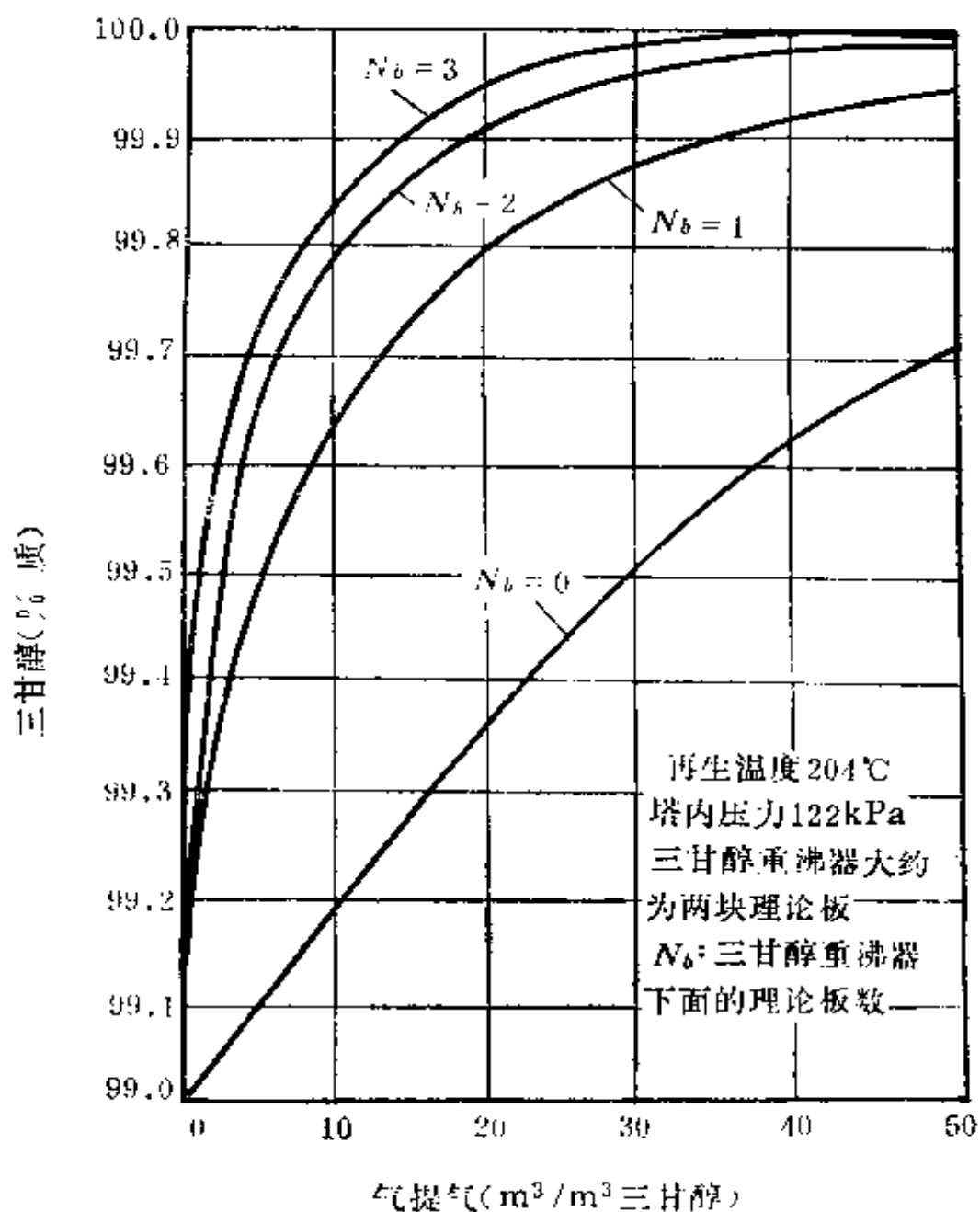


图 C.0.6-1 气提气对三甘醇浓度的影响

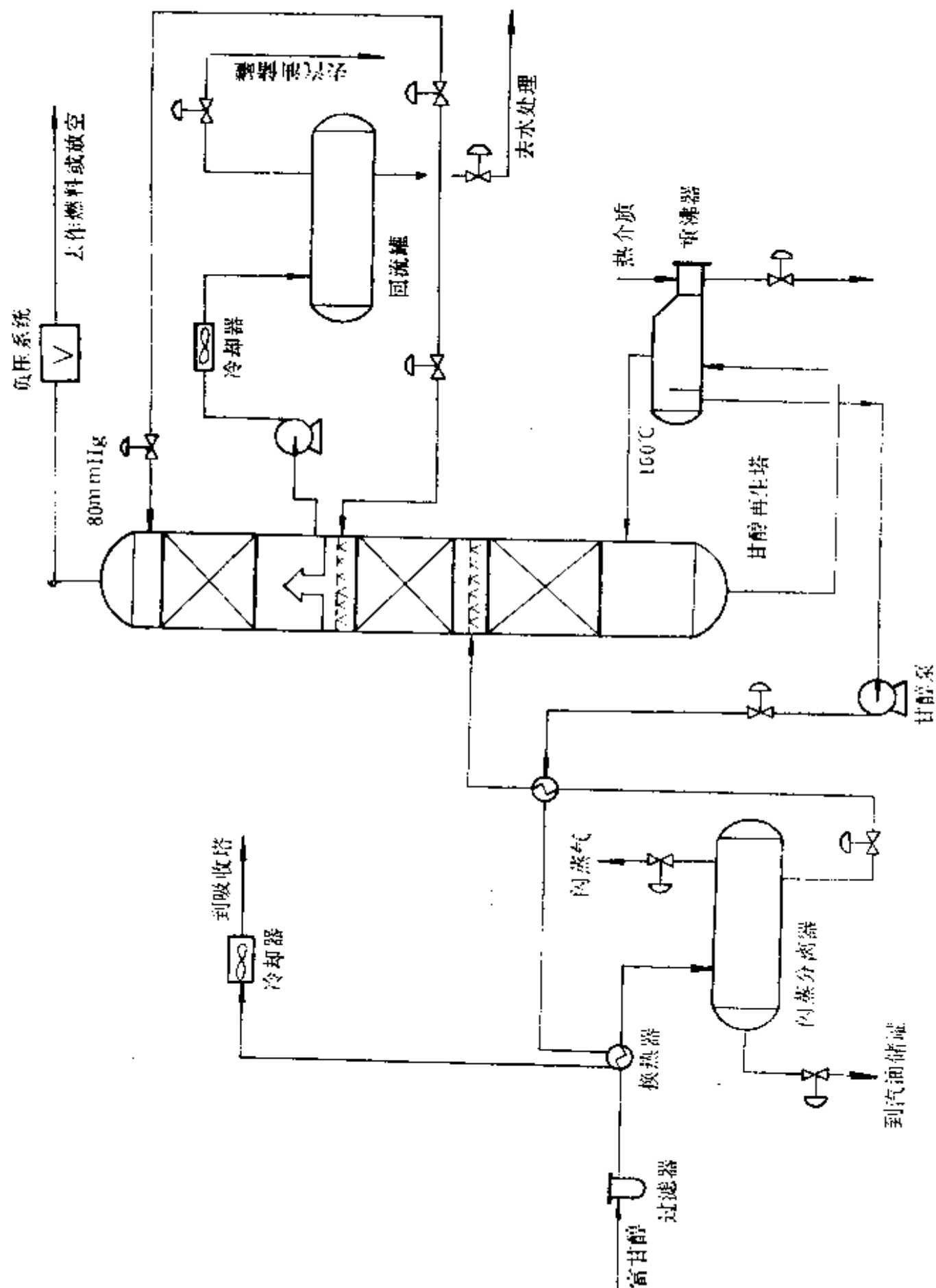


图 C.0.6-2 甘醇 (glycol) 负压再生工艺流程图

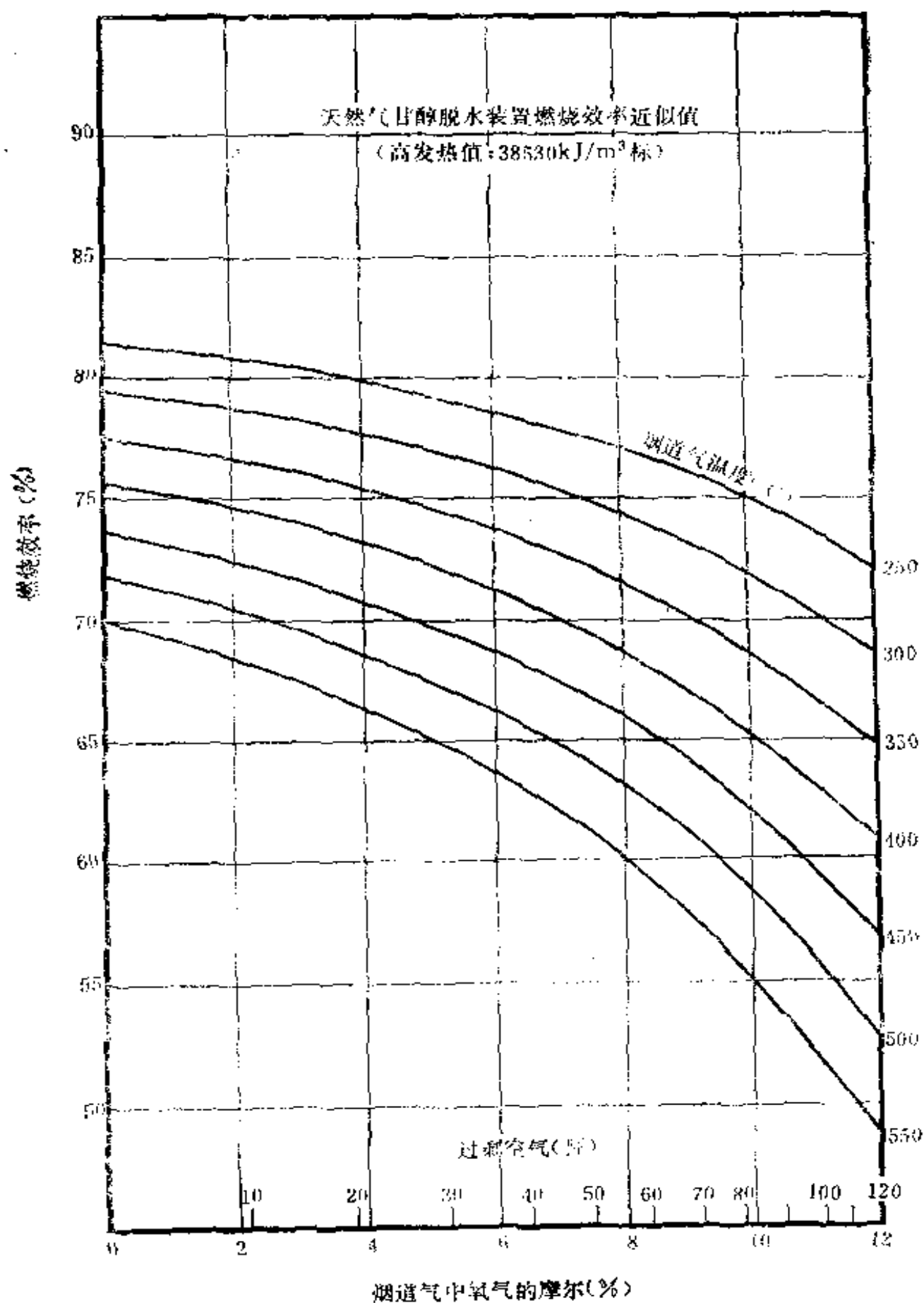


图 C.0.7 天然气甘醇脱水装置燃烧效率近似值 (高发热值: 38530 kJ/m^3 标)

附录D 吸附脱水工艺计算

D.0.1 脱水器工艺计算

D.0.1.1 塔径初选公式:

$$D_1 = (7.073553V_1/3600)^{0.5} \quad (\text{D.0.1-1})$$

式中 V_1 ——气体在操作状态下的流率, m^3/h 。

$$D_2 = (0.5092958V_w)^{1/3} \quad (\text{D.0.1-2})$$

式中 V_w ——每吸附周期的含水总量被吸附剂饱和吸附所需要的吸附剂量, m^3 。

$$D = (D_1 + D_2)/2 \quad (\text{D.0.1-3})$$

式中 D ——为估算的塔径初值, m 。

D.0.1.2 吸附剂的用量计算:

$$V_w = 1.3(G_1\tau/24X_s\rho_B) \quad (\text{D.0.1-4})$$

式中 G_1 ——吸附剂脱除的水量, kg/d ;

τ ——所选用的吸附周期, h ;

X_s ——吸附剂的动态饱和吸附量, $\text{kg}(\text{水})/\text{kg}(\text{吸附剂})$;

ρ_B ——吸附剂的堆积密度, kg/m^3 。

D.0.1.3 传质区长度计算式:

$$H_z = (1.41q^{0.7895})/(V_2^{0.5506}R_s^{0.2646}) \quad (\text{D.0.1-5})$$

式中 H_z ——吸附剂为硅胶时的传质长度, m ;

q ——床层截面积水负荷, $\text{kg}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$;

V_2 ——允许空塔流速, m/min , 见表D.0.1或图D.0.1;

R_s ——相对湿度, %。

床层截面积水负荷:

$$q = 0.05305G_1/D^2 \quad (\text{D.0.1-6})$$

若吸附剂为分子筛或氧化铝, 其传质区长度分别为硅胶时的

60%和80%。

D.0.1.4 床层高度的计算:

$$H_1 = V_w / F = (0.05417 G_1 \tau) / (X_s \rho_B F) \quad (\text{D.0.1-7})$$

