

天研文集(十六)

天然气净化加工利用 情报调研文集

四川石油管理局天然气研究所

1992年6月

摘 要

本文系天然气净化、天然气凝液回收(油田习称轻烃回收)、天然气提氮、天然气液化及液化天然气、天然气的化工利用、甲醇下游产品、 $C_2 \sim C_4$ 烃的化工利用、 C_5^+ 烃的化工利用、硫资源的利用及二氧化碳资源的利用共十个子课题的综合报告。

在评价天然气净化、加工及利用三个领域十个方面的国外宏观情况,主要生产技术及发展动向的基础上评述了国内情况,认为:天然气净化可主要依靠国内力量发展,天然气加工需加速引进技术的消化吸收促进国产化,在天然气利用方面国内技术基础尚薄弱,若干重要的先进技术必须引进。在此基础上,提出了建立天然气净化加工技术开发中心及净化加工利用情报中心、天然气凝液回收利用应与油气田产能建设同步规划实施、在理顺气价时应在内部为推动气质标准升级提供经济推动力、引进国外先进技术应与支持促进国产化相结合及解决术语规范化等 5 条综合性建议,和 10 个方面的共 28 条技术性建议。

前 言

天然气净化加工利用包含了从三个不同目标出发而产生的工艺过程。天然气净化系指将含硫天然气转变为合格的商品天然气所涉及的工艺；天然气加工是将天然气中所含价值更高的组分分离回收的工艺；而本项研究中的天然气利用则主要指将天然气及伴生资源转化为二次以上产品而在经济上升值的工艺过程。本项目研究共包括 10 个子课题，即

- (1) 天然气净化
- (2) 天然气凝液回收(油田常称为轻烃回收)
- (3) 天然气提氮
- (4) 天然气液化与液化天然气
- (5) 天然气的化工利用
- (6) 甲醇下游产品
- (7) 天然气中 $C_2 \sim C_4$ 烃的化工利用
- (8) 天然气中 C_5^+ 烃的化工利用
- (9) 天然气中硫资源的利用
- (10) 天然气中二氧化碳资源的利用

此中，天然气液化主要是一种运输和储存调峰的手段，考虑到它的工艺性质，编入本课题的系列作为一章。

系统了解国外天然气净化加工利用情况，有助于在发展我国天然气工业中借鉴国外经验，根据国情确定技术方案和产品方案而取得良好的技术经济效益，将资源优势转化为经济优势，使“下游”为“上游”勘探开发积累更多的资金。

(一) 天然气净化的目的

天然气净化的目的主要是将天然气中的硫、CO₂ 及水含量等降至所要求的指标,由此还衍生出回收硫资源及使排放的尾气质量符合环境法规要求等问题。

因此,天然气净化通常包括四类工艺:天然气脱硫、天然气脱水,将脱硫所得的含 H₂S 酸气制硫的硫磺回收及其尾气处理。这些工艺也常称为天然气处理,有时还被称为天然气预处理。

商品天然气以管道输往用户,因用途不同用户对气质的要求也不同;而就管输来说,主要是根据安全平稳供气的要求并兼顾到人身健康安全而确定各项具体指标。随天然气在能源结构中的比例上升、输气管道压力升高、距离增长,对气质的要求也趋于严格。现将国际标准化组织 ISO/TC-193AD HOC 小组(我所为此 TC-193 组的国内归口单位)1991 年 5 月关于天然气质量标准的报告中的一些有代表性的气质标准示于表 1,同时也列入了我国天然气部标准 SY 7514-88 的 I、II 两级。可见,我国气质标准与国外相比,还有差距。

表 1 天然气气质标准⁽¹⁾

国 别	英 国	荷 兰	法 国	美 国	我 国
企 业	British Gas (第二组)	Gas Unie	Gaz de France	AGA	SY7514-88 I ^(d) II
H ₂ S mg/m ³	5	5	7	5.7	6 20
硫醇硫 mg/m ³	6/16 ^(a)	15	16.9	11.5	— —
总 硫 mg/m ³	120/150 ^(a)	150	150	22.9	150 270
CO ₂ mol %	2	1.5	3	— ^(c)	3 3
O ₂ mol %	0.5/3 ^(b)	0.5	0.5	— ^(c)	- -
水露点/含量 °C/mg/m ³	管线压力下 地面温度	-10/	/55	/110	无游离水
烃露点 °C	管线压力下 地面温度	-5/	—	—	— —

