

综述与专论

天然气液化工艺发展的新趋势 ——关键技术问题与案例分析

陈飞¹, 威尔·施密特¹, 杨绍军²

¹ 空气化工产品公司, 美国 宾西法尼亚州 阿伦顿 18195;

² 空气化工产品(中国)投资有限公司, 上海 201203)

摘要: 液化天然气(LNG)工业曾经在相当长的一段时间里都把注意力放在陆上大规模基荷型(base-load LNG)液化项目。近几年来, LNG 工业开始显现出一些新的发展趋势, 如北美的页岩气热、海上天然气资源的开发、使用 LNG 作为车船用燃料以及在极寒地区建设液化设施等。这些新趋势带来新的挑战, 要求人们对工艺技术选择进行谨慎思考。在这个大背景下, 最近筹建和在建的新兴 LNG 项目多具有与传统项目不同的特征, 如原料气来源、驱动方式与燃料要求、海洋运动对设备的影响以及外部气候条件等。与此同时, 这些项目在可靠性、易操作性、效率和产能等方面也具有不同的要求和侧重点。本文首先对传统基荷型 LNG 项目在液化工艺技术方面需要考虑的问题进行综述, 然后重点论述如何针对新 LNG 项目优化这些问题以期达到更好的投资回报。以使用 2 个 LNG 项目作为案例分析, 来展示如何进行正确的工艺技术选择以保证项目成功。

关键词: 天然气; 液化; 单位能耗; 产量; 优化; 浮式液化天然气; 中小型液化天然气

DOI: 10.11949/j.issn.0438-1157.20150729

中图分类号: TQ 028.8

文献标志码: A

文章编号: 0438—1157 (2015) S2—0021—09

Meet new needs of LNG industry: liquefaction technology selection and case study

CHEN Fei¹, SCHMIDT William¹, YANG Shaojun²

¹ Air Products and Chemicals, Inc., Allentown 18195, Pennsylvania, USA;

² Air Products and Chemicals (China) Investment Co. Ltd., Shanghai 201203, China)

Abstract: For many years, large baseload LNG plants built on land have been the focus of the LNG industry. In recent years the industry has seen many changes which have brought new challenges and required revisiting technology selection considerations. The shale gas boom, the use of LNG as transportation fuel, and the development of liquefaction plants offshore and in arctic area, are few examples of challenges facing the industry. Modern LNG projects have different considerations related to unique feed gas compositions, driver systems and fuel requirements, and operation in an offshore motion environment, and therefore have different requirements for reliability, operability, efficiency and capacity. These new factors affect the technical decisions, and their interactions. This paper will review the key technical features of conventional large baseload plants, and discuss what needs to be re-considered to optimize CAPEX and OPEX and meet modern project needs. In addition, this paper will use two case studies to demonstrate how the right technology selection will ultimately lead to a successful project.

Key words: natural gas; liquefaction; specific power; production; optimization; floating LNG (FLNG); midsize LNG

引 言

液化天然气 (LNG) 工业从 20 世纪 60 年代发展至 21 世纪初, 一直专注于传统的大型基荷型 LNG 项目^[1]。这些项目一般建于近海陆地, 投资大, 单线产能高 (一般>200 万吨/年), 通常位于热带地区 (如印度尼西亚、马来西亚、中东等地)。在过去的十几年里, 液化天然气行业得到了显著的发展, 世界各地筹建和兴建了各种类型的液化天然气项目。如温带地区或极寒地区的基荷 LNG、中小型液化天然气 (<100 万吨/年)、浮式液化天然气项目 (FLNG) 等^[2]。

在设计 LNG 液化项目时, 许多技术问题必须尽早得到论证和优化。不恰当的技术选择和未得到优化的工艺方案会直接影响到项目的收益。LNG 行业新趋势要求人们不可照搬照抄以往传统 LNG 项目的结论, 而应当对所有的关键技术点进行重新考量。这是保障一个项目成功与否的关键。

本文着重于从液化过程的角度, 对设计 LNG 工厂时需要考虑的关键技术问题进行简要综述, 探讨如何针对新型 LNG 项目进行技术选择与工艺优化。本文并不尝试提出适合所有项目的“终极”解决方案, 而是通过一些具体的案例分析阐明不同的技术选择对项目投资和运行的经济性的影响以帮助决策过程。

1 天然气液化过程

图 1 所示为一个简化的天然气液化流程。原料

气通过管线从气源进入工厂, 天然气中的杂质首先在预处理单元得到脱除: 酸性气体 (硫化氢、二氧化碳等) 在酸气脱除单元 (AGRU) 脱除; 原料气中的水则通过分子筛干燥吸附脱除; 汞在脱汞吸附床脱除。净化后的天然气进入天然气凝析液 (NGL) 回收装置, 其所含乙烷以上的烷烃得到分离回收以达到调整最终 LNG 产品规格 (如热值) 的目的。接下来, 除一小部分被用作燃料之外, 绝大部分原料气在预冷单元用预冷制冷剂循环冷却, 然后在液化单元使用主制冷剂循环液化并过冷。最后, LNG 产品进入产品闪蒸罐, 压力降低并分相。其中的气相部分被压缩并与前述小部分原料气一同用作燃料, 而降压后的 LNG 液体则进入储罐, 成为最终 LNG 产品。整个过程的循环工作介质, 也就是制冷剂, 通过冷剂压缩机循环使用, 为预冷与液化过程提供所需的冷量。