式中 H_1 ——吸附传质段前边线距床层进口端距离, m;

F ——床层的横截面积, m^2 。

D.0.1.5 吸附剂的有效吸附容量:

$$XH_1 \approx X_s H_1 - 0.45 H_1 X_s \quad (\text{D.0.1-8})$$

式中 X ——吸附剂的有效吸附容量, $\text{kg}(\text{水})/\text{kg}(\text{吸附剂})$ 。如果所求得的 $X < X_s$, 则 H_1 才能满足要求。

D.0.2 求转效点 θ_B , 并验证 θ_B 与确定的吸附周期 τ 是否一致。

$$\theta_B = (0.01 X' \rho_B H) / q \quad (\text{D.0.2})$$

式中 θ_B ——转效时间, h;

H ——床层总高度, m;

X' ——有效吸附容量, $\text{kg}(\text{水})/100\text{kg}(\text{吸附剂})$;

D.0.3 用估算的直径求实际的空塔流速 v_2 , 并验证是否在表 D.0.1 或图 D.0.1 的允许速度以内, 否则应调整初选的塔径, 以求得合适的空塔流速为止。

D.0.4 计算脱水器直径也可用雷督克斯的半经验公式计算空塔质量流速, 再用转效点校核。

$$G_g = (C \rho_B \rho_g D_p)^{0.5} \quad (\text{D.0.4})$$

式中 G_g ——允许气体空塔质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

C ——常数, 气体自上向下流动, 可取 $C = 0.25 \sim 0.32$;

气体自下向上流动, 取 $C = 0.167$;

ρ_g ——气体在操作状态下的密度, kg/m^3 ;

D_p ——吸附剂的平均直径, m。

D.0.5 再生气热负荷的计算

D.0.5.1 固体吸附剂脱水器本身的显热

$$Q_1 = G C_1 (t_2 - t_1) \quad (\text{D.0.5-1})$$

式中 Q_1 ——塔体本身的显热, kJ ;

G ——塔体的重量, kg ;

20°C下4~6目硅胶允许空塔流速表

表 D.0.1

吸 附 操 作 压 力 (MPa)	允 许 空 塔 流 速 (m/min)
2.6	12~16
3.4	11~15
4.1	10~13
4.8	9~13
5.5	8~12
6.2	8~11
6.9	8~10
7.6	7~10
8.3	7~9

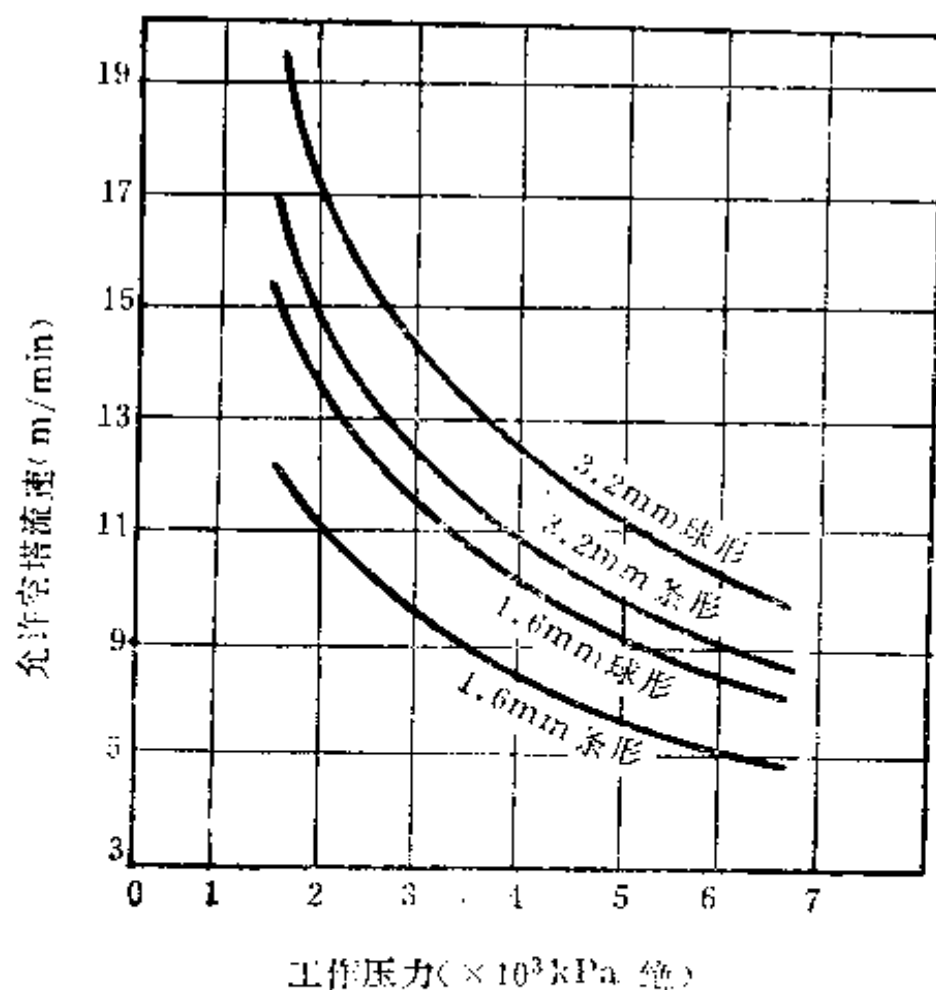


图 D.0.1 分子筛吸附脱水器允许空塔流速

C_1 ——钢的平均比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$;

