

轻烃回收装置 DHX 工艺研究()

——膨胀机出口压力的影响

赵学波

(抚顺石油学院石油化工系, 辽宁抚顺 113001)

摘 要 用 DHX 模拟软件模拟了 DHX 工艺膨胀机出口压力改变时 C_3 回收率的变化情况。结果表明, 采用降低膨胀机出口压力, 可以克服原料气组成对 DHX 工艺的限制。扩展了 DHX 工艺的适用范围。

关键词 轻烃回收; 液化石油气; 工艺模拟软件; 膨胀机出口压力

中图分类号 TE 645; TE 646

文献[5]模拟结果表明, 原料气中 C_1/C_2 增加时, C_3 回收率将下降, 当 C_1/C_2 增大到一定程度后, DHX 工艺已经不能显著提高 C_3 回收率 (与 ISS 工艺相比)。例如原料中 C_1/C_2 达到 7.5 左右时, DHX 工艺比 ISS 工艺 C_3 回收率只提高约 5%, 此时 DHX 工艺的工业应用价值已经很小, 而我国油田伴生气平均组成中的 C_1/C_2 比值为 9.493^[1], 这就意味着我国将有一半以上的原料气不适于 DHX 工艺。计算分析表明^[4,5], DHX 工艺实质上是一种冷凝分离与吸收作用相结合的工艺过程。在丙烷制冷的条件下, 将脱乙烷塔增压, 使该塔蒸出的 C_1 、 C_2 部分或全部冷凝, 用该物流作吸收剂在 DHX 塔中吸收低温分离器气相中的 C_3^+ 组分。因此, 脱乙烷塔进料即低温分离器液相中 C_1 、 C_2 的组成和含量对 DHX 塔的效率有直接影响, 可以通过改变操作条件来改变低温分离器的汽液相组成及流量, 从而影响 DHX 工艺的 C_3 回收率。在冷冻温级和脱乙烷塔压力不变的前提下, 只有改变膨胀机出口压力。文献^[5]计算结果都是在膨胀机出口压力为 2.067MPa 下得到的, 现以膨胀机出口压力为调节变量, 对 DHX 工艺、ISS 工艺进行模拟计算, 考察膨胀后压力对其 C_3 回收率的影响。

表 1 原料气组成的体积分数 %

1 原料气^[1]

编号	C_1	C_2	C_3	iC_4	nC_4	iC_5	nC_5	C_6	C_7
1	73.08	14.00	6.67	1.23	2.62	0.70	0.96	0.50	0.23
2	74.79	12.29	6.67	1.23	2.62	0.70	0.96	0.50	0.23
3	76.79	10.29	6.67	1.23	2.62	0.70	0.96	0.50	0.23
4	78.79	8.29	6.67	1.23	2.62	0.70	0.96	0.50	0.23
5	80.79	6.29	6.67	1.23	2.62	0.70	0.96	0.50	0.23

以全国各油田伴生气统计平均值为基础, 调整个别组份, 得出表 1 中 5 种不同组成原料气。

2 DHX 工艺模拟计算流程^[2~5]

按 DHX 工艺流程图的物流顺序, 将新开发的轻烃系统计算软件各子功能加以组合, 形成 DHX 模拟软件。利用该软件在 386 微机上对 DHX 工艺进行模拟计算, 计算流程如图 1 所示。完成每一种工况的计算需耗时约 4h 左右。

3 模拟结果及分析

按表 1 所列的 1~5 号原料气, 以不同膨胀机出口压力对 DHX 工艺、ISS 工艺进行模拟, 结果示于图 2。

由图 2 可以看出, 当膨胀机出口压力降低时, DHX 工艺、ISS 工艺的 C₃ 回收率都显著增加, 但由于 DHX 塔的多级回收作用, DHX 工艺 C₃ 回收率增加幅度更大。这是因为当膨胀后压力降低时, 低温分离器温度下降, DHX 塔塔顶进料乙烷浓度增加, 使 DHX 塔的 C₃ 回收效果增强, C₃ 回收率增加幅度随膨胀机出口压力降低而逐渐增大。因此, 降低膨胀后压力可以使原来不宜直接应用 DHX 工艺的原料气变得可以采用 DHX 工艺在一定程度上弥补了原料气组成对 DHX 工艺的限制, 扩展了 DHX 工艺的适用范围。