单位能耗 (specific power, W_s) 是衡量液化过程热力学效率的一个关键指标。其定义为

$$W_s = \frac{W_{\text{tot}}}{P} \quad (1)$$

单位能耗低 (高) 表明液化过程的热力学效率高 (低)。原料气组分、液化设备的类型和设计、制冷剂和制冷循环的选择、冷却介质的温度、换热器中冷热介质的接近温度、压缩机效率等都会影响单位能耗。

自损耗 (auto-consumption, A) 是另外一个衡量液化过程效率的指标。其定义为燃料消耗和其他损耗的原料气占总原料气的百分比

$$A = \left(1 - \frac{H_L - H_N}{H_F}\right) \times 100\% \quad (2)$$

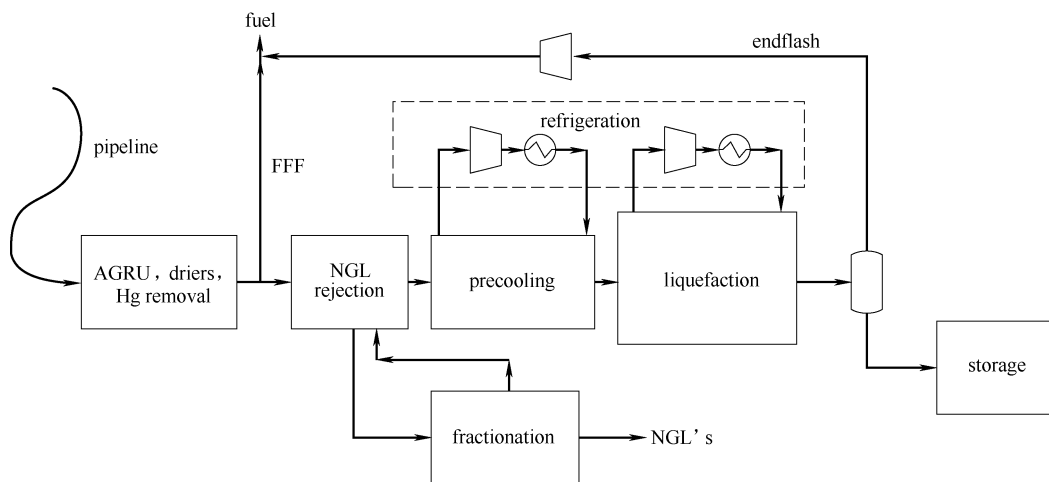


图 1 简化 LNG 生产流程

Fig. 1 LNG train

压缩机驱动（如燃气轮机）消耗的燃料、液化过程的单位能耗、厂区共用工程消耗等都会影响到液化过程的自损耗。

2 天然气液化的关键技术问题

一个 LNG 项目的各个单元有各自的工艺目的和设计要求。通常来讲，关键的技术点包括：①制冷剂 and 制冷循环的选择；②驱动方式的选择；③重烃脱除方案；④冷媒的选择；⑤产能瓶颈与技术经济分析。

本文对上述这些关键技术点逐条进行论述。由于篇幅有限，一些具体问题的详细论述可参考作者的其他相关文章^[3-5]。

2.1 主制冷剂循环的选择

主制冷剂循环为原料气提供最主要的冷量，将原料气从预冷温度（如 -35°C ）降低至 $-145 \sim -165^{\circ}\text{C}$ 之间。主制冷剂及其循环过程的选择直接影响到过程的单位能耗，并一定程度上决定了使用的设备类型和尺寸。

2.1.1 混合制冷剂（MR）用于主制冷循环的混合制冷剂通常由氮气、甲烷、乙烷（或乙烯）和丙烷构成。根据流程不同，也可包含丁烷和异戊烷。每种组分的具体含量由单位能耗优化的结果决定。世界上绝大多数的 LNG 产能都是用 MR 作为主制冷剂。其主要特点如下。

① 传热过程主要由制冷剂的蒸发潜热提供，传热系数高。单位制冷量所需要的 MR 流量比相同条件下通过显热提供制冷（如气体膨胀循环）所需的制冷剂流量要少很多。因此对换热器设备与附属管线尺寸和数量的要求更小^[6]。

