ICS 75.060
E 24
备案号:11546—2003

SY

中华人民共和国石油天然气行业标准

P

SY/T 0077—2003

天然气凝液回收设计规范

Design specification of natural gas liquid recovery

2003-03-18 发布　　2003-08-01 实施

国家经济贸易委员会　发布

中华人民共和国石油天然气行业标准

天然气凝液回收设计规范

Design specification of natural gas liquid recovery

SY/T 0077—2003

主编单位：胜利油田有限公司规划设计研究院
批准部门：国家经济贸易委员会

前　言

本规范是根据油气田及管道建设设计专业标准化委员会油设标字［2002］19号文的通知，由胜利油田有限公司规划设计研究院负责对《天然气凝液回收设计规范》SY/T 0077—93进行修订的。

本次修订征求了有关单位对SY/T 0077—93的意见，吸收了近几年来各油田天然气凝液回收装置设计、施工、生产方面的科研成果和经验。修订中对SY/T 0077—93的一般规定、设备、设备及管线安装、安全等章节内容作了局部修改，补充了装置紧急停车、设计温度、放空、排液（污）、管线的管托和油气取样等有关内容。

本规范由油气田及管道建设设计专业标准化委员会提出并归口。

本规范从生效之日起，同时代替SY/T 0077—93。

本规范于1993年9月首次发布，本次为第一次修订。

本规范起草单位：胜利油田有限公司规划设计研究院。

本规范主要起草人：孙国华、刘红、王智、吕松涛、刘承先、胡凯。

本规范由胜利油田有限公司规划设计研究院负责解释。

目　　次

1　总则 …… 1
2　术语 …… 3
3　一般规定 …… 5
4　工艺方法 …… 8
4.1　原料气压缩 …… 8
4.2　原料气脱水 …… 8
4.3　冷凝分离 …… 9
4.4　凝液分馏 …… 13
5　设备 …… 15
5.1　设计压力和设计温度 …… 15
5.2　原料气压缩机 …… 15
5.3　膨胀机组 …… 17
5.4　分馏塔 …… 18
5.5　凝液泵 …… 19
5.6　热交换器 …… 20
6　设备及管线安装 …… 22
6.1　设备平面布置 …… 22
6.2　设备安装 …… 22
6.3　阀门安装 …… 25
6.4　管线安装及其他 …… 26
6.5　模块设计 …… 29
7　安全 …… 30
7.1　安全阀 …… 30
7.2　排放及环保 …… 31
附录 A　投资回收年限的计算 …… 32

附录B　能耗计算 …… 33
附录C　有关图表 …… 35
标准用词和用语说明 …… 36
附件　天然气凝液回收设计规范　条文说明 …… 37

1 总　　则

1.0.1 为了合理地确定天然气凝液回收装置的工艺方法，统一设计标准和技术要求，以确保设计质量，做到技术先进、经济合理、生产安全可靠、管理方便，特制定本规范。

1.0.2 本规范适用于陆上采用冷凝分离法回收天然气凝液装置的工艺设计。

1.0.3 本规范仅推荐了几种常用的工艺方法及其设备、参数的选用，不限制在设计中采用其他更先进适用的工艺方法及设备。

1.0.4 “天然气凝液回收”设计除应符合本规范外，尚应符合国家现行的有关强制性标准的规定。

1.0.5 相关标准：

下列文件中的条款通过本标准的引用而成为本标准的条款。凡是注日期的引用文件，其随后所有的修改单（不包括勘误的内容）或修订版均不适用于本标准，然而，鼓励根据本标准达成协议的各方研究是否可使用这些文件的最新版本。凡是不注日期的引用文件，其最新版本适用于本标准。

GB 150　钢制压力容器

GB 9052.1　油气田液化石油气

GB 9053　稳定轻烃

GB 17820　天然气

GB 50183　原油和天然气工程设计防火规范

SY/T 0011　气田天然气净化厂设计规范

SY/T 0025　石油设施电气装置场所分类

SY/T 0048　石油天然气工程总图设计规范

SY/T 0076　天然气脱水设计规范

SY/T 0090　油气田及管道仪表控制系统设计规范

SH 3009　石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计规范

压力容器安全技术监察规程　质技监局锅发［1999］154号文

2 术　　语

2.0.1　天然气凝液　natural gas liquid

因为条件的改变使天然气发生相态的变化，由气相变成液相的部分。

2.0.2　天然气凝液回收装置　natural gas liquid recovery unit

采用特定的工艺方法从天然气中回收凝液的装置。采用冷凝分离方法时，一般包括原料气压缩、原料气脱水、冷凝分离和凝液分馏等四部分。

2.0.3　冷凝分离　condensate separation

采用某种制冷工艺，使天然气部分冷凝和分离出天然气凝液的过程。

2.0.4　凝液分馏　liquid fractionation

根据被分离组分的相对挥发度的差异，按产品技术要求对天然气凝液进行分离的过程。

2.0.5　冷剂制冷工艺　cryogen refrigeration

利用液态冷剂相变时的吸热效应产生冷量，使天然气降温后部分冷凝，从而回收凝液的工艺。

2.0.6　膨胀制冷工艺　expansion refrigeration

具有一定压力的天然气作绝热膨胀，使其降温后部分冷凝，从而回收凝液的工艺。采用等焓膨胀完成膨胀过程的称为节流阀制冷，采用膨胀机完成多变膨胀过程的称为膨胀机制冷，采用热分离机完成多变膨胀过程的称为热分离机制冷。

2.0.7　冷凝率　condensation rate

天然气物流降低温度后冷凝的凝液的数量与物流的总量的比值，以分子百分数表示。

2.0.8　收率　recovery rate

回收的凝液中的某组分（或某产品）的数量与原料气中该组分的数量之比值，通常以摩尔百分数表示。

3 一般规定

3.0.1 天然气凝液回收装置应按照批准的设计任务书或设计合同书所规定的内容和要求进行设计。

3.0.2 根据油气田的实际情况和用户对产品的要求，通过技术经济对比选择合适的工艺方法，积极慎重地采用新工艺、新技术、新设备和新材料。

3.0.3 装置的操作范围除设计任务书另有规定外，一般取设计处理量的60%～120%。若原料气的组成波动较大，应对关键参数进行核算。

3.0.4 装置年累计设计开工时数按8000h计算。

3.0.5 根据具体情况经济合理地确定装置的收率。回收乙烷及更重烃类的装置，乙烷的收率宜为50%～85%。回收丙烷及更重烃类的装置，丙烷的收率宜为60%～90%。

3.0.6 装置的投资回收年限，应按现行的经济评价规定计算。方案比较过程中，可按附录A给出的公式计算。

3.0.7 工艺设计应取得下列主要基础参数与资料：

1 原料气的组成、压力、温度、气量及波动范围。

2 某组分的收率或某产品的产率保证值。

3 外输气的热值、露点、组分和压力等的要求。

4 产品的技术要求。

5 建设地点的水、电、交通、消防等公用工程及地质、地震烈度和气象资料。

3.0.8 原料气、外输气和产品及外界供给的蒸汽、循环水、电和燃料等均应符合本行业现行的计量规定。

3.0.9 天然气的组分分析，应分析到最末一个组分的摩尔含量小于或等于0.1%。气样可按下列方法取得：

1 设计工况与取样现场工况（包括温度、压力和油气比等）相同时，可取实际气样分析。

2 如实际取样工况与设计工况不一致，应在稳定工况下同时取油样及气样并实测油气比。设计可按分析和实际油气比数据加权出混合组成，再推算出在设计工况下的气体组成。

3 新油田可采用开发方案提供的井流组成进行推算。

4 有多个气源时，应逐个进行分析，再按处理量的比例配样推算。

5 如果分析数据中最末一个组分的摩尔含量超过0.1%时，宜进一步劈分成几个虚拟组分。

3.0.10 二氧化碳在低温系统中形成固体物质的条件，可查附录C图C.0.1估算。如果从图中查出，处于形成固体物质的边缘条件，则应采取改变工艺的措施或部分脱除CO_2。

3.0.11 CO_2和H_2S的防腐设计，应符合SY/T 0076和SY/T 0011的规定。

3.0.12 做好装置内部的压力能、热能、电能的综合平衡，做到合理利用，降低能耗。能耗的计算见附录B。

3.0.13 设计工艺流程时应综合权衡各因素，论证各操作单元匹配的协调性及经济性，提高制冷和低温冷凝过程的热力学效率。工艺流程既要满足正常生产的需要，同时也要适应装置试压、吹扫、试车、启动、停车、事故处理和维修的需要，一般应符合下列规定：

1 原料气入口应设缓冲罐，可与入口分离器合并。

2 当装置检修或有故障仍需要继续输气时，应设计可以直接通过旁路或输气压缩机向外继续供气的辅助流程。

3 宜设置不合格产品返回分馏塔重新处理的辅助流程线。

4 在经济效益较差的装置中，在保证安全的前提下流程应力求工艺流程简单，可不设备用设备，做到经济合理。

3.0.14 自控设计应符合SY/T 0090的规定。根据规模、工艺特点和生产要求，在经济合理的前提下配置自控仪表。

3.0.15 装置的工艺设计应按工艺流程的顺序研究每一个生产单元的设备、配管和控制方案，分析所有的操作工况（包括试车、启动、停车等）、可能的故障状况等，制定紧急停车措施。

3.0.16 产品指标应符合下列规定：

1 天然气凝液及其他产品应符合有关商品要求、设计任务书或合同书的规定。

2 外输气应符合 GB 17820 的规定。

3 液化石油气（包括商品丙烷、商品丁烷和商品丙丁烷混合物），应符合 GB 9052.1 的规定。

4 天然汽油应符合 GB 9053 的规定。

5 商品乙烷的技术要求应符合设计任务书或合同书的规定。

4 工艺方法

4.1 原料气压缩

4.1.1 原料气的压力低于适宜的冷凝分离压力时，应设原料气压缩机。

4.1.2 原料气增压后的压力，应结合适宜的冷凝分离压力和外输压力，综合进行经济及能耗的比较后确定。

4.1.3 在设计范围内，原料气压缩单元应能适应气体组成和气量的波动。

4.1.4 应充分利用气源压力，在来气管线上不应设置节流阀。所选压缩机应允许入口压力有一定的波动范围。伴生气入口压力不宜低于 0.15MPa（绝），有可能时应尽量提高。

4.1.5 压缩机的进气管线上应设置气液分离器，如果气体中含有常规分离器难以分出的重质液滴或固体颗粒时，应采用过滤分离器。该分离器应设高液位报警设施。对于大型压缩机，其分离器还应设液位超限停机设施。

4.1.6 压缩机的各级出口气体中若含有润滑油，宜在冷却器前设置润滑油分离器。

4.1.7 各级分离器都应有自动排液措施，凝液应回收，不得就地排放。凝液的处理方法可以是降压后加热闪蒸法、逐级返回闪蒸法或提馏法等，应通过技术经济比较后选用。

4.2 原料气脱水

4.2.1 原料气脱水工艺的设计应符合 SY/T 0076 的规定。

4.2.2 脱水单元应设在气体可能产生水合物之前。流程中有原料气压缩机时，可根据具体情况设在压缩机末级之后或级间，但

应作技术和经济比较。

4.2.3 采用吸附法脱水的装置，应符合下列规定：

1 再生气的压力与吸附脱水的原料气基本相同，而且采用了自动切换控制时，脱水后的气体在进换热器之前应设温度联锁，当气体温度达到或超过板翅式换热器的设计温度时报警并停车。

2 再生气和冷吹气宜就地作燃料，如果并入外输气中，必须保证掺合后的气体露点达到外输要求。

3 在进板翅式换热器之前应设过滤器。

4.2.4 脱水后的气体压力高于外输压力时，宜设置一条直接外输的辅助流程线。

4.2.5 当吸附和再生操作压差较大时，应考虑充压或泄压流程。

4.3 冷凝分离

4.3.1 工业上常用的制冷方法有冷剂制冷、膨胀制冷和冷剂与膨胀联合制冷。应根据具体条件，对各种可能采用的方法进行技术和经济指标的对比，选定最佳的制冷工艺。

4.3.2 适宜的冷凝分离压力及温度，应在冷凝计算的基础上，根据原料气的组成及压力、工艺流程的组织及外输压力、收率及产品要求、装置的投资运行费用等因素确定。

4.3.3 冷剂制冷工艺：

1 下列工况可采用冷剂制冷工艺：

1）以控制输气露点为主并同时回收部分凝液的装置。计算的烃露点温度应低于要求的露点温度 5℃以上。

2）原料气较富，气源和外输气之间没有足够的压差可供利用，或为回收凝液必须适当增压，所增压力和外输压力之间没有压差可供利用，而且采用冷剂制冷可经济地达到要求的收率。