从图 2 中选取两种工艺 C₃ 回收率相差 10% 的压力点, 并以该压力与对应原料气的 C₁/C₂ 比值作图, 得出图 3。由于 C₁/C₂ 比值是 DHX 工艺 C₃ 回收率的主要影响因素, 所用原料气为各油田伴生气的统计结果, 所以图 3 在某种程度上具有普遍意义。在对 DHX 工艺研究还不十分充分的情况下, 可以通过该曲线由原料气中 C₁/C₂ 比值粗略估计采用 DHX 工艺后 C₃ 回收率提高 10% 所应采用的膨胀机出口压力, 为 DHX 工艺条件的确定提供了部分基础数据。

然而, 降低膨胀机出口压力所起作用的程度与原料气中 C₁/C₂ 密切相关, 这点从图 2、3 看得很清楚, 并且降压将使尾气压缩功耗增加, 膨胀机出口压力的确定受经济指标制约。因此, 降低膨胀机出口压力只是对原料气不理想时的一种补充手段和在经济指标合理的前提

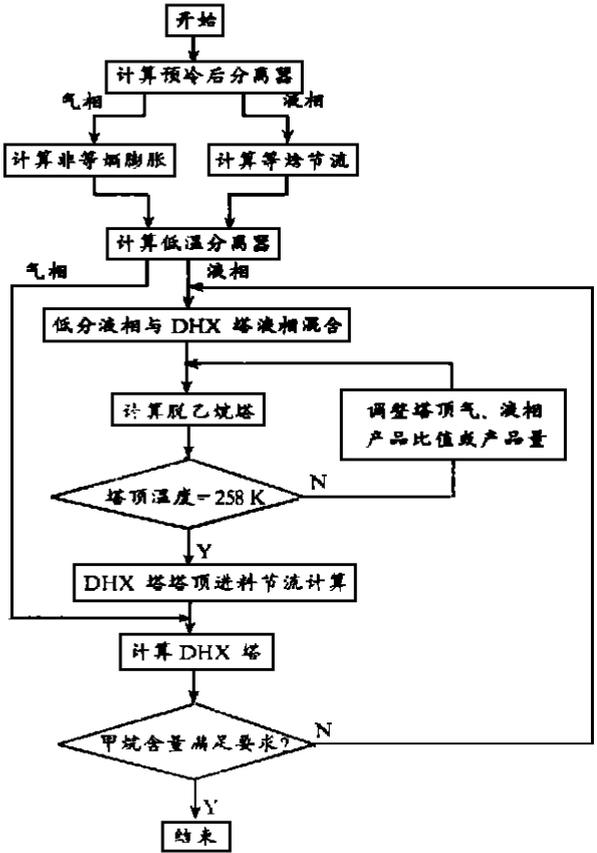
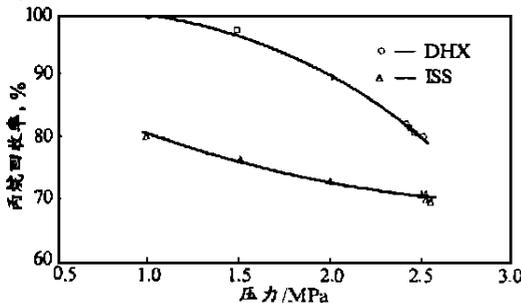
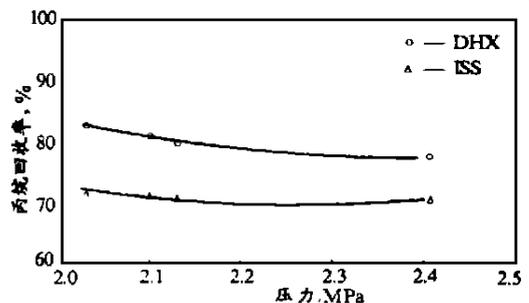


