低压油田气混合制冷轻烃回收工艺能耗分析

苏 欣[1], 黄 健[2], 唐 恂[3], 袁 悦[1]

(1. 中国石油工程设计有限公司西南分公司, 四川 成都 610017;
2. 中国石油西南油气田分公司输气管理处, 四川 成都 610215;
3. 中国石油西南油气田分公司输气管理处重庆作业区, 重庆 410000)

摘 要: 低压油田气由于压力低, 因此一般采用冷剂制冷法对其进行轻烃回收。用 HYSYS 软件对混冷剂制冷工艺进行模拟分析, 研究了轻烃回收率与能耗的关系, 同时建立了经济回收丙烷和乙烷的数学模型, 总结了确定合理的丙烷回收率的思路。所得的结论对实际生产有一定指导意义。

关键词: 油田气; 低压; 轻烃回收; 冷剂制冷; 能耗分析

文章编号: 1006-5539(2008)04-0039-05 文献标识码: A

1 基础数据

低压油田气的典型特点是压力低, 富含重烃, 但气量有可能不稳定。因此, 从经济角度考虑有回收轻烃的必要。针对其压力低的特点, 没有多余压能可供利用, 如果采用 J-T阀制冷, 需要对原料气进行增压, 因此本文拟采用外加冷剂制冷工艺回收轻烃。

为了研究并得到伴生气 NGL回收工艺中的一般情况, 分别取 4组不同组分的伴生气作为研究对象, 其中组分 1为胜利油田伴生气, 组分 2为中原油田(1)伴生气, 组分 3为大庆萨中伴生气, 组分 4为吐哈温米伴生气, 各自的组分见表 1。假定它们的初始参数都一样(压力 200 kPa, 温度 20℃), 在外输压力(1 MPa)、处理量 10×10^4 m^3/d要求一致的情况下, 研究为了获得适宜的轻烃回收率采用冷剂制冷工艺中参数的变化及能耗变化等情况, 以期得出一般性的规律[1]。

表 1 天然气组分 V%

气质	甲烷	乙烷	丙烷	异丁烷	正丁烷	异戊烷	正戊烷	C_6	C_7^+	CO_2	N_2	H_2S
1	87.75	3.78	3.74	0.81	2.31	0.82	0.65	0.06	0.03	0.53	0.02	—
2	75.3	10.17	6.18	1.45	2.6	0.98	0.75	0.65	0.51	0.34	0.43	0.0003
3	85.88	3.34	4.54	0.67	1.99	0.35	0.81	0.36	0.16	0.9	1.0	—
4	76.12	9.28	6.77	2.82	1.65	0.84	0.30	0.22	0.07	0.26	1.59	—

2 方案模拟

2.1 各节点参数

冷剂制冷工艺方案的工艺流程示意如图 1。在文献[2]中已经根据伴生气的原始组分初步确定出了 4组伴生气的低温分离压力和温度, 按照文献中的基本步骤确定各节点参数。用 HYSYS模拟, 得到的结果如表 2[2~9](本文选用丙烷制冷)。

从表 2中看出, 以初选的低温分离压力和温度进行模拟时, 丙烷的回收率相当高, 但是如果仅仅是为了回收丙烷, 那么从表 2中可以看出乙烷的回收率也是很高的, 大致在 30% ~60%之间, 因此又需要脱出丙烷中的乙烷, 这必然增加丙烷回收的成本, 因此从这方面来说初选的冷凝压力必须进行调整。

收稿日期: 2007-11-27

作者简介: 苏 欣(1982-), 男, 四川南充人, 硕士, 助理工程师, 2007年毕业于西南石油大学油气储运专业, 现从事油气田地面工程设计工作。电话: (028)86014120