2 冷剂选用的主要依据是冷冻温度和单位制冷量所耗的功率，可根据下列情况选用：

1）氨适用于冷冻温度高于－28℃的工况。

2）丙烷适用于冷冻温度高于－37℃的工况。

3）乙烷和丙烷为主的混合冷剂适用于冷冻温度低于－37℃的工况。

4）能使用凝液作为冷剂的场合应优先使用凝液。

3 冷剂制冷的工艺参数可根据下列情况确定：

1）冷剂的蒸发温度应根据工艺要求和所选蒸发器的型式确定。

2）板翅式蒸发器的冷端温差宜取3℃～5℃，而管壳式则宜取5℃～7℃。

3）对数平均温差宜在10℃以下，不宜超过15℃。

4）平均温差偏大时，应采用分级压缩分级制冷提供冷量。丙烷冷剂可分2～3级。

5）冷剂的蒸发压力宜高于当地大气压，宜在较低的压力下闪蒸。

6）确定制冷负荷时应考虑散热及其他原因，可取5%～10%的裕量。

4 其他单元或邻近站厂有富裕的热量或足够的低温水可供利用时，应采用氨吸收制冷。

4.3.4 节流阀制冷：

1 压力很高的气层气（一般为10MPa或更高）。特别是气源压力会随开采过程递减时，应首先考虑采用节流阀制冷。节流后的压力应能满足外输压力的要求，不再另设增压压缩机。如果气源压力不够高或压力逐步减到不足以产生要求的低温时，可采用冷剂预冷。

2 气源压力较高，或适宜的分离压力高于外输压力，单靠节流能产生所需的低温，或气量较小不适合用膨胀机时，可采用节流阀制冷。如天然气中重组分较多，靠节流不能满足要求时，可采用冷剂预冷。

3 有压差可供利用，但天然气较贫回收价值不大时，可采

用节流阀制冷，仅降低水及烃露点以满足远距离输送的要求。若温度不够低，可采用冷剂预冷。

4.3.5 热分离机制冷：

1 规模不大有压差可供利用，但靠节流达不到需要的温度时，可用热分离机代替节流阀制冷。热分离机的出口压力应能满足外输要求，不应再进行增压。膨胀比宜为3～5，不宜超过7。如果气体中重组分较多，可用冷剂预冷。

2 热分离机的处理能力宜小于$10^4 m^3/d$（以进气状态计）。处理量较大时，宜回收机组产生的热量。

3 宜选用转动喷嘴式热分离机。但在某些边远地区或环境较差的场所，可采用简单可靠的静止喷嘴式热分离机。

4.3.6 膨胀机制冷：

1 当节流膨胀达不到要求的收率时，可采用膨胀机制冷。下列工况宜采用膨胀机制冷工艺：

1）原料气压力及气量比较稳定的工况。

2）原料气压力高于外输压力，有足够的压差可供利用。

3）气体较贫及收率的要求较高。

4）膨胀后的气体不需要增压或仅部分气体需要增压。

2 膨胀机的膨胀比宜为2～4，不宜大于7。如果膨胀比大于7时，可考虑采用两级膨胀。是否采用两级膨胀，必须根据特定的系统做出详细的经济分析，以及评估操作上的难易后确定。

3 气组分较富，或气源压力低于适宜的冷凝分离压力而设置压缩机时，应采用冷剂预冷。预冷的温度宜为－20℃～－37℃，冷剂可采用氨、丙烷或适宜的凝液。

4 处理量较大、原料气较富时，是否采用多级冷凝与分离使原料气按不同的温度等级析出冷凝液，应在经济比较后确定。

5 膨胀机的进口物流温度宜为－30℃～－70℃。进口物流气液分离器的顶部，应安装捕雾器。如果分出的凝液中含有较多的应脱除的轻组分，而且全部都到分馏塔中脱除不经济时，应预先脱除一部分轻组分。

6 膨胀机的出口是否设分离器，应按凝液量的多少及后部流程的组织，通过经济技术比较后确定。

7 低温换热网络应经济合理，组织流程时应符合下列规定：

1）冷流和热流的换热温度比较接近。

2）对数平均温差宜低于 15℃，不宜超过 20℃。

3）换热过程中冷热流的温差应避免出现小于 3℃ 的窄点。

4）原料气物流需要与多股物流换热时，物流的分股不宜超过两股。

8 工艺气体不需要增压的，膨胀机的制动端宜采用发电机。一般情况下，应采用增压机，而且符合下列规定；

1）增压机的进出口应设置防止喘振的旁通线。

2）增压机的出口气量应计量，根据气量的大小来调节防喘自动调节阀；膨胀机的功率很小和效益较差的装置，增压机的出口气量可不计量，防喘旁通线为手动调节。

9 增压机在流程中的位置，应根据气源压力、外输压力和适宜的冷凝分离压力及操作的难易，综合考虑后经济合理地确定。

10 膨胀机及其增压机的进口管线上，应安装筛锥指向上游的管道过滤器，用 80 目或 100 目的细格滤网除去机械杂质。

11 膨胀机的密封气必须干净、无凝液、干燥和无腐蚀性，且应保持具有一定的进口压力和进出口压差。宜取膨胀机进口气流的一部分，复热到 20℃ 左右后作密封气使用，排出膨胀机的低压气可作为燃料气。

12 膨胀机的转速应允许在装置处理能力范围内浮动。当膨胀机超过允许转速时，进口阀应自动关闭，并通过旁路压力调节阀维持装置继续运行。此外还可根据具体条件采取以下控制措施：

1）有可调喷嘴的膨胀机，应通过转动喷嘴角度保持进

气压力。气源压力恒定，要求保持外输压力满足外输气量波动时，可由外输压力调节喷嘴角度。

2）无可调喷嘴的膨胀机，可通过改变同轴制动压缩机的回流量来控制转速。

4.3.7 装置的低温部分应设有解冻设施，而且应对换热器的低温通道进行压降监视。

4.4 凝液分馏

4.4.1 流程中的第一个塔必须与冷凝分离单元一起考虑。回收乙烷及更重组分的装置，应先从凝液中脱除甲烷；需要生产乙烷时，再从剩余凝液中分出乙烷。回收丙烷及更重组分的装置，先脱除甲烷及乙烷。剩余的凝液需要进一步分馏时，可根据产品的要求、凝液的组成，进行技术经济比较后确定。

4.4.2 脱甲烷塔的流程设计，应符合下列规定：

1 采用多股凝液按不同浓度及温度分别在与塔内浓度及温度分布相对应的部位进料。

2 应适当设置1～2台侧重沸器。

3 应利用塔底物流的冷量，冷却原料气或冷剂。

4.4.3 脱乙烷塔的流程设计，应符合下列规定：

1 不回收乙烷的装置，宜采用无回流的脱乙烷塔。如果采用了有回流的脱乙烷塔，应保证精馏段有足够的内回流。

2 回收乙烷的装置，脱乙烷塔必须要有回流。操作压力应根据装置是否出商品丙烷及冷却介质的温度来确定。

4.4.4 脱丙烷塔、脱丁烷塔等的流程设计，应符合下列规定：

1 塔底物流的热量应尽量利用，宜用来加热塔的进料物流。

2 塔顶冷凝器宜采用水冷器或空冷器。塔顶的温度宜比冷却介质的温度高10℃～20℃，物流的冷凝温度最高不应超过50℃。

3 塔的工作压力应根据塔顶产品的冷凝温度、泡点压力和压降确定。

4.4.5 分馏塔的控制，应按以下要求进行设计：

1 塔底温度及液位和塔顶压力均应自动调节。

2 塔顶用泵提供回流时，应通过自动或手动方式保持回流量基本稳定。

3 塔顶用分凝器产生回流时，应保持提供的冷量基本稳定。如果冷却介质的温度波动不大，可采用手动调节冷却介质的流量。

4 脱丙烷塔等有泵提供回流时，塔的压力控制宜采用热旁路调节。

5 塔顶出气相产品，且无回流罐时；可通过塔顶出口管线控制压力。当有回流罐时，可通过回流罐气相出口管线控制压力。

4.4.6 分馏塔的塔顶产品能自流进产品储罐时，宜在塔顶内设分凝器，塔外只设全凝器。可在塔顶出口气相管线上进行塔的压力调节，但应有防止塔和产品储罐之间压差波动变大的措施。

5 设　　备

5.1 设计压力和设计温度

5.1.1 压力容器（包括塔类、分离器和热交换器等设备）的设计压力，应符合现行的《压力容器安全技术监察规程》质技监局锅发［1999］154号文和GB 150的规定，且不应低于0.35MPa。

5.1.2 设备的最高工作压力和温度应取系统运行波动时的最高值。在不同压力和温度下运行的设备，应取运行中对应的压力和温度值。

5.1.3 同一压力控制区间的设备，尽管由于正常运行时的压力降造成压力有差异，最高工作压力应取上限值。

5.1.4 工作温度低于50℃的冷剂或积有烃类凝液的设备，设计压力取介质在50℃时的饱和蒸汽压，否则应采取不会超压的措施。

5.2 原料气压缩机

5.2.1 原料气压缩机宜采用活塞式和离心式，可按下列原则选择：

1 气源比较稳定，气量大于15m^3/min（以排气状态计量）或轴功率在2000kW（特殊情况下，可为500kW）以上的原料气压缩机，宜选用单机组运行的离心式压缩机。

2 气源不稳定或气量较少的原料气压缩，宜采用活塞式压缩机。

5.2.2 压缩机台数及是否设置备用机组，应符合下列规定：

1 离心式压缩机应设置1台，气量较大时可设置2台。不宜设置备用机组。

2　活塞式压缩机宜设置2台～4台，其中1台备用。

3　外输气用户不允许装置间断供气时，可适当备用。

5.2.3　压缩机的技术要求和参数，考虑的因素比较多，可按以下要求确定：

1　排量、工作压力和压缩比应能满足运行的要求，而且按预计的可能留有发展的余量。

2　运行安全可靠，操作灵活，调节方便，可调范围大，便于维护。辅助系统应力求简单可靠，容易实现自动控制。

3　冷却的方式应根据具体情况，可采用水冷、空冷或水冷与空冷结合。

4　设备牢固、寿命长久、单位功率的造价低廉。年累计运行时间能达到8000h。活塞式压缩机的平均无故障连续运行时间间隔应大于2000h。

5　单位功率的能耗要小，来源方便。大型活塞式压缩机的多变效率应达到80%以上，离心式压缩机应达到70%以上。

6　压缩级数的选择，应使压缩机的耗功最小，排气温度在允许的范围内。各级的压缩比应基本相等，首级和末级的压缩比可略小。

7　各级的排气温度宜在135℃以下，最大不宜超过150℃。

8　压缩机气量的调节，宜符合下列规定：

1）允许进气压力在一定的范围内波动。

2）对于活塞式压缩机，若采用燃气发动机驱动时，宜调节转速；若采用电动机驱动时，宜采用部分行程压开吸气阀。

3）对于离心式压缩机，宜采用转速调节。

5.2.4　驱动机的选型，应考虑能源的供应情况及压缩机对转速的要求。离心式压缩机宜选用燃气轮机驱动，活塞式压缩机可选用电动机和燃气发动机驱动。

5.2.5　提供生产厂家的技术文件，可采用技术要求明细表的形式。

5.2.6 作安装设计时，应从设备生产厂取得包括下列内容的技术文件：

1 包括主要部件的性能和结构材质、润滑及密封、机组安装及试验、机组的运转及维护等内容的使用说明。

2 工艺安装上的特殊要求（如设备布置、振动、噪音、离心式压缩机的防喘等方面的要求）。

3 机组尺寸、配管尺寸等安装必需参数均齐全的装配总图。

4 基础振幅、荷重分布、活塞式压缩机的垂直扰力及土建基础建议图。

5 工艺及辅助系统自控流程图。

6 仪表控制、电气控制原理流程图及接线图。

7 质量合格证书及辅机、备件等的明细表。

5.3 膨 胀 机 组

5.3.1 处理量为 $5m^3/min$（以进气状态计量）以上时，宜选用配可调喷嘴的膨胀机。喷嘴的调节宜采用气动调节方式；气源稳定时，可采用手动机械调节方式。

5.3.2 膨胀机的主要技术条件和参数，可按以下要求确定：

1 膨胀机宜设 1 台，不宜设备用。

2 膨胀机的入口压力不宜高于 6.3MPa。

3 膨胀机的绝热效率宜大于 75%，不宜低于 65%。增压机的绝热效率宜大于 65%。

4 结构简单，可靠性好，维修方便。年累计运行时间应大于 8000h，无故障连续运行时间平均在 4000h 以上。

5 油润滑轴承的膨胀机，宜安装两台油泵。机组应以橇装的型式供货。

5.3.3 根据实际情况设置以下监测、报警和自动停车等安全措施：

1 设置转速超限报警停车系统。

2 设置润滑油联锁自控系统：

1）工作油泵事故停运时，自动启动备用油泵。

2）油压过低或停电时，应使膨胀机停车。停车后仍应由润滑油蓄能器供油 30s 以上。

3 处理量较大及经济效益较好的装置，可设置轴承温度超限报警及停车设施。

5.3.4 提供生产厂家的技术文件，可采用技术要求明细表的形式。

5.3.5 作安装设计时，应从设备生产厂取得包括下列内容的技术文件：

1 包括主要部件的技术参数、机组的安装、试验、运转、维护、润滑及密封等内容的说明。

2 工艺安装上的特殊要求。

3 注有安装所需详细尺寸的总图。

4 荷重分布及土建基础建议图。

5 工艺及辅助系统自控流程图。

6 仪控、电控原理流程图及接线图。

7 质量合格证书及辅机、备件等的明细表。

5.4 分 馏 塔

5.4.1 塔型的选择应考虑生产能力、操作范围、塔板效率、造价和压力降等主要因素，宜选用填料塔。液体负荷很小的部位，可局部采用浮阀塔盘。

5.4.2 填料宜选用规整填料，如金属板波纹填料。

5.4.3 采用金属板波纹填料时，应符合下列规定：

1 喷淋密度不宜小于 $5m^3/(m^2 \cdot h)$，气相动能因子宜为 $0.7m/[s(kg/m^3)^{0.5}] \sim 2.0m/[s(kg/m^3)^{0.5}]$。

