

提高天然气轻烃回收装置 C_3^+ 收率的方案比选

——以中坝气田为例

王治红¹ 吴明鸥² 李 涛³ 伍申怀³

1. 西南石油大学 2. 中国石油西南油气田公司天然气研究院 3. 中国石油西南油气田公司川西北气矿

王治红等. 提高天然气轻烃回收装置 C_3^+ 收率的方案比选——以中坝气田为例. 天然气工业, 2016, 36(3): 77-86.

摘 要 中国石油西南油气田公司川西北矿区江油轻烃厂回收装置采用透平膨胀机单机膨胀制冷工艺, 回收中坝气田天然气中 C_3 以上组分, 因仅配备了排气量为 $(16 \sim 17) \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 的低压力增压机组, 在目前天然气处理量为 $40 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 、高压原料气量最低时仅有 $17 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 、原料气压力由 3.65 MPa 降到 2.80 MPa 左右的情况下, 出现了透平膨胀机的膨胀比和冷凝效率降低、低温制冷系统冷量不足、液烃产品产量和 C_3^+ 收率下降等问题, 同时, 也直接影响着装置的安全、平稳运行。为了提高回收装置的 C_3^+ 收率, 提出了 4 种工艺改造方案: ①残余气循环工艺 (RSV); ②直接换热工艺 (DHX); ③原料气增压的单级膨胀 (ISS) 工艺; ④原料气增压 + DHX 工艺。对比上述 4 种方案的轻烃收率、能耗和经济性后认为: 上述第三种方案, 即原料气增压的单级膨胀工艺静态投资回收期较短 (0.74 年), C_3 收率为 89.43%、液化气产量为 19.04 t/d, 分别较原工艺提高了 46.32% 和 42.94%, 同时其单位能耗较低, 具有更好的经济效益, 适合于该装置的工艺改造。

关键词 四川盆地 中坝气田 天然气 轻烃回收 残余气循环 直接换热 C_3^+ 收率 液化气产量 改造方案比选

DOI:10.3787/j.issn.1000-0976.2016.03.011

Comparison and selection of schemes for C_3^+ yield increase of natural gas light ends units: A case study of the Zhongba Gasfield, Sichuan Basin

Wang Zhihong¹, Wu Ming'ou², Li Tao³, Wu Shenhuai³

(1. Southwest Petroleum University, Chengdu, Sichuan 610500, China; 2. Natural Gas Research Institute of PetroChina Southwest Oil & Gas Field Company, Chengdu, Sichuan 610213, China; 3. Northwest Sichuan Division of PetroChina Southwest Oil & Gas Field Company, Jiangyou, Sichuan 621700, China)

NATUR. GAS IND. VOLUME 36, ISSUE 3, pp.77-86, 3/25/2016. (ISSN 1000-0976; In Chinese)

Abstract: The single expansion refrigeration process of turbo expanders is used in the Jiangyou light ends unit to recover C_3^+ components of natural gas produced from the Zhongba Gasfield, Sichuan Basin. At present, its natural gas processing capacity is $40 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, the minimum high-pressure and feed gas volume is $17 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ and the feed gas pressure drops from 3.65 to 2.80 MPa. Only a low-pressure gas booster set with gas discharge of $(16-17) \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ is equipped, so expansion ratio and condensing efficiency of turbo expanders reduce, the cooling capacity of low-temperature refrigeration is insufficient and liquid hydrocarbon production and C_3^+ yield drop. Besides, the safety and smooth operation of the units are directly influenced. Thus, four process transformation schemes were put forward for C_3^+ yield increase of the light ends unit, including the Recycle Split-Vapor (RSV), the Direct Heat Exchange (DHX) process, the Industry-Standard Single-stage (ISS) turbo-expander process, and the combined ISS-DHX process. Then, these four programs were compared in terms of the light ends recovery ratio, energy consumption and economical efficiency. As a result, with the ISS expander process was adopted, the static investment payback period became as short as 0.74 yr., the C_3 yield ratio and liquefied gas production was up to 89.43% and 19.04 t/d, respectively, which is increased by 46.32% and 42.94% compared with the primary ones. And furthermore, this scheme helped decrease energy consumption and enhance economic benefit of this unit. Therefore, the ISS process is worth being recommended and mostly suitable for the process transformation of the unit.

Keywords: Sichuan Basin; Zhongba Gasfield; Natural gas; Light ends unit; Recycle Split-Vapor (RSV); Direct Heat Exchange (DHX); C_3^+ yield; Liquefied gas production; Reconstruction program comparison and selection

作者简介: 王治红, 1974 年生, 副教授, 硕士; 主要从事天然气处理与加工、石油炼制与加工的教学和科研工作。地址: (610500) 四川省成都市新都区西南石油大学化学化工学院。电话: 13908215506。ORCID:0000-0002-1720-1402。E-mail:wzhswpu@swpu.edu.cn

位于四川盆地西北部的中国石油西南油气田公司川西北气矿江油轻烃厂（以下简称江油轻烃厂） $45 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 轻烃回收装置采用透平膨胀机单级膨胀制冷工艺回收中坝气田不含硫天然气中的轻烃资源。该装置始建于 1978 年，原为原油稳定试验装置，后于 1984 年改扩建为 $7 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 膨胀机制冷轻烃回收试验装置；1986 年随着该区上三叠统须家河组二段气藏气量递增，又扩建为 $30 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 轻烃回收装置，1996 年后对装置仪表、设备等进行多次技术改造；2001 年装置处理气量再增加，进一步扩建为 $45 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，原料天然气最高处理量达到 $51 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。目前，原料天然气量降到 $40 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 左右，其中高压原料气量最低时仅有 $17 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，原料气压力也由

3.65 MPa 降到了 2.8 MPa 左右，导致膨胀比、冷凝效率和 C_3^+ 收率下降，液烃产品产量由原来的 26 t 降至 21 t 左右。同时，高压原料天然气量及原料气压力的不断降低，还直接影响着装置的安全、平稳运行以及产品产量。

1 装置现状与存在的主要问题

1.1 天然气气质

轻烃回收装置高压原料气处理量为 $23 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，低压原料气处理量为 $17 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，低压气的压力为 0.7 MPa，高压气的压力为 2.8 MPa，原料气进冷箱前的压力为 2.75 MPa，温度为 25 ℃。进装置原料天然气的组成如表 1 所示。