?1994-2016 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

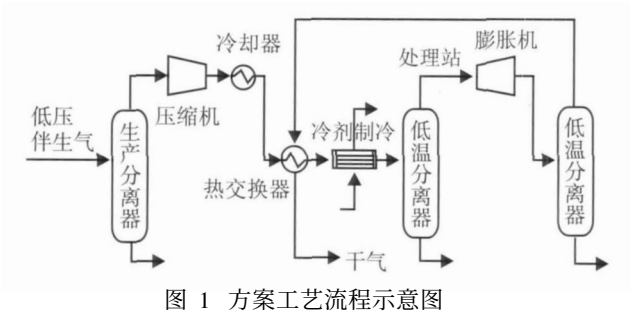

图 1 方案工艺流程示意图

如果是为了回收乙烷以下的组分，这样的冷凝压力和温度仍然是不适合的，因为从表 2中可以看出此时甲烷的冷凝率也稍微偏高，特别是气质 2和 4的甲烷冷凝率超过了 10%，因此从这方面来说初选的冷凝压力也必须进行调整。

从表 2中甲、乙烷的冷凝率可以知道，冷凝压力应该是向小的方向调整。因此将上述初选冷凝压力以 0.5 MPa步长减小，观察甲、乙和丙烷的冷凝率，同时为了研究超过初选压力时对装置能耗的影响，因此也模拟了在初选压力基础上增加 0.5 MPa时的情况。其模拟结果如表 3。

表 2 各设备参数模拟结果

气质	第一个低温分离		压缩机功率	冷却器负荷	膨胀机		甲烷冷凝率	乙烷冷凝率	丙烷冷凝率	制冷系统	
	压力/MPa	温度/℃	/kW	$/10^6$ kJ·h^{-1}	功率/kW	出口温度/℃	/(mol%)	/(mol%)	/(mol%)	压缩机功率/kW	冷却器负荷 $/10^6$ kJ·h^{-1}
1	4	−32	565.355	2.235	68.09	−84.13	4.721	36.1791	86.187	31.739	0.295 4
2	5	−30.3	593.689	2.606	62.21	−86.14	13.806	61.784	95.573	60.925	0.569 2
3	4	−33.43	574.302	2.277	70.14	−84.26	4.059	33.985	85.248	23.627	0.220 8
4	4.5	−29.65	584.719	2.449	63.73	−81.7	11.088	54.387	93.106	61.728	0.574 2

表 3 不同分离压力、温度下各设备参数模拟结果

气质	第一个低温分离		压缩机功率	冷却器负荷	膨胀机		甲烷冷凝率	乙烷冷凝率	丙烷冷凝率	制冷系统	
	压力/MPa	温度/℃	/kW	$/10^6$ kJ·h^{-1}	功率/kW	出口温度/℃	/(mol%)	/(mol%)	/(mol%)	压缩机功率/kW	冷却器负荷 $/10^6$ kJ·h^{-1}
1	4.5	−32.9	589.922	2.354	70.37	−88.81	5.822	42.959	90.598	30.194	0.281
	4	−32.9	565.355	2.235	68.09	−84.13	4.721	36.179 1	86.187	31.739	0.295 4
	3.5	−32.9	537.68	2.107 1	64.61	−78.88	3.749	29.807	79.969	33.362	0.310 9
	3.0	−32.9	506.256	1.967 1	59.53	−72.91	2.887	23.842	71.574 5	35.266	0.328 6
2	5	−30.4	593.689	2.606	62.21	−86.14	13.806	61.784	95.573	60.925	0.569 2
	4.5	−30.4	572.531	2.492	61.9	−82.59	11.341	55.614	93.689	59.751	0.555 8
	4.0	−30.4	549.426	2.371	60.56	−78.6	9.241	49.269	90.930	59.950	0.560 7
	3.5	−30.4	534.065	2.285	57.67	−74.37	7.743	43.821	87.328	61.439	0.574 3
	3.0	−30.4	503.172	2.129	53.82	−68.94	5.916	36.716	81.487	62.512	0.584 5
3	4	−33.3	574.302	2.277	70.14	−84.26	4.059	33.985	85.248	23.627	0.220 8
	3.5	−33.3	546.123	2.148	66.21	−79.12	3.256	27.955	78.888	25.865	0.241 6
	3.0	−33.3	514.983	2.006 4	60.74	−73.33	2.525	22.250	70.261	28.575	0.266 9
	2.5	−33.3	486.061	1.872 4	53.1	−66.61	1.863	16.866	59.133	31.916	0.298 2
4	4.5	−29.6	584.719	2.449	63.73	−81.7	11.088	54.387	93.106	61.728	0.574 2
	4.0	−29.6	560.755	2.321	62.35	−77.47	8.967	47.969	90.106	62.251	0.581 9
	3.5	−29.6	534.358	2.182	59.81	−72.63	7.069	41.258	85.731	63.156	0.589 9
	3.0	−29.6	512.829	2.058	55.71	−67.07	5.381	34.300	79.480	64.641	0.604 2