t_1 ——再生的初始温度, $^\circ\text{C}$;

t_2 ——再生加热的平均温度, $^\circ\text{C}$

$$t_2 = (t_e + t_u)/2$$

t_e ——再生气进塔温度, $^\circ\text{C}$;

t_u ——再生气出塔温度, $^\circ\text{C}$ 。

D.0.5.2 吸附剂的显热

$$Q_2 = G_s C_2 (t_2 - t_1) \quad (\text{D.0.5-2})$$

式中 Q_2 ——吸附剂的显热, kJ ;

C_2 ——吸附剂的平均比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$;

G_s ——吸附剂重量, kg 。

D.0.5.3 水的脱附热

$$Q_3 = G_2 \Delta H \quad (\text{D.0.5-3})$$

式中 Q_3 ——水的脱附热, kJ ;

G_2 ——每周期的吸附水量, kg ;

ΔH ——每 kg 水的脱附热, 取 $\Delta H = 4186.8 \text{ kJ/kg}$ 。

D.0.5.4 瓷球的显热

$$Q_4 = G_z C_4 (t_2 - t_1) \quad (\text{D.0.5-4})$$

式中 Q_4 ——瓷球的显热, kJ ;

G_z ——瓷球的重量, kg ;

C_4 ——瓷球的比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

D.0.5.5 考虑热损失为再生吸附剂总热量的10%。

D.0.6 床层压降计算

$$\frac{\Delta p}{H} = B \mu v_2 + C \rho_s v_2^2 \quad (\text{D.0.6})$$

式中 Δp ——脱水器床层压降, kPa ;

μ ——气体粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

B, C ——常数, 查表D.0.6。

D.0.7 如果再生气量和再生温度一定, 应由热平衡确定再生加热时间。

吸附剂粒子类型常数表

表 D.0.6

粒子类型 \ 常数	B	C
直径3.2mm球形	4.155	0.00135
当量直径3.2mm条形	5.357	0.00188
直径1.6mm球形	11.278	0.00207
当量直径1.6mm条形	17.660	0.00319

注：条形当量直径 $= d_s / [(2/3) + (d_s / 3l_s)]$

式中 d_s ——圆柱(条)直径，mm；

l_s ——条长度，mm。

附 加 说 明

主编单位：大港石油管理局勘察设计研究院。

起 草 人：杨胜碧、龙怀组、桑田、周士华、刘秀娥。

中华人民共和国石油天然气行业标准

天然气脱水设计规范

Design Specification of Natural Gas Dehydration

SY/T 0076—93

条 文 说 明

石油工业出版社

1993·北京

制 订 说 明

本标准是按照（90）油科字第53号文的要求进行编制的。

在编写过程中曾进行了广泛的调研和分析工作，既总结了国内油气田二十余年来在天然气脱水方面的设计经验，又吸收了国外天然气脱水和引进装置的先进技术。查阅了国内外有关文献、资料，在结合我国实际情况的基础上，参考API标准《天然气甘醇脱水装置规范》而编制完成的。各单位在施行中如发现有不妥之处，请将修改意见函寄本院总工程师办公室。

大港石油管理局勘察设计研究院

1992年11月

目 次

3	一般规定	(1)
3.1	脱水方法及深度	(1)
3.2	能量利用及处理能力	(2)
3.5	腐蚀及其控制	(2)
4	甘醇吸收法脱水	(4)
4.1	工艺方法	(4)
4.2	参数选择	(5)
4.3	设备	(7)
5	吸附法脱水	(11)
5.1	工艺方法	(11)
5.2	工艺参数选择	(12)
5.3	设备	(13)
6	低温法脱水	(16)
6.1	水合物抑制剂的应用	(16)
6.2	空冷法脱水	(16)
6.3	冷剂制冷脱水	(17)
6.4	膨胀法脱水	(17)
附录A	天然气含水量有关图表	(18)
附录B	分离器工艺计算	(19)
附录C	甘醇脱水工艺计算	(21)
附录D	吸附脱水工艺计算	(22)

3 一般规定

3.1 脱水方法及深度

3.1.1 天然气脱水工程包括气井气和伴生气脱水。是否需要设置脱水装置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都要调查清楚，取得现场资料后再选用脱水方法。

3.1.2 吸收法与吸附法适用于天然气水露点的控制，在输送过程中产生烃类凝液较少，压力较高的天然气宜采用甘醇吸收法脱水。气源压力低，气流温度高，含饱和水天然气，在输送过程中产生烃类凝液较多，环境温度非常低，且低于起点天然气的水露点和烃露点时宜采用低温法脱水。

3.1.3 氯化钙脱水宜用于小气量，分散的天然气集气系统，如天然气量小于等于 $15 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ 井口气体脱水装置。

3.1.4 管输天然气脱水应与天然气凝液回收装置脱水深度结合，统一规划，综合考虑确定合理的脱水深度。如果在集输系统的下游设置有凝液回收装置，则在上游可把大量水脱除，尽量减轻下游的脱水负荷。分子筛脱水不宜用于一般深度脱水装置，而且应防止甲醇和氧进入脱水系统。对于甘醇吸收脱水，甲醇使重沸器的热负荷增加。含水甲醇会使碳钢生锈。若是分子筛脱水系统漏入氧气，则氧会腐蚀设备，氧与其中的烃反应造成不可逆损坏，减少分子筛寿命，分子筛可成为氧与烃的催化剂，再生时可产生水，减少吸附或吸收能力。一般含600ppm的氧，在287℃时再生有300ppm生成水；若在232℃再生有100ppm生成水。

3.1.5 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。

3.2 能量利用与处理能力

3.2.1 对压力较高的气井气，在温度一定时，来气的含水量随压力的降低而升高。为了节省能量，避免下游再增压，应充分利用地层的压力能。对增压集气的伴生气要充分利用系统压力。

3.2.2 根据集输系统的需要，分散的小气量能集中的尽量集中处理。并要合理确定脱水装置的布局。

3.5 腐蚀及其控制

3.5.1 因酸性气体的腐蚀，脱水应放在气体脱硫之后。

3.5.2 (1)根据天研文集(十四)《油气工业中CO₂的腐蚀及其控制》CO₂的腐蚀界限分压范围：

严重腐蚀：CO₂分压大于0.21MPa；

产生腐蚀：CO₂分压为0.021~0.21MPa；

没有腐蚀：CO₂分压小于0.021MPa。

硫化氢电化学腐蚀界限：

《SY 7514—88 天然气》规定湿天然气中当硫化氢含量不大于5.7mg/m³时，对金属材料无腐蚀作用；《天然气工程手册》认为腐蚀性取决于H₂S分压，当分压等于大于0.0001MPa时，总压为30~50MPa的气体中H₂S含量约3.1~5.1mg/m³或总压为4~7MPa的气体中H₂S含量约38.5mg/m³和21.6mg/m³均发生电化学腐蚀。API中介绍H₂S分压为0.00034MPa，在四川泸州气矿H₂S分压约为0.00129~0.00259MPa时有轻微腐蚀。