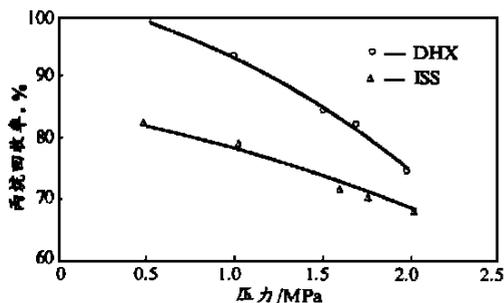
图 1 DHX 工艺模拟计算流程



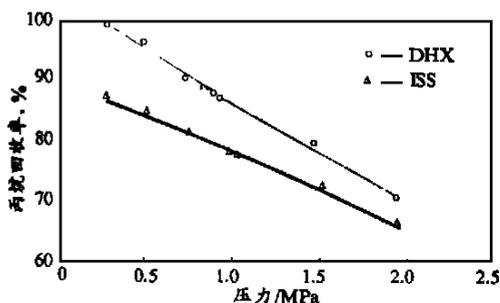
(a) 1 号原料气



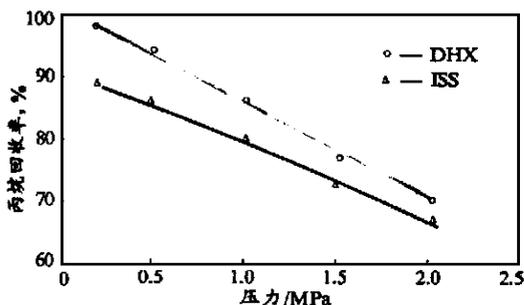
(b) 2 号原料气



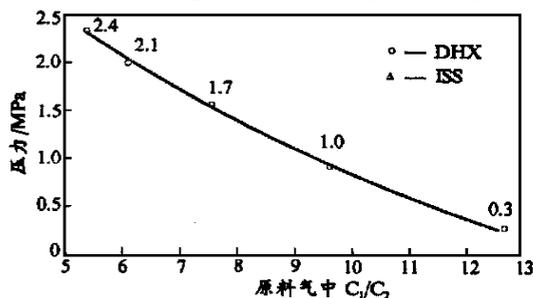
(c) 3号原料气



(d) 4号原料气



(e) 5号原料气

图2 两种工艺条件下 C₃ 回收率与压力关系图3 两种工艺条件下 C₃ 回收率相差 10% 时 C₁/C₂ 与压力的对应关系

下尽可能提高 C₃ 回收率的调整措施。

在尾气需具有一定压力,不宜降低膨胀机出口压力的情况下,可采取提高脱乙烷塔操作压力的办法,同样可以达到提高 C₃ 回收率的目的。因为增大脱乙烷塔压力将有利于塔顶物流的冷凝,在大的节流压差下温降增大,对 DHX 塔的 C₃ 回收有利。脱乙烷塔压力的确定不受膨胀机出口压力和尾气余压的制约正是 DHX 工艺的特点之一。

4 结 论

对原料气中 C₁/C₂ 比值较高,采用 DHX 工艺效果不理想的场合,可同时采取降低膨胀机出口压力的办法,以达到大幅度提高 C₃ 收率的目的。应用本文研究结果,可根据原料气中 C₁/C₂ 比值粗略估计应用 DHX 工艺后 C₃ 回收率提高 10% 所需采用的膨胀机出口压力,为设计条件和操作工况的确定提供参考。

参 考 文 献

- 1 中国石油天然气总公司科技发展局. 全国各油气田原油稳定和轻烃回收情况调查. 1990
- 2 Khan S A. Process Improves C₃⁺ Recovery. Hydrocarbon Processing, 1985, (5): 75 ~ 76
- 3 郭天民. 多元液-液平衡和精馏. 北京: 北京化学工业出版社, 1983
- 4 赵学波. 天然气 LPG 回收装置 DHX 工艺研究: [学位论文]. 北京: 石油大学, 1993
- 5 赵学波. 轻烃回收装置 DHX 工艺研究(). 石油化工高等学校学报, 1996, 9(4): 27 ~ 30

Study on DHX Process of Light Hydrocarbon Recovery ()

——Influence of Pressure in Expander Exit

Zhao Xuebo

(Department of Petrochemical Engineering, Fushun Petroleum Institute, Liaoning Fushun 113001)

Abstract Using the DHX simulating software system the variation of the recovery rate of C₃ was simulated as the pressure in expander exit of DHX process being changed. The results show that the limit of the components of gas feed to DHX process can be overcome by decreasing the pressure in the expander exit, thus expanding the range of using the DHX process.

Keywords Light hydrocarbon recovery; LPG; Simulating system; Pressure in expander exit. <http://>