(a) 线下为短期容许值。但实际上该公司所有天然气的硫醇硫含量均未达到 $\leq 6\text{mg}/\text{m}^3$ 的水平。

(b) 线上为湿分配管、线下为干分配管容许值。

(c) 美国气体协会(AGA)对“其它气体”的要求是:对输送及利用无有害影响。

(d) SY7514-88 共有 I、II、III、IV 四级标准。

发达国家对硫磺回收尾气 SO_2 排放量制订了颇为严格的标准。美国 1978 年起要求天然气加工厂尾气或烟道气 $\text{SO}_2 \leq 250\text{ppmv}$; 日本与之相近,但在西欧,尾气 SO_2 达到 2000ppmv 大体即可满足要求。

(二) 天然气加工的目的

天然气组成多种多样、除主要成份甲烷外,常常还会有一些乙烷以上的烃类和氮气等经济价值更高的组分;回收这些组分的工艺称为天然气加工。

天然气凝液回收的目的是从湿气中回收乙烷以上的烃类,即天然气凝液(NGL),其回收深度已从回收凝析油、丙丁烷升至乙烷而进入“乙烷时代”。国内油田习惯上将天然气凝液称为“轻烃”,将其工艺称为“轻烃回收”。

此外,氮气作为一种战略物资,国外几乎完全来自含氮天然气。

(三) 天然气利用结构

由于从天然气中可以直接获得干气、 $\text{C}_2 \sim \text{C}_4$ 烃、 C_5^+ 烃、氮、硫乃至 CO_2 等产品,天然气的利用应当包括以上这些产品的利用。

国外天然气(此处系指干气)主要用作为燃料,其近期利用结构示于表 2。可见,发达国家中民用天然气占有很重要的比例。此中,化工用天然气的比例一般在 10% 以内。

其它产品,包括 $\text{C}_2 \sim \text{C}_4$ 烃、 C_5^+ 烃及硫等的利用结构分见以下各节。

表 2 国外近期天然气利用结构

国 别	利 用 结 构 %			
	工 业	民 用	发 电	其 它
美 国	43.2	26.1	13.6	17.1
原 苏 联	45.7	13.1	37.3	3.9
西 欧	37.3	48.5	14.2	—
日 本	11.0	38.0	27.0	24.0
世 界 (平均)	30	25	23	22

一、 天然气净化

天然气脱硫、脱水、硫磺回收及尾气处理有多种多样的工艺方法,但居于主导地位的工艺路线是胺法脱硫—三甘醇法脱水—克劳斯法制硫—低温克劳斯法或还原吸收法尾气处理。这条路线有广阔的适应性、良好的技术经济指标并积累了丰富的实践经验。

(一) 天然气脱硫

天然气脱硫主要是脱除 H_2S , 可使用的方法包括化学溶剂法、物理溶剂法、化学—物理溶剂法、直接转化法以及其它方法。国外七十年代以来新的气体脱硫工艺的工业化情况示于表 3。此中广泛用于天然气脱硫的有 MEA 法、SNPA—DEA 法、Sulfinol 法、MDEA 法及 Econamine 法; 八十年代问世的 Lo—Cat 法推广的速度颇快, 尤其是它用于处理废气的自动循环法单塔流程颇有特色; 膜分离法已用于 CO_2 驱油伴生气的处理; 非再生性的 Chemsweet 法适于处理低 H_2S 含量的小股气流。

5 种主要方法的简要情况示于表 4。

天然气脱硫方面的发展动向主要为节能,其措施包括采用如 MDEA 之类的选择性脱硫工艺、提高胺液浓度及巧妙安排工艺流程。此外开发了位阻胺法、膜分离法及生化脱硫法等新工艺;方法的系列化也是一个重要动向。