3.5.3 二氧化碳的腐蚀速度图1仅供设计人员参考用。

二氧化碳腐蚀界限划分是根据API《天然气甘醇脱水装置规范》确定的。

3.5.3.3 重沸器通常有轻度腐蚀，大部分水和溶解气都在蒸

馏塔中蒸发出来。如果有固体产生并聚集，那么，在重沸器壳体的底部和火管处就会发生腐蚀。

3.5.4 严禁氧气串入脱水系统产生腐蚀，因为甘醇氧化变质，所以在甘醇储罐或甘醇缓冲罐的上部空间一般都用干燥后的天然气或氮气密封。

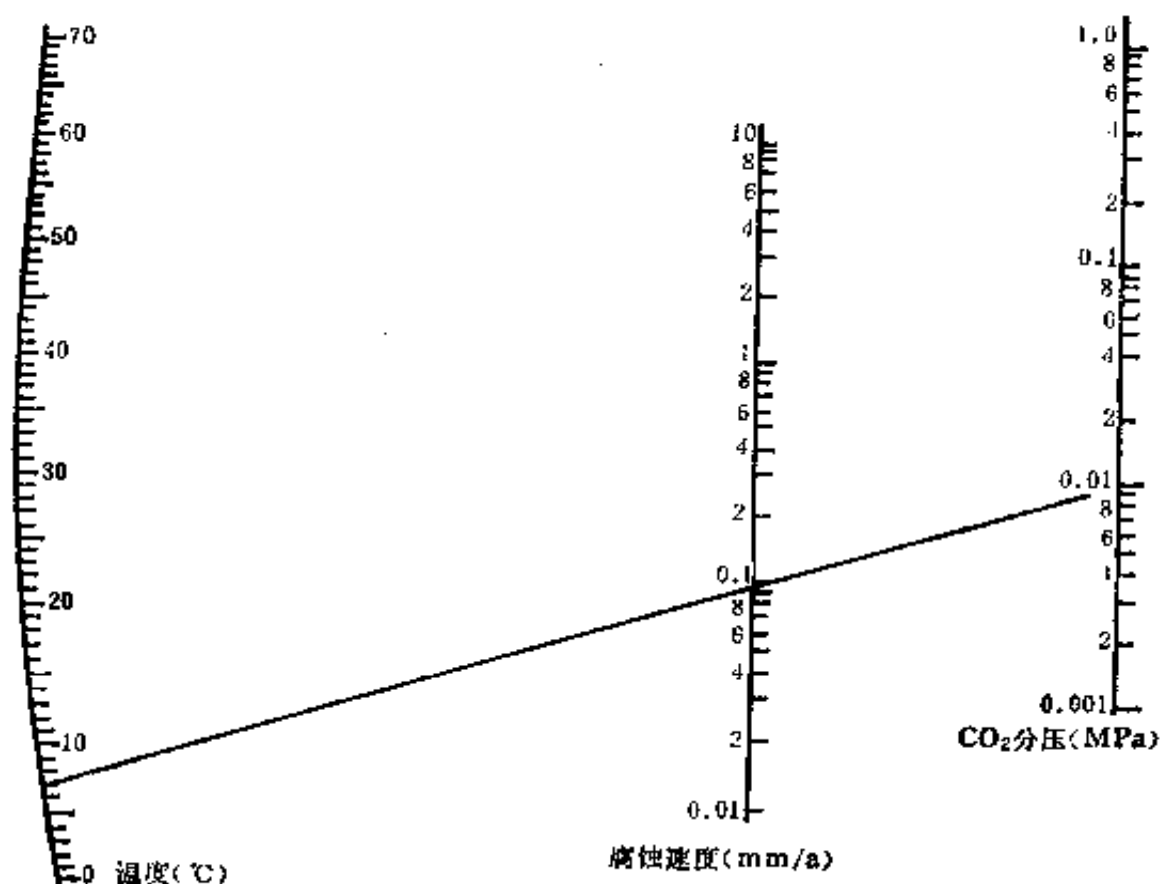


图 1 计算腐蚀速度的诺谟图

注：①CO₂分压0.01MPa，7℃时腐蚀速度0.1mm/a

4 甘醇吸收法脱水

4.1 工 艺 方 法

4.1.1 对于天然气吸收法脱水，美国与加拿大使用三甘醇较多，API规范也推荐用三甘醇，苏联主要用二甘醇。我国目前生产的二甘醇比三甘醇多，据调查全国现有生产单位4~5个，年产量4.5万吨，市场疲软。三甘醇为化工厂的副产品，燕山公司化工一厂年产量为400吨，市场紧缺。而且二甘醇比三甘醇便宜，二甘醇为4000元/吨，三甘醇为6000元/吨。

图4.1.1仅仅是一个最基本的流程图，在设计上不应受此限制。

4.1.3 甘醇脱水装置主要设备之一是进口分离器，它可防止液态水进入吸收塔冲淡甘醇，降低甘醇的吸收效率，水里的盐和固体沉积在重沸器上，使热表面结垢而烧坏炉管；防止液态烃进入吸收塔和重沸器，增加重沸器的热负荷和甘醇损耗。

露点降要求不高，是指露点降小于33℃的情况，可采用顺流混合器和分离器代替甘醇——气体吸收塔。

4.1.5 甘醇闪蒸分离器需要有一定的温度，在较低的压力下可捕集从甘醇中放出的气体，这些气体可用作燃料，含H₂S腐蚀性气体去火炬烧掉，以免污染大气。

4.1.7 过滤器有各种类型，过滤器可延长泵的寿命，并防止固体物质在吸收塔内和再生设备中聚积。使用过滤器后可除去固体物质，消除结垢、发泡和堵塞现象。活性炭过滤器除去重烃，减少起泡。

4.1.9 贫液浓度是影响脱水效率的关键因素，要获得高纯度的甘醇必须选取先进合理的甘醇再生方法。因此，应根据国内外技

术发展情况和工艺要求选取，不能受目前仅提供三种方法所限制。

4.1.9.1(1) 气提气宜用干燥过的天然气或芳烃，应从贫液精馏柱下方通入，且宜用预热的气体进行气提，三甘醇质量浓度可达99.995%《气田建设1979年增刊》，三甘醇脱水气提气量的估算用附录C图C.0.6—1。此图来自于GPSA87版。

4.1.9.1(3) 重沸器蒸出的含甘醇水蒸气在再生塔内由下向上到顶部冷却器部分冷凝可提供回流减少甘醇损失。回流热负荷根据GPSA87版资料介绍可取甘醇吸收水全部被汽化所需热负荷的25%。

4.1.9.2(2) 图C.0.6—2为意大利斯纳姆——普洛盖蒂公司推荐的甘醇(glycol)负压再生流程，塔顶残压可抽到0.0108 MPa (80mmHg)，塔底重沸器汽相温度最高可达160℃时，再生后甘醇(glycol)质量浓度为99.99%。

4.1.9.3 重沸器中注入的与水能形成共沸混合物的低沸点物质有异辛烷、苯、甲苯、二甲苯、丁酸乙酯等，其用量应以现场试验数据为准。《Gas Purification》1985年对三甘醇脱水推荐异辛烷作共沸剂时，其用量可参考表1。

异辛烷注入三甘醇对重沸器的影响

表 1

异辛烷/三甘醇流率 (m ³ /m ³)	甘醇可达到的最大重量浓度 (%)	重沸器加热负荷 (kJ/m ³ 三甘醇)
0	98.60	557 495
0.10	99.90	585 370
0.15	99.95	599 307
0.20	99.98	613 244
0.25	99.99	627 182

其它共沸剂用量一般为吸收剂总体积流量的10%~16%。

4.2 参数选择

4.2.1 API规范推荐天然气进塔温度为15~48℃，有的文献推

荐不低于10℃。因为低温下，甘醇变得非常粘稠导致塔盘效率降低，压降增大和甘醇携带；较高的进气温度会增加装置的脱水负荷和增大甘醇的气化损失量，所以需设进气冷却装置。进气冷却装置不属于本规范讨论内容。美国有的公司推荐气体进塔温度为18℃。

4.2.2 甘醇与气流中水蒸气的平衡条件受温度影响，温度高遗留在气流中的水多，甘醇温度低可减少甘醇汽化损失，但烃类可能在吸收塔内凝结。有的文献推荐高于气流温度10℃，API规范要求高于气流温度10~30℃。经验值为一般塔顶气流温度比来气进塔温度高约2℃。

4.2.3 甘醇循环流率的大小还直接影响重沸器的热负荷，可利用表2的经验值供设计参考。表中给出了根据典型贫甘醇脱除水比率和吸收塔温度计算所得的热负荷。

表 2

吸收 塔温度 (℃)	经验 值 (kJ/L 贫甘醇)	甘醇循环量 (L/kg水)		
		17	25	34
	15	493.38	409.76	367.95
	27	457.15	373.52	334.50
	38	420.91	340.07	298.26
	49	381.88	301.05	262.02

注：①表中计算值是基于下列条件所得：

- a. 贫甘醇浓度 $W_g=99.1\%$ ；
- b. 重沸器温度为204℃；
- c. 大气热损失10%，出换热器贫甘醇温度93℃；

②经验值的单位是加热每升贫甘醇所需要的热量kJ。

4.2.4 API规范要求三甘醇脱水操作压力大于2.86MPa（本规范都指绝压），不超过10.50MPa。我们推荐大于等于2.50MPa，实践证明大庆、辽河和大港三甘醇与二甘醇脱水装置都低于此压力，但最低操作压力一般应大于0.50MPa，小于此压力应增压，因

