

基于 HYSYS 的天然气的轻烃回收仿真及优化

李国娜¹, 王赤宇¹, 周 鹏^{2*}, 张爱良¹, 王 强³, 吉万成¹, 陈青海¹, 谭建华¹, 青彩霞¹

(1. 中国石油塔里木油田分公司, 新疆 库尔勒 841000; 2. 西比埃鲁姆斯技术公司, 北京 100015; 3. 山东陆地科技有限责任公司, 山东 东营 257081)

摘要: 使用 HYSYS 建立了轻烃分馏系统的仿真模型, 并通过对比模拟数据与实际运行数据, 验证了物性参数和模型的可靠性。最后, 利用 HYSYS 对轻烃分馏系统进行模拟优化, 提出了增加缠绕管换热器的换热面积、膨胀机取代 J-T 阀, 以及进一步改进换热网络的建议, 从而在不增加能耗的前提下可以大幅度提高轻烃产量。

关键词: 轻烃分离; 过程模拟; 优化; HYSYS

中图分类号: TE646

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2014)10-0150-04

Simulation and optimization of light hydrocarbon recovery based on HYSYS

LI Guo-na¹, WANG Chi-yu¹, ZHOU Kun^{2*}, ZHANG Ai-liang¹, WANG Qiang³,
JI Wan-cheng¹, CHEN Qing-hai¹, TAN Jian-hua¹, QING Cai-xia¹

(1. Tarim Oilfield Company, PetroChina, Korla 841000, China; 2. CB&I Lummus Engineering & Technology China Co., Ltd., Beijing 100015, China; 3. Shandong Land Technology Corporation, Dongying 257081, China)

Abstract: Hysys is used to establish the simulation system of the light hydrocarbon separation process. The reliability of the model is validated by the comparison of the simulation result and the plant data. The simulation and optimization of the light hydrocarbon separation process based on HYSYS is conducted. Some suggestions have been proposed, such as increasing the area of the spiral heat exchanger, replacing J-T valve with the expander, further improving the heat exchanger networks, and so on, to significantly improve the yield of light hydrocarbon without increasing the energy consumption.

Key words: light hydrocarbon separation; process simulation; optimization; HYSYS

流程仿真模拟技术在 20 世纪 50 年代后期开始应用于石油化工领域, 经过 60 多年的发展, 现已广泛应用于化工和油气处理生产过程的研究开发、设计、生产操作的控制优化、操作工培训及技术改造等方面。本文中对某气田天然气轻烃回收处理装置的数据资料进行整理分析, 建立了一套生产过程的仿真模拟系统, 用于指导生产调优, 实现生产平稳、提高产品质量、节能降耗、生产培训目的, 保证工艺装置安全、平稳、高效运行^[1-4]。同时, 还可利用该仿真模拟系统对重要装置进行研究分析, 对关键环节、关键点参数进行优化, 最终为气田天然气轻烃回收厂的安全平稳运行提供依据。

1 工艺背景

天然气是一种蕴藏在地下多孔隙中的多组分的

混合气体, 其中除含有甲烷外, 还含有一定量的乙烷、丙烷、丁烷、戊烷及更重烃类, 为了满足管输气对水露点和烃露点的质量要求, 同时为了获得宝贵的化工原料, 需将天然气中除甲烷外的一些烃类予以分离与回收。从天然气中, 通过冷凝回收得到的烃类凝液通常可分为乙烷、液化石油气和稳定轻烃。稳定轻烃也称稳定凝析油、凝析汽油及轻油等。天然气凝液有很高的回收利用价值和经济效益, 如不予分离又有可能对天然气集输等过程产生不良影响^[5]。

天然气轻烃回收的主导工艺是冷凝分离法。此外, 还有轻油回流、涡流管、气波机、膜分离、变压吸附技术、直接换热技术等^[6]。本文中的研究对象为冷凝分离法, 其工艺流程如图 1 所示。

收稿日期: 2014-05-19; 修回日期: 2014-08-17

作者简介: 李国娜(1982-), 女, 硕士, 工程师, 研究方向油田油气工程设计开发; 周鹏(1976-), 硕士, 工程师, 从事石油化工工程设计工作, 通讯联系人, 010-59209645, zhoukuntj@163.com。