表 3 国外七十年代以来气体脱硫脱碳工艺工业化情况

方 法	主 要 特 点	装置数	工业化年代
Sulfinol	D 型用 DIPA—环丁酮溶液,后开发的 M 型用 MDEA—环丁酮溶液、负荷高、能耗低、可脱有机硫,M 型可选择脱除 H_2S	>140	1960's 1970's
Activated MDEA	以活化的 40~50% MDEA 溶液脱除大量 CO_2 ,闪蒸再生,能耗低	21	1970's
Amine Guard	加有缓蚀剂的 MEA 或 DEA 溶液,可提高溶液浓度及负荷,能耗低	170	1970's
Amisol	以醇胺—甲醇溶液在常温下脱除酸气,富液汽提再生	4	1970's
Chemsweet	用 ZnO 粉/ $Zn(Ac)_2$ 浆液脱除 H_2S ,非再生型,定期排放废液	100	1970's
Prism	用中空纤维膜分离法处理 CO_2 、驱油伴生气或天然气,能耗很低,净化度差	9	1970's
Selexol	用多乙二醇二甲醚物理性脱除酸气,富液降压再生,后发展至可同时脱水乃至同时回收 NGL	>40	1970's
SNPA(P)-MDEA	用 4N MDEA 溶液选择脱除 H_2S ,有特制塔板,并可选择再生	12	1970's
Bio-SR	用硫酸铁溶液吸收并氧化 H_2S ,在细菌作用下以空气再生溶液	2	1980's
FLEXSORB	使用位阻胺溶液,SE 型用于选择脱硫,PS 型用于脱硫脱碳,HP 型用于合成气脱碳	19	1980's

续表 3

方 法	主 要 特 点	装置数	工业化年代
Lo-CAT	用 EDTA 及多醛基酯络合铁溶液吸收并氧化 H_2S , 溶液以空气再生, 硫沉降于氧化槽底。分双塔流程及单塔流程, 后者用于处理废气。	78	1980's
Optisol	用叔胺、物理溶剂及水的混合物、负荷高, 有选择脱硫能力	6	1980's
Pyan/Holmes	专用于处理 CO_2 驱油伴生气的低温分馏法, 以 C+NGL 作为添加剂循环, 按产品要求不同有二塔、三塔及四塔流程	7	1980's
Selefining	用叔胺、物理溶剂及水的混合物, 选择脱硫能力好	5	1980's
Sulferox	以总铁浓度高达 4% 的络合铁溶液脱除 H_2S , 溶液以空气再生、循环量低	1	1980's
Sulfolin	用含钒及有机氯化物的溶液吸收氧化 H_2S , 溶液以空气再生	6	1980's
2078 Unisulf	用以芳烃磺酸盐络合的钒盐溶液吸收氧化 H_2S , 不产生硫代硫酸盐	4	1980's

表 4 国外天然气脱硫的主要方法

方 法	MEA	SNPA—DEA	Sulfinol	MDEA	Econamine
化学溶剂	MEA	DEA	DIPA MDEA	MDEA	DGA
物理溶剂	—	—	环丁砜	—	—
胺液浓度 m%	15~25	30~40	30~50	20~50	60~70
酸气负荷 mol/mol	0.3~0.5	>0.5	>0.5	0.4~0.7	<0.5
脱有机硫效率 %	差	差	80~95	差	脱 COS 、 CS_2 好
选择脱硫能力	无	无	D 无, M 有	有	无
溶解烃量	少	少	较多	少	较多
再生难易程度	难	较难	较易	易	难
腐蚀性	强	较强	较弱	弱	强
国内应用领域	天然气、炼厂气等	炼厂气	天然气、合成气	天然气、克劳斯尾气	未