2 液体的初始分布应均匀，每平方米塔截面积可设 40 个～100 个喷淋点。

3 液体分布装置下面的填料层，应在计算的填料层高度的基础上，附加 8 盘填料。

4 在每段填料层中间，可不设液体再分布装置，但应有防止液体沿塔壁流动的措施。

5.4.4 选用散装填料时，应符合下列规定：

1 对于一定的塔径，满足塔内径与填料公称直径的比值下限的填料可能有几种规格，应按经济因素确定填料的尺寸。

2 采用金属填料时，在每段填料层的上面，应安装固定在塔壁上的填料限制板。

3 采用陶瓷填料时，必须安装与塔壁不固定的填料压板。

4 在每段填料层中，应适当设置液体再分布装置。

5.4.5 板式塔宜选用浮阀塔，塔盘规格应按水力计算确定。降液管内液体的停留时间不宜大于3.5s，可取3s左右。

5.4.6 根据塔径、填料（或塔盘）的规格和液体负荷等参数，正确设计液体分布装置，确保在大液量和小液量下液体的初始分布均匀。

5.5 凝 液 泵

5.5.1 凝液、天然汽油和液化石油气等的输送泵，宜选用离心泵。排量很小时，宜选用容积式泵。

5.5.2 选型的依据是泵送凝液的特性及操作条件、流量和扬程等。扬程应留有余量，与泵出口管线上调节阀的适应范围协调，宜取系统最大阻力的1.05倍～1.10倍，但计算裕量不应超过0.2MPa。泵的排量可根据发展的可能情况，考虑留有合适的余量，满足最大量和最小量的输送。

5.5.3 泵的流量调节，离心泵的设计运行工况，必须考虑泵安全运行的最小排量。可采用下列方式：

1 离心泵的流量调节，可采用调节出口阀的开度。

2 容积式泵可采用转速调节、行程调节或旁路调节。

5.5.4 连续运行的泵，应设一台备用泵。间歇运行的泵，不宜设备用泵。介质性能相近时，可公用备用泵。

5.5.5 泵的原动机的功率取最大轴功率，再乘以表5.5.5中相

应的裕量系数。对于离心泵，尚应按泵的最小连续流量或按额定流量的30%水运结果计算泵的轴功率，与按设计条件计算的轴功率比较，取两者较大值作为计算原动机功率所需的最大轴功率。

表5.5.5 计算原动机所需功率的裕量系数

泵　型	轴功率（kW）	裕量系数	备　注
离心泵	≥75	1.10	
	22～55	1.15	
	3～17	1.25～1.30	
	<3	1.50	
容积式泵	—	1.1～1.25	

5.6 热交换器

5.6.1 天然气与天然气、天然气与低温凝液的换冷，宜选用板翅式换热器，材质应采用铝合金材料。温度较高的场合，可采用螺旋板式换热器。温度较低的场合，还可以采用绕管式换热器。

5.6.2 原料气、凝液、冷剂用水冷凝冷却时，应采用易清垢的换热器。如果用密闭循环水冷却，采用化学清垢或不会结垢时，可不受此限制。

5.6.3 凝液与凝液的换热，宜选用板翅式、螺旋板式或板式换热器。

5.6.4 冷剂蒸发器，宜选用管壳式、螺旋板式、板翅式或绕管式。

5.6.5 重沸器宜选用管壳式或螺旋板式，负荷波动大时宜采用罐式结构。温度较低时，可采用板翅式或绕管式。小型重沸器宜与塔合成一体。

5.6.6 换热的适宜温差可按下列情况取值：

1 板翅式换热器和绕管式换热器的热端温差可取3℃～

5℃。

2　螺旋板式换热器的热端温差最低可取 5℃。

3　管壳式换热器的热端温差不宜小于 15℃，采用单管程时可取 10℃。

6 设备及管线安装

6.1 设备平面布置

6.1.1 平面布置应符合《石油天然气工程总图设计规范》SY/T 0048、GB 50183 和 SY/T 0025 的规定。

6.1.2 设备的平面布置，应根据规模、生产特点，充分考虑操作检修的需要，兼顾供电、供水和仪控等系统的要求，采用按工艺流程单元和按设备分类集中布置相结合的原则，低温部分要求紧凑。

6.2 设 备 安 装

6.2.1 压缩机：

1 首先应满足压缩机制造厂对工艺流程及管线安装的特殊要求。

2 布置压缩机时，应尽可能使压缩机与相关的主要工艺设备紧凑。机组的布置及管线的安装，应考虑检修的要求（如取活塞或叶轮等）。

3 自然条件恶劣的地区，可布置在符合防爆要求的封闭式厂房内；一般地区，宜露天式或半露天式布置。

4 压缩机的进出口管线均应设置切断阀，每一级的出口管线上均应安装手动放空阀，可与安全阀并联安装。多台并联时，末级出口管线上可设置止回阀。末级出口阀之前，应设泄压放空管线。

5 在寒冷地区，压缩机的进口分离器和各级分离器的排液管线，应采取防冻措施。吸入管线可能产生凝液时，宜保温或伴热，或在管线的低点处设置排凝措施。

6 压缩后的气体去脱水单元时，末级分离器的顶部应设捕雾网，且紧靠分子筛干燥器。

7 活塞式压缩机的安装，还应符合下列一般原则：

1）大型压缩机（组）应做系统振动分析。

2）安装设计要防止共振，尽可能地减轻振动。进出口的缓冲罐或气液分离器应尽量靠近压缩机，管线要求短和少用弯头。宜使用半径不小于 $1.5D$（D 为管线公称直径，下同）的弯头。

3）在进出口管线的合适位置，宜设置有减震措施的支架，且不宜与屋架接触。

8 离心式压缩机的安装，还应符合下列要求：

1）应设防止喘振的反飞动控制线，即压缩冷却后的气体部分返回压缩机的入口分离器，且应接在出口切断阀之前。

2）处理量较大，需要多台压缩机并联时，应注意进口汇管压降要小，达到两机气量的分配基本相同。

3）一般宜采用半径为 $4D$ 的弯头。管线的变径应缓慢。

4）管线中的气体流速应根据允许的压降计算，不宜大于 20m/s。

6.2.2 膨胀机：

1 膨胀机的安装设计，首先应满足制造厂对工艺流程及管线安装的特殊要求。

2 膨胀机的出口管线上，宜安装波形补偿器。工艺管线加给膨胀机连接法兰的载荷，应在所规定的范围内。

3 出口管线可能产生液体倒流时，宜安装止回阀或采取其他防止液体倒流的措施。

4 进出口接管的安装，应便于机组的检修。对于检修有妨碍的管段，应能拆卸。

5 膨胀机和增压机的进出口管线上，应设切断阀及防止喘振的反飞动控制线。增压机的出口应设止回阀。

6.2.3 凝液泵：

1 在泵的进出口管线的高点处，应安装放气阀，可装在压力表切断阀的根部。低温凝液泵，尤其是离心泵，放气阀的出口管线直接入放空系统。

2 吸入管线的安装，还应符合下列一般要求：

1）泵的安装应尽可能地靠近供液容器，而且具有足够的吸入安装高度。吸入管线应短而直，避免形成气囊和尽量少用弯头。

2）吸入管线宜安装全开闸板阀，不宜采用截面收缩的阀。

3）水平进口管线需要缩径时，应使用偏心大小头，而且管底取平。不宜使用同心大小头。

4）吸入管线的管径应通过压降计算确定。

5）应安装 40 目或 20 目的临时管道过滤器。

3 排出管线的安装，还应符合下列原则：

1）在排出管线上应安装切断阀。

2）在排出管线上应安装止回阀。

3）设计的旁通管线，应从管线上的止回阀之前接出，且使液体回到供液容器，不宜接入吸入管线。

4）出口若有调节阀，应根据管线的阻力降计算确定其压差。

6.2.4 热交换器：

1 水冷却器和水冷凝器的水管线流程，应考虑冬季防冻问题。

2 板翅式、绕管式和螺旋板式换热器的安装，不能有超限的管道应力作用在其连接法兰上，应对管道应力作严格计算。

3 管壳式换热器、蒸发器和重沸器等的安装，要留有抽吊管束的场地。

4 换热器的进出口管线上不宜设置切断阀，但对于需要隔断操作或不停产维修时，应在进出口管线上设置切断阀和吹扫放

空接管。

5 空冷器宜布置在通风良好区，而且宜布置在其它散热设备夏季最小风频风向的下风向或侧风向。

6.2.5 分馏塔：

1 分馏塔宜集中布置，可采用公用平台。塔和平台周围应留有吊车及其他机动设备使用的场地。

2 塔的接管口径宜与连接管线同径。进塔介质为气液两相时，立管中的流速应大于出现液体滑脱的流速值。

3 塔和回流罐的顶部，宜设置开停工吹扫放空和事故放空用的排气阀，阀门应直接连在塔和回流罐的开口处，可与安全阀并联安装。

4 分馏塔的压力采用热旁路调节方案时，安装设计应符合下列规定：

1）塔顶气相管线、热蒸汽旁路管线和回流罐均应保温。

2）回流罐的安装高度应足以提供泵的吸入压头。

3）冷凝器中的冷凝液应进入回流罐的液相。

4）热旁路管线应进入回流罐的气相。

6.2.6 低温设备与支撑面（或基础、平台、框架和支架等）接触时，应设置隔热设施。

6.2.7 分子筛干燥器应集中布置，宜在设备的一侧进行配管，另一侧留有更换分子筛的场地，顶部宜设置操作平台。

6.2.8 再生气加热炉的安装应留有清扫及更换炉管的场地。

6.2.9 设备的安装应考虑布置仪表保护箱的位置，并应留有设备和仪表维修的空间。

6.3 阀门安装

6.3.1 低温阀门：

1 同一条低温（指低于环境温度）凝液管线上，不宜设置串联的切断阀。液化石油气和低温凝液管线的两端有阀门可切断时，应在阀间管线上设置管道安全阀。

2　不应设置生产管理上用途不明显的阀门。

6.3.2　调节阀：

1　调节阀宜安装在水平管线上，前后切断阀宜选闸阀，旁通阀宜选用截止阀。

2　低温调节阀不宜设置旁通阀。

3　旁通管线安装在调节阀的顶上时，其净距不应影响检修和维护。

4　阀前可能产生凝液的气相调节阀，阀前管线的安装应避免积聚凝液。

6.3.3　疏水器：

1　热动力式疏水器宜装在水平管线上，也可装在垂直管线上。脉冲式疏水器应安装在水平管线上。

2　疏水器的安装位置应比凝结水出口管线低，在凝结水出口管线的最低点应设置排污阀。出口管线应装设检查阀。

3　不宜设旁通线。

6.3.4　阀门的安装位置应首先考虑便于操作，并不妨碍机泵、热交换器、塔、容器及阀门本身的检修。

6.3.5　塔和容器类设备与热交换器等其它工艺设备之间的连接管线，如因维修需要隔断时，应设切断阀。

6.3.6　天然气、凝液产品、仪表风、蒸汽和冷却水等，在其进出装置的管线上，均应安装切断阀。

6.3.7　油气系统管线的压力等级为 4.0MPa 及以上时，放空、排液（污）管线均应安装两个阀门。内侧的阀门应作为切断阀，外侧的阀门为放空、排液（污）阀。

6.3.8　压力等级不同的油气系统，液体排放到同一汇管中，各排放支管均应安装止回阀。

6.4　管线安装及其他

6.4.1　管线安装：

1　工艺管线的安装应综合热力、供排水、仪表风、采暖通

风等管线和电缆线，进行全面规划，统一布置。

2 不妨碍设备、阀门的检修维护。

3 应避免形成物料滞流段。

4 低温管线应尽量短。

5 非低温管线与低温管线相连时，切断阀应尽量靠近低温管线，阀及阀前管线均应作保冷处理。

6.4.2 管架安装：

1 管架上管线的布置应符合下列规定：

1）较重的管线宜靠近管架支柱。

2）按重量比例对称地布置管线，尽量避免一边重、一边轻的情况。

3）管线的间距应按其突出部分之间的净距确定。

4）管线变径时，宜选用偏心大小头，而且管底取平。

5）凝液和液化石油气管线、低温管线的布置，宜避免与蒸汽等热管线相邻。

6）管线的阀门和法兰等，宜靠近管架。

2 管架间距应根据管架上多数管子的允许跨度而定。其中少数跨度较小的管线，可与大管线相邻布置，并支撑在大管线上。

3 保温（冷）管线与管架的接触处，应设置管托。管托的高度，应根据保温（冷）层的厚度确定。管托的设置应符合下列规定：

1）碳钢管线的安装，其管托应焊在管线上。

2）不锈钢管线、低合金钢管线和低温管线，应使用管卡把管托固定在管线上。管托和管线之间使用绝热材料相隔。

4 操作温度高于 60℃ 和低于 0℃ 的管线安装，应考虑热胀冷缩及其补偿。设置固定支架时应符合下列规定：

1）应充分利用管系的自然补偿。

2）使两固定点之间的热（冷）管的几何形状具有一定的

弹性，足以补偿管线的位移量。

3）两固定点之间管线的位移量不宜超过管托长度的一半。

4）管线的位移不应影响相邻管线。

6.4.3 下列设备和管线（包括管线上的阀门、法兰等）应有隔热措施：

1 在工艺上要求防止冷量或热量损失的设备和管线。

2 由于热量损失或环境温度变化将影响操作参数和安全的设备和管线。

3 原料气脱水干燥之前的排液及排污管线。

4 工艺上要求散热和不回收热量，但有可能使人烫伤的设备和管线。

6.4.4 天然气、凝液产品、蒸汽和冷却水等，在其进出装置的管线和其他需要计量的管线上，均应安装流量计量仪表。流量计量仪表应安装在工况比较稳定的管线上。

6.4.5 油气取样管线的安装应符合下列规定：

1 油气的取样宜在压力管线上密闭进行。

2 取样管线应尽可能短，取样口应设在容易接近的位置，不应设在物料滞流段。

3 取样管线应安装两个阀门，内侧的阀门应作为切断阀，外侧的阀门为取样阀。取样阀宜为 *DN*10 或 *DN*8，切断阀宜为 *DN*15。

4 水平管中取样，气体取样口应在管线的顶部，液体取样口应在管线的侧面。

6.4.6 工作温度高于 0℃时，最高设计温度宜取比最高工作温度高 30℃的数值，且不应低于 50℃。

6.4.7 工作温度低于 0℃时，应规定最小设计温度。工作温度高于－30℃时，最小设计温度宜取比最低工作温度低 5℃的数值，且不应低于环境温度。工作温度低于－30℃时，最小设计温度宜取最低工作温度。