表 1 原料气（干基）组成表¹⁾

日期	C_1	C_2	C_3	iC_4	nC_4	iC_5	nC_5	C_6^+	CO_2	N_2	He	H_2
2011-03-14	90.84%	5.81%	1.61%	0.14%	0.37%	0.12%	0.10%	0.18%	0.53%	0.27%	0.02%	0.01%
2011-12-20	90.77%	5.82%	1.62%	0.32%	0.36%	0.12%	0.09%	0.08%	0.52%	0.27%	0.02%	0.01%
2012-12-10	90.79%	5.80%	1.60%	0.33%	0.38%	0.12%	0.10%	0.10%	0.52%	0.24%	0.01%	0.01%
2013-01-11	90.79%	5.80%	1.60%	0.32%	0.37%	0.13%	0.10%	0.10%	0.52%	0.24%	0.01%	0.01%
2013-03-15	91.56%	5.50%	1.22%	0.13%	0.43%	0.30%	0.19%	0	0.25%	0.42%	0	0
2014-10-23	90.79%	6.20%	1.56%	0.34%	0.33%	0.10%	0.07%	0	0.59%	0.02%	0	0

注：1) 各组分的组成以摩尔分数计，下同

根据表 1 可知，原料天然气组成比较稳定，其中 C_3 含量约为 1.6%， C_3^+ 含量为 2.5% ~ 2.6%，不含 H_2S ， CO_2 含量较低。

1.2 装置工艺流程及运行现状

1.2.1 装置工艺流程

江油轻烃厂回收装置工艺流程如图 1、2 所示，包括低压气增压和凝液回收两部分。

来自部分井口的低压天然气经增压后与来自井口的高压天然气汇合，再进入装置的原料气进口卧式分离器，分离出原料气带来的游离液体和杂质等，然后进入立式分离器利用离心力的作用进一步分离，

最后进入分子筛干燥器以除去其所含的气相饱和水。经干燥过滤后的天然气进入冷箱与干气换冷后进入膨胀机进口低温分离器，其中顶部分离出的气相进入透平膨胀机膨胀降温并部分冷凝，离开膨胀机的气液混合物进入脱乙烷塔顶部的分离空间，分离出的液烃为脱乙烷塔的顶部提供回流。低温分离器底部出来的液相经过节流膨胀降温后，再经冷箱与原料气复热作为脱乙烷塔中部进料。从脱乙烷塔顶部出来的气相经冷箱回收冷量后，由膨胀机组同轴的增压机增压。脱乙烷塔底部出来的轻烃进入脱丙丁烷塔中部，在塔顶得到液化石油气，在塔釜获得稳定轻烃。