② 过程单位能耗更低，因而在相同产量下所需的制冷剂压缩机和驱动设备更小。

③ 在工厂运行过程中，原料气的组分、冷媒的温度、产量要求等时常会变化。通过改变 MR 的组成和用量可以达到较好的操作灵活性。

④ MR 中的各组分除氮气外均可以从原料气中分离得到，或从外部购买。氮气一般从附属的高纯氮气发生器得到^[7]。

⑤ 由于 MR 中所有的组分以混合物的形式一同被压缩并参与制冷循环，因而只需要一台主制冷剂压缩机（如需要另外的预冷制冷循环，则需要另外一台预冷冷剂压缩机）。

由于 MR 是以两相流的形式进入主换热器，因此要保证气液两相均匀分布以确保较好的换热效

率和较平稳的换热过程。大量基荷型 LNG 工厂的实践证明，这一点可以通过选择合适的换热设备类型和优化的设计来达到。在 FLNG 应用中，洋流及船体的运动对制冷剂的两相流行为的影响也应当在设计中充分考虑^[8]。

2.1.2 纯组分阶式制冷剂循环（PCC）原料气通过 3 个不同的纯组分制冷剂循环冷却液化，分别为丙烷（预冷段）、乙烯或乙烷（液化段）、己烷（过冷段）。在每个纯组分制冷剂循环中，低压制冷剂经过压缩，冷却，冷凝，然后恒温恒压（通常为 $2 \sim 3$ 个递减的压力级别）下蒸发为原料气提供制冷^[9]。每一个制冷循环都比前一个更冷，而同一循环内每一级压力也比前一级提供更冷的冷量，如同一个温度“台阶”接着另一个温度“台阶”。

PCC 的特点包括：

① 换热也是通过液体蒸发提供的，传热系数高；

② 单位能耗通常较 MR 稍高，但是比气体膨胀制冷循环（见下述）低许多^[6]；

③ 增加压力级数可以降低单位能耗，但会增加设备数目和过程复杂度；

④ 由于每种制冷剂分别被压缩，各自参与制冷循环，因而需要 3 台压缩机；

⑤ 单一组分制冷剂物化性质固定（与 MR 相比），使过程效率受冷媒温度或原料气变化的影响较大

2.1.3 气体膨胀制冷剂循环（GE）制冷剂（如甲烷或氮气）经过压缩，冷却，膨胀后提供制冷。制冷剂在该过程中不发生冷凝，始终保持气相。气体膨胀制冷循环的特点包括：

① 过程较简单，不涉及两相流；

② 单位制冷量所需气体制冷剂的体积流量非常大，因而要求更大的设备和管道尺寸，单位能耗较高；

③ 气相的传热系数比液相蒸发的传热系数要低许多，因而在相同条件下需要更大的换热器面积；

④ 气相制冷剂需要通过膨胀机来制冷，与前述两种制冷剂循环相比，需要额外的转动机械设备。

一些优化的氮气膨胀制冷循环工艺可以达到较低的单位能耗^[10]，而且由于不涉及两相流和制冷剂的不可燃性，在某些 FLNG 项目中得到了应用。

2.2 预冷制冷剂循环的选择

液化装置的单位能耗常常可以通过添加预冷循环来提高。预冷制冷剂循环将原料气从常温降至 $-25 \sim -45^{\circ}\text{C}$ 。添加预冷循环可以有效减小主制冷剂循环的流量和设备尺寸，增加单线产能，进而减

小总单位能耗和运营成本（OPEX）。

2.2.1 丙烷预冷循环（C₃） C₃ 预冷循环是现今使用最广泛的预冷制冷剂循环。丙烷很容易从原料气中获取，或以液体的形式从外部购得。丙烷的物性更适合为原料气在预冷温度段提供制冷。在吸入压力不低于大气压的条件下，C₃ 预冷系统可以达到的最冷温度约-35℃左右（考虑到换热器的设计温差）。C₃ 预冷循环的特点包括：

- ① 工艺成熟，操作简便；
- ② 运营经验丰富，世界上超过 90% 的 LNG 产能都具有 C₃ 预冷循环；
- ③ 预冷段温度范围随冷媒温度的减小而减小。预冷段温度范围越小，C₃ 预冷的成本效益就越小；对于极寒地区，季节性的空气温度变化非常巨大^[11]，应当对使用 C₃ 预冷的经济性进行详细评估；
- ④ 一些 FLNG 项目出于安全的考虑避免丙烷的使用，从一定程度上限制了其在 FLNG 的应用^[12]。

如需要将预冷温度降至更低（如-40℃左右），也可以考虑使用丙烯作为预冷制冷剂^[13]。丙烯与丙烷性质类似，但是不可以从原料气中分离得到，必须外购。

2.2.2 混合制冷剂预冷循环 用于预冷的 MR 通常是甲烷、丙烷、丁烷和戊烷的混合物。与主混合制冷剂一样，预冷的 MR 的组成也是通过优化单位能耗的结果来决定的。其特点（除去与主混合制冷剂相同的特点之外）包括：

- ① 通过调整制冷剂的组成达到更好的操作灵活性。这对于冷媒季节性温度变化较大的项目具有意义，如极寒地区 LNG 项目^[14]；
- ② 通过调整组分也可调整预冷段末端温度，

