

文章编号:1001-6112(2000) 04-0392-06

冷凝分离法回收轻烃的工艺研究

刘 斌¹,王大卫²

(1. 中国石化 无锡实验地质研究所,江苏 无锡 214151;
2. 中国石化 江苏石油勘探局 技术监督处,江苏 扬州 225261)

摘要:冷凝分离法可用以从原油稳定及集输过程各级分离的气体中回收轻烃,或从天然气中回收凝析油。其工艺流程主要由增压、净化、冷冻、凝液分馏等操作单元组成。该文以某油田油田气轻烃回收的工艺为例,对上述 4 个单元进行研究,并重点探讨现代塔器的优化设计和操作。
关键词:冷凝;分离;精馏;回收;轻烃
中图分类号:TE135 **文献标识码:**A

油田一般都有丰富的油田气资源,油田气中也都含有丰富的轻烃。回收轻烃,这是油田气处理的主要目的。回收轻烃的方法有多种。但由于冷凝分离法与其它轻烃回收方法相比具有投资少、操作费用低、效率高等优点,所以是当前轻烃回收的主要发展趋势。对低压富气而言更是如此。

油田气冷凝分离法回收轻烃的工艺流程主要由增压、净化、冷冻、凝液分馏等操作单元组成,其每个单元的内容又因原料气组成、状态参数、冷冻深度、产品品种和质量要求不同而异,同时回收装置的建设环境及装置类型(固定式或撬装可移动式)等因素也必须考虑^[1]。在低温分离领域也可能组成多种形式的回收流程。但从工艺原理上看,都是经过气体冷凝回收凝液和凝液精馏分离成合格产品这两大步骤。下面以某油田的轻烃回收工艺为例来阐明这些过程。

某油田伴生气的原始数据如下:
气体产量 50 000m³/d;

原料气压力 0. 12MPa(表);
气体温度 40℃;
原料气组成(见表 1)。
以 C₃ 回收率 ≥60%,C₃₊ 回收率 ≥85% 为目标,探讨回收轻烃的最佳基本工艺技术路线。

1 油田气的增压工艺

油田气一部分是集输过程中各级分离器中分出的气体,另一部分则为从原油稳定装置中拨出的闪蒸气,压力范围多为 0. 2~0. 5MPa(绝),因而进轻烃回收装置的原料气压力偏低。冷凝分离法是利用油田气中各组分沸点不同的特点,在一定压力下,将气体逐渐降温,其中沸点高的重组分先冷凝下来;且对某一组分,压力增高其沸点相应也增高。所以在冷凝过程中,气体在组成一定的情况下,液化率随温度的降低而升高、随压力的增大而增大。小分子量轻烃,如丙烷和丁烷物系,常温常压下为气体,必须

表 1 原料气组成

Table 1 Composition of feed gas

组成	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆	C ₇	C ₈	C ₉	C ₁₀
含量	0. 57	6. 30	60. 0	12. 2	8. 75	5. 13	3. 28	1. 61	0. 84	0. 33	0. 04	0. 004

收稿日期:2000-01-05.
作者简介:刘斌(1958 -),男(汉族),江苏靖江人,高级工程师,主要从事油田开发和环境工程方面的研究工作.

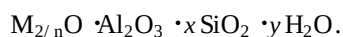
加压常温下才能液化。因此,对于同样组分的轻烃,为了达到较好的冷凝分离效果,应在一定压力下进行。为满足工艺要求,需设置压缩机增压。由于此工程处理气量较小,可选用 L 型往复式活塞压缩机,增压范围为 1.6~2.2 MPa,通过二级压缩来实现。

高压油田气的压力较高,进轻烃回收装置无需增压,可以省却压缩机和增压能耗。膨胀机或节流阀还能利用原料气本身的剩余压差制冷,因此在能量利用上是很合理的。

2 油田气的净化工艺

原料气净化的主要目的是脱除气态水分和 CO_2 等,防止在冷凝操作时,由于温度过低而在管道或设备中出现冰堵。对于 CO_2 ,过去的经验表明,当气体处理装置的最低温度在 -80°C 以上时,允许其最高含量为 15.4%。因为原料气的 CO_2 组成远小于允许浓度,且冷冻程度不到 -80°C ,所以此工艺不需脱除 CO_2 [2]。