2.2 回收率与能耗关系

为了研究冷凝率与装置能耗的关系，作出甲、乙、丙烷的冷凝率与装置总能耗和单位能耗的关系图，见图 2~9。其中天然气凝液回收装置的能耗是在生产过程中所消耗的蒸气、电力、能耗工质（各种水、仪表风和燃料等）及天然气减量，追源到能量的数量总和。能耗的计算公式如下[10]：

$$E_p = E_e + E_w + E_n + E_s + E_a + E_f + E_g$$

$$E_e = G_e \cdot A_e;\ E_w = G_w \cdot A_w;\ E_n = G_n \cdot A_n$$

$$E_s = G_s \cdot A_s;\ E_a = G_a \cdot A_a;\ E_f = G_f \cdot A_f;\ E_g = G_g \cdot A_g$$

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——装置蒸气能耗，kJ/h；

?1994-2016 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

E_d——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——装置蒸气消耗量，t/h；

G_d——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消耗量，m^3/h；

A_e——装置电力能耗指标，为常数 12 561 kJ/kW·h；

A_w——装置循环水能耗指标，为常数 4 187 kJ/t；

A_n——装置新鲜水能耗指标，为常数 7 537 kJ/t；

A_s——装置蒸气能耗指标，为常数 2 763 420 kJ/t；

A_d——装置仪表风能耗指标，为常数 1 675 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/t。

回收 1 000 kg凝液所消耗的能量称为单位产品能耗，计算公式如下：

$$E_r = E_p/W$$

式中　E_r——装置的单位能耗，kJ/kg；

W——装置的凝液产量，kg/h。

在用 HYSYS模拟过程中，由于只考虑最主要的一些因素，因此装置能耗中只考虑了压缩机、冷却器、冷却系统以及装置天然气体积减量所带来的能耗。最后得到冷凝率与装置能耗关系见图 2～9。

从图 2～9中可以得出如下结论：

a.随着乙、丙烷的冷凝率的增加，装置总的能耗也增加。

b.装置的单位质量能耗的变化规律分为两种情况：第一种情况是气质 1和 3伴生气（重烃含量较组分 2和 4少，甲烷含量 86%左右）的单位质量能耗随着丙烷冷凝率的增加而减小，特别是在冷凝率增加的初始阶段，单位质量能耗急剧减小，当丙烷冷凝率增加到一定程度的时候，单位质量能耗虽然还在减小，但减小的幅度变缓，趋于直线。对于气质 1和 3来说当丙烷的冷凝率达到 80%左右的时候，装置的单位质量能耗趋于平缓。第二种情况是气质 2和 4伴生气（重烃含量多，甲烷含量只有 75%左右）的单位质量能耗随着丙烷冷凝率的增加而减小（80%之前），当丙烷冷凝率达到 80%左右的时候单