从而优化预冷循环和主制冷循环之间的换热器与压缩机负荷，方便设备选型；

③ 预冷 MR 组分可通过优化避免使用丙烷，因而在一些 FLNG 项目上得到了考虑；

④ 操作上要比丙烷预冷相对复杂。可供业界参考的经验有限；

⑤ 制冷剂以两相流的形式进入预冷换热器，在设计时需注意换热器内制冷剂的分布情况（尤其是对于 FLNG 应用）。

2.2.3 氢氟碳化合物预冷循环（HFC） R-410A 是一种较优的氢氟碳化合物（HFC）预冷制冷剂。HFC 预冷循环的特点包括^[15]：

- ① HFC 预冷循环与 C₃ 预冷循环流程十分类似，操作简便；
- ② 安全等级高，R-410A 不易燃易爆，在 400×10⁻⁶ 以下不显示毒性，且对臭氧层无破坏作用；
- ③ 获取方便，其作为传统 R-22 氟里昂的替代品在制冷与空调行业广泛使用；
- ④ 在 FLNG 应用中，如以 HFC 作预冷、以氮气膨胀循环作主制冷循环的流程，可以提高效率并避免使用可燃烷烃类制冷剂；
- ⑤ HFC 可以提供比 C₃ 预冷更冷的预冷温度，使得其在冷媒温度较低或变化范围较大的情况下比 C₃ 预冷循环的制冷效率更高。

迄今为止 HFC 作为预冷制冷剂在 LNG 生产中还处于前期研究与设计阶段，因而应对其潜在的技术风险进行合理评估。其次，HFC 是一种合成化合物，不可从原料气中获取，需要从外部购买。

表 1 列出了不同的主制冷剂循环和预冷制冷剂循环组合下的液化单位能耗。

表 1 液化过程单位能耗^{[5]①}
Table 1 Liquefaction specific power^[5]

Main refrigerant	Precooling refrigerant ^②	
	None	C ₃ , MR, or HFC ^③
gas expansion(GE)	1.33	1.25
pure component cascade(PCC)	N/A ^④	1.1
mixed refrigerant(MR)	1.25	1.00
	(SMR ^⑤)	(DMR ^⑥ , C ₃ -MR ^⑦ , or HFC-MR ^⑧)

① 相对值，以 C₃-MR 为 1.00；
② 预冷循环不是必须，但是可降低单位能耗；
③ 当选择同一种主制冷剂循环时，预冷制冷剂循环的种类对单位能耗影响不大；
④ 纯组分阶式循环本身已包括 C₃ 预冷循环过程；
⑤ 仅使用主混合制冷剂循环而无预冷制冷剂循环的过程称为单混合制冷剂循环，简称为 SMR；
⑥ 既使用主混合制冷剂循环又使用预冷混合制冷剂循环的过程称为双混合制冷剂循环，简称为 DMR；
⑦ 使用主混合制冷剂循环和丙烷预冷循环的过程，也就是丙烷预冷的混合制冷剂循环，简称为 C₃-MR；
⑧ 使用主混合制冷剂循环和氢氟碳化合物预冷循环的过程，简称为 HFC-MR。

2.3 压缩机驱动方式的选择

制冷剂压缩机的驱动方式主要包括工业用燃气轮机（IGT）、航空衍生型燃气轮机（ADGT）、电机驱动（EM）以及蒸汽轮机（ST）^[16]。

2.3.1 工业用燃气轮机（IGT） IGT 是迄今为止在基荷型 LNG 工厂中应用最广泛的。IGT 在 30~130 MW 之间有有限的几个输出功率可供选择，这使得 LNG 液化生产工艺需配合燃气轮机的输出功率来优化设计。IGT 的热效率较好，通常介于 29%~34% 之间，且随外界温度的增加略有降低（每摄氏度降低约 0.7%）。IGT 可以设计为单轴或双轴。使用单轴燃气轮机时通常需要加配一台辅助电机以帮助燃气轮机的启动。

2.3.2 航空衍生型燃气轮机（ADGT） 与传统的工业燃气轮机相比，ADGT 质量轻，维护维修方便，热效率高（常可达到 41%~43%），在越来越多的 LNG 新项目得到应用^[17]。ADGT 通常为双轴或三轴设计，因而不需要辅助电机。ADGT 的可操作转速范围更大（设计速度的 40%~105% 之间）。其缺点是需要定期进行维护和内部检查。ADGT 的热效率受外界温度的影响（通常为每摄氏度降低约 1.2%）比 IGT 大。ADGT 单机输出功率比传统的工业燃气轮机低许多，在大型基荷 LNG 上应用时往往需要采用两套并行。

2.3.3 电机（EM） EM 驱动方式需要工厂直接从电网中获取电力或建造附属的发电设施，在中小型 LNG 项目中得到较广泛应用。对于基荷型 LNG 工厂来说，所需 EM 尺寸和输出功率很大，且需

要较为昂贵和复杂的变频传动系统（VFD）以方便启动运行。由于 EM 制造商可根据项目要求设计出几乎任何输出功率（已成功运行于 LNG 工厂的最大 EM 输出功率约为 65 MW），因而在工艺优化时不需要考虑功率的固定限制。此外，EM 的效率不受外界温度的影响，且所需的维修维护也较小，使得 LNG 工厂的可生产时间大大增加（比燃气轮机驱动高 2%）^[18]。