脱除油田气中的水分选择分子筛吸附法。分子筛是一种人工合成的无机吸附剂,它是具有骨架结构的碱金属或碱土金属的硅铝酸盐晶体,其分子式如下:



式中:M——某些碱金属或碱土金属离子如 Li、Na、Mg、Ca 等;

n ——M 的价数;

x —— SiO_2 的分子数;

y ——水的分子数。

分子筛的品种很多,有 3A、4A、5A、10X、BX 等。它们的吸附机理相同,区别在于晶体结构的内部特征。吸附作用都是物理吸附,其作用力是范德华力,即普遍存在于分子间的引力。它们不但可以在固体表面上吸附一层分子,也可以形成多层分子。由于物理吸附无选择性,分子筛可以吸附多种多样不同种类的物质。除了水被吸附外,许多烃类或非烃类物质也会被吸附,其中包括气体。所以必须对分子筛型号进行筛选,以达到选择性地吸附水、减少甚至消除其它气体成分的共吸附作用,由此提高吸附水的能力。目前冷凝分离法轻烃回收装置中选用 4A、5A 等分子筛吸附剂,可以将伴生气干燥至低露点。

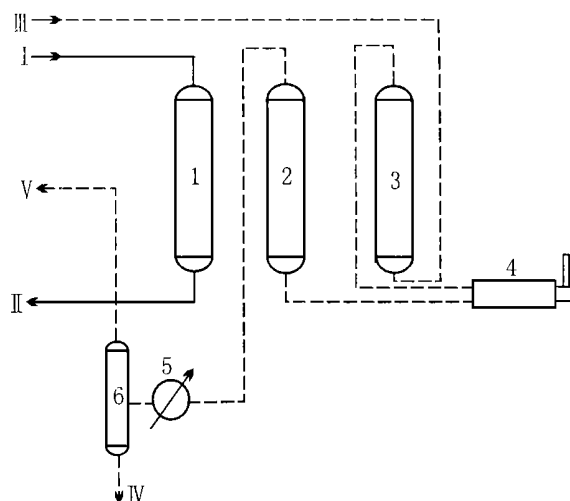


图 1 油田气吸附脱水流程图

1. 处于吸附状态的干燥器;2. 处于再生状态的干燥器;

3. 处于冷吹状态的干燥器;4. 再生气加热炉;

5. 冷却器;6. 分水器

I. 未脱水油田气; II. 脱水油田气;

III 再生气; IV. 脱出水; V. 使用后再生气

Fig. 1 Flow chart of adsorptive dehydration for oilfield gas

经干燥后的气体,含水量一般可达到 $0.1 \times 10^{-6} \sim 10 \times 10^{-6}$ 。因为物理吸附的作用力实际上很弱,所以解吸(脱附)也较容易进行,便于再生。

油田气的吸附脱水装置为固定床吸附塔。图 1 为油田气吸附脱水流程图。工艺采用三塔流程,轮换使用。在同一时间内,一个塔进行脱水操作,一个塔进行吸附剂的再生,一个塔进行吸附剂的冷却。油田气从吸附器 1 上部自上而下,穿过分子筛等吸附剂层,水汽被吸附,然后进入冷冻工序。当吸附器 1 中分子筛的含湿量达到一定程度后,即停止吸附并开始进行吸附剂再生。再生是用脱过重烃的干气通过加热炉加热到 $250 \sim 350^\circ\text{C}$,然后自下而上穿过吸附剂层,使水被脱附。脱附完成后用冷干气自下而上进行冷却,冷却后的干燥器即可重复进行吸附脱水过程。为了节约干气,再生与冷却使用同一股气体。该气体先作冷吹用,再经加热炉 4 升温作再生脱附用。最终通过再生干燥器的气体经冷却并在分水器中分出水后进入干气干线或就地使用。