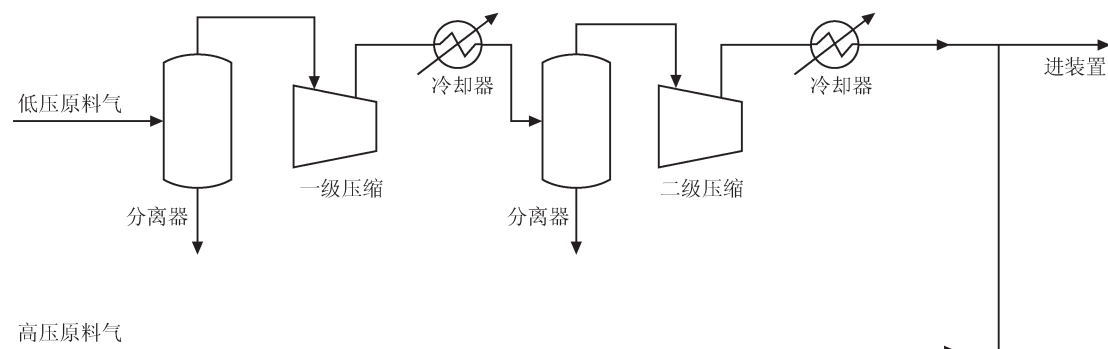


图 1 低压原料气原增压流程图

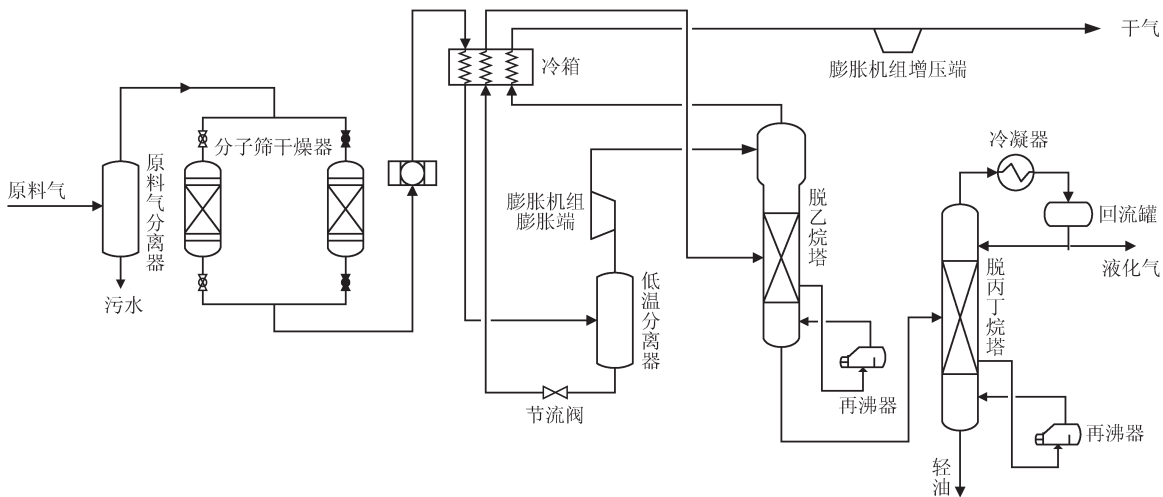


图 2 轻烃回收原流程图

1.2.2 装置运行参数

装置主要节点运行参数如表 2 所示。
由表 2 可知，目前轻烃厂主要节点运行参数

与设计值均存在一定偏差：天然气进冷箱压力低于设计值 3.6 MPa，膨胀端进气温度高于设计值等。

表 2 装置主要节点运行与设计参数表

项 目	不同日期的操作参数				设计参数
	2012-12-15	2013-01-15	2013-05-15	2014-10-23	
处理量（高压气+低压气）/(10 ⁴ m ³ ·d ⁻¹)	24.78 + 16.54	8.55 + 17.58	21.69 + 13.33	19.25 + 17.34	45.00
原料气进冷箱温度 /℃	21.32	21.80	31.50	24.12	/
原料气进冷箱压力 /MPa	2.78	2.75	2.75	2.76	3.60
干气进冷箱温度 /℃	-73.55	-75.53	-71.30	-74.11	-78.00
液烃进冷箱温度 /℃	-62.67	-68.48	-69.23	-41.28	/
液烃出冷箱温度 /℃	-29.83	-29.69	-27.89	-27.40	-20.00
膨胀机膨胀端进气温度 /℃	-56.73	-55.07	-53.00	-54.00	-62.00
膨胀机膨胀端出口温度 /℃	-69.59	-74.70	-74.00	-71.02	-85.00
脱乙烷塔再沸器温度 /℃	45.33	46.28	46.97	51.28	/
膨胀机膨胀端入口压力 /MPa	2.76	2.74	2.73	2.67	3.45
膨胀机膨胀端出口压力 /MPa	1.58	1.69	1.52	1.55	1.90
外输干气压力 /MPa	1.59	1.21	1.75	1.51	1.90

1.2.3 装置轻烃收率及产品现状

2012 年 7 月 1 日 GB 11174—2011《液化石油气》取代 GB 11174—1997《液化石油气》正式实施，新增对液化气的（C₃ + C₄）烃类组分含量不小于 95% 的规定。目前液化气产品质量不满足 GB 11174—2011《液化石油气》的质量标准。

在处理量为 40×10⁴ m³/d 时，通过调整分馏系统的操作参数，液化气质量分别执行新标准 GB 11174—2011《液化石油气》和旧标准 GB 11174—1997《液化石油气》，液烃产量对比结果见表 3。

表 3 新旧国家标准要求下的液烃产量对比表

项目	GB 11174—1997 《液化石油气》	GB 11174—2011 《液化石油气》
C ₃ 收率	65.17%	61.12%
C ₃ ⁺ 收率	78.78%	78.28%
液化气产量 /(t·d ⁻¹)	16.15	13.32
轻油产量 /(t·d ⁻¹)	5.10	6.01
液烃总产量 /(t·d ⁻¹)	21.25	19.33

由表 3 可知，GB 11174—2011《液化石油气》要求 C₃ 收率为 61.12%、C₃⁺ 收率为 78.28%。执行新的国家标准亦影响了装置的收率和液体产量。

1.3 装置轻烃收率下降的原因

1) 目前, 来自井口的低压气气量逐步增加, 高压气压力亦在降低 (压力由 3.65 MPa 降到了 2.8 MPa 左右), 而轻烃厂仅配备了排气量为 $(16 \sim 17) \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 的低压气增压机组。因此, 装置进气压力降低, 导致膨胀机的膨胀比降低、制冷效率下降, 低温制冷系统冷量不足。

2) 执行新的国家标准 GB 11174—2011《液化石油气》后, 要求液化气的 $(\text{C}_3 + \text{C}_4)$ 烃类组分含量不小于 95%, 对装置的现场操作参数及液化气产量、

装置的轻烃收率影响明显。

2 工艺改造方案

针对装置存在的问题, 提出了残余气循环工艺 (RSV)、直接换热工艺 (DHX)、原料气增压的单级膨胀 (ISS) 方案及原料气增压 + DHX 工艺方案这 4 种工艺改进方案。

2.1 方案 1: 残余气循环工艺 (RSV) 方案

RSV 工艺流程如图 3 所示。

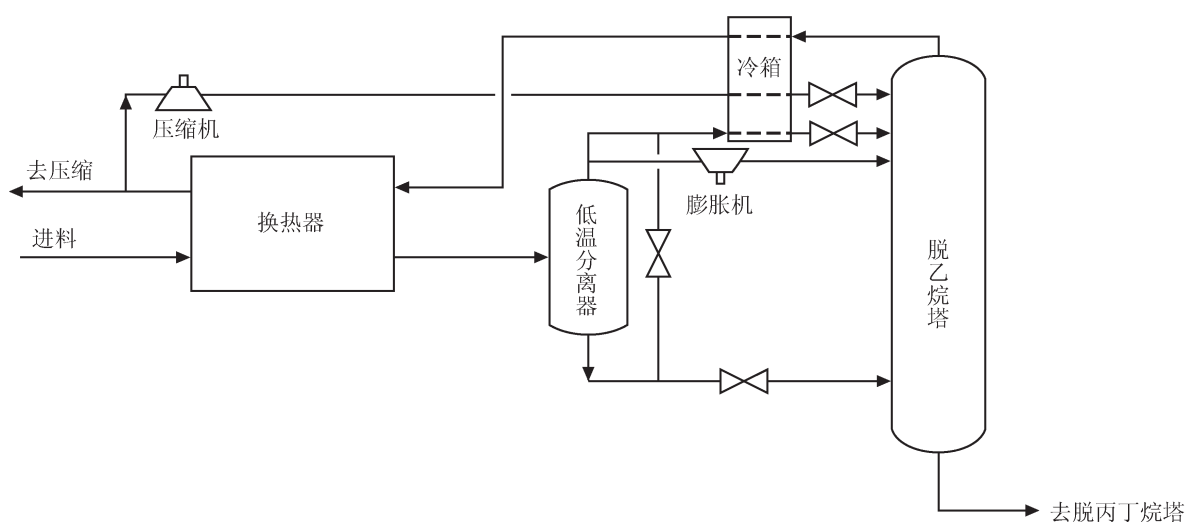


图 3 RSV 工艺流程图

原料气换热降温后进入低温分离器, 从低温分离器出来的部分气相进入冷箱, 与脱乙烷塔塔顶出来的气相换热冷凝后, 再节流闪蒸进入脱乙烷塔塔顶, 另一部分气相经膨胀机膨胀降温后入塔。低温分离器出来的部分液相随低温分离器出来的部分气相进入塔顶换热器, 另一部分液相经节流后直接进入塔中部。脱乙烷塔顶部分残余气 (干气) 再压缩后进入冷箱与脱乙烷塔塔顶气换热过冷, 然后再节流降压作为塔顶进料, 提供脱乙烷塔顶的乙烷回物流 [1-7]。