2.3.4 蒸汽轮机（ST） ST 在早期的一些基荷型 LNG 工厂获得广泛应用。但是由于燃气轮机和电机驱动方式渐渐被业界接受，ST 在过去的 20 年里在 LNG 工厂中的应用越来越少。ST 的热效率与其他驱动方式相比最低（仅约 24%）。ST 的可操作速度范围较广，可定制输出功率，但是附属的循环冷却水系统的设计更复杂，要求较大的占地面积和较高的建设运营成本。

从液化工艺的角度来讲，评价驱动方式最重要的指标包括热效率、设备尺寸和可用性以及受外界温度的影响。表 2 简要总结了以上各种类型的驱动方式的优缺点。

2.4 重烃脱除

通常情况下，原料气中除含有甲烷（C₁），少量 NGL（C₂~C₅）之外，也含有一定含量的重烃组分。这些重烃组分包括长链烷烃的己烷（C₆）、庚烷（C₇）、辛烷（C₈）、壬烷（C₉）和其支链的同分异构体，以及芳香烃中的苯（BZ）、甲苯（TL）、二甲苯（Xylenes）和乙苯（ETBZ）等。重烃在进入低温液化单元之前必须除至可允许的浓

表 2 不同驱动方式的比较^[5]

Table 2 Comparison of refrigeration compressor drivers^[5]

Driver Type	IGT	ADGT	EM	ST
ISO thermal efficiency	29%—34%	41%—43%	N/A	24%
size(power output)	discrete	discrete(smaller max)	variable	variable
starter motor required	SS:yes DS:no	no	no (VFD req'd)	no
speed range ^①	SS:95%—102% DS:50%—105%	50%—105%	20%—100%	60%—110%
availability	good	good	best	depends on entire steam system
ambient temperature effect	moderate	large	nil(w/sufficient electricity supply)	small (w/water condenser)
CAPEX	least	least	middle	highest

① SS—single shaft, DS—dual shaft.

度之下。如不进行脱除,高于其相应固相溶解度的部分会在液化温度(-162°C)下结冰,造成“冰堵”,影响到工厂正常运行。常规的脱重烃工艺包括前置的 NGL 提取装置、集成的重烃洗涤塔、预冷后部分冷凝以及变温分子吸附工艺^[3]。

2.4.1 前置的 NGL 提取装置 前置的 NGL 提取装置独立于液化单元,使用透平膨胀机制冷,在提取 NGL 副产物的同时非常有效地脱除重烃组分。处理后的原料气进一步压缩进入液化单元。前置的 NGL 提取装置被应用于一些基荷型 LNG 厂。其设备投资较高,过程较复杂,但运行操作较为灵活,可适应气源组分的变化。

2.4.2 集成重烃洗涤塔 重烃洗涤塔利用预冷循环的制冷脱除重烃,并回收 NGL 并提取制冷剂组分。该工艺的优点是只需要一个精馏塔和一个分凝罐,减少了前置 NGL 脱除装置中所需的设备数目和投资,因而在许多基荷型 LNG 项目得到了广泛的应用。但是,洗涤塔的操作压力必须维持在临界压力之下并保证足够的设计余量,在一定程度上增加了液化过程的单位能耗。此外,重烃洗涤塔的稳定运行要求保持塔内合适的汽液比,因此原料气中 NGL 的最低含量有一定要求。当原料气中成分发生变化时,尤其是 NGL 组分的含量降低时,洗涤塔的操作稳定性与重烃脱除的效率都会大大降低。

2.4.3 部分冷凝工艺 部分冷凝工艺过程更为简单,只需要在预冷末端加入一个分凝罐。原料气首先经过预冷使一部分重烃组分凝结为液相,所产生的汽液混合物通过分凝罐进行分离,罐顶得到较为干净的原料气,而重烃和 NGL 组分则富集于罐底的液相中。部分冷凝工艺十分简单有效,而且对原料气中的 NGL 组分没有类似于洗涤塔的要求,因而在调峰型 LNG 工厂中得到了广泛应用。但是,与洗涤塔工艺相似,分凝罐的操作压力也必须维持在临界点之下并保证足够的设计余量,因而对液化过程的效率和甲烷的回收率有较大的影响。

2.4.4 变温吸附工艺 (TSA) 用于重烃脱除的变温吸附工艺 (TSA) 与传统 LNG 工艺中的脱水吸附非常相似,不同之处在于所使用的吸附剂。与前述的传统重烃脱除工艺不同, TSA 的最大优点在于其可在不降低原料气操作压力的情况下进行(从而将液化的单位能耗维持在较低水平),且原料气中的 NGL 成分含量对 TSA 的脱重烃效果几乎没有影响。TSA 工艺也广泛应用于许多调峰型

LNG 厂。对于仅含有微量重烃($<500 \times 10^6$)的贫气而言, TSA 是脱除重烃行之有效的方法。但是随着重烃尤其是 C_6 和 C_7 含量的增加,所需的 TSA 设备尺寸和吸附剂用量大大增加,因此其对总重烃含量有一定要求。