6.5 模块设计

6.5.1 原料气脱水、冷凝分离和凝液分馏等单元可按模块化的要求设计，原料气压缩单元可根据压缩机组的类型及尺寸而定。

6.5.2 模块的分割、数量、配置应结合运输条件确定。模块之间的连接管线应尽量少。

6.5.3 应在充分考虑投资及用户的要求后，确定模块的形式，宜采用框架形式。

6.5.4 适当加大各组模块的几何尺寸，需要铁路运输的模块必须符合铁路运输的有关规定，仅通过公路运输的应根据途经路段的具体情况确定。

6.5.5 每组模块的最大重量，应根据运输车辆及道路的最大荷载确定。

6.5.6 模块的配管设计，应便于制作和检修。

6.5.7 应充分利用开停工和正常操作的管线来清扫整个装置，尽量减少扫线口的设置。

7 安　全

7.1 安 全 阀

7.1.1 压力容器和设备的安全设计，应符合现行的《压力容器安全技术监察规程》和 GB 150 的规定。操作压力可能超过设计压力时，均应设置安全阀。下列部位应安装安全阀：

1 原料气进入装置的第一个气液分离器。

2 压缩机的各级出口管线上。

3 电动容积式泵（如往复式泵）的出口管线上。

4 分馏塔及回流罐。

5 冷剂容器及蒸发器。

6 低温凝液分离器。

7.1.2 安全阀的选用和安装应符合下列要求：

1 气体的泄放宜选用封闭全启式安全阀，液相管路上可采用微启型。喷嘴面积应等于或大于计算的值。一套安全阀不能满足时，可多套并联安装。

2 阀体应垂直安装，并靠近被保护的设备和管线，进出口管线的管径不应小于阀的进出口直径。多套并联安装时，进出口总管的截面积不应小于各支管截面积之和。

3 进口管线上宜装设切断阀。如果出口管线接入放空管网时，阀的出口也宜装设切断阀。

4 低温设备上安全阀的安装，必须采取防冻措施，如阀前留有一定长度的入口管段。

5 内部设有捕雾网的设备，安全阀的进口管线应安装在捕雾网的下方。

7.2 排放及环保

7.2.1 天然气排放系统的设计应符合 SH 3009 的有关规定。

7.2.2 处理量较大或经济效益较好的装置，低温凝液和气体的泄放宜单独设置放空收集管网。先排入放空罐，经容器内的加热盘管加热到常温，分出的气体接入正常的放空管网，烃类凝液应回收。如有防冻措施，可不单独设置低温排放管网。

7.2.3 原料气管线较长，原料气管线操作压力的波动范围较宽，处理量较大的装置，不宜设置原料气来气管线紧急放空设施。装置发生临时停车，原料气管线的超压应由气源方解决，装置只设原料气管线超压报警设施和装置生产设施的紧急放空设施。

附录 A　投资回收年限的计算

A.0.1　方案比较时，投资回收年限的计算公式如式（A.0.1－1）～式（A.0.1－4）所示。

$$C = \sum P_i \cdot J_{pi} \qquad \text{(A.0.1-1)}$$

$$B = \sum H_i \cdot J_{Hi} + Q \cdot J_q + Z + E + G + S \qquad \text{(A.0.1-2)}$$

$$N = C - B \qquad \text{(A.0.1-3)}$$

$$Y = T/N \qquad \text{(A.0.1-4)}$$

式中　C——年生产产值（元）；

P_i——第 i 种产品的年产量（t）；

J_{pi}——第 i 种产品的单价（元/t）；

B——年生产成本（元）；

H_i——第 i 种能耗工质（如蒸汽、水、电、仪表风和燃料油等）的年消耗量［t，m^3 或（kW·h）］；

J_{Hi}——第 i 种能耗工质的单价［元/t、元/m^3 或元/（kW·h）］；

Q——天然气的年体积减量（m^3）；

J_q——天然气的单价（元/m^3）；

Z——年人工工资（元）；

E——设备的每年折旧费（元）；

G——每年管理维修费（元）；

S——年生产税金（元）；

N——年纯利润（元）；

Y——投资回收年限（年）；

T——投资值（元）。

附录B 能耗计算

B.0.1 天然气凝液回收装置所消耗的能量称为装置能耗，是在生产过程中所消耗的蒸汽、电力、能耗工质（各种水、仪表风和燃料等）及天然气减量，追源到能量的数量的总和。能耗的计算公式如式（B.0.1-1）～式（B.0.1-8）所示。

$$E_p = E_e + E_w + E_n + E_s + E_a + E_f + E_g \quad (B.0.1-1)$$

$$E_e = G_e \cdot A_e \quad (B.0.1-2)$$

$$E_w = G_w \cdot A_w \quad (B.0.1-3)$$

$$E_n = G_n \cdot A_n \quad (B.0.1-4)$$

$$E_s = G_s \cdot A_s \quad (B.0.1-5)$$

$$E_a = G_a \cdot A_a \quad (B.0.1-6)$$

$$E_f = G_f \cdot A_f \quad (B.0.1-7)$$

$$E_g = G_g \cdot A_g \quad (B.0.1-8)$$

式中 E_p——装置能耗（kJ/h）；

E_e——装置电力能耗（kJ/h）；

E_w——装置循环水能耗（kJ/h）；

E_n——装置新鲜水能耗（kJ/h）；

E_s——装置蒸汽能耗（kJ/h）；

E_a——装置仪表风能耗（kJ/h）；

E_f——装置燃料油能耗（kJ/h）；

E_g——装置天然气体积减量能耗（kJ/h）；

G_e——装置电力消耗量（kW）；

G_w——装置循环水消耗量（t/h）；

G_n——装置新鲜水消耗量（t/h）；

G_s——装置蒸汽消耗量（t/h）；

G_a——装置仪表风消耗量（m^3/h）；

G_f——装置燃料油消耗量（t/h）；

G_g——装置天然气体积减量（m^3/h）；

A_e——电力耗能指标，$A=12561$kJ/（kW·h）；

A_w——循环水耗能指标，$A=4187$kJ/t；

A_n——新鲜水耗能指标，$A=7537$kJ/t；

A_s——蒸汽耗能指标，$A=2763420$kJ/t；

A_a——仪表风耗能指标，$A=1675$kJ/m^3；

A_f——燃料油的实际低发热值（kJ/t）；

A_g——天然气的实际低发热值（kJ/m^3）。

B.0.2 回收一千克凝液所消耗的能量称为单位产品能耗，计算公式如式（B.0.2）所示。

$$E_r = E_P/W \tag{B.0.2}$$

式中 E_r——装置的单位能耗，kJ/kg；

W——装置的凝液产量，kg/h。

附录C 有关图表

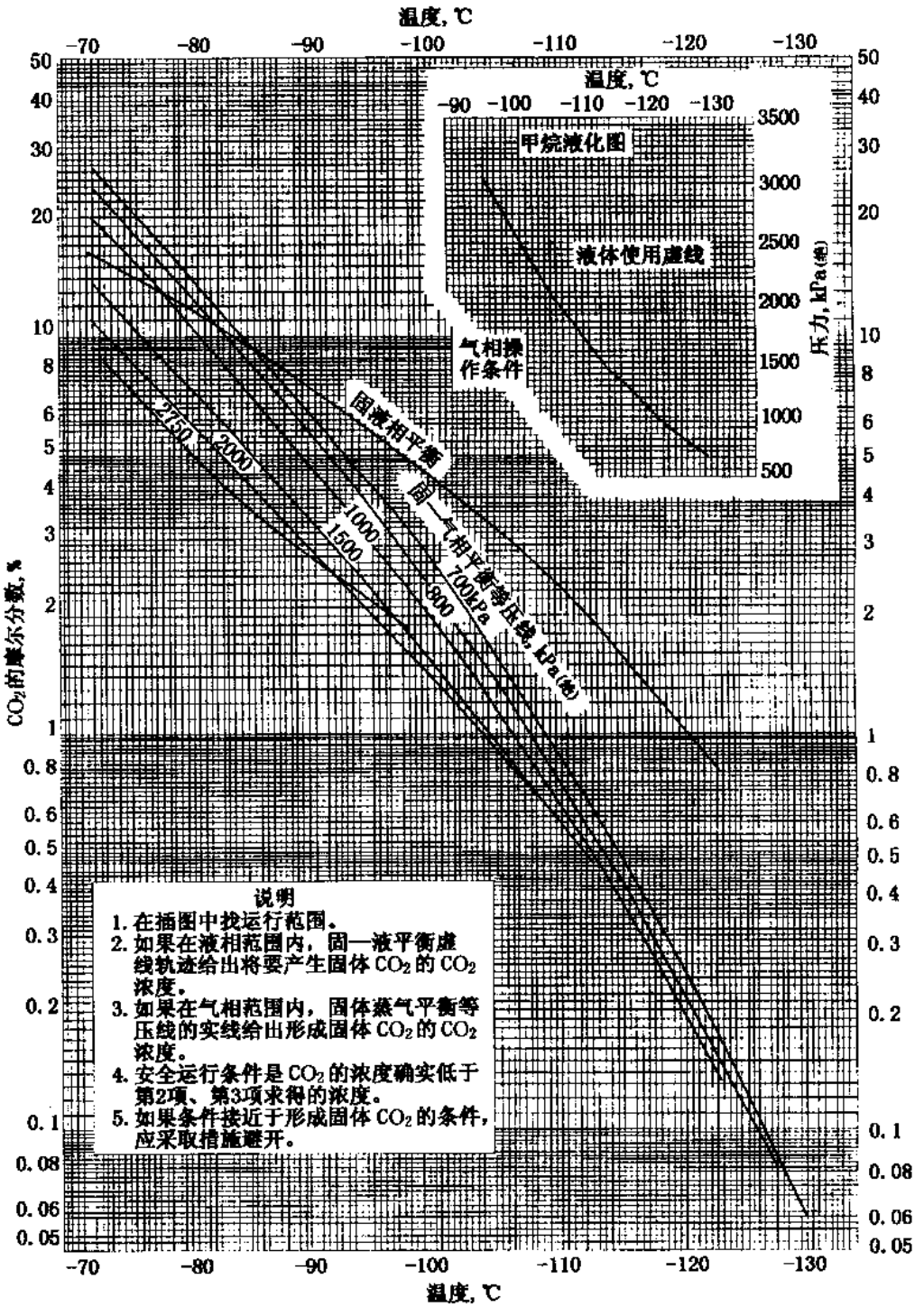

图 C.0.1 形成固体 CO_2 的近似条件

标准用词和用语说明

对执行标准严格程度的用词，应采用下列写法：

一、表示很严格，非这样做不可的用词：

正面词采用“必须”，反面词采用“严禁”；

二、表示严格，在正常情况下均应这样做的用词：

正面词采用“应”，反面词采用“不应”或“不得”；

三、表示允许稍有选择，在条件许可时首先应这样做的用词：

正面词采用“宜”或“可”，反面词采用“不宜。

表示有选择，在一定条件下可以这样做的，采用“可”。

附件

天然气凝液回收设计规范

条文说明

修 订 说 明

本规范是根据油气田及管道建设设计专业标准化委员会油设标字［2002］19号文的通知，由胜利油田有限公司规划设计研究院负责对《天然气凝液回收设计规范》SY/T 0077—93进行修订的。

为便于有关人员在使用本规范时能正确理解和执行条文的规定，本规范修订组根据编制条文说明的统一要求，按本规范章、节、条的顺序（不需要说明者予以省略），编制了本条文说明供读者参考。在使用中，如发现本条文有不妥之处，请将意见寄往胜利油田有限公司规划设计研究院（地址：山东省东营市；邮编：257026）。