3 油田气的冷冻分离工艺

一般来讲,油田气中 C_3 以上的组分含量高于气田气,闪蒸气比各级分离器分离出来的伴生气更富。

冷凝分离法的作业过程实质上就是气体在逐步降温的过程中,将较高沸点的烃类冷凝分离出来。因此采用适宜的制冷方法,为工艺装置提供必需的冷量,是油田气轻烃回收技术需考虑的一个重要方面。

气体可通过多种途径获得低温。但油田气处理过程中,获取冷量的方式基本上由下述3种来优选。一是采用单级或多级串联冷剂循环变相制冷,二是采用油田气本身降压膨胀制冷,三是采用单级冷剂循环变相与膨胀制冷冷位叠加的方式制造更低冷位,使冷冻温度接近或达到 $-90\sim-130\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的深冷。根据油田冷冻温度不同,冷凝分离又可分为油田气浅冷分离(温度 $-23\sim-70\text{ }^{\circ}\text{C}$)和油田气深冷分离(温度 $-90\sim-130\text{ }^{\circ}\text{C}$)。将 $-70\sim-90\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的温度范围称为中冷。无论采用何种制冷方式和工艺,制冷都需要消耗一定的能量。如膨胀制冷,需要气体有较大的压力降,保证膨胀机的进气压力,使膨胀机达到一定的膨胀比;冷剂循环变相制冷时,需要将气体压缩、冷却为液相等,动力消耗也不能低估。根据冷位、制冷工艺、能量消耗和轻烃回收之间的对应关系,运用计算机对上述3个制冷方式进行模拟计算。采用由外部冷源循环制冷加气体直接膨胀制冷组成复合制冷系统,方案最优,节能效果和经济效应最佳,可以增加低压气体回收装置的处理弹性^[3]。

在此工程中外加冷源是以氨作制冷剂的蒸汽压缩式制冷循环装备,采用两级压缩。膨胀机选用透平膨胀机,用增压风机作制动器。由于气体量较小,气体膨胀制冷也可选用价格便宜、结构简单、便于调节的J-T阀为膨胀元件。在冷剂预冷温度 $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$,气体由 2.2 MPa 节流降压至 0.3 MPa 的条件下,68%以上的丙烷冷凝出来。经低温分离器分离后的干气主要是甲烷,可直接外输。此工艺属于浅冷工艺,设备和材料都比较容易解决,工程建设易于上马。

4 油田气凝液的精馏分离

油田伴生气通过冷凝分离得到的凝析油实际上包含了从 C_1 到 C_7 以上的组分。这种混合烃既满足不了使用要求,也不能安全可靠地储存和运输。精馏分离就是将这些自冷冻单元凝结出的液相物料,脱除其中的 C_1 和 C_2 ,以保证凝液的稳定,然后按不同的产品要求把凝液中的 C_3 、 C_4 和 C_5+ 切割分离^[4]。

如果要求将组分为 n 的料液用精馏方法分离为 n 个产品时,需要用 $(n-1)$ 个塔。这么多的塔如何排列,如何来组织分离的流程,对于节约建设投资、降低能量消耗、提高经济效益是至关重要的。现对油田气凝液,按 C_2 、 C_3 、 iC_4 、 nC_4 、 C_5+ 5个馏分采出,需要4个塔,精馏分离的流程方案多达14种。通过对各种方案进行筛选,最终确定方案如图2所示。

第一塔为脱乙烷塔,进塔料液已在冷凝分离操作时脱除甲烷,因而塔顶主要是乙烷,塔底为 C_3+ 组分的混合烃。第二塔为轻油稳定塔,目的是将混合烃中的轻组分 C_3 和 C_4 脱除,以保证轻油的“稳定性”。进料为脱乙烷塔的塔釜液,塔顶为液化石油气(C_3 和 C_4),既可作为民用燃料直接销售,又可进一步分离获取丙烷、正丁烷、异丁烷产品;塔底为 C_5+ 的轻油(石脑油),可作为石油化工原料。第三塔为脱丙烷塔,进料为轻油稳定塔的塔顶液,塔顶为 C_3 组分,塔底为丁烷。第四塔为正、异构丁烷分馏塔,进料为脱丙烷塔的塔釜液,塔顶为异丁烷,塔底为正丁烷。为了叙述方便,这里分别对脱乙烷塔、正、异构丁烷分馏塔的设计和进行操作进行探讨。

