对二甲苯低温结晶与液化天然气冷能的耦合工艺研究

仇德朋　王江涛　陈景生
中海油石化工程有限公司，　山东　济南　250101

摘　要：对二甲苯(Paraxylene,PX)低温结晶过程中通常采用电驱压缩制冷,能耗较大、工艺流程复杂,且不利于运行控制。通过引入液化天然气(Liquefied Natural Gas,LNG)中蕴含的冷能替代压缩制冷,可大幅降低结晶的电力消耗。分析通常用于低温结晶的压缩制冷工艺流程,并基于炼化与 LNG 行业耦合工艺的可行性,分别研究了多种冷能利用方案,包括全部替代与部分替代压缩制冷等;同时也考察了不同压力下 LNG 对供应冷能的影响。经核算得出,不同方案所需 LNG 流量范围为 30 ~ 513 t /h,对应节省电机功率为 2 400 ~ 30 000 kW,可明显降低 PX 生产的电力成本。结合实际经验,细致分析了方案的工程可行性,如 LNG 供应与储存方式,可为后续类似项目的实施提供借鉴。

关键词：对二甲苯;低温结晶;LNG;冷能;耦合
DOI:10. 3969 /j. issn. 1006-5539. 2026. 04. 005

Study on coupling process of p-xylene cryogenic crystallization and LNG cold energy

Qiu Depeng, Wang Jiangtao, Chen Jingsheng
CNOOC Petrochemical Engineering Co. , Ltd. , Jinan, Shandong, 250101, China

Abstract: Cold energy in p-xylene(PX) cryogenic crystallization is typically provided by electric-driven compression refrigeration, which involves high energy consumption, complex process flow, and operational control challenges. Introducing the cold energy contained in liquefied natural gas(LNG) to replace compression refrigeration can significantly reduce the electricity consumption of crystallization. This paper analyzes in detail the compression refrigeration process commonly used for cryogenic crystallization. Based on the feasibility of coupling the refining and LNG industries, various cold energy utilization schemes are investigated, including full and partial substitution of compression refrigeration. The influence of different LNG pressures on cold energy supply is also examined. Calculations show that for different schemes, the required LNG flow rate ranges from 30 to 513 t /h, corresponding to electric motor power savings of 2 400 to 30 000 kW, which can significantly reduce the electricity cost of PX production. Combined with practical experience, the engineering feasibility of the schemes is analyzed in detail, including LNG supply and storage methods, providing reference for the implementation of similar projects.

Keywords: PX; Cryogenic crystallization; LNG; Cold energy; Coupling

收稿日期:2026-02-10
作者简介:仇德朋(1981-),男,高级工程师,博士,主要从事天然气工程设计与研发相关工作。E-mail:atuanna@ 163. com

0 前言

对二甲苯(Paraxylene,PX)是聚酯工业的重要原料[1],在化纤、合成树脂、农药、医药、塑料等众多化工生产领域有广泛用途。随着国民经济需求的增长,聚酯产品得到了迅速发展,国产化技术又极大降低了聚酯项目的投资,进一步促进了聚酯行业的发展,最终推动 PX 市场需求日益增长。

PX 通过芳烃联合装置实现大规模生产,PX 分馏单元得到的混合二甲苯是由 PX、间二甲苯、邻二甲苯等二甲苯异构体和乙苯组成的混合物(简称 C8 芳烃)[2]。混合二甲苯中各组分密度接近且沸点差较小,难以使用传统精馏方法分离。用于二甲苯分离的工业化方法有吸附分离和低温结晶两种[3],吸附分离工艺通过固相吸附剂选择性地吸附流动相中的 PX,然后通过解吸剂将 PX 从吸附剂中脱附下来,整个工艺过程利用模拟移动床来实现连续吸附和解析;最后再通过精馏塔达到分离 PX 目的。此工艺需要通过 100 多个程控阀门实现模拟移动床的效果[4],设备多、流程复杂。