2.4.5 其他创新工艺 除上述的一些工艺之外,近年来也出现了一些新工艺。如将 TSA 与部分冷凝工艺的优点结合起来,首先通过 TSA 将原料气中的低固相溶解度的组分(C_8 、 C_9 、BZ 等)全部脱除,然后经过部分冷凝过程将原料气中剩余重烃组分(C_6 、 C_7 等)降至容许浓度之下^[19]。这种新工艺的优势在于其所需的 TSA 设备尺寸和吸附剂的用量大大减小,且分凝罐的操作压力可维持较高的水平,因而提高了重烃脱除的效率,降低了液化单元的单位能耗。

从技术的角度来讲,重烃脱除的工艺选择取决于原料气中重烃的浓度及其他组分,尤其是 NGL 组分的影响。对于常规天然气气源来说,有多种传统的脱重烃工艺可供选择,每种工艺都有其优缺点。而对于使用贫气(如管道气)作为气源的 LNG 项目来说,重烃含量、较低的 NGL 含量以及多变的组分都会影响到重烃脱除工艺的选择和优化设计。

2.5 选择适当的冷媒

LNG 制冷循环过程中产生的热量一般在压缩机的后冷却器中通过冷媒排放到外界。在 LNG 工艺中使用的冷媒通常包括空气、海水以及循环冷却水。使用海水作为冷媒比使用空气作为冷媒可使过程温度降得更低(相差 $5 \sim 10^{\circ}\text{C}$)。此外海水的季节性和昼夜间温差更小,因而对液化过程操作的影响也更小。使用空气作为冷媒在操作上更简单,且不需要很多日常维护,缺点是占地面积较大,冷却效果较差。而循环冷却水在一些内陆地区的中小型 LNG 工厂得到广泛应用,与空冷相比,其优点是占地面积小,冷却效果更好(与海水类似);缺点是用水量较大,不适合缺水地区应用。

冷媒的选择应当根据具体项目的要求来确定。从工艺的角度来讲,冷媒的选择决定了制冷剂(如混合制冷剂或丙烷)的冷凝温度,因而很大程度上影响制冷循环的单位能耗和制冷剂的选择。

2.6 产能瓶颈与技术经济分析

在设计 LNG 工艺时需要考虑的一个非常重要的问题是,图 1 中各个单元是如何影响和制约

LNG 产量的。根据设计方案的不同，任何一个单元都有可能成为限制 LNG 产能的瓶颈。消除产能的瓶颈通常意味着在“瓶颈”单元增加设计余量与设备投资。从技术经济的角度来说，则需要考虑这么做所带来的项目预期的效益增加是否超过所增加的投资。

某些项目受所选驱动方式限制（如 IGT 或 ADGT），可用的制冷剂压缩机输出功率有限，在进行优化时可以优先考虑降低过程的单位能耗，提高单线的产能。某些项目受原料气系统的限制（如原料气压缩机，预处理单元设计流量限制），可使用的原料气流量有限。在这种情况下，片面降低液化的单位能耗并不能有效地增加产能，因此应当优先考虑消除原料气系统的瓶颈，如增加原料气压缩机的选型尺寸及增加预处理系统的处理能力。

在决定整个液化工艺的设计方案时，需要仔细分析每个单元对液化产能和经济性的影响。当需要解决设计瓶颈时，应当把投资优先使用在那些最能够改善整个项目经济性的单元上。

3 案例分析

LNG 产业在过去 20 年里在很多方面取得了令人瞩目的进步。单线产能的大幅提高^[20]，海上浮式液化天然气（FLNG）技术的进步^[21]，LNG 作

为车船燃料以及中小型 LNG 项目的普及等一些新的发展要求人们重新审视 LNG 项目中应当注意到的关键技术问题，因为回答这些问题的答案与传统的 LNG 项目可能完全不同。本文尝试用两个简单的例子来阐述如何正确地选择液化工艺来应对这些新的发展趋势。

3.1 案例分析 1

某公司希望建造一个 FLNG 项目，由于船体上空间有限，决定采用重量轻、维护维修方便的驱动系统，因而决定采用两台通用电气的 LM6000 航空衍生型燃气轮机（单台输出功率是 43 MW）提供动力。

方案 A 中选取了不带预冷循环系统的氮气膨胀制冷工艺，其液化过程单位能耗为 $370\text{ kW}\cdot\text{h}\cdot\text{t}^{-1}$ 。按照所选的燃气轮机的总输出功率计算，方案 A 可以实现约 154 万吨/年的单线产能。

方案 B 中的制冷工艺为双混合制冷循环工艺。该工艺的单位能耗较低，约为 $280\text{ kW}\cdot\text{h}\cdot\text{t}^{-1}$ 。按照所选的燃气轮机的总输出功率计算，方案 B 可以实现约 203 万吨/年的单线产能。