为在一定温度条件下，压力太低天然气含水量高，脱水负荷增加，塔径大，不经济。

4.2.5 API规定表压为0.17237~0.51711MPa，美国有的公司规定闪蒸分离器最小压力为0.27600MPa，优先选择的压力为0.41370MPa。操作温度为60~93℃。其目的是保证有足够的压力进精馏塔，闪蒸分离器应有足够的温度保证烃和甘醇溶液分离。

4.2.6 三甘醇理论热分解温度为206.7℃，二甘醇理论热分解温度为164.4℃。

4.2.7 API规定正常操作期间三甘醇损失不应超过15mg/m³天然气，《油田地面工程》1983年第3期介绍辽河油田二甘醇脱水总平均损耗量为6~8mg/m³天然气，按三甘醇与二甘醇蒸气压之比应小于22mg/m³天然气。

对于酸性天然气，甘醇损失略高一些，有的文献报到为50~65kg/10⁶m³天然气。

4.3 设 备

4.3.1 进口分离器可单独设置，也可与吸收塔一体。主要是除去气流中的游离液体，根据API规范要求分离器内设置的捕雾器应除去气流中10μm以上的所有液滴。美国有的公司规定气流中允许带走10μm以上的颗粒总重不大于11.5mg/m³天然气，《规范总图工作手册》规定气体携带出油滴量不大于10mg/m³天然气。

4.3.2 吸收塔的设计在API规范中是英制单位，推荐实际塔盘数或填料高度见表3，该表可作为设计参考。实际塔盘数的确定也可参考图2、图3和图4。

4.3.2.5 对于填料塔可参考1986年7月钢铁研究院金属填料厂与浙江工学院编写的《金属压延孔波纹（Q环）填料资料汇编》P83有关金属压延孔波纹填料液体分布性能研究的内容。

4.3.4 甘醇循环泵可用电动、液动或气动泵。对于高压气体脱水，为了节能，宜利用它自身的能量选用液动泵或气动泵。

4.3.5 采用甘醇过滤器把 $5\mu\text{m}$ 以上的固体杂质滤掉,使系统中甘醇的固体重量含量低于0.01%《Hydroc. Process》1977.4,可避免起泡或堵塞。活性炭过滤器应保持每分钟 1m^2 截面积上能通过40.8L溶液。过滤器的筒体长度与直径比为3:1~5:1。

实际塔盘数选用表

表 3

三甘醇流率 (L/kg水)	露点降 ($^{\circ}\text{C}$)	操作压力 (kPa)								
		2758	3447	4137	4826	5516	6205	6895	7584	8274
17	31	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	33	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	36	5	5	5	5	5	5	6	6	6
	39	6	6	6	6	6	6	6	6	6
	42	6	7	7	7	7	7	7	7	7
	44	8	8	8	8	8	9	9	9	9
	47	9								
25	31	3	3	3	4	4	4	4	4	4
	33	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	36	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	39	5	5	6	5	5	5	5	5	5
	42	6	6	6	6	6	6	6	6	6
	44	6	6	7	7	7	7	7	7	7
	47	8	8	8	9	9	9	9	9	9
34	31	3	3	3	3	3	3	3	3	3
	33	3	3	3	4	4	4	4	4	4
	36	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	39	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	42	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	44	6	6	6	6	6	6	6	6	6
	47	7	7	7	8	8	8	8	8	8
	50	9								

注: ①表3中的数据基于33.3%的塔盘效率或每一块理论板相当于0.914m填料高度;

②此表是在出口气中含水量为 $113.4\text{kg}/10^3\text{m}^3$,贫甘醇溶液浓度 $W_s=99.1\%$,重沸器温度 204°C ,海拔高度为366m的条件下获得的;

③当要求较大的露点降或不同于上面所给参数时应另考虑数据。

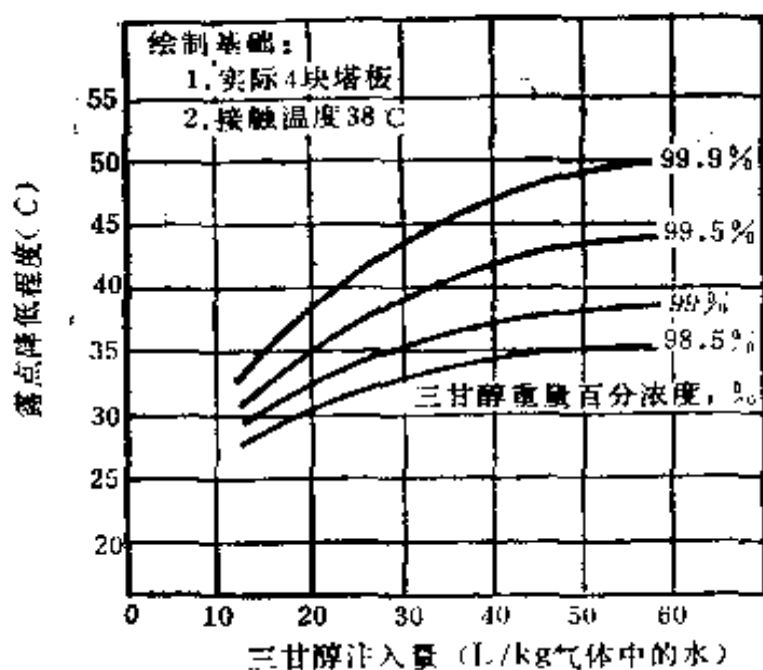


图 2 在不同的甘醇注入量条件下露点的降低程度

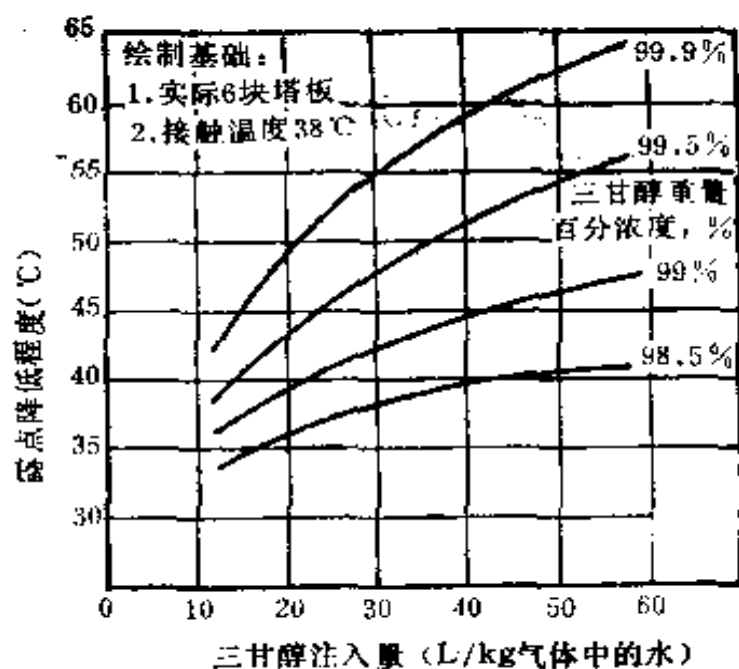


图 3 在不同的甘醇注入量条件下露点的降低程度

4.3.7 本规范提供的重沸器是卧式容器, 为便于检查, 火管应可在现场拆卸。重沸器需要的热负荷应包括再生系统中用于热量回收的换热器的回收热量。根据API规范重沸器火管散热表面的热流密度正常范围为 $18.927 \sim 31.456 \text{ kW/m}^2$, 表4给出了典型重沸器的额定热负荷。

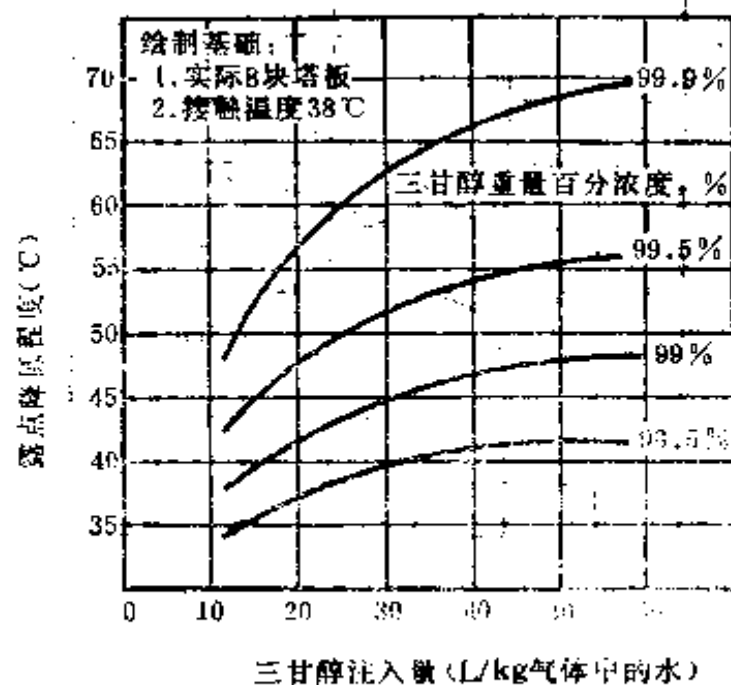


图 4 在不同的甘醇注入量条件下露点的降低程度

典型的重沸器尺寸

表 4

火管表面积 (m ²)	额定热流密度 (W/m ²)	计算热负荷(W)		
		18908	25210	31513
21 980		1.162 5	0.874 2	0.697 5
36 631		1.934 1	1.450 8	1.162 5
51 287		2.715 6	2.036 7	1.627 5
73 268		3.878 1	2.910 9	2.325 0
102 575		5.421 9	4.073 4	3.255 0
146 636		7.746 9	5.312 5	4.65 0
219 803		11.625 0	8.723 4	6.975 0
249 110		13.178 1	9.885 9	7.905 0
293 071		15.503 1	11.625 0	9.300 0
热效率 (%)		(78~80)	(73~76)	(68~72)