近年来,随着甲苯选择性歧化技术的应用,从歧化反应产物中获得高浓度混合二甲苯的生产方法日益成熟[5]。在分离高浓度 PX 原料时,与吸附分离法相比,低温结晶法因其能耗低、产品纯度高、生产设备简单,且不使用溶剂和分离剂等优点,日益受到行业重视。通常,结晶过程中由丙烯与乙烯压缩机联合制冷提供所需的冷能。压缩机属于高能耗设备,百万吨级 PX 结晶装置的压缩机功率接近 30 000 kW,如何进一步降低结晶的能耗也有待研究。

天然气作为绿色能源,在能源结构调整中发挥着巨大作用,国内液化天然气(Liquefied Natural Gas,LNG)行业蓬勃发展[6],2025 年接卸容积达约 $2\ 000\times10^4\ m^3$。LNG 作为低温产品,蕴含了丰富的高品质冷能[7],LNG 接收站建设位置也与化工型炼厂选址基本吻合,都需靠近海岸,利用船舶接收原料和转运产品,这也为两个行业之间的工艺耦合创造了便利条件。LNG 接收站冷能供应至炼厂,而炼厂余热可供应至 LNG 接收站,各取所需、共同实现节能降耗。据此,本文着重研究 PX 低温结晶与 LNG 冷能的耦合工艺,利用 LNG 为结晶提供冷能,降低能耗。

1 PX 低温结晶工艺分析

1.1 工艺流程

PX 低温结晶工艺流程见图 1。

PX 结晶冷却过程中,通常采用液相乙烯作为冷媒[8],约 1.5 MPa 乙烯减压后进入 0.5 MPa 高压乙烯罐,罐内液相乙烯(-66 ℃)进入一级结晶器提供冷能;来自高压乙烯罐的液相乙烯继续减压至 0.27 MPa 进入中压乙烯罐,液相乙烯(-78 ℃)进入二级结晶器提供冷能;来自中压乙烯罐的液相乙烯继续减压至 0.19 MPa 进入低压乙烯罐,液相乙烯(-83 ℃)进入三级结晶器提供冷能。整个结晶过程分为三级,逐渐降温实现结晶。

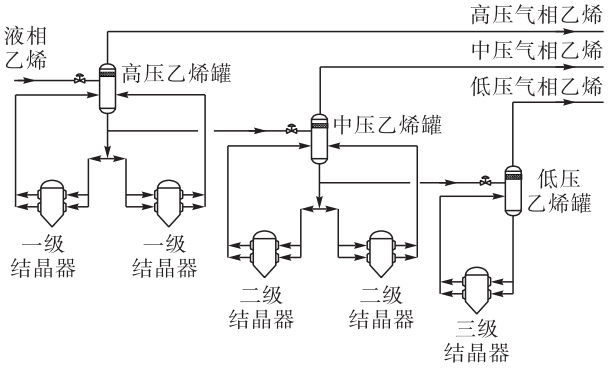

图 1 PX 低温结晶工艺流程示意图

Fig. 1 PX cryogenic crystallization diagram

每级液相乙烯减压过程中产生的气相以及冷却混合芳烃后产生的气相,经由乙烯罐返回至上游的乙烯压缩机,压缩冷凝后的乙烯再循环至结晶工段,周而复始。在此过程中,所有冷能均由液相乙烯提供,经过层层减压为各结晶工段提供品质不同的冷能。为尽可能在结晶过程中利用乙烯潜热,各结晶器采用外夹套式,换热气化后的乙烯爬升至各级储罐,实现了各结晶反应器“浸泡”在不同温度的液相乙烯中[9]。