脱乙烷塔是油田气处理装置中回收物与脱除物分离的要害和枢纽部位,是保证回收物质量的关键。由于轻烃回收装置处理的油田伴生气从气体中冷凝下来的液烃量较小,因此塔型选用填料塔,填料采用规整填料^[5]。根据分离任务,脱乙烷塔设计选择乙烷为轻关键组分,丙烷为重关键组分,设计计算结果分别要求精馏段和提馏段有8.6个和19.6个理论塔板。脱乙烷塔工作压力为 1.6 MPa (绝),塔顶温度为 $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$,塔底温度为 $65\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。下面讨论脱乙烷塔工艺技术上的一些特殊性。

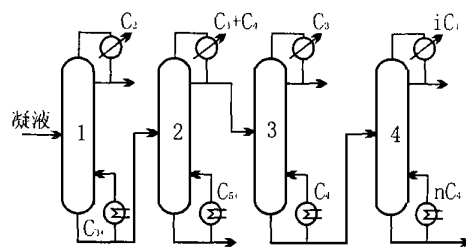


图2 凝液精馏分离顺序流程图

1. 脱乙烷塔; 2. 轻油稳定塔;
3. 脱丙烷塔; 4. 正、异构丁烷分馏塔

Fig. 2 Flow chart of rectifying separation sequence for condensate

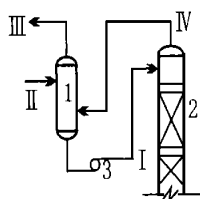


图3 塔顶工艺流程图

1. 最后一级凝液分离器; 2. 脱乙烷塔; 3. 凝液泵
I. 最后一级凝液分离器分出的凝液; II. 膨胀机出口
低温气液混合物; III. 干气; IV. 脱乙烷塔塔顶脱出气

Fig. 3 Process flow chart of overhead

脱乙烷塔的特殊性主要表现在塔顶。通常的精馏塔,塔顶以液相产品回流来控制塔顶温度;而且对于一定的分离任务,通过经济衡算确定回流比可以使得操作费用及设备费用总和为最小。但脱乙烷塔的塔顶产品是甲烷和乙烷,无法将其液化作为回流;脱除物中带走的丙烷不可能再进行回收,回收物中所含的残留乙烷也难于再进行脱除;而且塔顶处于低温,全塔上下温差很大。所以塔顶采用什么措施和形式尤其重要。图3为优选的塔顶形式。塔采用二股进料,膨胀机出口后面的最后一级凝液分离器分出的低温凝液直接进塔顶,压缩-制冷剂循环制冷后面的前级凝液分离器分出的低温凝液进入塔中加料板。经过多次部分气化、部分冷凝过程,上升的气相与直接进塔顶的脱出气混合成一股,然后进入凝液分离器液位以下,经过低温凝液吸收后掺入干气之中,达到进一步提高丙烷收率的目的。

丁烷与乙烷和丙烷相比,由于其分子量较大,可加工性好,更具有经济价值。其主要产品有顺丁烯二酸酐和甲基叔丁基醚(MTBE)。顺酐是重要的有机化工原料,用来合成不饱和聚脂类,如醇酸树脂、聚脂树脂及涂料等。此外,还可用于增塑剂、绝缘漆、医药、农药、试剂、表面活性剂等方面。甲基叔丁基醚(MTBE)是新一代的车用汽油添加剂,可代替有毒的四乙基铅来提高汽油的辛烷值。它无毒,世界上很多国家已明文规定限期完成替代工作。顺酐以正丁烷作原料直接氧化制取;甲基叔丁基醚则由异丁烷经催化脱氢制取异丁烯,再由异丁烯与甲醇反应来合成。正、异构丁烷分馏塔的作用就是将正、异构丁烷分开,为生产上述产品提供原料。下面以某油田异丁烷/正丁烷混合物精馏填料塔的设计为例给予说明。