5 吸附法脱水

5.1 工艺方法

5.1.1 固体吸附剂装置的购买费用和操作费用比甘醇装置多,所以一般是吸收法脱水满足不了工艺要求时才使用吸附法脱水。

5.1.2 吸附剂的选择取决于工艺流程、温度以及出口露点要求。高温下分子筛干燥气体比氧化铝和硅胶效果好,但价格最贵。只有当其它吸附剂不能满足要求时才能使用分子筛。

5.1.2.1 分子筛脱水气体露点能达到在常压下的1ppm以下。

5.1.2.2 氧化铝呈碱性与无机酸起化学反应,不宜处理酸性气体。

5.1.2.3 油田低压伴生气很富,温度高,饱和含水和含烃量都很高,为了控制一定的水露点和烃露点,采用双层床和短吸附周期,它可减少分子筛的用量,节省投资。一旦操作失误,也会减少损失。

5.1.5 图5.1.5是一个最普通的两塔流程,根据外输气的需要和输送压力的具体情况,再生气冷却脱水后也可不设增压机,靠外输气管线上阀门前后压差使再生气直接进入外输管网。

5.1.7 吸附操作时塔内气量大,流速高,从上向下流动,可使吸附剂床层稳定,不动荡。再生时气量小,流速低,可以从下向上流动,脱除靠近进口端吸附的物质时不会流过整个床层。也可使床层底部吸附剂完全再生,干燥后天然气的质量得到保证。冷吹气与再生气用同一个气流,为了使流程简化,其方向与再生气相同。

5.1.8 因为吸附剂会产生粉尘堵塞阀门或管道,尤其是脱水装置的下游如果有涡轮膨胀机或板式换热器则对气流中所含的固

体杂物要求更严，所以在脱水器出口必须设过滤器。除去颗粒大小应按下游设备要求定。

5.1.10 人工或自动切换应根据设计和操作水平确定，可人工切换也可自动切换时，应因地制宜，并考虑维修力量是否能跟上。

目前引进的几套分子筛脱水均为8小时自动切换操作，国内设计装置还停留在人工切换操作。

5.1.11 据中原第三气体处理厂操作经验认为，对床层增压或降压气流速度的控制采用手动截止阀比自动控制阀门好，可避免自控阀门开启不灵活或发生故障所造成的不良影响。当吸附与再生压差较大时，设置旁通阀减压是为了防止分子筛爆裂。

5.2 工艺参数选择

5.2.1 根据GPSA—87版推荐的两塔流程，脱水器设计床层吸附周期一般为8~24h。目前国内引进的几套分子筛脱水装置基本上都设计为8h的吸附周期。对含水量较多的天然气宜采用短吸附周期，避免脱水器设计太大，耗用分子筛太多。

5.2.4 附录D.0.6床层压降计算公式来自GPSA—87版。按此公式计算认为气体通过床层的压降小于等于0.035MPa是合理的，如果设计压降高于0.055MPa是不可取的。国内几套大型的分子筛脱水床层总压降一般控制在等于或小于0.02MPa。床层压降不宜太小，否则脱水器设计的直径太大，不经济；而且应防止气体在脱水器中停留时间过长，在冬季气温很低时有重烃冷凝。

5.2.5 因为再生的目的应使吸附剂中所吸附的物质全部脱附并离开床层。要求雷诺数大于100时范宁摩阻系数接近于1（《机械工程手册》图79—11—9），再生气流呈紊流状态。

5.2.6 可参考几套引进的分子筛脱水器操作运行情况表，表5根据《The Randall Corporation》公司文献资料介绍，处理量为 $283 \times 10^4 \sim 1400 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 时才用二塔流程（即塔径约3 m以下为双塔流程）。采用三塔流程时，两个吸附一个再生。

5.2.8 据有关资料介绍床层不能有任何摩擦和振动，所以吸附

与再生进行切换时应控制升压与卸压速度。一般要求小于 0.3 MPa/min。中原油田引进的第三气体处理厂，由 1.25 MPa 升压到 4.5 MPa 时为 20 min；降压时由 4.5 MPa 到 1.25 MPa 也是 20 min。平均每分钟 0.1625 MPa。

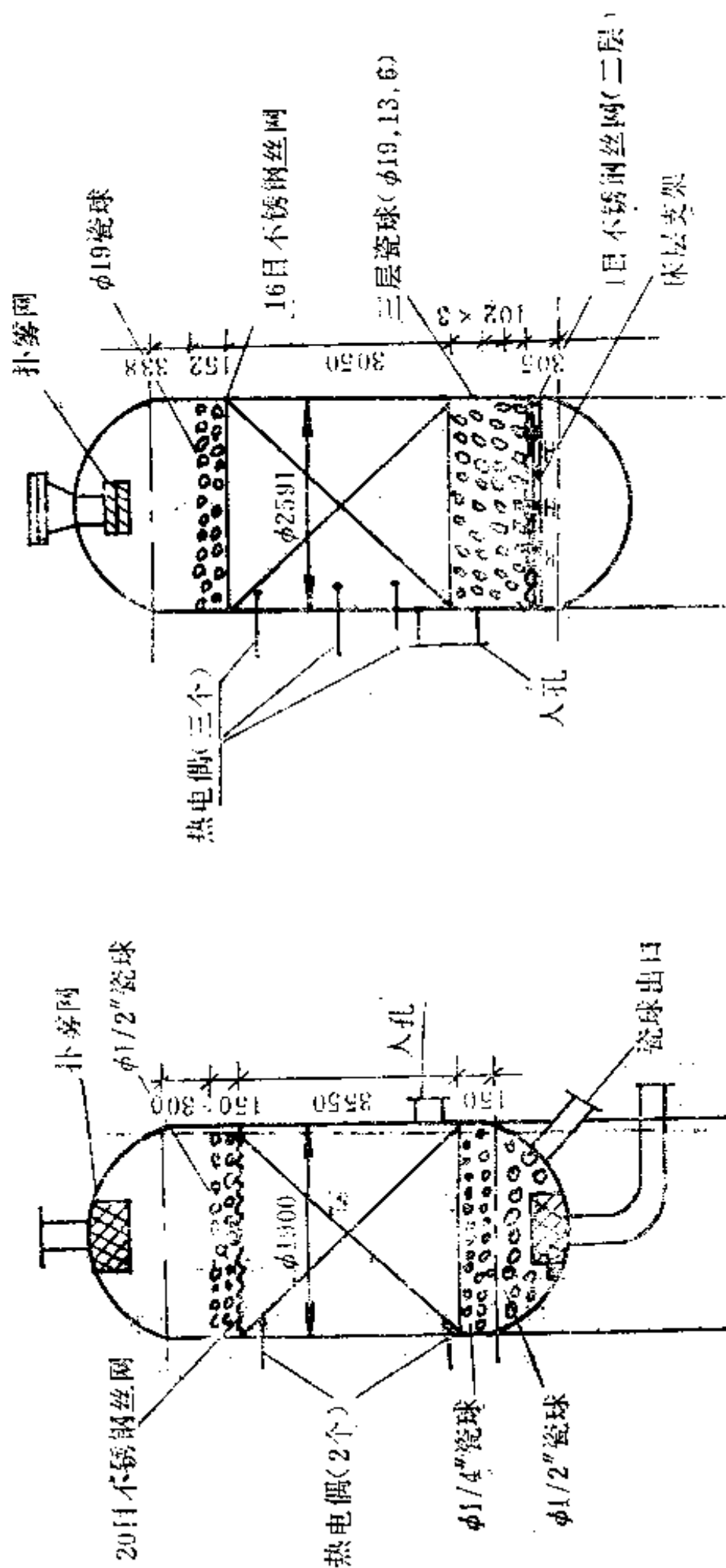
几套引进的分子筛脱水器操作运行情况表

表 5

项目	处理厂名称	大庆莎南深	中原第三气体	辽河	辽河
		冷厂	处理厂	120×10 ⁴ m ³ /d	200×10 ⁴ m ³ /d
处理量	(m ³ /h)	29 480	41 666	50 000	833 333
脱水负荷	(kg/h)	42.1	37.5	65.5	—
脱水器台数	(台)	2	2	2	2
分子筛产地		西德(美)	西德(美)	日本	美国
分子筛使用寿命	(a)	2	4	2—3	2
吸附周期	(h)	8	8	8	8
再生气入口温度	(℃)	230	240	290	310
再生气出床层温度	(℃)	180	180		240
再生气压力	(MPa)	1.95	1.23	0.72	—
外输气压力	(MPa)		1.2	0.9	0.8
床层降压	(min)	20	20	—	—
床层吹扫	(min)	20	20	—	—
床层加热	(min)	222	260	—	—
床层冷却	(min)	156	140	—	—
床层升压	(min)	20	20	—	—
两床平行运行	(min)	30	10	—	—
阀总切换时间	(min)	12	10	—	—