乙烯制冷工艺流程见图 2。

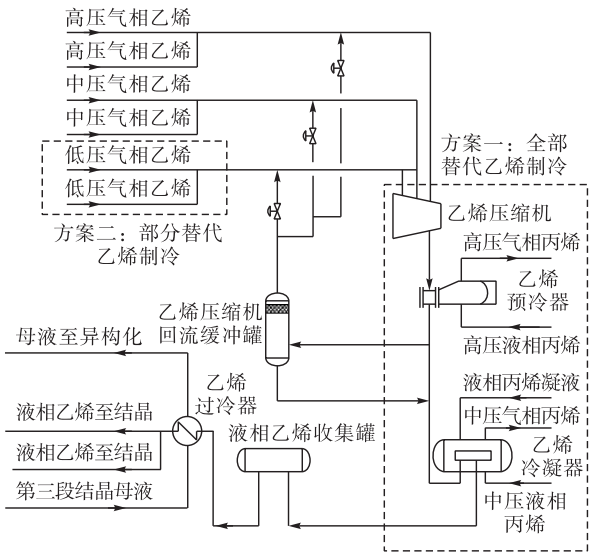

图 2 乙烯制冷工艺流程示意图

Fig. 2 Diagram of refrigeration with ethylene

来自结晶工段的气相乙烯分别对应进入乙烯压缩机的三级入口,加压后的乙烯由高压液相丙烯第一次冷却至约 -10 ℃,之后由中压丙烯再次冷却至约 -35 ℃,液相乙烯进入收集罐,再与第三段结晶母液换热,降低

至约 -55 ℃,液相乙烯至结晶工段提供冷能。乙烯液化过程中的冷能均由液相丙烯提供[10]。

由于乙烯压缩机流量较大,约 300 t /h,通常选择离心式压缩机,为了有效避免喘振,在每级单独设置了防喘振管线[11],且设置缓冲罐,收集减压过程中可能产生的液相,并回流至主管线。回收冷能后的混合芳烃母液,复温后返回至异构化工段继续反应。

丙烯制冷工艺流程见图 3。

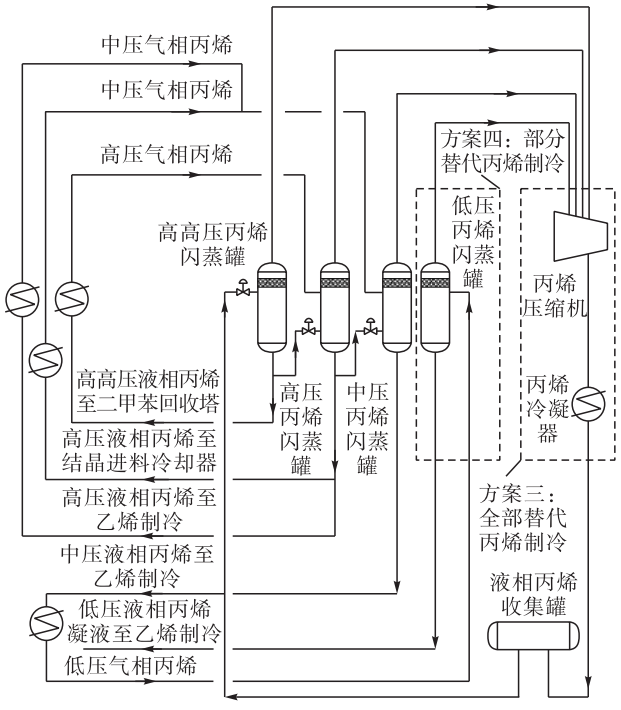

图 3　丙烯制冷工艺流程示意图

Fig. 3　Diagram of refrigeration with propylene

丙烯制冷工段为下游乙烯液化工段提供冷能,同时也为上游异构化精馏塔冷凝、结晶进料等提供冷能。液化后的丙烯进入高高压丙烯闪蒸罐减压至约 1 MPa,温度 23 ℃,液相丙烯为上游提供冷能;同时,继续进入高压丙烯闪蒸罐减压至约 0.6 MPa,温度 7 ℃,液相丙烯为结晶和结晶进料提供冷能;液相丙烯继续进入中压丙烯闪蒸罐减压至约 0.24 MPa,温度 -17 ℃,液相丙烯为乙烯制冷提供冷能。