(二) 天然气脱水

最主要的天然气脱水方法是三甘醇(TEG)法,此外有二甘醇(DEG)法、用于深度脱水的分子筛法,及适于边远,严寒地区的氯化钙水溶液法,它们的主要特点示于表 5。

表 5 几种天然气脱水方法特点

方 法	三甘醇	二甘醇	分子筛	CaCl ₂ 水溶液
工艺性质	连续吸收再生	连续吸收再生	吸附再生切换	定期更换
露点降 ℃	40~60	<30	可达>120	17~40(变化)
能 耗	中等	中等	高	低
投 资	中等	中等	约为三甘醇法三倍	低
环境问题	无	无	无	有废液问题

三甘醇法可通过气提或共沸再生等措施降低贫液中水含量而提高脱水深度,甚至可与分子筛法媲美;含硫天然气脱水需在再生塔前设一酸气气提塔。

天然气脱水工艺已成熟定型,近些年的主要发展是解决 CO₂、EOR 伴生气的脱水问题。

(三) 硫磺回收及其尾气处理

1. 硫磺回收

脱硫所得酸气,主要以克劳斯法制硫,一般认为,当 H₂S 浓度高于 50%时采用直流型;15~50%用分流型;当低于 15%时,可采取预热、硫循环、酸气提浓、直接氧化及直接转化等方法处理。

对于有两个催化段的克劳斯装置,在不同 H₂S 浓度下可获得的典型硫收率示于表 6,目前实际收率已可略超过所示数值。

表 6 克劳斯装置的典型硫收率

H ₂ S %	20	30	40	50	60	70	80	90
硫收率 %	92.7	93.1	93.5	93.9	94.4	94.7	95.0	95.3

克劳斯装置一切措施的着眼点均是提高硫收率,使之尽可能接近平衡值;其中最重要的措施有二,一是使用高活性合成催化剂,一是精确控制风气比。

国外目前使用的催化剂有两类,一类是活性氧化铝,这是主要的;另一类则使用有 TiO₂ 之类的活化剂的催化剂,目的是获得更好的转化有机硫的能力,其价格当然也要高些。

风气比即空气与酸气量的比值,它应当随酸气组成及炉内反应情况的变化而同步调整,它的微小偏差都会导致尾气 H₂S/SO₂ 比值的显著不当而降低转化率与硫收率。为了准确有效地控制风气比,尤其是带有低温克劳斯反应段的装置,需要一套较复杂的收集信息、判断和反馈调节空气量的系统,最新的这种系统有空气需求量分析仪(ADA)。

2. 尾气处理

克劳斯尾气处理工艺可根据基本原理的不同分为低温克劳斯法、还原吸收法及氧化吸收法三类。

低温克劳斯法系在硫露点以下继续进行克劳斯反应,包括克劳斯装置在内的总硫收率可达 98.5~99%,尾气灼烧后的 SO₂ 浓度约 2000ppm。还原吸收法系将尾气中所有形态的硫全部加氢还原成为 H₂S,然后设法除去,总硫收率可达 99.5%以上,灼烧尾气的 SO₂ < 300ppm;当然,其投资也高于低温克劳斯法。氧化吸收法则是将尾气中的硫转化为 SO₂ 后吸收,国外应用较少。

3. 发展动向

硫磺回收及尾气处理工艺的重要发展动向可归纳为两个方面。一是低温克劳斯与常规克劳斯形成组合工艺,七十年代有冷床吸附法(CBA 法),但八十年代工业化的 MCRC 法却颇有后来居上之势,它与 CBA 法的主要区别是有一个单独的过程气再生段从而有更好的工

艺效果,三段 MCRC 法的总硫收率可达 99%,四段 MCRC 法的总硫收率可达 99.5%。但这类方法的高收率需以精确控制的风气比为前提。二是为克服克劳斯工艺本身的弱点或限制,开发成功了富氧克劳斯(COPE)及超级克劳斯(Superclaus)等工艺。富氧克劳斯法以富氧空气乃至纯氧作为 H_2S 的氧化剂,因减少了过程气量而可扩大装置的处理能力,已用于一些旧装置的改造。超级克劳斯工艺是一种将常规克劳斯与直接氧化法相结合的工艺,其特点是不要求将过程气的 H_2S/SO_2 比值精确地维持在 2 的条件下,而是在前两级转化器维持 H_2S 过剩,于第三级转化器补入空气在一种特制的催化剂上将 H_2S 直接选择性氧化为元素硫,此段效率可达 90%以上,故装置的总硫收率可达 99%左右,称为 Supercalus-99;如在选择氧化转化器之前增设一加氢反应器,将过程气中各种形态的硫全部转化为 H_2S ,则总硫收率可望达到 99.5%,称为 Superclaus-99.5。