5.3 设 备

5.3.1 由于吸附与再生是两个物流从两个方向通过脱水器床层，因此，床层两头都须装防护措施。引进的几套脱水装置（如示意图 5）床层支撑除了支撑吸附剂重量外，还必须使流体均匀通过。常见的支撑结构是在下端焊横梁，安装格栅，盖一层不锈钢丝网，再放支撑瓷球，然后装填吸附剂。吸附剂上面也有一层不锈钢丝网和瓷球，防止吸附剂吹翻。

(a) 辽河 $200 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$

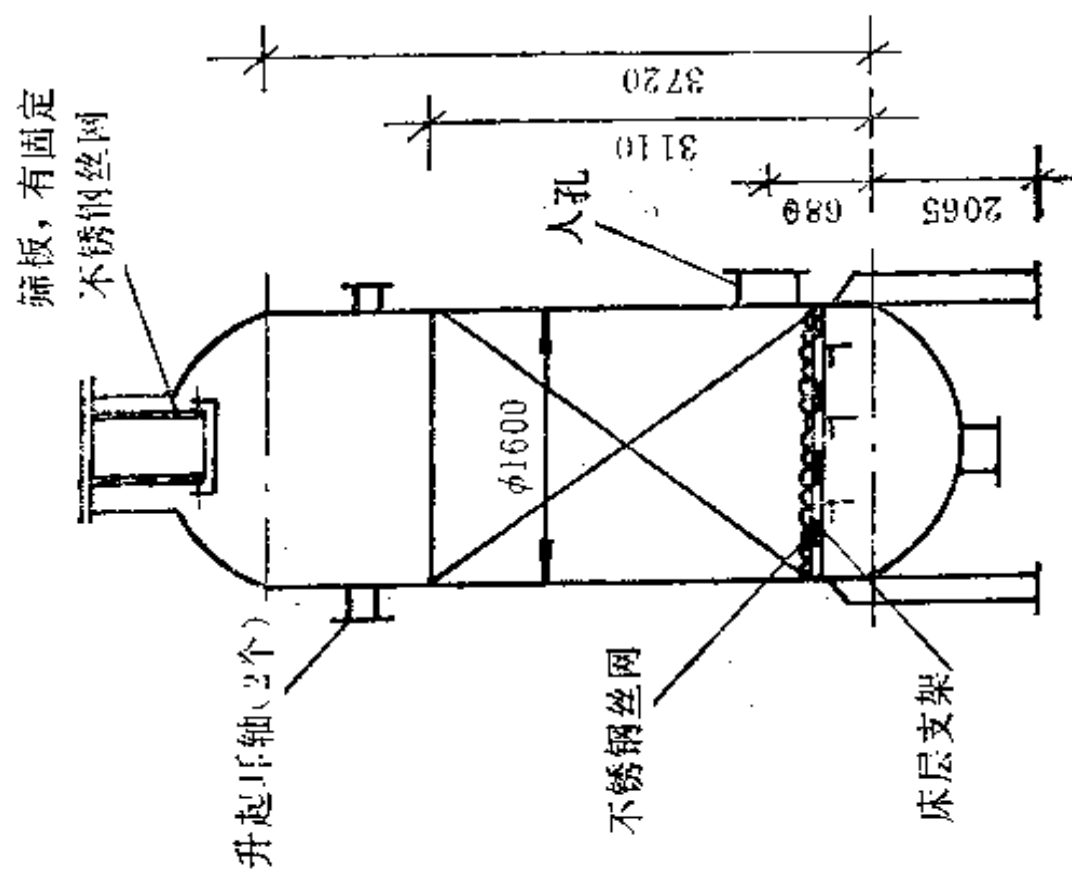
说明:

- ① 上部有未固定的不锈钢丝网, 下部无钢丝网;
② 两个测温点。

(b) 辽河 $200 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$

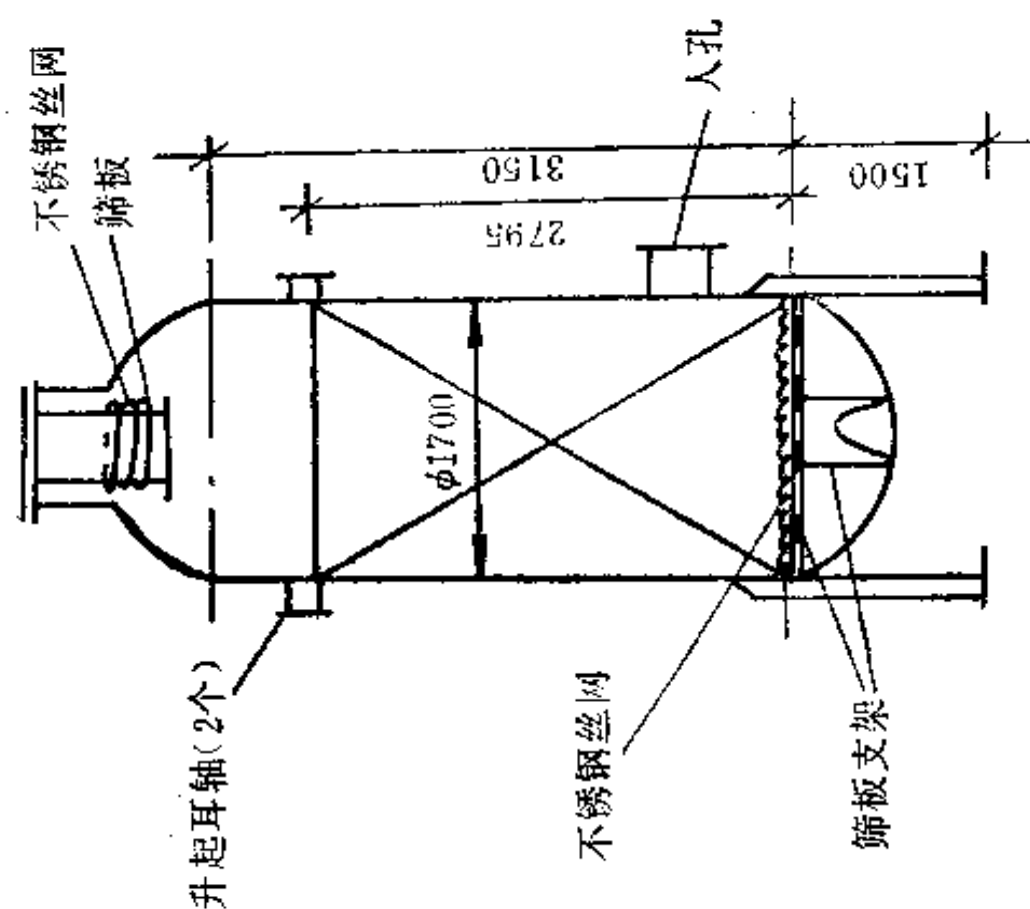
说明:

- ① 上部与下部都有不锈钢丝网;
② 三个测温点。



(d) 大庆 $60 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$

说明: ①同中原。



(e) 中原 $100 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$

说明: ①底部有丝网用螺丝固定;
②上部进气口是筒型金属网。

图 5 几种引进分子筛脱水器结构示意图

6 低温法脱水

6.1 水合物抑制剂的的应用

6.1.1 天然气气流温度在输送压力下必须高于它形成水合物的温度，否则就要冻堵。北美地区一般取气流温度高于水合物温度约 3°C ，《气田集输及站场设计手册》推荐为 $2\sim 3^{\circ}\text{C}$ 。天然气低温法脱水要解决水合物形成问题，通常在气流中注入水合物抑制剂。

6.1.2 甲醇沸点低且有毒，应按用量和具体情况决定是否回收。甘醇无毒，蒸气压较甲醇高，且容易回收，可在其适用的温度范围内选用。甘醇浓度推荐为80%左右，因为在此浓度下甘醇溶液的冰点、粘度较低，且容易再生。乙二醇为化纤原料，货源紧缺，当天然气温度不低于 -25°C 时，宜用二甘醇。

6.1.5 根据《GPSA》(87版)推荐甲醇总注入速率大约是维持要求水浓度所需速率的三倍（未包括甲醇蒸发损失所需要的余留量）。因为甲醇蒸气压很高，有相当数量的甲醇会蒸发为蒸气。