液相丙烯释放冷能气化后,分别进入下游较低压力等级的闪蒸罐,即高高压气相丙烯进入高压闪蒸罐,高压气相丙烯进入中压闪蒸罐,中压气相丙烯进入低压闪蒸罐,连同高高压闪蒸的气相,分别进入丙烯压缩机四级入口。压缩后的丙烯由循环冷却水液化后进入液相丙烯收集罐,再进入各级闪蒸罐降压降温,为各工段提供冷能,周而复始。

1.2　数据分析

以年产百万级 PX 计(下同),乙烯与丙烯压缩机基本参数见表 1 ~2。

表 1　乙烯压缩机主要参数表

Tab. 1　Main parameters of ethylene compressor

乙烯压缩机等级	流量 /(t·h^{-1})	入口温度 /℃	入口压力 /MPa. a	出口压力 /MPa. a	轴功率 /kW
一级	37.0	-83.8	0.3	0.4	168
二级	139.8	-76.4	0.4	0.6	1 440
三级	273.7	-56.3	0.6	1.7	6 649

表 2　丙烯压缩机主要参数表

Tab. 2　Main parameters of propylene compressor

丙烯压缩机等级	流量 /(t·h^{-1})	入口温度 /℃	入口压力 /MPa. a	出口压力 /MPa. a	轴功率 /kW
一级	294.5	-39.0	0.1	0.3	4 536
二级	440.9	-2.9	0.3	0.7	6 047
三级	507.8	30.8	0.7	1.1	4 102
四级	603.2	48.1	1.1	1.8	6 089

由表 1 ~2 可知,乙烯与丙烯压缩机电力消耗巨大,轴功率合计接近 30 000 kW,以 0.5 元 /(kW · h),运行时间 8 400 h 计,每年电费可达约 1.3 亿元。如果利用 LNG 冷能代替压缩机制冷,可较大幅度降低结晶的能耗。

2　PX 低温结晶与 LNG 冷能耦合工艺

2.1　LNG 冷能

不同压力下 LNG 焓值随温度变化关系见图 4。

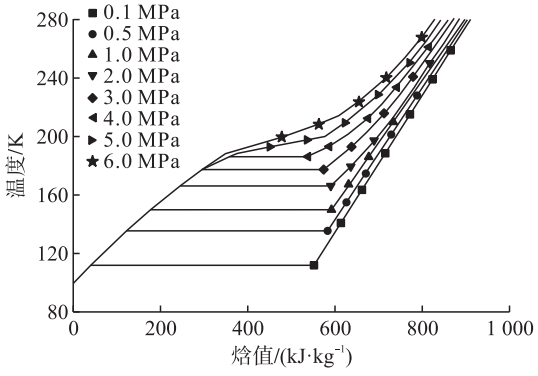

图 4　不同压力下 LNG 焓值随温度变化关系图

Fig. 4　Enthalpy of LNG with temperature change under different pressures

由图 4 可知,当 LNG 压力 < 临界压力(通常临界压力为 4.6 MPa)时,随着温度不断升高,LNG 逐渐从液态,经过两相流态,直到气态;随着压力增大,其饱和温度升高,两相流态内的焓值逐渐减小,相变区域内所蕴含的冷能减少。而且随着饱和温度升高,其冷能品质也有所

降低;当 LNG 压力 > 临界压力时,LNG 处于超临界状态,随着压力继续增大,其焓值随温度的变化趋于平稳,但在临界温度(通常临界温度为 191 K)附近存在拐点,温度随焓值的变化开始逐渐变陡。

综上,蒸发压力对 LNG 冷能释放有重要影响[12],不同压力下的 LNG 尽管温度差别不大,但其相态变化过程中所蕴含的冷能仍有较大差异。当蒸发压力较低时,LNG 冷能主要集中在低温范围内,两相区域明显且蕴含冷能大、品质高,在工程设计中需考虑高、低温位的匹配[13];当蒸发压力较高时,其蕴含冷能相对减少。与低压工况相比,冷能的释放随着温度的升高而变得更均匀,工程设计中应主要考虑冷能用户与 LNG 在全温度范围内的匹配[14]。