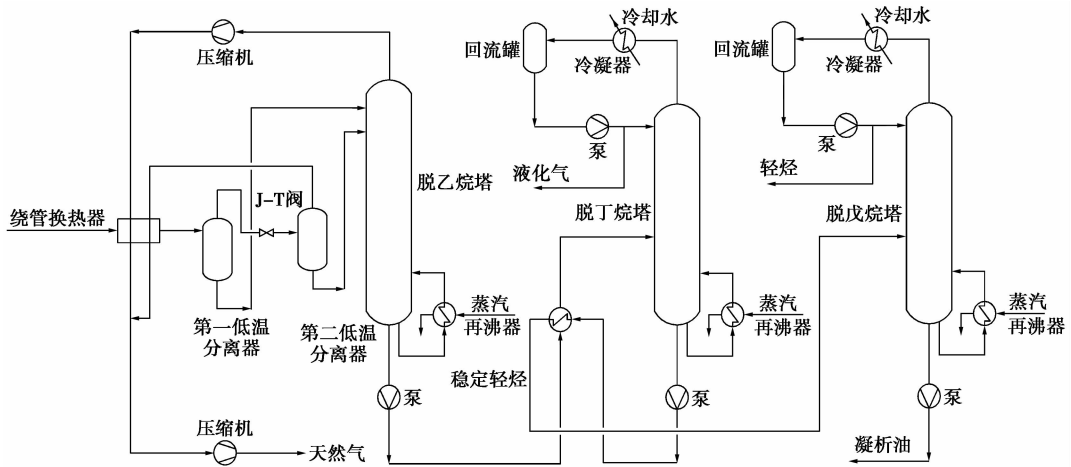


图1 天然气轻烃分离工艺流程

经过预处理(脱水、脱 CO_2 等)的天然气首先进入缠绕换热器,与二级低温分离器分离出来的气相以及脱乙烷塔顶气换热后,温度降低为 -25°C ,进入一级低温分离器,分离出来的液相经节流后进入脱乙烷塔。一级低温分离器分离出来的气相经J-T阀节流减压至7 MPa、 -48°C ,进入二级低温分离器进行分离。二级分离器分离出来的气相进入缠绕换热器与主路原料气换热后温度为 20°C ,与增压后的脱乙烷塔顶气汇合,经外输气压缩机增压至9 MPa,作为干气产品出装置。二级低温分离器分离出来的液相经节流后进入脱乙烷塔顶作为脱乙烷塔回流,脱乙烷塔为提馏塔,塔顶压力为2.8 MPa。脱除乙烷后的液体与脱丁烷塔底稳定轻烃换热后进入脱丁烷塔,脱丁烷塔塔顶压力为1.4 MPa,生产液化气和稳定轻烃。稳定轻烃换热后,进入脱戊烷塔,脱戊烷塔塔顶操作压力为0.25 MPa,生产凝析油与轻烃。

2 Hysys 软件模拟与结果讨论

鉴于气田天然气轻烃回收装置具有工艺流程长、干扰因素多等特点,为了保证 Hysys 仿真模拟的准确性,需要将所仿真模型的计算结果与某气田天然气轻烃回收厂的实际运行数据进行对照。

本文中某气田天然气轻烃回收厂的入口气温度和压力分别为 40°C 和11 MPa,实际生产的外输产品检测数据与静态仿真模拟结果的对照如表1~表4所示。

从表1~表4的比较可以看出,基于 Hysys 的仿真模型的模拟结果与工厂实际运行数据非常吻合,说明所建立的静态仿真模拟系统能够正确反映某气田天然气轻烃回收工艺过程的特性和行为,精确度高,结果可靠,可以外推。可以作为某气田天然气轻

表1 天然气的流量与摩尔组成对照 m^3/d

项目	生产数据	模拟结果	差值
流量	3500000	3500180	180
N_2	0.0269	0.0272	0.0004
CO_2	0.0011	0.0011	-0.0000
C_1	0.8881	0.8932	0.0051
C_2	0.0625	0.0605	-0.0020
C_3	0.0130	0.0118	-0.0012
C_3^+	0.0084	0.0061	-0.0024

表2 凝析油的流量与摩尔组成对照 t/d

项目	化验数据	模拟结果	差值
流量	550.0000	542.8000	-7.20
C_{2-5}	0.0639	0.0824	0.0185
$n-\text{C}_6$	0.0559	0.0483	-0.0076
C_7	0.1674	0.1356	-0.0318
C_8	0.1739	0.1535	-0.0204
C_9	0.1104	0.1093	-0.0011
C_{10-30}	0.4284	0.4713	0.0429

表3 液化气的流量与摩尔组成对照 t/d

项目	化验数据	模拟结果	差值
流量	25.00	25.45	0.45
C_2	0.0851	0.1406	0.0555
C_3	0.4938	0.4535	-0.0403
$i-\text{C}_4$	0.1772	0.1478	-0.0294
$n-\text{C}_4$	0.1751	0.1954	0.0203
C_{5-7}	0.0687	0.0628	-0.0059