RSV 工艺适用于富含 CO_2 轻烃的回收。由于脱甲烷或者脱乙烷塔顶温度较低, 若天然气中富含 CO_2 则容易出现 CO_2 在塔顶冻堵, RSV 工艺对轻烃回收工程中防止 CO_2 冻堵效果良好 [8]。

RSV 工艺主要节点运行参数 (设计值, 下同) 如表 4 所示。

表 4 RSV 工艺主要节点运行参数表

项 目	数值
进装置原料气温度 / $^{\circ}\text{C}$	20.00
干气进冷箱温度 / $^{\circ}\text{C}$	-82.96
循环干气出冷箱温度 / $^{\circ}\text{C}$	-73.00
膨胀端进气温度 / $^{\circ}\text{C}$	-55.00
膨胀端出气温度 / $^{\circ}\text{C}$	-83.80
脱乙烷塔塔底温度 / $^{\circ}\text{C}$	57.85
脱丙烷塔顶温度 / $^{\circ}\text{C}$	46.37
液烃进脱乙烷塔温度 / $^{\circ}\text{C}$	-65.33
低温分离器液相分割比 (塔顶进样量 / 塔中部进样量)	8.5/1.5
原料气进装置压力 / MPa	2.80
原料气进换热器温度 / $^{\circ}\text{C}$	35.00
干气进换热器温度 / $^{\circ}\text{C}$	-46.24
气液混合物出冷箱 2 温度 / $^{\circ}\text{C}$	-75.00
膨胀端入口压力 / MPa	2.62
膨胀端出口压力 / MPa	1.50
脱乙烷塔顶压力 / MPa	1.25
脱丙烷塔顶压力 / MPa	1.05
干气循环分割比 (干气循环量 / 外输干气量)	2/8

在该工艺参数下，装置的液烃产量和轻烃收率如表 5 所示。

工艺优化后该轻烃回收装置的产品组成如表 6 所示。

由表 5、6 可知，RSV 工艺显著提升了 C_3 收率及 C_3^+ 收率，液化气质量满足新国家标准要求。

该工艺改造的主要工程量如表 7 所示。

表 5 RSV 工艺的液烃产量和轻烃收率表¹⁾

项 目	结果
C_3 收率	81.87%
C_3^+ 收率	88.88%
液化气产量/(t·d ⁻¹)	17.29
轻油产量/(t·d ⁻¹)	6.39
单位液烃能耗 ²⁾ /(10 ⁶ kJ·t ⁻¹)	1.89
单位处理量能耗 ²⁾ /[10 ⁶ kJ·(10 ⁴ m ³) ⁻¹]	1.18

注：1) 装置处理量为 40×10⁴ m³/d；2) 能耗统计范围包括分子筛、丙烷压缩机、残余气压缩机、脱乙烷塔、液化气塔的再沸器等所需要的能耗

表 6 RSV 工艺的产品组成表

项目	C_1	C_2	C_3	iC_4	nC_4	iC_5	nC_5	C_6^+	CO_2	N_2	He	H_2
干气	93.01%	5.83%	0.32%	0.02%	0.01%	0	0	0	0.31%	0.50%	0	93.01%
液化气	0	2.47%	59.79%	16.67%	18.53%	1.96%	0.56%	0.02%	0	0	0	0
轻油	0	0	0.04%	0.51%	2.49%	20.96%	19.60%	56.40%	0	0	0	0

表 7 RSV 工艺改造的主要工程量及设备投资表

设备名称	现所需规格	设备价格/万元
换热器	换热面积 695.3 m ²	200
冷箱	换热面积 803.8 m ²	300
压缩机	新增排气量为 10×10 ⁴ m ³ /d	350
管线仪表改造	/	150

2.2 方案 2：直接换热工艺（DHX）方案

DHX 工艺是加拿大埃索资源公司 (Esso Resources Canada Ltd.) 于 1984 年首先提出并在位于 Alberta 省 Calgary 的 Judy Creek 装置上实践成功的工艺。DHX 工艺流程如图 4 所示。