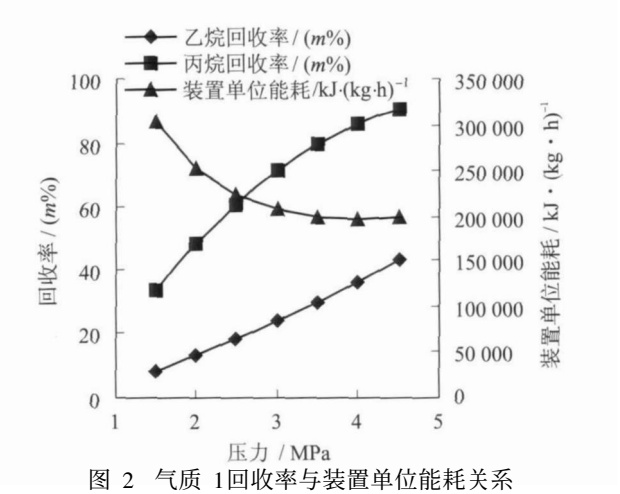

图 2　气质 1回收率与装置单位能耗关系

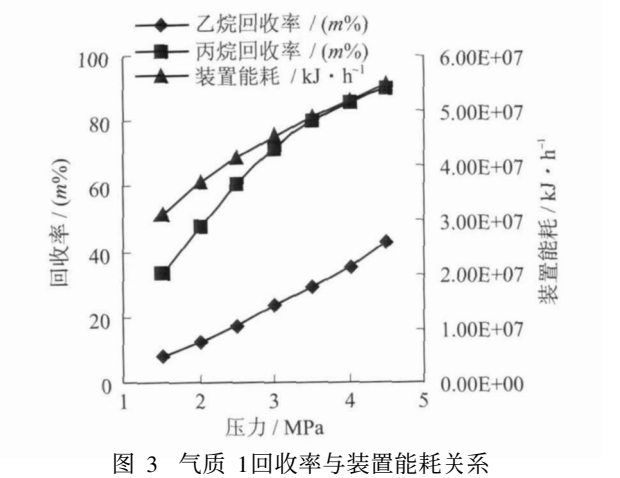

图 3　气质 1回收率与装置能耗关系

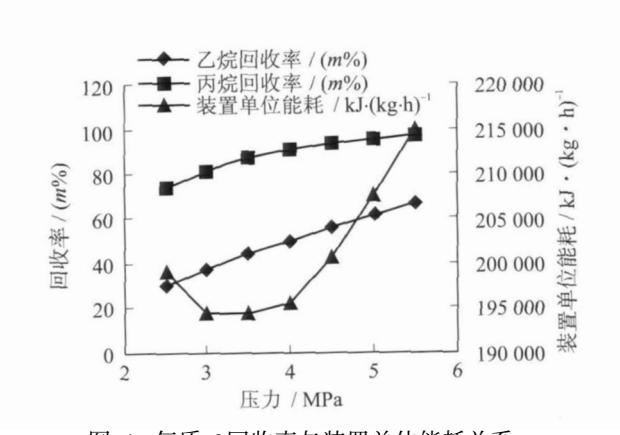

图 4　气质 2回收率与装置单位能耗关系

?1994-2016 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved.　http://www.cnki.net