胜利油田有限公司规划设计研究院

2002年7月

目　　次

3　一般规定…… 40
4　工艺方法…… 47
4.1　原料气压缩…… 47
4.2　原料气脱水…… 49
4.3　冷凝分离 …… 49
4.4　凝液分馏 …… 55
5　设备…… 60
5.1　设计压力和设计温度 …… 60
5.2　原料气压缩机 …… 60
5.3　膨胀机组 …… 63
5.4　分馏塔 …… 65
5.5　凝液泵 …… 67
6　设备及管线安装…… 68
6.2　设备安装 …… 68
6.3　阀门安装 …… 68
6.4　管线安装及其他 …… 68
7　安全…… 69
7.1　安全阀 …… 69
7.2　排放及环保…… 69

3 一般规定

3.0.3 根据油气田的特点，气量及组成都可能有较大的波动，一般需设一个波动范围。做工艺设计时，在波动范围内，应对关键设备的参数进行核算。如果没有特殊要求，可按60%～120%设计。高于或低于额定处理量时，收率允许下降。

3.0.5 某组分的收率或某产品的产率的高低由原料气的组成及压力、投资、操作费用和产品的要求等因素决定，也是各种工艺流程综合计算对比的结果。考虑到操作波动、计算误差、设备和换热流程不理想等的因素，收率保证值宜取设计计算值的90%～95%。

据资料介绍，乙烷的收率一般在20%～90%，高于80%的投资及操作费用上升较快。通常，选择的乙烷收率为50%～85%。

对于回收丙烷及更重烃类的装置，取不同的组分及收率进行装置的能耗计算。结果是收率在70%左右时，能耗的变化较小；大约在60%以下及90%以上时，能耗的变化将急速增减。已设计的和正在运行的装置，丙烷的收率一般在70%～85%。本规范推荐，新设计的装置丙烷收率宜为60%～90%。

对于一定的组分，盲目地要求较高的收率，在工艺上可以做到，但在经济上很不合理。要获得较高的收率，势必需要更低的制冷温度和增加分馏塔的负荷。有时，为了提高收率，使操作费用增加较多，装置的利润降低了。

从计算的结果分析，收率在85%～90%以上时，能耗上升相当快，在工艺上具体表现在：

1 提高原料气压力，增加膨胀机的膨胀比或级数。

2 增加冷剂的消耗，或改用更低温度级的冷剂（如乙烷）。

3.0.6 较贫的气体，如果处理量较大，液体石油产品产量较多，社会效益较好，投资回收年限可以长一些，但也不宜超过6年。

附录A给出的公式不能作为装置经济评价的计算公式，仅用于设计人员作工艺方案比较时，进行方案优劣比较的简捷计算。

3.0.8 本行业是指石油天然气行业。

3.0.9 天然气组分分析，一般分析到真实组分己烷，庚烷及更重的组分（C_{7+}）可作为正构庚烷处理。如果 C_{7+} 的含量超过0.1%时，可将 C_{7+} 劈分成2～3个虚拟组分，且按正构烷烃进行计算。对于伴生气，仅有戊烷及更轻组分的组分分析报告，不能作为设计的原始数据。

对于原油的分析，至少应分析到真实组分 C_9。最末一个重组分，应求出平均沸点、相对密度和相对分子质量。相对分子质量应用不同的方法对比，并取较低值。

3.0.10 查附录C图C.0.1，CO_2 在系统中，特别是在温度较低的膨胀机出口，可能形成固体物质。如果膨胀机出口物流中的凝液送到脱甲烷塔顶部的塔板上，CO_2 将在塔顶进行浓缩，在塔顶以下的几层塔板上，最易形成固体物质。脱除 CO_2 或降低操作压力，都可以降低 CO_2 的分压，因此这两种措施可供选用。是否需要脱除 CO_2，应作经济分析，气源及环境条件都较差的场合，宁可降低收率，而不采用脱 CO_2 的方案。

附录C中图C.0.1，表示的只是在系统中形成固体的近似条件。如果操作条件处在该图所示的液相范围内，可从固液相平衡虚线查得 CO_2 在液相中的近似的浓度极限值。操作条件在该图的气相范围内，则查实线表示的等压线，即得 CO_2 在气相中的近似的浓度极限值。

3.0.12 附录B中的能耗是专指为凝液回收而直接或间接引起的能耗。为其他目的而消耗的能量应另行计算并分别列出。

附录B中各耗能指标，是根据石化行业标准《石油化工设计能量消耗计算方法》SH/T 3110—2001的耗能指标换算而得。

各公用耗能工质，若为装置供应外界时，消耗量取为负值；若为外界供给装置的，则消耗量取为正值。在计算时，要准确确定各项数值，并且不能重复计量同一项内容，分项说明如下：

1　电力消耗：如果原料气压力低于外输压力时，则将原料气从原料气压力值增压到外输压力值所消耗的电能，不应计入计算能耗的电力消耗中。如果原料气压力高于外输压力时，则电力消耗中，应计入将原料气从外输压力值增压到原料气压力值所需要的电能。

2　循环水消耗：如果电力消耗已计入循环水泵的用电，则循环水消耗量为零，不再重复计量。但在新鲜水消耗中，应计入循环水的损耗量。

3　新鲜水消耗：这里指的是机泵和设备等消耗的新鲜水量。如果循环水消耗单独计量时，新鲜水消耗量中不应计入补充水的损耗量。

4　蒸汽消耗：如果蒸汽为装置自产，则不计自用部分。向外界供应的蒸汽量取为负值，计入蒸汽消耗中。

5　仪表风消耗：如果电力消耗已计入仪表风压缩机的电能，则仪表风消耗量取为零。

6　燃料油消耗：如果装置使用燃料油（如有热媒系统），则能耗应单列。

7　天然气体积减量：为原料气量与装置气量之差值。

影响装置能耗的因素如下：

1　原料气的压力和温度。

2　原料气的组成。

3　装置的外输压力。

4　收率。

5　产品的种类及技术要求。

其中，产品的种类及技术要求对能耗的影响，可以归结到出同类产品的生产装置，进行同类装置的能耗对比。对比能耗低，说明流程组织更合理。进行比较时，还应消除其他四项因素对能

耗的影响。为此，提出一个对比能耗的概念，供评定装置时参考。它是反映工艺设计能耗水平的，可以进行同类装置之间相互对比的单位产品能耗。它考虑并消除了原料气的组成及压力、外输气压力、收率等因素对装置能耗的影响。对比能耗的数值为标准原料气在标准运行工况下按设计的工艺过程运行的单位产品能耗。为适应新的标准工况，可改动工艺过程的部分细节。标准原料气及运行工况规定的参数如下：

1 原料气中乙烷（回收乙烷时）或丙烷（回收丙烷时）及更重烃类的组分总含量为 300g/m^3。

2 原料气的压力为 0.5MPa（绝）。

3 原料气的温度为 40℃。

4 外输压力为 0.5MPa（绝）。

5 乙烷的收率为 70%或丙烷的收率为 80%。

对于回收丙烷及更重烃类的装置，而且仅生产丙丁烷混合物和天然汽油两种凝液产品时，可按下列计算公式计算：

$$\begin{aligned} E_{rp} = {} & E'_p/(W - W_{re}) + 2.811 \times 10^2 + 4.967 \times 10 \times M_g \\ & - 9.437 \times 10^{-2} \times M_g^3 + 6.126 \times 10^{-5} \times M_g^3 \\ & + 5.288 \times 10^3 \times p_0 - 3.554 \times 10^3 \times p_0^2 \\ & + 8.512 \times 10^2 \times p_0^3 - 4.272 \times 10^2 \times R_c \\ & + 6.057 \times R_c^2 - 2.890 \times 10^{-2} \times R_c^3 \end{aligned}$$

式中 E_{rp}——装置的对比能耗（kJ/kg）；

E'_p——原料气以外输压力进装置时的装置能耗（kJ/kg）；

W——装置的凝液产量（kg/h）；

W_{re}——原料气增压到外输压力时冷凝的凝液数量（kg/h）；

R_c——丙烷的收率（%），$60 \leqslant R_c \leqslant 95$；

p_0——装置的外输压力（MPa），$0.25 \leqslant p_0 \leqslant 1.8$；

M_g——原料气中丙烷及更重组分的总含量（g/m^3），$100 \leqslant M_g \leqslant 700$。

该计算公式的推导过程如下：

1　工艺流程的筛选：在比较的几个流程中，筛选出的流程的能耗为最小。在该流程上进行各种因素对能耗值的影响，关联出消除这些因素影响的计算公式。

2　原料气的压力及温度的影响：规定在计算能耗时，原料气以外输压力值和40℃的温度进入装置。

3　装置的外输压力的影响：计算对比能耗时，外输压力的基准值为0.5MPa。

选取7组不同组分的原料气，丙烷及更重烃类组分的含量为207.7g/m^3～503.6g/m^3，在筛选的流程上进行方案计算，关联出外输压力影响能耗的差值的计算公式如下：

$$f(p_0) = -1861.82 + 5287.86 \times p_0 - 3554.03 \times p_0^2 + 851.160 \times p_0^3$$

举例说明如下，某一装置的外输压力 $p_0 = 0.7$MPa，由上式计算得到 $f\ (0.7) = 390.2$kJ/kg，由能耗工质推算出的单位能耗值加上该值即为装置已消除外输压力影响的对比能耗。下述公式的含义与此相同。

4　收率的影响：计算对比能耗时，丙烷收率的基准值为80%。

选取7组不同组分的原料气，丙烷及更重烃类组分的含量为207.7g/m^3～503.6g/m^3，在方案计算的基础上关联出收率影响的能耗的差值的计算公式如下：

$$f(R_c) = 10206.00 - 427.18726 \times R_c + 6.05726 \times R_c^2 - 28.90126 \times 10^{-3} \times R_c^3$$

5　原料气组分的影响：计算对比能耗时，丙烷及更重烃类组分的含量的基准值为300g/m^3。

选取15组不同组分的原料气进行方案计算，丙烷及更重烃类组分的含量为75g/m^3～750g/m^3，关联出下列影响能耗的差值的计算公式：

$$f(M_g) = -8063.10 + 49.6747 \times M_g - 9.43692 \times 10^{-2} \times M_g^2 + 6.12563 \times 10^{-5} \times M_g^3$$

6 综合上述各因素对能耗的影响，即得到对比能耗的计算公式。

3.0.13 组织工艺流程时，各操作单元可能有若干种组织，而且单元中也可有若干种组织，因此要求各单元的匹配应经济合理。有的流程在经济上合理，但在操作管理上却非常困难，还应注意流程匹配的协调性。

本条第3款：投产初期，装置将生产一些不合格的产品。如果产品的产量较少时，可不设置不合格产品重新处理的辅助流程，少量的不合格产品可与进入储罐的大量的正常生产时的产品混合后出售。

3.0.14 气候条件较差的地区，如沙漠地区，自控设计应完善，采用高水平、高可靠性的设备和技术，以做到运转可靠。而一般地区，应提倡可靠实用，不宜追求自控设备技术的高新、自控程度的完善。一般可参照下列要求设计：

1 应设置合适的安全和保护停车及报警设施。

2 对影响产品质量、收率，关系装置正常运行的重要参数，必须进行监控。

3 规模较小，或气源较贫及经济效益较差的装置的流程，设备和自控系统应尽可能简化，但应对启动、停车和正常运行等不同操作阶段进行研究，确保设计出切实可行的自控系统。

3.0.15 该条的内容是根据国外某石油公司的作法编制。国外石油公司某处理站，控制系统分DCS、ESD、F&G三部分，其中ESD（紧急关断）系统分为四级，制定整个控制系统的因果关系，研究什么原因导致什么样的关断结果。一级关断应用于带有全站泄压的紧急关断，二级关断应用于不泄压的全厂关断，三级关断应用于主要单体生产装置或局部工艺流程的紧急关断，四级关断应用于单体工艺设备的紧急关断。一级紧急关断事故源宜为来自于控制室内的手动关断盘上的一级关断按钮（惟一的）。二

级事故源为来自于该盘上的二级手动按钮和其他的现场的自动检测信号，如仪表风储罐的压力低、燃烧火炬熄火、变电所主供电事故等。三级和四级的事故源主要为来自现场的自动检测仪表和ESD手动控制盘上的三级关断按钮和部分设备的四级关断按钮。紧急停车宜符合下列规定：

1　一级关断应用于带有全站泄压的紧急关断。

2　二级关断应用于不泄压的全厂关断。

3　三级关断应用于主要单体生产装置或局部工艺流程的紧急关断。

4　四级关断应用于单体工艺设备的紧急关断。

在P&ID中应标示ESD系统的控制方案。完成ESD系统的控制方案，首先要进行安全分析，找到不安全的原因，其次是寻求解决问题的方案，使装置达到安全生产。应全面分析P&ID上标示的参数，研究参数的波动情况和各种干扰因素等，把所有不安全的原因（问题）列出来，统一考虑如何解决这些问题，并研究这些原因可能引起的结果，确定原因级别。有些原因应考虑程序联锁，以确保安全，这类原因导致较高级的停车。

4 工艺方法

4.1 原料气压缩

4.1.1 天然气凝液回收应在适宜的冷凝温度和压力下进行。若原料气压力高于适宜的冷凝分离压力，则流程中没有原料气压缩这一单元；当原料气压力低于适宜的冷凝分离压力时，才设置原料气压缩机，将气体增压到所需的压力。