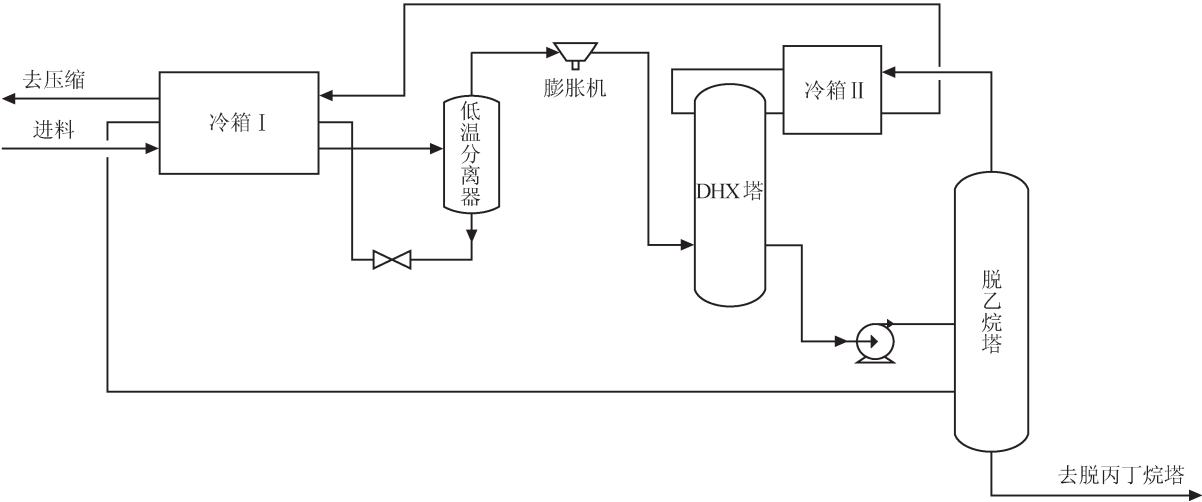


图 4 DHX 工艺流程图

原料气经过冷箱 I 降温进入低温分离器后被分为气、液两相，低温分离器底部出来的液烃经节流后回冷箱 I 换热再进入脱乙烷塔。低温分离器顶部的气相通过膨胀机膨胀降温后从重接触塔底部进入，从脱乙烷塔顶出来的气相过冷箱 II 后从 DHX 塔顶部进入，同低温分离器出来的气相逆流接触^[8]。重接触塔底的液相通过泵注入脱乙烷塔。塔顶脱出富含乙烷的气体进入冷箱 II 与 DHX 塔顶干气换热后进入 DHX 塔顶部。离开冷箱 II 的干燥天然气进入冷箱 I，

与原料天然气换热后外输^[9-10]。
该工艺实质是将脱乙烷塔回流罐的液烃经降温后进入重接触塔，进一步吸收低温分离器出来气相中含有的 C_3^+ 组分，从而提高 C_3^+ 收率^[11]。利用 DHX 工艺可很容易对现有的膨胀制冷工艺加以改造且投资较低。采用 DHX 工艺，在相同条件下可使 C_3^+ 收率大幅提高^[12-15]。
DHX 工艺主要节点运行参数（设计值，下同）如表 8 所示。

表 8 DHX 工艺主要节点运行参数表

项 目	数值
进装置原料气温度 /℃	20.00
原料气进冷箱 I 温度 /℃	24.00
干气进冷箱 II 温度 /℃	-88.89
干气进冷箱 I 温度 /℃	-21.69
膨胀端进气温度 /℃	-56.00
膨胀端出气温度 /℃	-77.69
液烃进脱乙烷塔温度 /℃	-25.00
原料气进装置压力 / MPa	2.80
脱乙烷塔顶压力 / MPa	1.40
脱丙烷塔顶压力 / MPa	1.05
膨胀端入口压力 / MPa	2.60
膨胀端出口压力 / MPa	1.50
脱乙烷塔塔底温度 /℃	63.61
脱丙烷塔顶温度 /℃	53.31

在该工艺参数下，装置的液烃产量和收率如表 9 所示。

表 9 DHX 工艺的液烃产量和轻烃收率表¹⁾

项 目	结果
C ₃ 收率	75.07%
C ₃ ⁺ 收率	85.53%
液化气产量 / (t·d ⁻¹)	16.57
轻油产量 / (t·d ⁻¹)	6.57
单位液烃能耗 ²⁾ / (10 ⁶ kJ·t ⁻¹)	0.93
单位处理量能耗 ²⁾ / [10 ⁶ kJ·(10 ⁴ m ³) ⁻¹]	0.57

注：1) 装置处理量为 40×10⁴ m³/d；2) 总能耗统计范围包括分子筛、脱乙烷塔和液化气塔的再沸器等所需要的能耗

工艺优化后该轻烃回收装置的产品组成如表 10 所示。

由表 9、10 可知，DHX 工艺显著提升了 C₃ 及 C₃⁺ 收率，液化气质量满足新国家标准的要求。

该工艺改造的主要工程量如表 11 所示。

表 10 DHX 工艺装置的产品组成表

项目	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆ ⁺	CO ₂	N ₂	He	H ₂
干气	89.81%	8.91%	0.66%	0	0	0	0	0	0.30%	0.31%	0	0
液化气	0	2.25%	57.43%	18.01%	19.56%	2.17%	0.58%	0.01%	0	0	0	0
轻油	0	0	0.06%	0.62%	2.38%	19.32%	18.24%	59.38%	0	0	0	0

表 11 DHX 工艺改造的主要工程量及设备投资表

设备名称	现所需规格	设备价格 / 万元
冷箱 I	换热面积 825.3 m ²	300
冷箱 II	换热面积 551.6 m ²	240
DHX 塔	Ø2 500 mm×10 000 mm×10 mm	250
管线仪表改造	/	150

2.3 方案 3：原料气增压 + 单级膨胀（ISS）方案

由于现有低压气压缩机组的压缩效果不佳，更换性能较好的压缩机组，此外，近年来高压气压力亦在逐渐下降，目前高压气进厂压力仅为 2.8 MPa，且随着气田开发，高压气压力有进一步降低的趋势，也需要对高压气进行增压。于是，ISS 工艺的流程如图 5 所示。