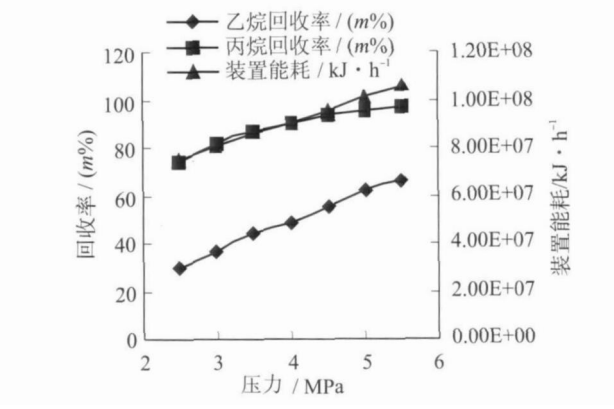

图 5 气质 2回收率与装置能耗关系

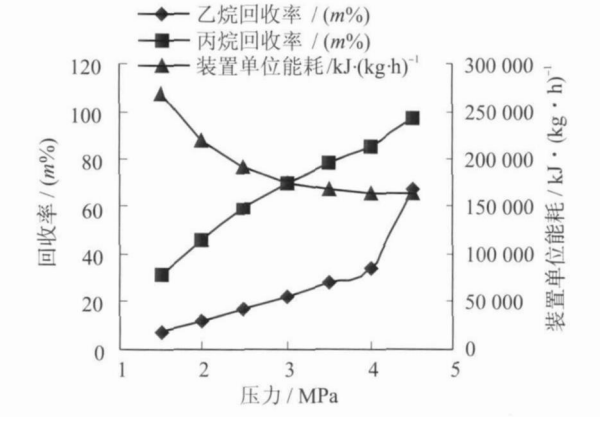

图 6 气质 3回收率与装置单位能耗关系

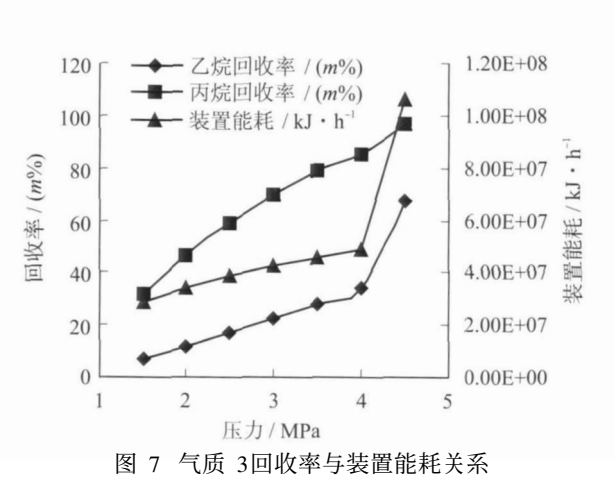

图 7 气质 3回收率与装置能耗关系

位能耗最低，而且基本保持不变，至到丙烷冷凝率超过 85%左右的时候，单位能耗又开始增加，也就是说当丙烷的冷凝率保持在某一个值的时候，装置的单位能耗有个最小值。

经过再次仔细分析发现，无论是对于上述那种情况，丙烷冷凝率在 80%左右时，装置的单位能耗是最小的，此时也是最优的选择。对于情况一来说

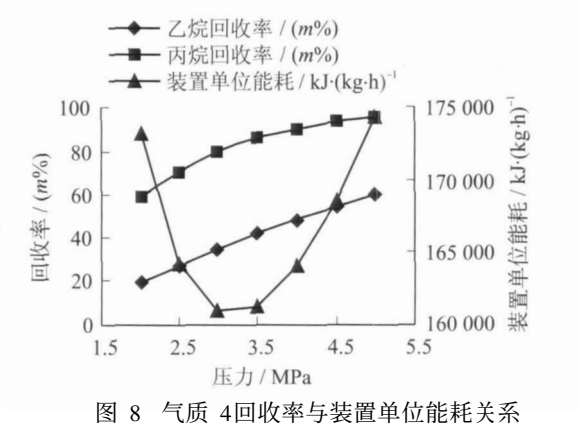

图 8 气质 4回收率与装置单位能耗关系

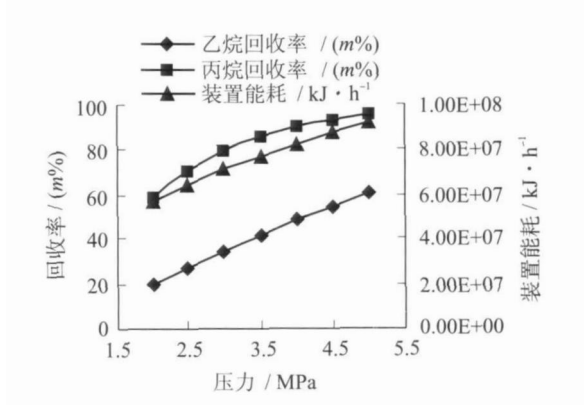

图 9 气质 4回收率与装置能耗关系

虽然增加丙烷冷凝率可以继续降低单位能耗，但是降低的程度不大，而此时乙烷的冷凝率仍保持较快的增加速度，如果乙烷的冷凝率过大，有可能在后续工艺处理中增设专门的脱乙烷装置，反而增加了装置的单位能耗，因此 80%的丙烷冷凝率可以说是比较恰当的。而对情况二来说从单位能耗与丙烷冷凝率的关系图很明显就能看出 80%的丙烷冷凝率可以说是比较恰当的。