4.1.2 原料气增压后的压力及增压次数，可有下列几种情况：

1 适宜的冷凝分离压力和外输压力基本一致时，应以外输压力反推冷凝分离压力，可分为下列两种工况：

a) 采用冷剂制冷工艺时，原料气应一次增压到所需的压力。如果原料气压力、适宜的冷凝分离压力、外输压力、工艺过程的压降和原料气增压后的压力分别用 p_1，p_2，p_3，Δp 和 p 表示（下同），则可用关系式表示，即 $p = p_3 + \Delta p \approx p_2 + \Delta p$。

b) 采用膨胀制冷工艺时，宜将原料气一次增压到所需的压力，即 $p = p_3 + \Delta p \approx p_2 + \Delta p$，其中 Δp 包括了膨胀的压差。如果 p_3 比 p_1 大许多，且 Δp 较大时，可采用二次增压。

2 当 $p_2 > p_3$ 时，宜采用膨胀制冷工艺，分下列两种情形：

a) 一次增压到所需要的压力，即 $p = p_3 + \Delta p \approx p_2$。$\Delta p$ 包括了全部或部分膨胀的压差。流程可有下列两种变化，第一种为从 p_2 膨胀到膨胀机械出口压力 p_4（下同），回收凝液后再用外输气压缩机由 p_4 增压到 p_3；第二种为 $p_4 \approx p_3$，回收凝液后不再设外输压缩机。

b) 采用了二级膨胀制冷工艺，增压后的压力 $p = p_2 + \Delta p$。

第一级膨胀，由 p 膨胀到 p_2；第二级膨胀，由 p_2 膨胀到 p_3。

3 当 $p_2 < p_3$，可分下列两种工况：

a) 采用了冷剂制冷工艺，当 p_3 低于临界压力时，可采用一次增压，$p = p_3 + \Delta p$；当 p_3 高于临界压力较多时，则采用二次增压，第一次 $p = p_2 + \Delta p$，回收凝液后第二次增压 $p = p_3$。

b) 采用膨胀制冷工艺时，可分下列两种流程：第一种，第一次增压 $p = p_2 + \Delta p$，Δp 包括了膨胀压差；回收凝液后第二次增压 $p = p_3$，适宜的冷凝分离压力在膨胀机的出口。第二种，第一次增压 $p = p_2$，膨胀到 p_4；回收凝液后第二次增压 $p = p_3$，适宜的冷凝分离压力在膨胀机的进口。

4.1.4 进气压力的提高，可降低压缩比及能耗。未增压的伴生气的入口压力，一般在 0.25MPa（绝）～0.3MPa（绝）范围内波动，也有在 0.4MPa（绝）～0.6MPa（绝）范围内波动的。

4.1.6 防止污染凝液。

4.1.7 各级分离器分出的凝液的处理可有下列方法：

1 降压加热闪蒸法：只需回收丙烷及更重烃类的组分，而且凝液中乙烷及更轻的组分较少的场合，可减压后分别进入一个三相分离器，被加热到适当温度后分出凝结水，气体返回压缩机进气分离器，烃类凝液送到脱丙烷塔（或脱丁烷塔）进行分离。混合凝液在分离器中的停留时间不宜小于 15min。

2 逐级返回闪蒸法：原料气较贫、分离器分出的凝液较少时，后级分离器分出的凝液排入前级分离器，将凝液集中到压缩机入口分离器中。入口分离器应采用三相闪蒸分离器，烃类凝液送到脱丙烷塔（或脱丁烷塔）进一步处理。

3 提馏法：各级分离器分出的凝液，在分出水后送到提馏塔，脱除乙烷及更轻的组分。塔顶气体返回压缩机，塔底烃类凝液送到脱丙烷塔（或脱丁烷塔）进行分馏。如果乙烷含量较大，

返回压缩机不经济时，可在提馏塔只脱除甲烷，塔底凝液经脱水后送到脱乙烷塔。

4.2 原料气脱水

4.2.3 本条第1款所述吸附器切换系统如果发生误操作，进行再生过程的干燥器就被切换成吸附过程，导致出干燥器的原料气的温度很高，一旦进入后续流程将破坏铝质板翅式换热器。如果干燥器在压缩机的级间，误操作后会使压缩机发生故障。因此，推荐设置温度超高联锁切断阀。处理量较小、自动化程度要求不高时，可不设联锁切断阀，而改用一台水冷却器。

4.2.4 设置辅助流程线，是为了在冷凝分离单元事故停车及正常检修时仍能继续输气，而且水露点满足输气要求。对含 H_2S 的气体，这一条特别适用。

4.3 冷凝分离

4.3.2 同一组成的原料气在不同的冷凝压力与温度下，各组分及总物流的冷凝率是不相同的。不同组成的原料气在同一冷凝压力及温度下，各组分及总物流的冷凝率也是不同的。设计一个装置时，首先要确定适宜的冷凝分离压力及温度。为了确定适宜的冷凝分离压力及温度，需要作冷凝计算。

规定几个温度等级，计算并绘制丙烷（或乙烷）的冷凝率对应冷凝分离压力的冷凝曲线。从该冷凝曲线可看出，提高冷凝分离压力，被回收组分的冷凝率也在提高。但是冷凝压力过高是不合适的。因为温度一定时，随着压力的提高，冷凝率的增长率在变慢。冷凝率的增长率显著变慢时的压力值，即可初选为适宜的冷凝分离压力。该压力值与第一个分馏塔的操作压力基本相同时，可取高于分馏塔的压力，以便凝液可以直接自流进塔。

冷凝分离压力初步选定后，就可确定冷凝温度。在确定的冷凝分离压力下，计算并绘制冷凝温度对应冷凝率的冷凝曲线。从图中可以看出，随着温度的降低，丙烷（或乙烷）的冷凝率却在

提高。但是，温度降低到某一值后，丙烷（或乙烷）的冷凝率的增长率迅速变慢，此温度通常被定为适宜的冷凝分离温度，此时的冷凝率与回收率的要求值大致相同。

实际计算过程，由于原料气在达到最终的冷凝压力及温度之前已经过多次气液分离，其组成是变化的，因此应根据计算过程的原料气物流的组成，复核适宜的冷凝分离压力及温度。

适宜的冷凝分离压力及温度确定后，就可确定合适的工艺方法，合理地组织工艺流程以达到适宜的冷凝分离压力及温度。当原料气的压力高于适宜的冷凝分离压力，或适宜的冷凝分离压力高于外输压力时，应采用膨胀制冷工艺。采用膨胀制冷工艺的装置，单靠膨胀达不到适宜的冷凝温度时，应采用冷剂预冷。

原料气为一多组分体系，可从其相图中看出，在反凝析区和泡点线、露点线及临界点附近是一个不稳定区，如果计算的操作工况过于接近时，实际的工作工况就不易稳定。因此，适宜的冷凝分离压力宜低于临界压力，不宜超出太多。适宜的冷凝分离温度不宜接近泡点、露点、临界点及反凝析点。

4.3.3 本条第1款第2）项：油田地面工程第6卷第2期《冷剂制冷和透平膨胀制冷循环的热力学分析比较》一文，对膨胀机制冷和冷剂制冷循环进行了热力学比较，认为制冷温度大约高于－80℃时，冷剂制冷比膨胀机制冷的能耗要低。如果采用混合冷剂制冷，换热温差可减小，上述温度可进一步降低。为了比较采用冷剂预冷的膨胀制冷流程的情况，进行了方案计算。结果是，当膨胀机制冷工艺采用了冷剂预冷后，上述温度提高到－70℃左右。实际使用过程中，－70℃的制冷温度可以作为膨胀机制冷和冷剂制冷的实际使用界限。但是，制冷温度在－70℃左右时，不能简单套用，必须进行经济论证。

本条第2款第3）项：采用混合冷剂，只要适当确定其组成，可以使混合冷剂的蒸发曲线与物料的冷却曲线十分接近，缩小传热平均温差，降低制冷循环的能耗。采用混合冷剂，可比单一组分的冷剂制冷节能7%～10%。只要凝液的组成合适，应优

先使用凝液作为冷剂使用。

本条第 2 款第 4）项：冷剂丙烷一般按 0℃，－15℃，－40℃三个温度等级闪蒸，提供较低温度的冷量。冷剂的年耗量，可取设备冷剂总容量的 5%～10%。通常，0℃的制冷温度可用于干燥器之前原料气的冷却，－15℃的制冷温度可用于脱乙烷塔顶回流冷凝器，－40℃的制冷温度用于原料气物流的预冷。

本条第 3 款第 5）项：冷剂的蒸发压力宜高于当地大气压力，以避免空气渗漏入系统中的可能。因为空气进入系统，将使制冷装置的制冷负荷降低，使装置工作不正常。天然气的冷凝分离温度一定，冷剂的蒸发温度越低，则单位制冷量的能耗也越低，冷剂宜在较低的蒸发压力闪蒸。

本条第 4 款：氨吸收制冷的特点是直接利用热能制冷，可采用蒸汽、烟道气和其他热源，每千瓦时制冷负荷大约需要 10^4kJ 热量。对综合利用热能不仅有经济效果，而且有实现的意义。流程中的吸收器、冷却器和塔顶冷凝器等三个设备需要冷却水，冷却水的耗量比较大。

4.3.4 本条第 1 款：压力很高（约 10MPa 或更高）的气层气回收凝液时，一般要进行一级或二级膨胀。由于气源压力会随开采过程逐渐递减，一级膨胀的膨胀比小而且不稳定，推荐采用节流阀膨胀，膨胀到 6MPa 左右后再采用膨胀机械制冷。如果第一级膨胀就采用膨胀机械，由于膨胀比不大，膨胀产生的温降也就不大。用花在膨胀机械方面的投资去购置一套冷剂制冷装置，在经济上会更合理。单靠节流阀制冷就能满足要求时，就不应采用膨胀机械，以减少投资从而提高经济效益。

4.3.5 本条第 1 款：热分离机对气体流量和膨胀比的变化适应性较强，可用于各种不同的流量和压力，能在热力学曲线图的两相区里工作。设备结构简单，操作方便，安装和维修容易。转速较低，可长时间无故障连续运转。膨胀比一般控制在 6～7 以内，转动喷嘴式热分离机的绝热效率通常在 60%左右。

本条第 2 款：热分离机常用于气量较小，或气量不稳定及波

动范围可能较大的场合，特别适用于单井或边远井气层气的凝液回收。气源稳定、气量较大时，宜选用绝热效率较高的膨胀机。

4.3.6 本条第2款：膨胀比大于7以后，膨胀机的绝热效率明显降低。

本条第3款：为了比较设置原料气压缩机的装置，是否应采用冷剂预冷，进行了两种流程的方案计算。其中，流程A仅在流程B的基础上增加冷剂预冷，两种流程均为回收丙烷及更重烃类的装置。取4个不同组成的原料气，丙烷及更重烃类的组分含量为91.9g/m^3～207.7g/m^3，在为流程A和流程B编制的电算程序上进行方案计算，并规定丙烷收率和外输压力均相同。

计算的结果如下，采用冷剂预冷的流程A比流程B原料气的增压压力低0.84MPa～1.05MPa，膨胀机的出口温度高5℃～14.1℃（B流程的膨胀机出口温度最低为－113℃），相当于处理量为10^4m^3/d时的生产费用低（0.74～0.92）万元/年。

上述计算结果表明，采用冷剂预冷的流程A较流程B有优越性。对于一级膨胀流程，冷剂提供的冷量一般占35%～45%；对于二级膨胀流程，冷剂提供的冷量会减少。

本条第4款：采用了多级冷凝与多级分离，及时从物流中分出凝液，可以使原料气经各热交换器换热后的冷凝率不至过大。如果凝液再消耗更多的能量随气流一起降低温度，为降温而吸收的冷量在其复热过程中由于传热温差等因素将损失一些。因此，多次冷凝与多次分离可以减少传热面积和冷损耗，且使冷量利用更合理。该过程也是物流渐次冷凝，凝液渐次闪蒸的蒸馏分离过程，使气液两相都得到了“提纯”，从而使进入膨胀机的气体更轻，提高了膨胀机的制冷效果；另外，也减轻了脱甲烷塔（或脱乙烷塔）脱除轻组分的任务，减少了生产费用。采用了多次冷凝与分离，将多设置一些设备，结果使投资增加。但处理量较大和气体较富时，节省的生产费用就较多。当节省的生产费用可以弥补增加的投资，即在经济上可行时，就应采用多级冷凝与分离。

如果冷凝分离压力和温度不变时，不采用多级冷凝与分离、

可回收的凝液总量略有增加，但也增加了生产费用。

就采用多级冷凝与分离可以节省多少生产费用这一问题，进行了方案比较。比较的基础是，凝液量（或收率）和装置进出口操作参数相同，冷凝分离压力及温度不同。以回收丙烷及更重烃类的装置为例，取8个不同组成的原料气，丙烷及更重烃类的含量为344.4g/m^3～701.3g/m^3。在流程中，设置了原料气压缩机和冷剂预冷。计算的结果是膨胀机之前的原料气物流的冷凝率在11.5%～25%时，设置了多级分离，平均每天处理10^4m^3的气，每年可以节约（0.2～1.6）万元的生产费用。

本条第5款：以回收丙烷的装置为例，进行膨胀机入口物流分离器分出的凝液是否节流闪蒸的方案比较。组织两类流程A和流程B，均为氨冷剂预冷的一级膨胀流程。其中流程A设置了凝液节流闪蒸流程，流程B不设，其他方面均相同。