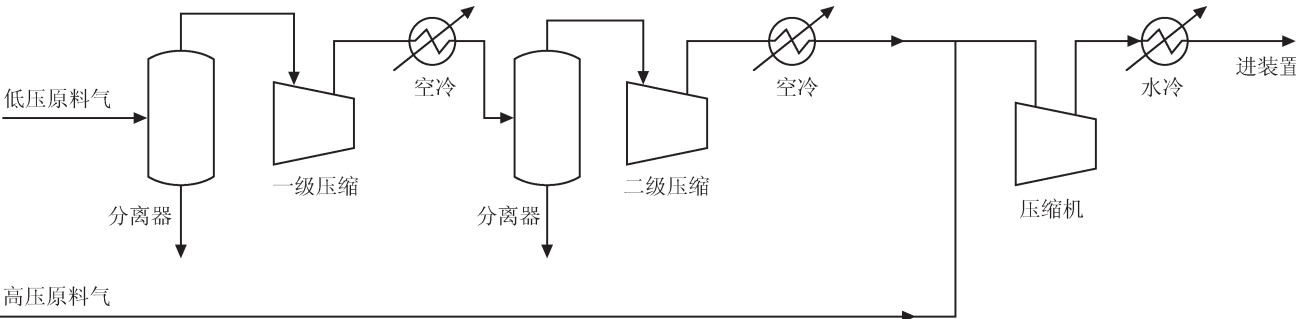


图 5 ISS 工艺流程图

将低压原料气先利用压缩机组增压到 2.8 MPa 后，与高压原料气混合，再共同增压到原料气进装置压力的设计值 3.6 MPa，从总体上提高原料气进入

冷箱时的压力，给膨胀机膨胀制冷提供足够的压差。

ISS 工艺的主要节点运行参数（设计值，下同）如表 12 所示。

表 12 ISS 工艺主要节点运行计参数表

项 目	数值
进装置原料气温度 /℃	20.00
原料气进冷箱温度 /℃	22.00
干气进冷箱温度 /℃	-85.43
液烃进冷箱温度 /℃	-69.04
膨胀端进气温度 /℃	-54.50
膨胀端出口温度 /℃	-85.87
脱乙烷塔塔底温度 /℃	59.00
脱丙烷塔顶温度 /℃	52.67
原料气进装置压力 / MPa	3.60
原料气进冷箱压力 / MPa	3.55
干气出冷箱温度 /℃	11.83
液烃出冷箱温度 /℃	-20.00
膨胀端入口压力 / MPa	3.40
膨胀端出口压力 / MPa	1.50
脱乙烷塔顶压力 / MPa	1.20
脱丙烷塔顶压力 / MPa	1.05

在该工艺参数下，装置的液烃产量和收率如表 13 所示。

表 13 ISS 工艺的液烃产量和轻烃收率表¹⁾

项 目	结果
C ₃ 收率	89.43%
C ₃ ⁺ 收率	92.97%
液化气产量 / (t·d ⁻¹)	19.04
轻油产量 / (t·d ⁻¹)	6.41
单位液烃能耗 ²⁾ / (10 ⁶ kJ·t ⁻¹)	0.94
单位处理量能耗 ²⁾ / [10 ⁶ kJ·(10 ⁴ m ³) ⁻¹]	0.59

注：1) 装置处理量为 40×10⁴ m³/d；2) 总能耗统计范围包括分子筛、脱乙烷塔和液化气塔的再沸器等所需要的能耗

ISS 工艺优化后该轻烃回收装置的产品组成如表 14 所示。

表 14 ISS 工艺优化后装置的产品组成表

项目	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆ ⁺	CO ₂	N ₂	He	H ₂
干气	89.86%	8.91%	0.60%	0.02%	0.01%	0	0	0	0.30%	0.32%	0	0
液化气	0	2.45%	58.19%	17.36%	19.45%	2.08%	0.47%	0	0	0	0	0
轻油	0	0	0	0.14%	0.86%	19.78%	18.87%	60.35%	0	0	0	0

由表 13、14 可知，ISS 工艺提升了 C₃ 及 C₃⁺ 收率，液化气质量满足新国家标准的要求。

ISS 工艺改造的主要工程量如表 15 所示。

表 15 ISS 工艺改造的主要工程量及设备投资表

设备名称	规格型号		设备单价 / 万元
	现用规格	现所需规格	
低压气压缩机组	/	(16 ~ 17)×10 ⁴ m ³ /d	350
原料气压缩机	/	45×10 ⁴ m ³ /d	400
冷箱	换热面积 1 819.6 m ²	换热面积 1 158.9 m ²	/
管线仪表改造	/	/	150

表 16 原料气增压 + DHX 工艺的主要节点运行参数表

项 目	数值
进装置原料气温度 /℃	20.00
原料气进冷箱 I 温度 /℃	24.00
干气进冷箱 II 温度 /℃	-96.10
干气进冷箱 I 温度 /℃	-83.47
膨胀端进气温度 /℃	-50.00
膨胀端出气温度 /℃	-82.95
液烃进脱乙烷塔温度 /℃	-25.00
原料气进装置压力 / MPa	3.60
脱乙烷塔顶压力 / MPa	1.40
脱丙烷塔顶压力 / MPa	1.05
膨胀端入口压力 / MPa	3.50
膨胀端出口压力 / MPa	1.50
脱乙烷塔塔底温度 /℃	60.07
脱丙烷塔顶温度 /℃	51.07

2.4 方案 4：原料气增压 + DHX 工艺方案

在原料气增压的单级膨胀方案基础上，增加 DHX 工艺，原料气增压 + DHX 工艺主要的节点运行参数（设计值，下同）如表 16 所示。

在该工艺参数下，装置的液烃产量和收率如表 17 所示。

表 17 原料气增压 + DHX 工艺的液烃产量和轻烃收率表¹⁾

项 目	结果
C ₃ 收率	90.29%
C ₃ ⁺ 收率	93.36%
液化气产量 /(t·d ⁻¹)	19.34
轻油产量 /(t·d ⁻¹)	6.42
单位液烃能耗 ²⁾ /(10 ⁶ kJ·t ⁻¹)	1.12
单位处理量能耗 ²⁾ /[10 ⁶ kJ·(10 ⁴ m ³) ⁻¹]	0.72

注：1) 装置处理量为 40×10⁴ m³/d；2) 总能耗统计范围包括分子筛、脱乙烷塔和液化气塔的再沸器等所需要的能耗

工艺优化后该轻烃回收装置的产品组成如表 18 所示。

由表 17、18 可知，原料气增压 + DHX 工艺提升了 C₃ 收率及 C₃⁺ 收率，液化气质量满足新国家标准的要求。采用该方案，C₃ 收率为 90.29%、C₃⁺ 收率为 93.36%、液化气产量为 19.34 t/d、轻油产量为 6.42 t/d。

该工艺改造的主要工程量如表 19 所示。

表 18 原料气增压 + DHX 工艺的产品组成表

项目	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆ ⁺	CO ₂	N ₂	He	H ₂
干气	90.30%	8.96%	0.13%	0	0	0	0	0	0.30%	0.32%	0	0
液化气	0	2.19%	62.53%	15.55%	16.92%	2.20%	0.60%	0.01%	0	0	0	0
轻油	0	0	0.07%	0.51%	1.94%	18.45%	18.26%	60.78%	0	0	0	0

表 19 原料气增压 + DHX 工艺改造的主要工程量及设备投资表

设备名称	规格型号		设备单价 / 万元
	现用规格	现所需规格	
低压气压缩机组	/	(16 ~ 17)×10 ⁴ m ³ /d	350
原料气压缩机	/	45×10 ⁴ m ³ /d	400
冷箱 I	换热面积 1 819.6 m ²	换热面积 924.7 m ²	/
冷箱 II	/	换热面积 593.2 m ²	260
DHX 塔	/	Ø2 500 mm×10 000 mm×10 mm	250
管线仪表改造	/	/	150