在对两种方案做比较之前，一个最基本的假设是该 FLNG 项目最大的投资在于海底管线和 FLNG 船体的建造上，因此对液化单元的设备成本无太大要求。从表 3 可以看出，这两种方案最显著的区别在于单位能耗。由于总可用功率对两种方

表 3 案例分析 1 中方案 A 和方案 B 比较
Table 3 Comparison of Option A and Option B in Case study 1

Item	Option A (N ₂ expansion)	Option B (DMR)
main refrigerant	N ₂	MR
precooling refrigerant	none	MR
ref. compressor drivers	LM6000	LM6000
ISO rating/MW	43	43
derate for site conditions	0. 82	0. 82
number	2	2
total available power/MW	70. 5	70. 5
specific power ^① /kW·h·t ⁻¹	370	280
auto consumption/%	base+1. 6	base
plant availability	0. 92	0. 92
LNG production/Mt·a ⁻¹	1. 54	2. 03
LNG price/USD·t ⁻¹	200	200
revenue/USD·a ⁻¹	base	base+99×10 ⁻⁶

① Specific power is dependent on many factors. Listed values are for reference and comparison purpose only.

案是一样的，因此单位能耗较低的方案 B 可实现更多的单线产能。由于自损耗更小，方案 B 中的总原料气用量相对更少，预处理单元所需的设备尺寸也比方案 A 的要求小。此外，方案 B 中 MR 的传热效率更高，因而对换热器的换热面积和体积要求都更小，能为船体表面节省更多的空间^[4]。从技术经济的角度来讲，假设 LNG 的单位销售利润为 200 USD · t⁻¹，方案 B 每年可以比方案 A 多实现 9900 万美元的利润。

当然，以上分析并不能说明方案 B 一定优于方案 A。如方案 A 的产能完全可以通过使用更大的驱动系统和压缩机来得到提高。对于 FLNG 应用来说，除能耗和产能之外还需要对其他一些方面进行比较。一些 FLNG 项目出于安全的考虑尽可能地避免使用碳氢化合物作为制冷剂。如前面所述，氮气除易获取和不可燃的特点之外，其制冷过程始终处于气相，因而完全不受船体运动的影响。这个案例分析说明，液化工艺的单位能耗对项目的经济性影响很大，低能耗常常意味着更高的产能和更低的建设成本；但是同时也要注意项目对安全设计和可操作性等方面的具体要求也可能会影响到技术的选择。

3.2 案例分析 2

AP 公司为某客户的一套年产 50 万吨（0.5 Mt · a⁻¹，以 8000 h 年生产时间计）的中型陆上 LNG 项目提供工艺设计。该项目的原料气是从邻近的天然气管线获取，气源组分较贫（NGL 含量

较低但含有一定的重烃组分）且多变。压缩机使用电机驱动，用电从附近工业电网取得。由于不需要燃料气，液化后的 LNG 深度过冷，以减少闪蒸气和 BOG。此外，由于设计产能较小，业主非常希望在投资成本和单位能耗之间进行合理的优化。

基于以上设计要求，AP 公司在预处理单元提出了前端重烃吸附与部分冷凝相结合的新工艺以确保重烃在进入液化单元之前完全脱除。在液化单元则详细比较了两种工艺方案：A 方案使用单一混合制冷剂循环（SMR），成本较低，但单位能耗较高；方案 B 使用丙烷预冷的混合制冷剂循环（C₃-MR），成本较高，而单位能耗较低。通过对两个方案进行技术分析找出能为项目带来最优经济效益的方案。

表 4 对两种方案进行了比较。可以看出方案 A 需要一台较大的混合制冷剂压缩机，而方案 B 需要两台较小的冷剂压缩机。方案 B 的总能耗比方案 A 低 3.2 MW，每年用电成本可节省 120 万美元（假设电价为 0.05 USD · kW⁻¹ · h⁻¹，然而由于方案 B 中的丙烷预冷循环的设备成本可达 700 万~800 万美元，使得所节省的电费（按 4~5 年投资回收期计算）并不足以支持方案 B 中预冷部分的额外投资。因而客户最终选择了 SMR 工艺。从这个案例也可以看出，电价是决定运营成本的一项关键指标，而不同地区的电价也会有所不同。如电价为 0.07 USD · kW⁻¹ · h⁻¹ 时，则方案 B 会比方案 A 带来更好的经济效益。

表 4 案例分析 2 中方案 A 和方案 B 比较
Table 4 Comparison of Option A and Option B in Case study 2

Item	Option A (SMR)	Option B (C ₃ -MR)
main refrigerant	SMR	MR
precooling refrigerant	none	C ₃
ref. compressor drivers	electric motor	electric motor
refrigerant compressors	1	2
specific power ^① /kW · h · t ⁻¹	350	290
ref. compressor power/MW	17.5	14.5
LNG/Mt · a ⁻¹	0.5	0.5
power cost/USD · (kW · h) ⁻¹	0.05	0.05
power cost/USD · a ⁻¹	base	base—1.2 × 10 ⁶

① Specific power is dependent on many factors. Listed values are for reference and comparison purpose only.