在精馏塔内分离流量为 1.65 kmol/h 的异丁烷/

正丁烷混合物。混合物由 60 % 的低沸组分和 40 % 的高沸组分组成。要求塔顶异丁烷浓度为 99.9 %, 而塔底仅允许含有 0.1 % 的异丁烷。塔内用规整填料,塔顶操作压力为 0.6 MPa, 截点回流比为 15, 泡点进料,塔顶为全凝器,泡点回流,设计该塔。图4为正、异构丁烷精馏流程示意图。设定进料为 F , 塔顶馏出为 D , 塔底馏出为 B , 进料中低沸物浓度为 X 。BI 表示提馏段, ID 表示精馏段。已知系统的平均性质为:

气体分子量 $\mu_V = 58.124 \text{ kg/mol}$;

液体分子量 $\mu_L = 58.124 \text{ kg/mol}$;

气体密度 $\rho_V = 8.398 \text{ kg/m}^3$;

液体密度 $\rho_L = 561.3 \text{ kg/m}^3$;

气体动力粘度 $\eta_V = 7.76 \times 10^{-6} \text{ kg/ms}$;

液体动力粘度 $\eta_L = 0.13078 \times 10^{-3} \text{ kg/ms}$;

气体传递组分的扩散系数 $D_V = 1.17 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$;

液体传递组分的扩散系数 $D_L = 8.44 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$;

相对挥发度 $\alpha_m = 1.35$;

液体表面张力 $\delta_L = 8.88 \times 10^{-3} \text{ kg/s}^2$ 。

填料的特性数据为:

填料几何面积 $a = 200 \text{ m}^2/\text{m}^3$;

截点常数 $C_S = 3.116$;

填料气相传质系数 $C_V = 0.390$;

填料空隙率 $\varepsilon = 0.979 \text{ m}^3/\text{m}^3$;

填料液相传质系数 $C_L = 0.971$;

填料压降系数 $C_P = 0.355$ 。

按图4,各股物料流率为:

$$D = 1.65 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \times \frac{0.6 - 0.001}{0.999 - 0.001} = 0.9903 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

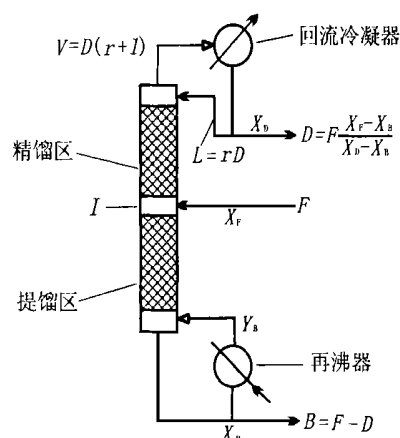


图4 正、异构丁烷精馏塔流程示意图

Fig. 4 Flow chart of rectification tower for n-butane and isobutane

$$\begin{aligned}
 L &= 0.990 \, 3 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \times 15 = 14.855 \, 0 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \\
 &= 14.855 \, 0 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \times 58.124 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 863.43 \frac{\text{kg}}{\text{h}}, \\
 V &= 0.990 \, 3 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \times (15 + 1) = 15.845 \, 3 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \\
 &= 15.845 \, 3 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \times 58.124 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 920.96 \frac{\text{kg}}{\text{h}}, \\
 B &= 1.65 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 0.990 \, 3 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 0.659 \, 7 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}.
 \end{aligned}$$

根据载点阻力系数方程,可求得载点系数:

$$\begin{aligned}
 \zeta_s &= \frac{9.806}{3.116^2 \left[\frac{863.43}{920.96} \left(\frac{8.398}{561.3} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{0.131 \times 10^{-3}}{7.76 \times 10^{-6}} \right)^{0.4} \right] - 0.652} \\
 &= 0.514;
 \end{aligned}$$