3 不同改造工艺方案的比选

3.1 不同改造工艺的轻烃收率和能耗对比

4 种工艺改造方案效果对比结果如表 20 所示。

3.2 不同改造工艺方案的经济性对比

将 4 种工艺方案的设备投资费用汇总后，经过

经济核算，其主要财务指标如表 21 所示。

通过对 4 种工艺方案的经济评价，结果可知方案 3，即带增压的 ISS 工艺投资回收期较短，同时单位能耗很低，具有更好的经济效益，所以对此天然气处理装置的工艺改造及优化，推荐选用带增压的 ISS 工艺。

表 20 4 种工艺改造方案的轻烃收率和能耗对比表

项 目	原工艺	方案 1	方案 2	方案 3	方案 4
原料气进装置压力 /MPa	2.80	2.80	2.80	3.60	3.60
C ₃ 收率	61.12%	81.87%	75.07%	89.43%	90.29%
C ₃ ⁺ 收率	78.28%	88.88%	85.53%	92.97%	93.36%
液化气产量 /(t·d ⁻¹)	13.32	17.29	16.57	19.04	19.34
轻油产量 /(t·d ⁻¹)	6.01	6.39	6.57	6.41	6.42
单位液烃能耗 /(10 ⁶ kJ·t ⁻¹)	/	1.89	0.93	0.94	1.12
单位处理量能耗 /[10 ⁶ kJ·(10 ⁴ m ³) ⁻¹]	/	1.18	0.57	0.59	0.72

表 21 4 种改造工艺方案的经济对比表

指标名称	数值			
	方案 1	方案 2	方案 3	方案 4
C ₃ 收率	81.87%	75.05%	89.43%	90.29%
液化气产量 /(t·d ⁻¹)	17.29	16.57	19.04	19.34
液化气增产量 /(t·d ⁻¹)	3.97	3.25	5.72	6.03
改造总投资 /万元	1 000	940	900	1 410
液化气增加效益 /(万元·a ⁻¹)	1 050.40	867.36	1 123.20	1 252.16
静态投资回收期 /a	1.21	1.39	0.74	1.12

4 结 论

1) 随着江油轻烃回收装置原料气中低压气增加, 高压气压力逐渐降低(由 3.65 MPa 降到了 2.8 MPa), 以及新标准 GB 11174—2011《液化石油气》的执行, 导致装置的 C₃ 收率降低, 提出了残余气循环(RSV)、直接换热工艺(DHX)、原料气增压+单级膨胀、原料气增压+ DHX 这 4 种改造工艺方案。

2) 4 种改造工艺方案都可使装置的 C₃ 收率增加超过 14%, 其中原料气增压+ DHX 工艺方案的 C₃ 收率、液化气产量最高, 达到 90.29% 及 19.34 t/d, 但能耗也较高。原料气增压+单级膨胀方案、RSV 工艺在 C₃ 收率上差别较小, 但 RSV 工艺能耗最高。

3) 综合对比 4 种改造方案的能耗、C₃ 收率和经济性, 推荐采用第三种方案, 即原料气增压+单级膨胀方案, 该工艺方案可使 C₃ 收率提高 46.32 %、液化气产量提高 42.94%, 静态投资回收期为 0.74 年。

参 考 文 献

[1] Lynch JT, Pitman RN. Practical troubleshooting techniques for cryogenic gas plants[C]//79th Annual Convention of the Gas Processors Association, 2000.

[2] Reddick K, Belhat-Eche N. Liquid natural gas processing: USA, 6604380B[P]. 2003-08-12.

[3] 马国光, 崔国彪, 张锋, 曹洪贵. 凝析气田开发后期处理厂工艺改进[J]. 石油与天然气化工, 2013, 42(4): 325-330.

Ma Guoguang, Cui Guobiao, Zhang Feng, Cao Honggui. Technical improvement of treatment factory in the late stage of condensate field development[J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2013, 42(4): 325-330.

[4] 尹相玉, 周燮鼎. 天然气增压技术[J]. 天然气与石油, 1993, 11(2): 22-28.

Yin Xiangyu, Zhou Xieding. Natural gas boosting technology[J]. Natural Gas and Oil, 1993, 11(2): 22-28.

[5] 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.

Wang Jian. New technology of light ends recovery and its application[J]. Natural Gas and Oil, 2003, 21(2): 20-22.

[6] 朱利凯. 天然气处理与加工[M]. 北京: 石油工业出版社, 1997.

Zhu Likai. Natural gas conditioning and processing[M]. Beijing: Petroleum Industry Press, 1997.

[7] 唐晓东, 诸林, 杨世琰, 陈智华, 张小川. 提高油气田轻烃回收率的途径探讨[J]. 石油与天然气化工, 1999, 28(4): 272-276.

Tang Xiaodong, Zhu Lin, Yang Shiguang, Chen Zhihua, Zhang Xiaochuan. Approach to improve the recovery rate of light hydrocarbon in oil and gas field[J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 1999, 28(4): 272-276.

[8] 李士富, 李亚萍, 王继强, 王铁. 轻烃回收中 DHX 工艺研究[J]. 天然气与石油, 2010, 28(2): 18-26.

Li Shifu, Li Yaping, Wang Jiqiang, Wang Tie. Study on DHX process in light ends recovery[J]. Natural Gas and Oil, 2010, 28(2): 18-26.

[9] 程振华. 天然气处理厂脱甲烷塔 CO₂ 冻堵的规律及解决方案研究[J]. 北京: 现代化工, 2010, 30(8): 80-82.

Cheng Zhenhua. Research on CO₂ freeze blocking law and solutions for demethanizing tower in natural gas processing plant[J]. Beijing: Modern Chemical Industry, 2010, 30(8): 80-82.