2.2 耦合工艺

LNG 冷能全部替换丙烯制冷流程示意图见图 5。

根据图 2 ~ 3 中低温结晶用冷流程,可以考虑分别对丙烯及乙烯压缩机制冷进行全部替换和部分替换。

由图 3 可知,液态丙烯分 3 个流股(自丙烯罐底部流出)去冷能需求工段:高高压液相丙烯去二甲苯回收塔、高压液相丙烯去结晶进料冷却器与乙烯制冷、中压液相丙烯及低压液相丙烯凝液去乙烯制冷。气化后的丙烯全部由 LNG 直接冷凝(按照天然气出口温度低于冷凝后的丙烯温度 10 ℃),然后再泵送循环提供冷能。或者利用 LNG 冷能只替代中压液相丙烯冷能,丙烯压缩机降低负荷运行[15]。

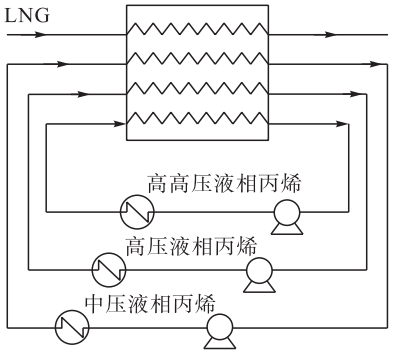

图 5 LNG 冷能全部替换丙烯制冷流程示意图

Fig. 5 Schematic diagram of LNG cold energy in place of all propylene refrigeration

LNG 替代丙烯制冷核算数据见表 3。LNG 全部替代丙烯制冷,可节约压缩机电机功率近 21 000 kW;如果仅替代低压气相丙烯冷凝,则丙烯压缩机负荷降低约 50%[16],粗略估计节约电机功率超 10 000 kW。

LNG 替代乙烯制冷核算数据见表 4。同样,也可以利用 LNG 冷能全部或部分替代乙烯制冷(按照天然气出口温度低于乙烯 10 ℃)。

表 3 LNG 冷能替代丙烯制冷核算数据表

Tab. 3 Process data of LNG cold energy in place of propylene refrigeration

LNG 冷能替代丙烯制冷	流量 /(t · h⁻¹)	温度 /℃	不同 LNG 参数所需流量 /(t · h⁻¹)		
			1.0 MPa, −155 ℃		9.0 MPa, −155 ℃
高压气相丙烯	16.7	−9	—	—	—
中压气相丙烯	99.1	−15	—	—	—
低压气相丙烯	294.5	−38	185①	251②	404②

注:①代表仅冷凝低压气相丙烯;②代表完全替代丙烯制冷。

表 4 LNG 冷能替代乙烯制冷核算数据表

Tab. 4 Process data of LNG cold energy in place of ethylene refrigeration

LNG 冷能替代乙烯制冷	流量 /(t · h⁻¹)	温度 /℃	不同 LNG 参数所需流量 /(t · h⁻¹)		
			1.0 MPa, −155 ℃		9.0 MPa, −155 ℃
高压乙烯	334.6	−66	—	—	—
中压乙烯	267.4	−78	—	—	—
低压乙烯	102.6	−83	30①	200②	513②

注:①代表仅冷凝低压气相乙烯;②代表完全替代乙烯制冷。

LNG 冷能全部替代乙烯制冷流程见图 6。当 LNG 冷能完全替代乙烯制冷,乙烯压缩机可停止运行,去异构化和结晶进料的冷能供应原由丙烯制冷提供,现由复温后的低温天然气(−93 ℃)提供,则丙烯压缩机可以停止运行。如此,可节省电机功率近 30 000 kW。

如果只替代低压乙烯制冷,所需 LNG 流量较小,乙烯压缩机一级无进气,二级、三级负荷分别降低约 13.5%;进而丙烯压缩机一级负荷降低约 13.5%,二级至四级负荷分别降低约 3.5%,共可节省电机功率约 2 400 kW。