ⁿ随着组分中重组分含量的增加，装置能耗也有增加的趋势：伴生气 1～4中丙烷及更重组分的含量分别为 203.8，326.4，312.4 g/m³ 和 305.8 g/m³，其装置总能耗最大值分别为：5.5×10⁷，1×10⁸，5.1×10⁷ kJ/h和 9.2×10⁷ kJ/h。

ⁿ乙烷的冷凝率曲线和装置总能耗曲线几乎是平行的，也就是说每增加同样比例的乙烷冷凝率，那么所消耗的装置总能耗的比例也是相同，即假设乙烷冷凝率每增加 ΔX%，那么装置总能耗增加的幅度始终为 ΔQ。

ⁿ对于丙烷的回收率曲线与总能耗曲线则不是平行，两者有相交的趋势，这说明了一个很重要的现

?1994-2016 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

象:在两者曲线相交的附近,丙烷冷凝率的增减所引起的装置总能耗的变化程度不大。为了说明这个问题以气质 2的回收率与装置总能耗图 5为例,在丙烷回收率在 60% ~80%之间,丙烷回收率与装置总能耗的趋势曲线几乎是重合的,这与结论 d中的现象一致,当丙烷回收率增加到 85%以上的时候,装置总能耗曲线仍按照以前的变化趋势增加,而丙烷回收率的变化趋势变缓,这说明装置能耗增加的幅度比丙烷冷凝率增加的幅度大,即当丙烷的冷凝率超过 85%的时候,装置的总能耗急剧上升。这一现象在 4个伴生气冷凝率与能耗关系图中都有表现,特别是气质 3,这说明丙烷的回收率宜控制在 60% ~85%,只有在这个范围内变化,装置的能耗变化才不大,生产运行也就比较平稳。

3　结论

本文应用 HYSYS软件,对冷剂制冷回收轻烃工艺进行了详细的模拟,得出了一些一般性的结论:

a.当油田气中重烃含量较少时,单位质量能耗随着丙烷冷凝率的增加而减小,当油田气中重烃含量多时,单位质量能耗随着丙烷冷凝率的增加先减小后增加也就是说当丙烷的冷凝率保持在某一个值的时候,装置的单位能耗有个最小值。

b.丙烷冷凝率在 80%左右时,装置的单位能耗是最小的,此时也是最优的选择。

当然所得出的结论,需要在实际生产中进一步验证,并不断修正,以进一步指导生产实践。

参考文献:

[1] 油田油气集输设计技术手册编写组. 油田油气集输设计技术手册[M]. 北京:石油工业出版社,1995.
[2] 苏　欣,张　琳,池翠薇,等. 油田气冷凝分离法中压力和温度的确定[J]. 天然气与石油,2008,26(1):12~15,20.
[3] 蒋　洪,朱　聪. 伴生气轻烃回收工艺技术[J]. 油气田地面工程,2000,19(1):4-12.
[4] 徐文渊,蒋长安. 天然气利用手册[M]. 北京:中国石化出版社,2002.
[5] 王遇冬. 天然气处理与加工工艺[M]. 北京:石油工业出版社,1999.
[6] 苏建华,许可方,宋德琦,等. 天然气矿场集输与处理[M]. 北京:石油工业出版社,2004.
[7] 诸　林. 影响冷凝分离法轻烃回收液化率的因素及其应用[J]. 西南石油学院学报,1997,19(1):25.
[8] 高建保. 轻烃回收装置的操作参数优化模型[J]. 石油与天然气化工,1998,27(1):31.
[9] 裴　红. 天然气轻烃回收 C3率与装置能耗[J]. 石油规划设计,2002,13(5):4-5.
[10] SY/T 007—2003. 天然气凝液回收设计规范[S].