[10] Cuellar KT, Hudson HM, Wilkinson JD. Economical options for recovering NGL/LPG at LNG receiving terminals[C]//86th Annual Convention of the Gas Processors Association, 13 March 2007, San Antonio, Texas, USA. <http://www.ortloff.com/files/papers/GPA07LNG.pdf>

[11] 王治红, 吴明鸥, 文军红, 刘雄伟, 肖乐. 塔里木盆地大涝坝凝析气处理装置参数优化[J]. 天然气工业, 2011, 31(9): 93-96.

Wang Zhihong, Wu Ming'ou, Wen Junhong, Liu Xiongwei, Xiao Le. Parameter optimization of Tarim Basin Dalaoba condensate gas treatment device[J]. Natural Gas Industry, 2011, 31(10): 93-96.

[12] 付秀勇, 胡志兵, 王智. 雅克拉凝析气田地面集输与处理工艺技术[J]. 天然气工业, 2007, 27(12): 1-3.

Fu Xiuyong, Hu Zhibing, Wang Zhi. Gas condensate treating and ground gathering technology used in Yakela gas condensate field[J]. Natural Gas Industry, 2007, 27(12): 1-3.

[13] 华贲, 熊永强, 李亚军, 杨晓梅. 液化天然气轻烃分离流程模

- 拟与优化[J]. 天然气工业, 2006, 26(5): 127-129.
- Hua Ben, Xiong Yongqiang, Li Yajun, Yang Xiaomei. Simulation and optimization of light hydrocarbon separation process of liquefied natural gas[J]. Natural Gas Industry, 2006, 26(5): 127-129.
- [14] 王勇, 王文武, 呼延念超, 郭亚红, 付源. 油田伴生气乙烷回收 HYSYS 计算模型研究[J]. 石油与天然气化工, 2011, 40(3): 236-239.
- Wang Yong, Wang Wenwu, Huyan Nianchao, Guo Yahong, Fu Yuan. Research on the calculation model of oil gas ethane recovery HYSYS[J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2011, 40(3): 236-239.
- [15] 蒋洪, 朱聪. 膨胀制冷轻烃回收工艺技术[J]. 油气田地面工程, 1999, 18(2): 1-3.
- Jiang Hong, Zhu Cong. Technology of recovery of light hydrocarbon recovery process of expansion refrigeration[J]. Oil-Gas Field Surface Engineering, 1999, 18(2): 1-3.
- (修改回稿日期 2016-01-14 编辑 何 明)

我国 LNG 接收站设计建造运营能力达到世界先进水平

2016 年 2 月 29 日, 中国海洋石油总公司(以下简称中国海油)宣布, 该公司已累计接卸 LNG 突破 $8\,000 \times 10^4$ t。中国第一座 LNG 接收站——广东大鹏 LNG 进口总量突破 $4\,500 \times 10^4$ t 大关(共接卸 700 船), 热值相当于 1×10^8 t 原油。清洁、绿色、低碳的天然气清洁能源在保障我国东南沿海清洁能源供给的同时, 也悄然改变着我国的能源消费结构。

素有化石燃料“皇冠上的明珠”之美称的 LNG 已在交通车(船)、物流、工业、化工等多个领域被广泛采用, 很多国家将其列为首选燃料, LNG 已经成为继石油之后全球争夺的热门能源。据测算, $8\,000 \times 10^4$ t LNG 可为国家减排二氧化碳 3×10^8 t, 相当于植树 6.4 亿棵; 还可减排二氧化硫 248×10^4 t, 氮氧化物 $2\,200 \times 10^4$ t, 烟尘 140×10^4 t, 对治理大气雾霾具有重要作用, 绿色低碳环保效应显著。

2006 年 6 月 28 日, 中国第一座 LNG 接收站在广东大鹏投产, 对中国和世界 LNG 产业产生了深远影响。10 年间, 中国海油 LNG 业务实现了从无到有、从小到大的转变, 逐步发展成为中国海油的支柱产业, 确立了在我国 LNG 行业的领军地位, 业务已分布在 24 个省市自治区, 国际 LNG 资源来源遍及 20 多个国家和地区。截至目前, 中国海油已先后建成上海(2 座)、福建、浙江、珠海、天津、海南等 7 座大型 LNG 接收站, 年接卸能力约 $2\,800 \times 10^4$ t, 在建 2 个 600×10^4 t/a 接收站, 建设和运营的天然气管道已达 4 860 km。

近年来, LNG 接收站的调峰作用愈发明显, 无论是南方的迎峰度夏, 还是北方的冬季保供, 中国海油都能按照国家要求提供充足的天然气供应。2016 年 1 月, 中国海油天津 LNG 接收站月度累计外输天然气量超过 2.2×10^8 m³, 创造了 2013 年 12 月 10 日正式供气以来历史新高, 在“霸王级”寒潮肆虐下, 为津城驱寒保暖默默奉献着海油人源源不断的“热量”。此外, 依托 LNG 接收站, 中国海油积极推动天然气发电业务, 已建成中山嘉明电厂、海南杨浦电厂、广东惠州电厂、福建莆田电厂、深圳电厂、珠海电厂等 6 个“绿色电厂”, 总装机规模达 846×10^4 kW, 居国内第二。公司还以深圳地区为试点, 推动 LNG 汽车加气业务, 中国海油 LNG 终端网络已铺设在全国 19 个省级市场和 80 余个地级市场, 累计建成投产加气站 137 座, 运营天然气车辆 3.5 万余辆。同时, LNG 产业的迅速发展带动了产业链上资源、市场、基础设施建设的一体化发展, 有力地推动了民族产业的发展。LNG 船集中了世界最先进的造船技术, 以前只有日本、韩国和法国能建造。2008 年 4 月中国自主建造的首艘 LNG 船“大鹏昊”下水启航, 标志着我国成功摘取“世界造船皇冠上的明珠”, 迈入世界造船顶尖技术领域。

中国海油的科研人员不断攻关, 填补了国内 LNG 领域的多项技术空白, 掌握了“天然气液化、LNG 接收站、清洁能源开发利用”三大领域的 8 项核心技术, 完成多种设备和产品的国产化, 累计完成核心知识产权成果百余项。中国海油也因此成为国内首个、全球第五家拥有大型天然气液化技术的公司。

(天工 摘编自《中国能源报》)