表 7 给出了国外硫磺回收新工艺及尾气处理工艺的工业化情况。

表 7 国外硫磺回收工艺及尾气处理方法
工业化情况

方 法	主要特点或技术进步情况	装置数	工业化年代
Sulfreen/Oxysulfreen	固相催化低温克劳斯法,床层定期再生吹出吸附的硫。后者系前者的进一步发展,总硫收率可达 99.8%	45	1960's
Clauspol 1500	液相催化低温克劳斯法,液硫靠重力分离	40	1960's
CBA/ULTRA	与硫磺回收结合的低温克劳斯法,吸附硫的催化段定期转为一段以过程气再生。后者系前者的进一步发展,为超低温反应吸附法	16	1960's
SCOT	还原吸收法,选吸 H_2S 有三种溶液供选择,并有三种不同的工艺流程安排	118	1960's
Selectox	贫酸气直接催化氧化制硫法, $H_2S > 5\%$ 时需循环过程气以限制温度	10	1970's

续表 7

方 法	主要特点或技术进步情况	装置数	工业化年代
BSRP	还原吸收法,以 Stretford 溶液脱除 H_2S ,净化尾气 $H_2S < 10ppm$,可直接排空	60	1970's
BSR/MDEA	还原吸收法,以 MDEA 溶液吸收 H_2S	12	1970's
BSR/Selectox	尾气还原后,以 Selectox 法将 H_2S 转化为元素硫	1	1980's
MCRC	硫磺回收与尾气处理结合的方法,有三个或四个转化段,其中有一段或两段在低于硫露点下反应,总硫收率可达 99%	9	1980's
Superclaus	硫磺回收新工艺,前两级催化转化维持 H_2S 过剩,第三级以 Selectox 法催化氧化,总硫收率可达 99%	1	1980's
COPE	富氧克劳斯法,使用富氧空气而可提高装置处理能力,为控制炉温必要时可将一冷出口过程气循环	7	1980's
MODOP	尾气还原后,以 CRS-31 催化剂将其中的 H_2S 催化氧化	2	1980's
Catasulf	硫磺回收新工艺,使用多段管式等温催化反应器,反应热间接冷却	1	1980S
Sulften	专用于处理加氢尾气的方法,使用专利 MDEA 溶液,净化尾气 $H_2S < 10ppm$	6	1980's

(四) 我国天然气净化现状

我国天然气净化装置主要集中于四川,主要通过自身的努力及少量引进,已系统地掌握了净化工艺的若干主要方法,重要工艺指标已接近或达到了国外先进水平,积累了相当丰富的经验,形成了配套

的队伍,跟上了国外发展步伐,基本满足了四川气田开发的需要。尤其是在跟上国外八十年代选择性脱硫的步伐方面取得很大成功,MDEA 选吸工艺于 1986 年在川东工业化后迅速推广,取得了重大经济效益。

表 8 给出了我国四川的天然气净化装置与工艺的情况,此中除 2 套 ADA—NaVO₃ 法装置及 1 套 MDEA 装置外,其余均是四川石油管理局的装置。

但是,无论在工艺的系统配套还是装置的总体素质方面,国内天然气净化领域都还有一些明显的问题和重要的差距。

表 8 四川天然气净化工艺及装置简况

类 别	装 置 数	工艺方法*	处 理 能 力
脱硫	18	MDEA(9)MDEA—环丁砜(1) MEA(3)DIPA—环丁砜(1) ADA—NaVO ₃ (2)氧化铁浆液(2)	$19.04 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{d}$
脱水	6	三甘醇(4)硅胶(2)	$6.00 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{d}$
硫磺回收	12	直流型(4)分流型(7)MCRC(1)	425~463 t/d
尾气处理	7	还原吸收(2) 液相催化(4)焦亚硫酸钠(1)	264~294t/d**