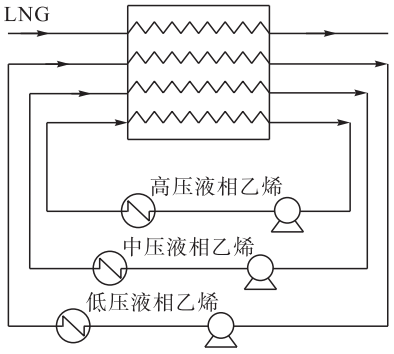

图 6　LNG 冷能全部替换乙烯制冷流程示意图

Fig. 6　Schematic diagram of LNG cold energy in place of all ethylene refrigeration

2.3　工程方案分析

替代压缩制冷所需 LNG 流量见表 5。

表 5　替代压缩制冷所需 LNG 流量表

Tab. 5　LNG flow in place of compressing refrigeration

LNG 冷能替代	不同 LNG 参数所需流量 /(t · h^{-1})	
	1.0 MPa, −155 ℃	9.0 MPa, −155 ℃
全部替代乙烯制冷	200	513
部分替代乙烯制冷	30	—
全部替代丙烯制冷	251	404
部分替代丙烯制冷	185	—

由 2.1 节和表 5 可知，采用低压 LNG 替代压缩制冷所需流量较低。如果完全替代压缩制冷，按照年运行 8 400 h 计，所需低压 LNG 总量至少达到近 170×10^4 t /a，这与中等规模的 LNG 接收站周转能力相当，正常情况下炼厂无法消化如此大量天然气。所以需要炼厂与 LNG 接收站比邻建设[17]，以实现隔墙供应，复温的天然气再返回接收站[18]。

如果只替代部分乙烯制冷，则所需 LNG 流量仅 30 t /h。理论上，炼厂可以消化此部分天然气，如此则可在炼厂内建设 LNG 储运设施，以满足冷能需求。

LNG 气化站设施见表 6。

表 6　LNG 气化站设施表

Tab. 6　Facility of LNG vaporizing station

建设设施	参数	备注
LNG 卸车位 /个	8	槽车容积 50 m^3 /台，卸车时间 1 h，备用车位 1 个，卸车时间 8 h /d
卧式 LNG 储罐 /个	8	卧式 LNG 储罐容积 150 m^3 /台，储备 18 h LNG 用量
水浴气化器 /个	1	水浴气化器处理量 30 (t·h^{-1}) / 个，可利用炼厂余热复温天然气

参照国内 LNG 卫星 /加气站的类似设置[19-20]，可建设槽车卸车位、卧式 LNG 储罐、水浴气化器等设施，以满足不间断 LNG 供应。初步预计投资约 2 000 万元，占地面积约 33 700 m^2，节省电机功率约 2 400 kW，按年运行 8 400 h，电费 0.5 元 /(kW · h) 计，每年节约费用可达 1 000 万元，经济效益较好。

另外，随着国内 LNG 大型低温储罐技术的日益成熟，薄膜罐逐渐成为未来低温存储的发展方向[21-22]。由于其独特设计，可以多次清仓复温且适用于 LNG、乙烷、丙烷、乙烯、液氨等多种低温介质的存储，既可满足 LNG 存储要求，也可满足炼厂低温介质存储的要求。

自建 LNG 气化站可较好保障冷能持续供应，但仍需槽车不断将 LNG 运输至储罐，如何保障槽车运输能力和运输稳定性成为关键，这涉及道路情况、槽车运输及时性、运输安全性等问题，如涉及跨海大桥则需要相关部门联合审批许可。因此，在工程实施阶段，自建 LNG 气化站仍存在较多实际问题，需要在项目前期充分识别预判并制定应对方案，以保障工程项目顺利推进。