取11个不同组成的原料气，丙烷及更重烃类的含量为91.9g/m^3～553.8g/m^3，分别利用流程A和流程B进行方案计算，且规定丙烷收率和外输压力均相同。计算的结果是，设置节流闪蒸的流程A和流程B相比较，原料气的增压压力和膨胀机的出口温度相差不大，但相当于处理量为10^4m^3/d时的生产费用降低了（0.2～1）万元/年。

综合方案计算的结果，可以认为分出凝液中含有较多的应脱除的组分，且处理量较大时，应先降压闪蒸预先脱除一部分轻组分。在闪蒸分离器中还可以安装一些填料，膨胀机的入口凝液减压后进入分离器的下端，闪蒸气向上通过填料层，膨胀机出口的凝液（或出口物流）进入分离器的上端，往下流过填料层，和上升的闪蒸气进行传质传热过程，起一定的精馏作用。

本条第6款：膨胀机的出口物流可设置独立的气液分离器，或直接进入第一个分馏塔的塔顶，也可以不经气液分离器就直接进入换热器以回收冷量。在设计中应通过技术经济比较后，选择适当的方式。

当出口物流的凝液量较大时，宜进行气液分离。曾以回收丙

烷的装置为例，进行膨胀机出口是否设置分离器的方案比较。组织两个流程A和流程B，均为氨冷剂预冷的一级膨胀流程。其中，流程A设有膨胀机出口分离器，流程B不设，其它方面均相同。

取6个不同组成的原料气，丙烷及更重烃类的含量为91.9g/m^3～405.7g/m^3，分别利用流程A和流程B进行方案计算，且规定丙烷收率和外输压力均相同。计算的结果是，设置出口分离器的流程A与流程B相比较，原料气的增压压力低0.25MPa～0.57MPa，膨胀机的出口温度低15.9℃～29.5℃（流程A的膨胀机出口温度最低为－96.3℃），相当于处理量为1×10^{4}m^3/d时的生产费用低（1.4～3.1）万元/年。

从上述计算结果不难看出，设置膨胀机出口分离器的流程A具有一定的优越性。处理量大到一定的数量时，因设置出口分离器而节省的生产费用就可以补偿因增加设备而增加的投资，这时设置膨胀机出口分离器就比较经济。尤其要注意的是，如果设置出口分离器可以使压力系统降低一个压力等级时，就应优先考虑设置以节省投资。以上计算的结果，出口物流中分出的凝液的丙烷含量，占回收凝液中丙烷的含量的10%左右，仅从丙烷的量看也应回收。出口物流中凝液的丙烷含量较少时，例如干气膨胀机的出口物流，可不设出口分离器。

膨胀机的出口物流直接进入第一个塔的塔顶，利用了其冷量。但在物流温度不够低、塔的压力也较低时，需要回收的轻组分挥发损失很大，因此在这种工况下不应采用。

本条第9款：增压机在流程中的位置，可参考下列情况选择：

1　原料气压力高于适宜的冷凝分离压力时，应设置后增压（即增压机在膨胀机之后，下同）。

2　流程中设有原料气压缩机时，分下列两种情形：

a）膨胀机的入口压力为适宜的冷凝分离压力时，通常膨胀机的出口压力可以满足外输，宜设置前增压即增压机在膨胀机之前，以降低生产费用。但不得提高系统的压力等级。采用前增压

流程时，应合理地组织流程使压缩后的气体不再另设冷却器。

b）膨胀机的出口压力为适宜的冷凝分离压力时，入口的压力一般都比较高，宜采用后增压，以降低膨胀机上游系统的压力。

3 考虑到后增压流程的膨胀机的操作容易控制，一般推荐采用后增压。

4.3.7 流程中应设有甲醇喷注系统，一旦低温系统发生冻堵，可在不停产的情况下喷注甲醇解冻。不宜设置热天然气来使系统解冻，因为热天然气解冻只能在停产时才能进行。铝质板翅式换热器的翅片有促进水合物生成的倾向，使用板翅式换热器的膨胀机装置，很少在膨胀机的喷嘴及出口管线上发生水合物冻堵，如果有水合物首先在翅片中形成。温度较低的通道，安装了压降检测仪表就可检测冻堵现象。

4.4 凝液分馏

4.4.2 脱甲烷塔的顶底温度差和浓度（甲烷含量）差都比较大，适当采用侧重沸器以利用各种温度等级的冷量，以及采用多股凝液按不同的浓度分别在与塔内浓度分布相对应的部位进料，可以合理利用冷量、提高分离效率和减少回流比。此外，还可利用多股低温进料的冷量来冷却原料气，使进料的温度升至与进料板相当的温度，以减少由于有温差的物流混合所造成的冷量损失。采用侧重沸器后，塔板数可能略增，但可以从节约能耗方面得到补偿。

脱甲烷塔宜采用较低的压力，一般可在 0.6MPa～0.8MPa，否则将浪费冷量。因为物流之间的换热温度可以设计得比较接近，低压下塔的冷量可通过侧重排器回收，使能量得到合理利用。

4.4.3 对于不回收乙烷的装置，就是否设脱乙烷塔的塔顶回流冷凝器，作了下述方案的比较。取 10 个不同组分的原料气，丙烷及更重烃类组分的含量为 186.5g/m^3～611.9g/m^3，两种流程

的入口条件、丙烷收率和外输压力均相同。计算的结果是，设置了回流冷凝器以后，对于膨胀机制冷的装置，膨胀机的出口温度提高了，原料气的增压压力和生产费用降低了；对于冷剂制冷的装置，制冷温度提高了，生产费用降低了。结果表明，在条件许可时，脱乙烷塔的塔顶宜设置由冷剂提供冷量的回流冷凝器。

回收乙烷组分的脱乙烷塔，塔顶出商品乙烷产品，可以是液态或气态。该塔是一个完全塔，塔顶应采用冷剂或相应温度等级的物流提供冷量，操作压力的控制方法与脱丙烷塔（或脱丁烷塔）的基本相同。

4.4.5 本条第 2 款：对于有提馏段无侧线产品的分馏塔来说，产品质量取决于塔的压力、温度、回流比和塔的结构。实际只要保持塔的压力、塔底温度和回流量稳定，产品质量也就稳定了，不需要再对塔顶温度自动调节。

在运行过程中，由于塔的结构和尺寸已定，塔的内回流量只能控制在允许范围内。回流过多时会出现泛溢，回流减少时会降低组分分割效果，过少时，将不能正常运行。因此对塔的压力和塔底温度进行自动调节时，回流量也要保持基本稳定。进料量减少时，可以在保证产品质量的条件下适当减少回流量，但不能保持原有的回流比。要求生产丙烷和丁烷时，回流量应自动调节。只生产丙丁烷混合产品的塔，回流量可就地手动调节或人工遥控调节。

本条第 4 款：塔的压力的调节方法比较多，大致可以分为改变冷凝器的气相传热面积、传热温差和冷流的流量等三种方法。实际使用中，常采用改变气相传热面积来进行自动控制，由调节阀的位置不同而引出多种方法，综合现有装置的情况和《工艺管道安装设计手册》第一篇的介绍，下列几种方法可供参考：

1 如图 1，通过改变气相流量调节可利用的冷凝面积，当调节阀关闭时，冷凝器的压力下降，而冷凝器的液位上升，塔压就升高。冷凝液的配管必须按重力流动设计，应注意冷凝器的高度，调节阀的位置、大小和配管。

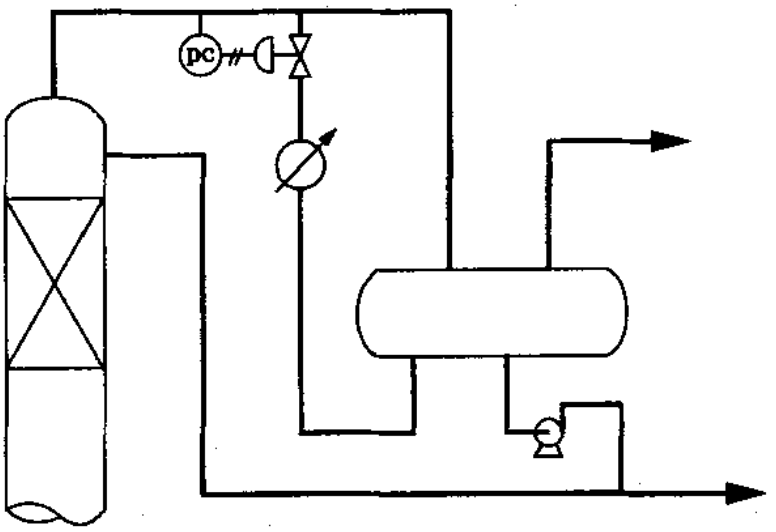

图 1

2　如图 2，通过改变流出冷凝器的冷凝液流量，调节可利用的冷凝面积。需要注意冷凝器的高度，调节阀的位置和大小、管线尺寸和布置。

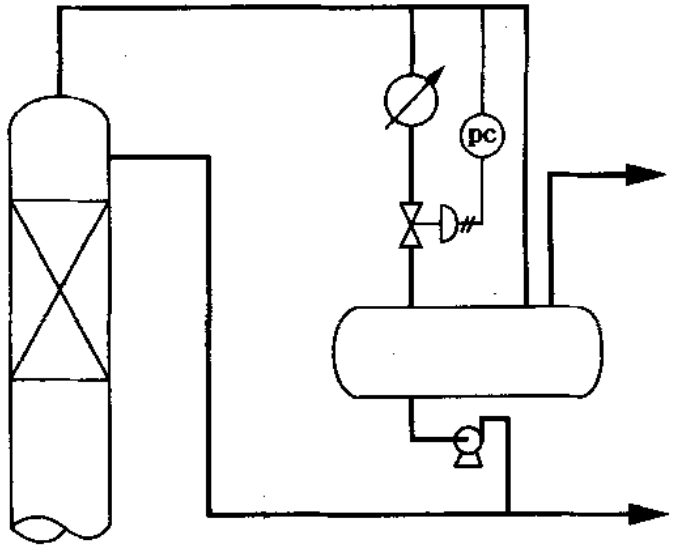

图 2

3　如图 3，压力信号也可以取回流罐的压力。如果塔的压力下降，则调节阀使旁路流量增加，提高回流罐中的压力，于是

提高了冷凝器中的液位，减少冷凝器的传热面积。该方法即为热旁路调节法。

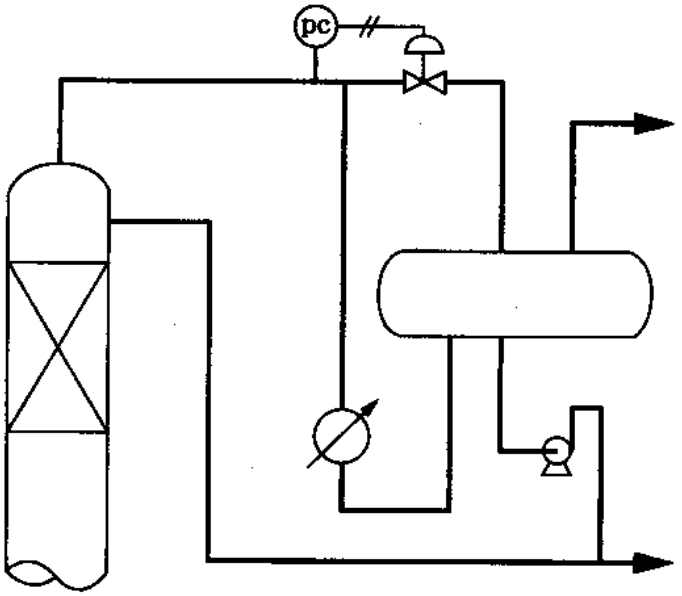

图 3

4　如图 4，控制回流罐的压力低于塔的压力，通过改变从冷凝器来的冷凝液流量调节可利用的冷凝面积。

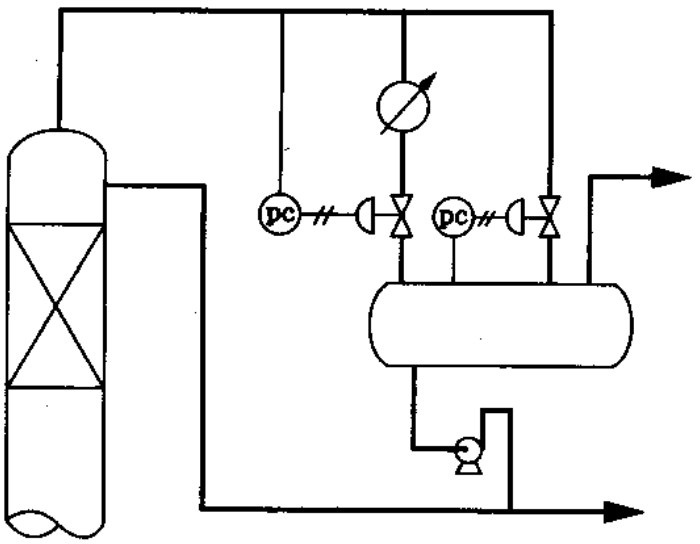

图 4

5　如图 5，回流罐为全部浸没或部分浸没，不需要回流罐液位控制系统。

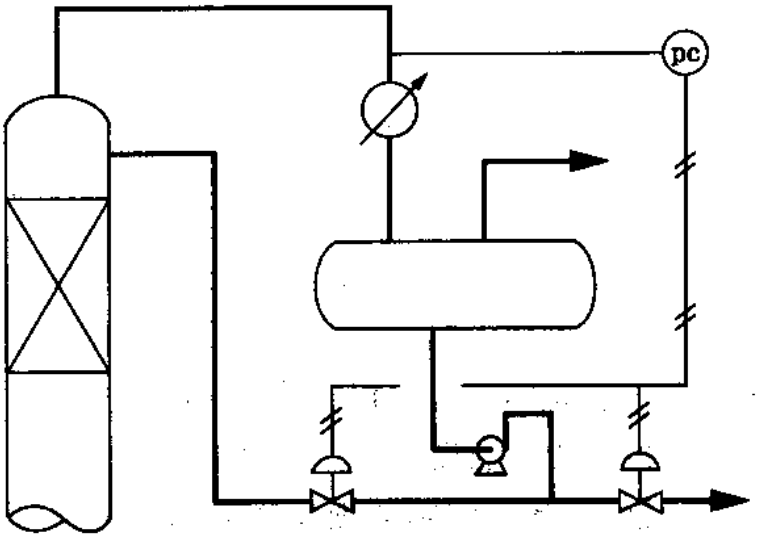

图 5

图 2 的调节阀比图 1 的要小，图 3 的方法用得比较多，推荐采用图 3 热旁路调节法。由于冷凝器的高度不够，以致不能使用图 2 的调节方法时，就可以采用图 4 的调节方法。