4 结 论

本文综述了在选择合适的 LNG 液化工艺时需要注意的一些关键技术问题。对于每一个关键技术问题列出了可供考虑的选项并探讨了各选项的优缺点及对项目经济性的影响。主要结论如下。

(1) 需要根据 LNG 项目的具体要求综合考虑各个关键技术点, 分析比较各选项, 以求得到最优化的解决方案。

(2) 应当仔细分析各单元对液化过程的影响, 并将投资优先用在最能提高项目经济型的“瓶颈”单元上。

(3) 单位能耗是影响整个项目经济性的最重要的指标, 较低的单位能耗常常意味着更高的产出, 更少的燃料消耗, 以及更小的设备投资, 尤其是当制冷循环系统成为制约产能的瓶颈时。

符 号 说 明

A ——自损耗, %

H_F ——预处理之后的原料气总热值, MW

H_L ——生产的 LNG (进入储罐) 总热值, MW

H_N ——副产品 (NGL 等) 的总热值, MW

P ——净 LNG 产量 (进入储罐), $t \cdot h^{-1}$

W_s ——液化单元的单位能耗, $kW \cdot h \cdot t^{-1}$

W_{tot} ——制冷剂压缩机的总气体功率 (gas horse power), kW

References

- [1] Pillarella M R, Liu Y N, Petrowski J, Bower R. The C₃-MR liquefaction cycle: versatility for a fast growing, ever changing LNG industry//15th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 15) [C]. Barcelona, Spain, 2007.
- [2] Chen F, Liu Y. Recent development in natural gas liquefaction technology//AIChE Spring Meeting [C]. 2014.
- [3] Chen F, Ott C. Lean gas [J]. *LNG Industry*, Jan 2013.
- [4] Roberts M, Bronfenbrenner J, Graham D, Kennington W. Process design solutions for offshore liquefaction//Gastech Conference [C]. Abu Dhabi, United Arab Emirates, 2009.
- [5] Schmidt W, Ott C, Liu Y, Kennington W. How the right technical choices lead to commercial success [J]. *LNG Journal*, May 2010.
- [6] Chatterjee N, Lee S, Jacob M. Operational flexibility of LNG plants using the propane precooled multicomponent refrigerant MCR® process//5th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 5) [C]. Düsseldorf, Germany, 1977.
- [7] Bronfenbrenner J, Pillarella M, Solomon J. Options available for the liquefaction of natural gas [J]. *LNG Industry*, June 2009.
- [8] Bukowski J, Liu Y, Pillarella M, Boccella M, Kennington W. Take to the seas [J]. *LNG Industry*, Jan 2014.
- [9] Kidnay A, Parrish W, McCartney D. Fundamental of Natural Gas Processing [M]. 2nd ed. CRC Press, 2011.
- [10] Roberts M, Brostow A. Liquefaction method and system [P]: US, 8464551. 2013.
- [11] Schmidt W, Ott C, Liu Y, Wehrman J. Arctic LNG plant design: taking advantage of the cold climate//17th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 17) [C]. Houston, USA, 2013.
- [12] Mokhtab S, Mak J, Valappil J, Wood D. Handbook of Liquefied Natural Gas [M]. Gulf Professional, Elsevier, 2014.
- [13] Bronfenbrenner J, Pillarella M, Solomon J. Selecting a suitable process technology for the liquefaction of natural gas [J]. *LNG Industry*, June 2009.
- [14] Dam W, Ho S. Unusual design considerations drive selection of Sakhalin LNG plant facilities [J]. *Oil and Gas Journal*, October 2001, 99 (40).
- [15] Bukowski J, Liu Y, Boccella S, Kowalski L. Innovations in natural gas liquefaction technology for future LNG plants and floating LNG facilities//International Gas Union Research Conference [C]. Seoul, South Korea, 2011.
- [16] Wehrman J, Roberts M, Kennington W. Machinery/process configurations for an evolving LNG landscape [J]. *LNG Journal*, May 2012.
- [17] Meher-Honji Cyrus, Doug Yates, Hans P Weyermann, Karl Masani, Weldon Ransbarger, Satish Gandhi. Aeroderivative gas turbine drivers for the Conoco Phillips Optimized Cascade™ LNG process—World's first application and future potential//15th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 15) [C]. Barcelona, Spain, 2007.
- [18] Kotzot H. LNG liquefaction-not all plants are created equal//Gastech Conference [C]. Abu Dhabi, United Arab Emirates, 2009.
- [19] Chen F, Luo X, Ott C, Roberts M, Krishnamurthy G. Heavy hydrocarbon removal from a natural gas stream [P]: US, 20140033763 A1.
- [20] Lee Y, Williams D, Haouari A, Talbot R, Collins R, Maalouf G. LNG mega trains//16th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 16) [C]. Oran, Algeria, 2010.
- [21] Bukowski J, Liu Y, Pillarella M, Boccella S, Kennington W. Natural gas liquefaction technology for floating LNG facilities//17th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 17) [C]. Houston, USA, 2013.