3　结论

本文首先对 PX 低温结晶工艺流程进行了细致分析，主要包括结晶冷却、乙烯制冷、丙烯制冷等，得出利用 LNG 冷能替代 PX 低温结晶中压缩制冷的工艺方案可行。当 LNG 冷能部分替代丙烯制冷时，所需 LNG 流量为 185 t /h；全部替代丙烯制冷则需 LNG 流量为 251 t /h。同样，对于 LNG 冷能部分替代乙烯制冷时，需低压 LNG 流量为 30 t /h；全部替代乙烯制冷时，所需 LNG 流量为 200 t /h。由于随着压力升高，LNG 蕴含的冷能品质有所降低，如果采用高压 LNG 提供冷能，则所需 LNG 流量会随之增大。汇总可得，针对不同方案，所需 LNG 流量范围是 30 ~ 513 t /h，对应节省电机功率为 2 400 ~ 30 000 kW。以部分替代乙烯制冷方案为例，所需 LNG 流量较小，约 30 t /h，项目投资约 2 000 万元，每年节省电费达 1 000 万元，整体经济效益良好。

参考文献：

[1] 刘　力，姚树盛，王　磊. 对二甲苯分离工艺进展[J]. 聚酯工业，2023，36(1)：23-24.
Liu Li, Yao Shusheng, Wang Lei. Progress of paraxylene separation process [J]. Polyester Industry, 2023, 36 (1): 23-24.

[2] 熊献金. PX 装置结晶流程的模拟研究[J]. 炼油技术与工程，2021，51(10)：40-44.
Xiong Xianjin. Simulation of crystallization process in PX unit [J]. Petroleum Refinery Engineering, 2021, 51 (10): 40-44.

[3] 冯志强. PX 结晶分离技术与芳烃装置扩产改造[J]. 现代化工，2015，35(4)：142-143.

Feng Zhiqiang. PX crystallization separation technology and reconstruction of aromatic plant [J]. Modern Chemical Industry, 2015, 35 (4): 142-143.

[4] 李世伟,对二甲苯吸附分离装置更换 RAX_4000 吸附剂后的运行分析及优化[J]. 石油炼制与化工,2024,55(12):46-52.
Li Shiwei. Operation analysis and optimization of p-xylene adsorption separation unit after agent change [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2024, 55 (12): 46-52.

[5] 于政锡,徐庶亮,张 涛,等. 对二甲苯生产技术研究进展及发展趋势[J]. 化工进展,2020,39(12):4984-4992.
Yu Zhengxi, Xu Shuliang, Zhang Tao, et al. Research progress and development trend in para-xylene production technology [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2020, 39 (12): 4984-4992.

[6] 李洪言,郑一鸣,季银利,等. 2050 年世界能源展望分析[J]. 天然气与石油. 2025,43(1):129-135.
Li Hongyan, Zheng Yiming, Ji Yinli, et al. Analysis of the world energy outlook in 2050 [J]. Natural Gas and Oil, 2025, 43 (1): 129-135.

[7] 徐文东,彭 曦,严万波. LNG 冷能利用技术研究进展[J]. 天然气与石油,2024,42(3):75-85.
Xu Wendong, Peng Xi, Yan Wanbo. Research progress in LNG cold energy utilization technology [J]. Natural Gas and Oil, 2024, 42 (3): 75-85.

[8] 田鸿鹏. 芳烃 PX 装置低温调节阀的应用研究[J]. 化工管理,2025(11):152-155.
Tian Hongpeng. Study on the application of low temperature regulating valve in PX unit of aromatics [J]. Chemical Management, 2025 (11): 152-155.

[9] 陈光晗. 对二甲苯结晶分离技术研究进展[J]. 河北化工,2010(2):34-35.
Chen Guanghan. Research progress on crystallization separation technology of p-xylene [J]. Hebei Chemical Industry, 2010 (2): 34-35.

[10] 周 勇,吴晨阳,邓 立. PX 装置硫含量异常原因分析[J]. 当代化工研究,2023(5):59-61.
Zhou Yong, Wu Chenyang, Deng Li. Cause analysis of abnormal sulfur content in PX Unit [J]. Modern Chemical Research, 2023 (5): 59-61.

[11] 仇德朋,离心式 BOG 压缩机在 LNG 接收站中的应用分析[J]. 化工设计,2022,32(6):21-23.
Qiu Depeng. Application analysis of centrifugal BOG compressor operation in LNG terminal [J]. Chemical Engineering Design, 2022, 32 (6): 21-23.