表 4 轻烃的流量与摩尔组成对照 t/d

项目	化验数据	模拟结果	差值
流量	75.00	74.97	-0.03
C_3	0.0000	0.0007	0.0007
$i-C_4$	0.0054	0.0097	0.0043
$n-C_4$	0.0298	0.0242	-0.0056
$i-C_5$	0.0614	0.0568	-0.0046
$n-C_5$	0.0693	0.0921	0.0228
$n-C_6$	0.2134	0.1999	-0.0135
$n-C_{7-10}$	0.6207	0.6165	-0.0042

烃回收厂工艺优化的依据,用于指导生产,提高产品质量,节能降耗,进而实现整个生产装置的平稳、安全和高效地运行。

3 优化结果与分析

某天然气轻烃回收厂的设计是根据气田当时的气体资料、市场情况确定的。但气田的气体组成和市场是变化的,这必将导致轻烃回收厂的运行状态发生变化,即各功能单元设备、运行参数、操作参数等都应做相应的调整。及时对装置进行改造和操作条件的优化,使能耗维持较低水平的同时,产品的附加值也能最高,对保证工厂的良好经济效益,显得尤为重要。

以下采用基于 Hysys 的仿真模型,对某气田天然气轻烃回收厂的各主要单元生产工艺的流程进行模拟和数据分析。

3.1 J-T 阀节流

在现有工艺的条件下,J-T 阀节流降压降温至 7 MPa 和 -25°C 后,经低温分离后,轻烃成分只有 6 137.5 kg/h,即进气含量的 42.93% 进入液烃中,其收率是非常低的。

冷凝分离法中,影响轻烃收率的原因主要是 J-T 阀阀前的温度和阀后的压力。

表 5 为温度对 J-T 阀节流与分离系统的影响。从表 5 可见,当 J-T 阀阀后压力固定为 7 MPa,阀前温度为 -37.4°C 时, C_3 以上组分的收率最高,达到了 60.35%。这时,J-T 阀后的温度达到了 -53.28°C 。在这之后,随着阀前温度的降低, C_3 以上组分反而冷凝得越来越少,出现反凝析现象。所以,J-T 阀前温度是不可以低于 -37.4°C 的。

表 6 为压力对 J-T 阀节流与分离系统的影响。从表 6 可见,在 J-T 阀前温度固定为 -10°C 时,

表 5 温度对 J-T 阀节流与分离系统的影响

阀前温度/ $^{\circ}\text{C}$	液烃中 C_3 + 流量/ ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	C_3 + 的收率/ %	阀后温度/ $^{\circ}\text{C}$
-50.0	4300.3	40.9	-60.4
-45.8	5723.3	54.4	-58.4
-41.6	6240.6	59.3	-56.1
-37.4	6352.2	60.4	-53.3
-33.2	6252.3	59.4	-49.9
-29.0	6028.803	57.3	-46.4
-24.8	5733.6	54.5	-42.5
-23.4	5625.4	53.4	-41.1
-19.2	5284.5	50.2	-37.0
-15.0	4933.2	46.8	-32.7
-10.8	4583.7	43.5	-28.4
-6.6	4243.0	40.3	-23.9
-3.8	4022.2	38.2	-21.0
-1.0	3806.7	36.1	-18.0

表 6 压力对 J-T 阀节流与分离系统的影响

阀后压力/ MPa	液烃中 C_3 + 流量/ ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	C_3 + 的收率/ %	J-T 阀后温度/ $^{\circ}\text{C}$
5.0	6297.3	59.8	-39.9
5.3	6038.3	57.3	-38.0
5.6	5774.8	54.8	-36.1
5.9	5508.6	52.3	-34.2
6.2	5241.3	49.8	-32.4
6.5	4974.4	47.2	-30.6
6.8	4708.8	44.7	-28.8
7.1	4445.3	42.2	-27.2
7.4	4184.1	39.7	-25.5
7.7	3925.1	37.2	-23.9
7.9	3753.5	35.6	-22.9

C_3 以上组分的收率随着阀后压力的降低而增加,在最终压力为 5 MPa 时,收率最高达到了 59.8%。这时,J-T 阀后温度达到了 -39.99°C 。但同时天然气入干网压缩机的功耗从 1 550 kW 急剧增加到了 3 390 kW。所以,本研究不建议改变 J-T 阀后的压力。

3.2 缠绕管换热器

缠绕管换热器的换热面积对轻烃回收率的影响见表 7。其中,鉴于天然气的传热系数随温度的变化很小,所以可近似以 UA,即换热面积与传热系数的乘积来替代缠绕管换热器的换热面积。