6.1.9 甲醇的蒸发损失可参考文献《天然气预处理和加工》(美)第二卷图17.24估算，乙二醇的损失量也来自于此文献156页，可作设计参考。

6.2 空冷法脱水

6.2.5 在集输管网中，对各支线上所设空冷器后的分离器宜为气液两相分离，因为液量少，应将油、水冷凝液用罐车拉运集中处理比较经济。

6.2.6 采用空冷法脱水的天然气集输管线宜设通球清扫，以免管线内积液过多。并根据气温和地温的变化，为了防止管线内因有冷凝水而冻堵，一般在空冷器天然气入口处和分离器气体出口

处分别注入适量的水合物抑制剂。

6.3 冷剂制冷脱水

6.3.1 天然气在输送前需脱除一定量的水，且气源压力和要求的外输压力之间没有足够压差可利用时，应采用冷剂制冷脱水。

6.3.3 油田内如果仅仅为了解决管输中的水露点和烃露点，一般采用单一冷剂，而且选用氨冷最普遍，氨蒸发压力不低于常压，可避免空气渗漏入系统，氨蒸发温度可达到 -33°C 。

6.3.4 冷剂制冷脱水装置宜与联合站建在一起，主要指集输中所需要的浅冷脱水装置，不包括压气站或气体深冷加工厂。其目的便于管理和共用一些辅助系统。

6.4 膨胀法脱水

6.4.4 脱水后的冷气体应与原料气换热。因为膨胀法脱水可利用的压差太小，不能产生足够的低温，原料气通过预冷可以弥补冷量，气体进外输管线不会因温度太低引起管线收缩。

附录A 天然气含水量有关图表

A.0.1.1 气体的含水量取决于压力、温度和组成。根据GPSA—87版推荐，对含甲烷摩尔浓度为70%以上和少量重烃的甜气估算含水量，可用图A.0.1-1和图A.0.1-2。

附录B 分离器工艺计算

B.0.1 进口气体分离器直径的确定选用表B.0.1—1，适于高压下使用，操作压力低于 3.0MPa 时，应按公式 B.0.1 计算。表 B.0.1—1是根据相对密度 0.72 的烃液体在15℃时得出的。可利用此表求得允许的最大气体流率后再用公式求需要的横截面积，或查表B.0.1—3。

B.0.2 与吸收塔一体的分离器（如图4.1.1）的直径与吸收塔相同，因为相同的直径是最经济的结构。根据北美地区设计经验，如果是单独设置的进口分离器用于气井井口（图6）应考虑段塞流，分离器的体积一般是正常设计体积的两倍。

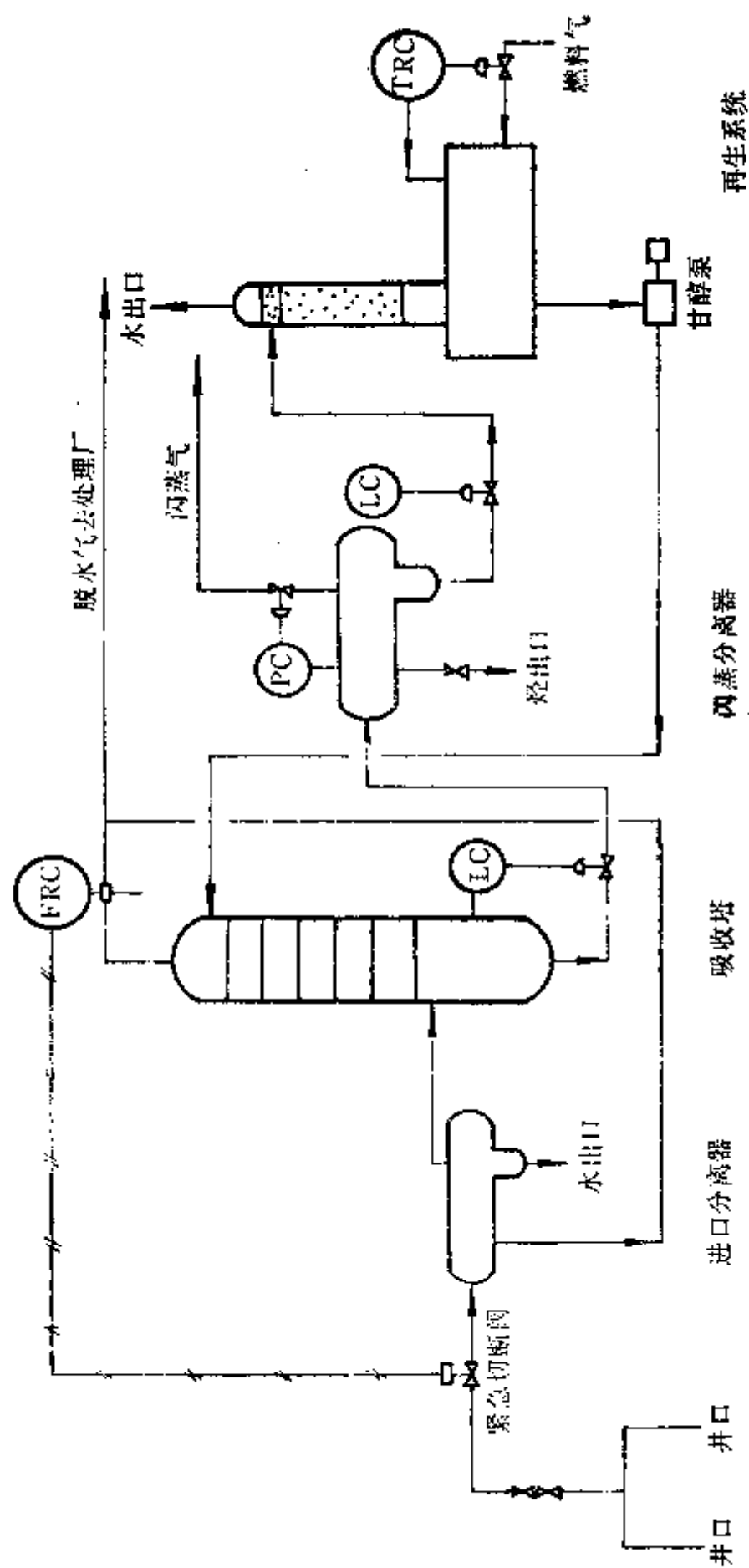


图 6 典型的井口脱水装置

附录C 甘醇脱水工艺计算

C.0.1 吸收塔直径的确定选用表C.0.2—2适用于高压下使用，操作压力低于3.0MPa时，应按公式C.0.2计算。表C.0.2—2是用相对密度1.132，浓度99.1%（质）的三甘醇溶液在15℃时求得。可利用此表求得允许的最大气体流率后，再用公式求需要的横截面积，将它作为初值，对塔板进行水力计算后再调整塔径。

C.0.2 图C.0.6来自于API规范，是采用高发热值为38530kJ/m³（标）的富甲烷作燃料气时烟道气温度与烟道气中含氧量的关联图。

附录D 吸附脱水工艺计算

D.0.1 脱水器工艺计算中很重要的一个参数是允许空塔流速的选取,在附录D中列举了三种方法。表D.0.1是康勃尔法推荐值,图D.0.1是GPSA 87版推荐值,第三种方法是雷督克斯的半经验公式,应根据具体的工艺条件来选取。条文说明中表6对引进的几套分子筛脱水器采用了以上三种方法进行计算比较,可供参考。

表 6

项目 \ 处理厂名称	大庆莎南深冷厂	中原第三气体处理厂	辽河 120×10 ⁴ m ³ /d	辽河 200×10 ⁴ m ³ /d
处理量 (m ³ /h)	29 480	41 666	50 000	83 333
分子量	20.97	21.66	19.21	20.26
吸附温度 (℃)	38	27	35	15
吸附压力(绝压) (MPa)	4.20	4.40	3.50	1.9
吸附周期 (h)	8	8	8	8
分子筛型号/直径 (mm)	4A/φ3-φ5	4A/φ3-φ5	4A条状	4A/φ3-φ5
分子筛堆积密度 (kg/m ³)	660	660	710	640
床层高度 (m)	3.100	2.57	3.528	3.050
分子筛吸附容量 (%)	7.88	7.79	8.22	
脱水器直径(设计值) (m)	1.600	1.700	1.900	2.591
原料气含水量	饱和	饱和	饱和	饱和
脱水气含水量 (ppm)	≈1	≈1	≈1	≈1
操作状态下空塔流速 (m/s)	0.101 68	0.111 50	0.142 10	0.2408
雷督克斯法计算空塔流速 (m/s)	0.131 2	0.122 1	0.154 0	0.1665
雷督克斯法计算直径 (C=0.25) (m)	1.354	1.624	1.825	2.591
查表B.1所得空塔流速 (m/s)	0.167~0.218	0.167~0.216	0.183~0.250	无