[12] 宋长山,张 杰,张春燕,等. LNG 冷能梯级利用研究现状及展望[J]. 中国石油和化工标准与质量,2023,43(13):141-143.
Song Changshan, Zhang Jie, Zhang Chunyan, et al. Research status and prospect of LNG cold energy cascade utilization [J]. China Petroleum and Chemical Standard and Quality, 2023, 43 (13): 141-143.

[13] 李 俊,陈 煜. LNG 冷能回收及梯级利用研究进展[J]. 制冷学报,2022,43(2):1-12.
Li Jun, Chen Yu. Research progress of cold energy recovery and cascade utilization of LNG [J]. Journal of Refrigeration. 2022, 43 (2): 1-12.

[14] 卓海森,赵思睿,孙 博,等. LNG 接收站与天然气管网协同运行优化策略[J]. 石油机械,2025,53(1):135-142.
Zhuo Haisen, Zhao Sirui, Sun Bo, et al. Optimization strategy for coordinated operation of LNG terminal and natural gas pipeline network [J]. China Petroleum Machinery, 2025, 53 (1): 135-142.

[15] 别亚平. Tricon 系统在压缩机防喘振控制中的应用[J]. 河南化工,2024,41(7):51-52.
Bie Yaping. Application of Tricon system in anti-surge control of compressor [J]. Henan Chemical Industry, 2024, 41 (7): 51-52.

[16] 谭长友,陈雪江. 多工况、宽工况离心压缩机的气动方案设计[J]. 风机技术,2015(5):31-35.
Tan Changyou, Chen Xuejiang. Aerodynamic design of centrifugal compressor with multiple and wide load cases [J]. Chinese Journal of Turbomachinery, 2015 (5): 31-35.

[17] 黄 宇,刘梦溪,陈海平,等. 双碳背景下液化天然气工业园区能源耦合技术研究[J]. 现代化工,2023,43(3):213-216.
Huang Yu, Liu Mengxi, Chen Haiping, et al. Research on energy coupling technology for LNG industrial park under carbon emission peak and carbon neutrality background [J]. Modern Chemical Industry, 2023, 43 (3): 213-216.

[18] 周 宏,付 森,钟 华,等. LNG 轻烃分离工艺设计及分析[J]. 精细石油化工进展,2024,25(3):43-46.
Zhou Hong, Fu Sen, Zhong Hua, et al. LNG light hydrocarbon separation process design and analysis [J]. Advances in Fine Petrochemicals, 2024, 25 (3): 43-46.

[19] 金春旭,潘 振,陈保东,等. LNG 卫星站发展状况研究[J]. 当代化工,2013,42(5):584-586.
Jin Chunxu, Pan Zhen, Chen Baodong, et al. Study on the development situation of Chinese LNG satellite stations [J]. Contemporary Chemical Industry, 2013, 42 (5): 584-586.

[20] 杨 勇,李 冬,王 军,等. LNG 接收站能耗评价体系构建及运行优化[J]. 中国海上油气,2025,37(6):213-225.
Yang Yong, Li Dong, Wang Jun, et al. Construction of energy consumption evaluation system and operation optimization of LNG receiving stations [J]. China Offshore Oil and Gas, 2025, 37 (6): 213-225.

[21] 张 奕,王 放,刘中河,等. LNG 薄膜罐结构与氮气系统运行模式[J]. 煤气与热力,2022,42(6):58-61.
Zhang Yi, Wang Fang, Liu Zhonghe, et al. Structure of LNG membrane tank and operation modes of nitrogen system [J]. Gas & Heat, 2022, 42 (6): 58-61.

[22] 常旭宁,赖建波,王佩广. 韩国 LNG 薄膜罐技术本土化对中国的启示[J]. 天然气与石油,2023,41(3):47-53.
Chang Xuning, Lai Jianbo, Wang Peiguang, et al. The localization of South Korean LNG membrane tank technology and its implications for China [J]. Natural Gas and Oil, 2023, 41 (3): 47-53.