4.4.6　压力调节方案与图 1 的方法相似，只是该调节系统没有回流罐、回流泵及外回流。由于调节阀的位置放在塔顶气相管线上，全凝器的安装位置就要求比较高（冷凝的液体是靠液位差自流到产品储罐）。

如果调节阀放在冷凝后的液体管线上，即在全凝器之后，全凝器就可以安装在地面（液体是靠压差流到产品储罐），可以省掉一层平台。但压力调节阀的设计，要满足储罐压力随环境温度波动时的工况。

5 设　　备

5.1 设计压力和设计温度

5.1.2 对于不同的压力和温度下运行的设备，以分子筛干燥器为例说明。干燥器的操作工况有两种，即吸附和再生。在说明工作压力和温度时，应说明运行中相应的温度和压力，即分别说明吸附和再生过程的压力和温度。

5.1.4 冷剂系统的设备，实际的操作压力和温度不同，但是临时停产后温度可能升高到50℃，此时的饱和蒸汽压就远高于操作压力。保证不会超压的措施可以是放空，但要浪费冷剂，这在经济上是不合理的，管理上不方便。

5.2 原料气压缩机

5.2.1 本条第1款：由于小流量的叶轮加工制造困难，而且工作情况不稳定，因此离心压缩机的最小流量受到限制。

5.2.2 本条第1款：离心式压缩机的价格很高，而且使用期限很长，运转可靠，因此备用在经济上是不合理的。压缩机的价格和处理量不是倍数关系。同样处理量时，采用一台大的离心式压缩机比用两台小的更经济一些。此外，两台压缩机并联操作容易发生喘振现象，因此推荐采用一台大的而不用两台小的离心式压缩机，处理量很大、单机制作困难的特殊情况除外。

本条第2款：压缩机的入口压力允许在一定的范围内波动。当入口压力发生变化时，排气量也相应地增减。因此活塞式压缩机宜采用多台安装，以便每台机器检修及处理量发生变化时，不会严重影响装置的正常生产。此外，装置的处理量难以预测，实

际运行时通常比设计值要少，因此压缩机的使用台数超过4台时，不宜设置备用机组。

5.2.4 离心式压缩机转速很高，宜选用燃气轮机驱动。从能量的利用上看，可以省去蒸汽发生以及电能的输送，在经济上较为有利。与电动机相比较，燃气轮机的投资高、结构和维修复杂、使用寿命略短、启动困难，但采用燃气轮机有以下优点：

1 燃气轮机的转速高，可直接驱动压缩机，不需要调速装置。

2 转速可在一定的范围内波动，增加了操作的灵活性。

3 动力来源是油田自产的燃料气或燃料油，动力来源稳定可靠。

活塞式压缩机的驱动方式，可按以下条件选择：

1 油区电力比较紧张、天然气资源比较富裕时，应选用燃气发动机。

2 余热利用可综合协调时，宜选用燃气发动机。

3 边远的油区，天然气不汇入集气管网而放空时，应选用燃气发动机。

4 若采用电力驱动，对整个油区电网会有较大的影响，而且调整电网难以平衡时，应选用燃气发动机。

5 油区电力不紧张，或用电比较经济时，宜选用电动机。

5.2.5 推荐明细表格式如表1。

表1 压缩机组技术要求明细表（格式）

工程名称					
用户			用途		
名称			型号		
效率		台数		备用	
工艺参数					

续表 1

气体摩尔分数（%）			排气量（m^3/min）			
			进气压力（MPa）			
			进气温度（℃）			
			排气压力（MPa）			
			排气温度（℃）			
			轴功率（kW）			
			转速（r/min）			
原　动　机						
名称			型号			
功率		转速		转向（从联轴器方向看）		
电源		电压		相		周波
蒸汽	入口压力（MPa）			入口温度（℃）		
	排出压力（MPa）			出口温度（℃）		
燃料	名称			压力（MPa）		
	低发热值（kJ/m^3）			温度（℃）		
燃料气摩尔分数（%）				温度（℃）		
				压力（MPa）		
				低热值（kJ/m^3）		
其　他						
冷却介质	冷却方式			海拔高度（m）		
	冬季最低气温（℃）			空气设计选取温度（℃）		
	循环水压力（MPa）			循环水上水温度（℃）		
	循环水回水温度（℃）			其　他		
	水质					

续表 1

安装要求	室内或室外		安装层次	
	其他			
平均无故障连续运行时间间隔（h）				
年累计运行时间（h）				
附　注				
设计人应详细说明： （1）压缩机进气参数的波动范围。 （2）自控和安全防护的要求、运输方式、供货范围（包括备品备件）及日期和地点等。				

5.3　膨 胀 机 组

5.3.1　装置的处理量比较大时，气源一般有多个供应点，气体的数量就很难准确地测定。为提高膨胀机的运行效率，应选用配有可调喷嘴的膨胀机。

5.3.2　本条第 1 款：操作范围为处理量的 60%～120%，对于采用固定喷嘴的小型膨胀机，其范围满足不了，但可以通过更换不同规格的喷嘴来实现。

本条第 3 款：膨胀机的效率和处理量、膨胀比有关，一般在处理量的百分之百时的绝热效率最高。对于处理量较大及膨胀比合理的膨胀机，绝热效率可要求大于 80%，考虑到运行中工艺参数有波动，计算时的效率应减小 5%～10%。

5.3.4　推荐明细表格式如表 2。

表 2　膨胀机组技术要求明细表（格式）

工程名称			
用户		名称	
型号		绝热效率	

续表 2

功率		台数		备用	
膨胀机操作条件					
入口气体摩尔分数（%）			入口气量（m^3/min）		
			入口温度（℃）		
			入口压力（MPa）		
			出口温度（℃）		
			出口压力（MPa）		
			带液量质量分数（%）		
			转速（r/min）		
制 动 端					
名称			型号		
功率			转速		
增压机	流程顺序		入口压力（MPa）		
	入口温度（℃）		出口压力（MPa）		
	出口温度（℃）		绝热效率（%）		
发电机	电压（V）		相		周波
其 他					
冷却介质	冷却方式		海拔高度（m）		
	冬季最低气温（℃）		空气设计选取温度（℃）		
	循环水压力（MPa）		循环水上水温度（℃）		
	循环水回水温度（℃）		其 他		
	水质				
安装要求	室内或室外		橇装结构		
	其 他				
平均无故障连续运行时间间隔（h）					
年累计运行时间（h）					
附 注					

续表 2

设计人应详细说明： (1) 膨胀机操作条件的波动范围。 (2) 自控和安全防护的要求、运输方式、供货范围（包括备品备件）及日期和地点等。

5.4 分 馏 塔

5.4.1 对于大多数情况，塔径大于 1.5m 时，宜采用板式塔；塔径为 0.8m～1.5m 时，宜选用板式塔，也可以选用填料塔；塔径小于 0.8m 时，宜选用填料塔。从现在的技术发展看，某些新型填料在大塔中的使用效果可优于板式塔。

分馏塔的塔径一般都比较小，一般在 1.6m 以下，推荐选用高效填料塔。实际使用中，普遍采用的也是填料塔。

5.4.2 金属板波纹填料效率高、压降小、通量大，具有良好的传质性能，是一种高效填料。该填料无明显的放大效应，在大直径塔内每米仍能保持 3 块～5 块理论板。但是，填料的价格比较高。

5.4.3 本条第 2 款：国外关于同类产品 Mellapak，曾提出每 100cm^2 一个喷淋点的要求。浙江工学院的测试表明，金属板波纹填料对分布器喷淋点密度的反应是敏感的，但喷淋点密度超过每平方米塔截面积 100 点以后，对液体分布的改善并不见有显著的作用。根据测试结果，分布器可按每平方米塔截面积 40 个～100 个喷淋点进行设计。

本条第 3 款：该八盘填料是为了能使液体更好的均匀分布。

本条第 4 款：填料不能紧贴塔壁，以便安装。填料周围的间隙，宜用软金属网或适宜的材料填塞。上下两盘填料装填时其波纹为 90°交错，液体沿倾斜通道流向塔壁时，液体将由另一组通道重新流回填料内部，沿塔壁直流而下的液量是很少的，因而可以认为，壁流效应很小。

5.4.4 本条第1款：几种散装填料的塔内径与填料公称直径的比值下限为：

拉西环：20～30；

鲍尔环：10～15，最小不低于8；

鞍型填料：15。

一般情况下，可按表3选取填料尺寸。

表3 常用填料尺寸

塔 径（mm）	填料公称直径（mm）	备 注
150～300	16	
300～450	16，25	
450～600	25，38	
600～1200	38，50	
≥900	50，76	

本条第2款：如果没有填料床层限制板，由于气体的冲击和负荷的波动，填料层逐渐膨胀升高，以致改变填料层的初始堆积状态。填料层不均匀膨胀后，流体将主要流经阻力较小的区域，因而沟流现象增加，流体不均匀分布加剧，于是降低了塔效。

本条第3款：如果没有填料压板，顶部填料发生移动、跳跃或撞击，严重时会使填料破碎。填料破碎后，碎片会淤积在床层内，堵塞通道，导致压力降增加，效率降低，生产能力下降。碎片也会被物流带出塔外。压板的重量要适当，既不能压碎填料，又要能起到限制作用，其重量常设计成110kg/m^2左右。

本条第4款：为了减轻消除壁流效应，必须安装液体再分布装置。分段填料层的高度一般不应大于2.5m。

5.4.5 浮阀塔盘在蒸气负荷、操作弹性、效率和价格等方面都比泡罩塔盘优越，浮阀的规格常用ϕ50环形33g重阀。

从天然气中分离出的凝液没有异常起泡现象，停留时间取3s就足够。

5.5 凝 液 泵

5.5.1 凝液泵一般采用离心泵，运行比较平稳可靠。排量很小时，离心泵往往不适用，只能选用容积式泵。塔的进料或回流的输送，若选用往复泵时，应做到排量基本平稳。可选用双缸双作用式的泵，及采用缓冲器等措施。

5.5.5 表 5.5.5 计算驱动机所需功率的裕量系数，摘自中国石油化工总公司标准《炼油装置工艺设计技术规定》SHJ 1076—86 的第 6.5.7 条。

6 设备及管线安装

6.2 设备安装

6.2.1 本条第7、8款内容是根据常用的工艺设计手册等资料的有关要求编制。

6.2.5 本条第2款：如果塔的进料管或回流管中的气液混相的液体发生滑脱现象，将使塔的工作不稳定，因此要求避免出现滑脱现象。

6.3 阀门安装

6.3.7 高压油气系统放空、排液（污）管线安装的两个阀门，内侧的阀门作为切断使用；外侧的阀门作为放空、排液（污）用，多次使用后阀门容易漏。关闭切断阀就可更换后一个阀门。

6.4 管线安装及其他

6.4.5 本条第1款：取样管线安装了两个阀门，在取样过程中后阀门冻结时，仍可关闭前一个阀门，可以避免油气的漏失。

6.4.7 该条的内容是根据国外某石油公司的规定编制。根据常用材料的最低使用温度编制。奥氏体不锈钢材料的使用温度不低于－196℃，16Mn钢材料的使用温度不低于－40℃，10#、20#碳钢材料的使用温度不低于－20℃，Q235碳素钢材料的使用温度不低于0℃。

7 安　全

7.1 安 全 阀

7.1.2 安全阀的计算应符合 GB 150 或《压力容器安全技术监察规程》的有关计算方法。

7.2 排放及环保

7.2.4 油田较大油区的天然气凝液回收装置，处理量较大，伴生气的气源较多，原料气管线较多，原料气管线操作压力的波动范围较宽，在伴生气气源站都设有天然气超压放空设施（安全阀放空和手动放空），因此在设计装置时不应设置原料气紧急放空设施。中国海洋石油股份有限公司的天然气陆上终端站的海底天然气管线，天然气输送量较大，线路较长，设计压力较高，操作压力的波动范围较宽，管线设计考虑了超压报警、紧急放空设施和其它防止超压的措施，因此在设计装置时不应设置原料气紧急放空设施。