* 括弧内为装置数

** 为配套克劳斯能力

1. 虽然某些主要工艺指标已达到或接近国外先进水平,但在装备、自控及管理水平方面仍有一定差距,某些装置的设计水平有待提高。

2. 净化方法的适应性尚需进一步拓宽。对于 H₂S 含量低而量不大的天然气,现有的净化方法尚难令人满意;处理酸气含量很高的天然气,也需开发技术经济性能优越的新工艺。

3. 国内撬装化装置的开发刚刚起步,尚不能满足试采及开发的需要。

4. 试验研究工作迄今为止均属跟踪国外技术。

5. 对天然气脱水装置的地位和作用重视不够,缺乏经济杠杆。

6. 国外天然气净化的专用计算机软件有 AMSIM、TSWEET、GAS-PLANT 及 SULSIM 等,其中有些已引入国内使用;但国内尚未开发出功能与之相当的计算机软件。

二、 天然气凝液回收

本节主要讨论从湿气中回收乙烷以上烃类,即天然气凝液(Natural Gas Liquids, NGL)的有关情况。

我国油田从原油的角度将 NGL 称为轻烃。

(一) 国外概况

目前国外有天然气加工装置 1400 余套,其中美国有 760 套,加拿大 525 套,合计占 90%。美国近些年的情况示于表 9,美国及苏联 1990 年度天然气加工的各种产品产量则示于表 10。

表 9 美国近期天然气加工情况

年 度	1983	1985	1988
天然气加工量 Gm ³ /d	1.0640	1.0974	1.1849
NGL 产量 10 ³ m ³ /d	208.84	213.41	258.06
天然气加工率 %	81.58	80.25	86.00

可见,美国天然气加工率达到 80%以上。应当指出,美国 NGL 产量与原油产量之比在 1:5 左右,具有很重要的地位。苏联年产量达 1462 万吨;加拿大的 NGL 日产量达 $8.34 \times 10^4 \text{m}^3$,其中乙烷为 $2.44 \times 10^4 \text{m}^3$;此外,墨西哥、利比亚及委内瑞拉的 NGL 产量也较多。

表 10 1990 年度美苏各种加工产品产量

产品	乙烷/丙烷	异丁烷/正丁烷	LPG/未加工的 NGL	脱丁烷的天然汽油/其它	合 计
美国 10 ³ m ³ /d	23.86/29.58	4.619/13.24	4.05/141.891	15.60/10.522	236.29
苏联 10 ⁴ t/a	0.70/—	—/—	3.60/9.20	1.00/0.12*	14.62

* 为异戊烷

(二) NGL 主要回收方法

回收 NGL 的方法,可根据工作原理分为压缩、吸附、吸收及冷冻四类。早期使用的压缩只能回收少量重烃。吸附系间歇操作,能耗高、应用不广。传统方法油吸收可分为常温及低温两类。冷冻则有依靠气体压能膨胀制冷、外加制冷及混合制冷等类型,膨胀致冷又有节流、膨胀机及热分离机等型式。

各种方法对不同产品的回收率示于表 11。可见,此中以七十年代问世的透平膨胀法效率最高,加上石油化工对乙烯原料的大量需求,此法迅速发展并不断淘汰油吸收法,图 1 给出了美国七十年代以来各种 NGL 回收工艺的发展变化情况。

表 11 各种方法的产品回收率

方 法	产品回收率 %			
	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
常温油吸收	5	40	75	87
低温油吸收	15	55	90	95
简单冷冻	25	75	93	97
阶式冷冻	70	85	95	100
焦耳—汤姆逊节流	70	90	97	100
透平膨胀	85	97	100	100