载点时的汽速:

$$\begin{aligned}
 u_{V,S} &= \frac{9.806^{\frac{1}{2}}}{0.514} \times \frac{0.979}{200^{\frac{1}{6}}} \times \frac{12}{9.806} \times \frac{0.131 \times 10^{-3}}{561.3} \mu_L^{\frac{1}{3}} \\
 &\quad \times \frac{12}{9.806} \times \frac{0.131 \times 10^{-3}}{561.3} \mu_L^{\frac{1}{6}} \times \frac{561.3}{8.398}^{\frac{1}{2}}. \quad (1)
 \end{aligned}$$

根据有关方程,在载点 u_L 和 $u_V = u_{V,S}$ 时的关系如下:

$$u_L = \frac{863.43}{920.96} \times \frac{8.398}{561.3} u_{V,S}. \quad (2)$$

式中: u_L ——液体负荷;

u_V ——表观汽速。

迭代解等式(1)和(2),确定载点汽体负荷:

$$u_{V,S} = 0.489 \text{ m/s}.$$

由此得塔截面积

$$A_S = \frac{\frac{920.96}{3600}}{0.489 \times 8.398} = 0.062 \, 3 \text{ m}^2,$$

表2 精馏段计算结果

Table 2 Calculation results
of rectifying section

$y_1 = 0.999 \, 0$	$x_1 = 0.998 \, 6$
$y_2 = 0.998 \, 6$	$x_2 = 0.998 \, 1$
$y_3 = 0.998 \, 1$	$x_3 = 0.997 \, 4$
$y_4 = 0.997 \, 5$	$x_4 = 0.996 \, 6$
$y_5 = 0.996 \, 7$	$x_5 = 0.995 \, 6$
$y_6 = 0.995 \, 7$	$x_6 = 0.994 \, 2$
略	略
$y_{25} = 0.732 \, 4$	$x_{25} = 0.669 \, 7$
$y_{26} = 0.690 \, 2$	$x_{26} = 0.622 \, 7$
$y_{27} = 0.646 \, 2$	$x_{27} = 0.575 \, 0$

塔径

$$d_S = \sqrt{\frac{4}{\pi}} \times 0.062 \, 3 = 0.28 \text{ m}.$$

设计选择塔径 $d_S = 0.3 \text{ m}$,

设计的塔截面积为

$$A_S = \frac{\pi}{4} \times 0.3^2 = 0.070 \, 65 \text{ m}^2.$$

在所设计的塔内,气体和液体的负荷

$$u_V = \frac{\frac{920.96}{3600}}{8.398 \times 0.070 \, 65} = 0.43 \text{ m/s},$$

$$u_L = \frac{\frac{863.43}{3600}}{561.3 \times 0.070 \, 65} = 6.05 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2\text{s};$$

理论持液量为:

$$\begin{aligned}
 h_{L,S} &= 12 \times \left(\frac{0.131 \times 10^{-3} \times 6.05 \times 10^{-3} \times 200^2}{9.806 \times 561.3} \right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= 0.041 \, 0 \text{ m}^3/\text{m}^3.
 \end{aligned}$$

用逐板计算法计算所需理论板层数。

正、异构丁烷气、液平衡方程为:

$$y = \frac{1.35x}{1 + (1.35 - 1)x},$$

精馏段操作线方程为:

$$y_{n+1} = 0.937 \, 5 x_n + 0.062 \, 4.$$

下面为精馏段计算结果(表2)。

因为第27层板上液相组成已小于进料组成($x_F = 0.6$),故让进料引入此板,即27板为进料板。

第28板以下由提馏段操作方程计算。

提馏段操作线方程:

$$y'_{m+1} = 1.041 \, 6 x'_m - 0.0000.$$

下面为提馏段计算结果(表3)。

表3 提馏段计算结果

Table 3 Calculation results
of extracting section

$y_{28} = 0.595 \, 8$	$x_{28} = 0.525 \, 1$
$y_{29} = 0.546 \, 9$	$x_{29} = 0.472 \, 0$
$y_{30} = 0.491 \, 6$	$x_{30} = 0.417 \, 3$
$y_{31} = 0.434 \, 6$	$x_{31} = 0.362 \, 8$
$y_{32} = 0.377 \, 9$	$x_{32} = 0.310 \, 3$
$y_{33} = 0.323 \, 2$	$x_{33} = 0.261 \, 3$
略	略
$y_{54} = 0.002 \, 0$	$x_{54} = 0.001 \, 5$
$y_{55} = 0.001 \, 5$	$x_{55} = 0.001 \, 1$
$y_{56} = 0.001 \, 1$	$x_{56} = 0.000 \, 9$

第56层板上异丁烷轻组分含量已小于0.1%,故总理论板为56个(包括再沸器),其中精馏段理论板26个,提馏段理论板30个。第27板为加料板。

用正丁烷/异丁烷物系测定加压下规整填料的传质性能,压力在0.6~1.1MPa时的HETP约为0.28m^[6],假定无端效应和分布效应,则塔的总理论高度为:

$$\Sigma H = 15.4\text{m}.$$

5 结论

(1) 油田气的轻烃回收工艺以压缩-低温制冷-凝液分离为最基本的工艺路线。

(2) 对于高压气田,要充分利用原料气本身的剩余压差,多次冷冻,多级分离。对于低压油田气,从处理装置投资费用和轻烃回收率方面考虑,采用二级压缩,把原料气升压至2.2MPa左右较为合理。

(3) 低温制冷单元采用由外部冷源循环制冷加气体直接膨胀制冷组成复合制冷系统,可以增加轻烃回收处理装置的处理弹性。节流和等熵膨胀两个

过程的应用,可根据具体条件而定。

(4) 对回收轻烃的凝液精馏,可以获得经济价值更高的产品,如正、异构丁烷和石脑油等,它们是石油化工和精细化工的重要原料。

总之,工艺流程方案设计的核心是经济效益,确定凝液精馏分离的任务和产品必须以市场为导向。只有在进行全面的技术经济分析的基础上,才能对其流程方案作出正确的判断。使得整个工程投资小、运行成本低、轻烃收率高、产品质量好,这是工艺优化设计的最终目的。

参考文献:

- [1] 张鸿仁,张松. 油田气处理[M]. 北京:石油工业出版社,1995.
- [2] 阿诺德·肯·斯图尔特·莫里斯. 油气田地面处理工艺[M]. 北京:石油工业出版社,1992.
- [3] 张育芳. 低压气轻烃回收工艺技术路线研究[J]. 天然气工业, 1996(1): 72 - 76.
- [4] 冯叔初,郭揆常. 油气集输[M]. 北京:石油大学出版社,1995.
- [5] 王树楹. 现代填料塔技术指南[M]. 北京:中国石化出版社,1995.
- [6] 毕力特·莱恩哈特. 填料塔[M]. 北京:化学工业出版社,1998.

STUDY ON THE TECHNOLOGY OF THE CONDENSING SEPARATION METHOD APPLIED IN LIGHT HYDROCARBON RECOVERY

LIU Bin¹, WANG Da-wei²

(1. Wuxi Research Institute of Experimental Geology, SINOPEC, Wuxi, Jiangsu 214151, China;

2. Technical Supervision Office, Jiangsu Bureau of Petroleum Exploration, SINOPEC, Yangzhou, Jiangsu 225261, China)

Abstract: The condensing separation method can be used to recover light hydrocarbon from gases separated at different stages during the process of crude oil stabilization and collection, or recover gas condensate from natural gas. Its technological process mainly consists of the operating units of supercharging, purification, freezing, condensate fractionation, etc. Taking the technology of light hydrocarbon recovery for the oilfield gas of an oilfield as an example, the four units mentioned above are studied in this paper, and the optimized design and operation of modern towers is approached as a key.

Key words: condensation; separation; rectification; recovery; light hydrocarbon