表7 面积对换热与分离系统的影响

UA/ ($\text{kJ}\cdot\text{C}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$)	J-T 阀前温度/ ℃	最小传热/ ℃	C ₃ + 的收率/ %
7746051	-36	4.5	60.2
4290245	-33	7.6	59.3
3402827	-30	9.1	57.8
2874103	-27	10.1	56.0
2503375	-24	10.9	53.8
2220786	-21	11.6	51.6
1993274	-18	12.1	49.2
1803333	-15	12.6	46.8
1639925	-12	12.9	44.4
1495916	-9	13.2	42.1
1366190	-6	13.4	39.8
1285997	-4	13.5	38.3
1209937	-2	13.6	36.8

从表7可以看出,当J-T阀后压力固定为7 MPa时,随着换热面积的增加,J-T阀前温度也相应降低,C₃以上组分的收率也在逐渐增加。并且,在-35℃前,只要是小的换热面积的变化,就可以带来冷却深度的提升和C₃以上组分收率的急剧提高。但是,当温度降到-35℃后,由于最小换热温差已经低于5℃,再增加换热面积对收率的提高已无大的贡献。

3.3 精馏系统

某气田天然气轻烃回收厂的精馏系统的主要能耗参见表8。

表8 精馏系统的能耗 kW

负荷	脱乙 烷塔	脱丁 烷塔	脱戊 烷塔	凝析油 稳定塔	轻烃 空冷器	轻烃 水冷器	凝析油 空冷器
重沸器热负荷	748	221.5	102.8	1040	—	—	—
冷凝器热负荷	—	319	67.4	—	96.78	22.93	408.7

从表8中可看出,脱乙烷塔和凝析油稳定塔是主要的能耗设备。

3.4 优化方案

经以上分析,最终确定的优化方案如下:缠绕管换热器的换热面积增加68%,节流减压后,温度可降到-37℃,轻烃收率可达60%;以膨胀机取代J-T阀,膨胀机可以回收高压气体节流膨胀产生的动能,进而天然气入干网压缩机的功耗可以从1 550 kW降低到1 100 kW。

同时,对精馏系统进行了改造,原脱丁烷塔的冷凝器取消,其热流股作为脱乙烷塔塔身换热器的热

源;原脱戊烷塔塔底的轻烃空冷器和轻烃水冷器取消,其热流股作为脱乙烷塔塔身的另一换热器的热源;原凝析油空冷器取消,其热流股作为凝析油稳定塔塔身换热器的热源。改造后的精馏系统的主要能耗参见表9。

表9 改造后的精馏系统的能耗 kW

负荷	脱乙 烷塔	脱丁 烷塔	脱戊 烷塔	凝析油 稳定塔	轻烃 空冷器	轻烃 水冷器	凝析油 空冷器
重沸器热负荷	801.8	228.6	8.95	640	—	—	—
冷凝器热负荷	—	0	1.4	—	0	0	0

从表9可以看出,尽管改造后轻烃的回收率增加到了60%,即精馏系统的处理负荷大大增加,但精馏系统中各塔的重沸器热负荷却几乎没有增加,特别是凝析油稳定塔的重沸器热负荷反而降低了几乎50%。同时,整个蒸馏系统的冷凝负荷几乎都为0,节约了大量冷却水和空冷器的投资,这对于水资源非常珍贵的新疆地区尤为重要。

4 结语

运用基于Hysys的仿真模型对某气田天然气轻烃回收厂轻烃回收过程进行了模拟,并利用实际生产数据对模型进行了验证,证明了所开发的仿真模型具有很高的准确性,并进一步考察了J-T阀前的温度和阀后的压力、缠绕管换热器的面积,对轻烃回收率的影响,以及精馏系统的热负荷构成情况。最终,通过设计适当的缠绕管换热器的换热面积、膨胀机取代J-T阀,同时对精馏系统进行进一步的能量集成,可以使得轻烃收率从原来的42%增加到60%。而且,整个天然气轻烃回收厂的各项能耗趋于合理和更为经济。

参考文献

- [1] 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): 3-6.
- [2] Aggarwal V, Singh S. Improve NGL recovery [J]. Hydroc Proc, 2001, 80(5): 41-45.
- [3] Lin T D V. FCCU advanced control and optimization [J]. Hydrocarbon Processing, 1993, 4: 107-114.
- [4] 路芳银, 涂彦, 袁荔. 江苏油田轻烃回收装置生产工艺的改造 [J]. 石油与天然气化工, 2006, 35(4): 268-269.
- [5] 朱旭笛. 轻烃回收装置改造的理论和实践 [J]. 油田地面工程, 1994, 13(6): 31-32.
- [6] 王健. 轻烃回收工艺的发展方向及新技术探讨 [J]. 天然气与石油, 2003, 21(2): 20-22. ■