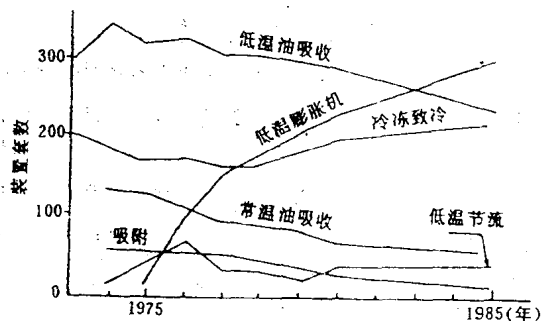


图1 美国 NGL 回收工艺的发展趋势

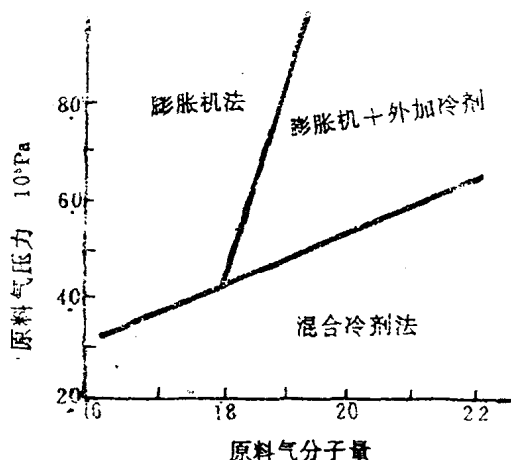


图2 致冷方法的选择原则

关于膨胀制冷与冷剂制冷的适宜区间可见图2;大体而言,当原料气较贫且又有压能可以利用,宜用膨胀制冷,反之宜用冷剂制冷。

(三) 发展动向

近期天然气加工工艺方面的主要进展集中于降低能耗、提高收率及降低投资等方面。

1. 降低能耗

Ortloff 公司提出了液体过冷工艺(LSP),在 C_2 收率为 85% 的条件下,它较常规膨胀致冷工艺的能耗可节约 20% 以上,且 CO_2 不冻结,采用混合冷剂致冷的 Petroflux 工艺与常规膨胀致冷相比,焓损可减少 60%。

2. 提高收率

加拿大埃索资源公司以 DHX 工艺改造一套常规的工业单级膨胀致冷装置, C_2 收率从 72% 升至 95%。

3. 降低投资

日本挥发油公司认为,在一定条件下采用无外界补冷的分流工艺,较之有外加冷剂补冷的两级膨胀致冷工艺,投资为 45%,操作费

用为 46%。

(四) 我国天然气加工现状

我国回收 NGL 工作始于六十年代,进入八十年代各油田有了迅猛发展,有如表 12 所示。

表 12 我国天然气加工情况

年 度	1981	1983	1984	1987	1990
装 置 数	6	12		54	73
NGL 回收量 10^4t	≤ 6	15~20	26	60	79.22
天然气加工率* %	—	30	50	70	~80

* * 鉴于四川天然气绝大部分是干气藏,故以油田伴生气产量为基准。

可见天然气加工率已达 80% 的先进水平。

装置所采用的工艺方法情况示于表 13,国内目前以膨胀机加工的油田气量达到 60%,尤其是能力为 $(60\sim 200)\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 的 6 套大型引进装置全部采用了透平膨胀机,其中 5 套回收乙烷,其收率可达 85%,代表了国外八十年代的先进水平,说明我国 NGL 回收跟上了国外发展步伐。

表 13 我国天然气凝液回收工艺方法

工艺方法	冷剂制冷	膨胀制冷	混合制冷	合 计
装置数	22	30	21	73
其中引进装置	5	6	3	14
加工能力 $10^6\text{m}^3/\text{d}$	5.83*	3.92	4.71	14.46
其中引进装置	1.45	2.25	4.20	7.90

* 氨冷能力占 98%

我国天然气凝液回收方面的主要特点和问题是:

1. 产品主要来自油田伴生气,加工率已达先进水平,但总量不大,与原油量之比仅及 100~200 分之一。