

某炼厂 C2 资源回收利用降本增效方案研究分析

俞鸿儒（黑龙江省海国龙油石化有限责任公司，黑龙江 大庆 163000）

摘要：炼厂 C2 资源极其丰富，传统利用方式主要按燃料气使用，采用合适 C2 回收工艺，为了提高资源的综合利用率并扩大乙烯装置的原料来源，用于回收炼油各装置目前排往燃料气系统的干气、瓦斯气，将分离得到的碳二提浓气产品送到乙烯装置作为裂解原料。

关键词：C2 回收；PSA；油吸收；效益；成本

随着乙烯原料的轻质化，乙烯原料结构发生重大变化，乙烷、液化气和轻石脑油都可作为乙烯原料，我国对乙烷、液化气、轻石脑油的需求也不断扩张。目前某炼厂公司外购乙烯原料中，乙烷需求量约 10 万吨 / 年，进口 LPG 需求量约 25 万吨 / 年，轻烃需求量约 60 万吨 / 年。项目立足于公司内部挖潜增效，改变目前排放方式，回收炼油装置排放至燃料气系统的全部干气资源，做到应收必收，提高资源利用率。增产的 C2 及液化气、轻烃，送至乙烯装置做原料，一是降低乙烯装置原料采购成本；二是可增产乙烯，为公司增效创收；三是适当缓解公司对外部乙烯原料需求依赖度；四是减少碳排放，满足双碳工作要求。

1 炼油厂 C2 资源现状

炼油新区 120 万吨 / 年延迟焦化装置的焦化干气脱硫后 7.8t/h，其中 C2 含量约 18%（v），目前此股干气直接并入燃料气系统作加热炉燃料使用，经济价值损失约 2300 万元 / 年。

炼油新区蒸馏装置目前有蒸馏干气、常压瓦斯约 1.17t/h，其中 C2 含量约 8%（v），C3、C4 组分含量约 42%（v），目前作为燃料气使用，经济价值损失约 800 万元 / 年。

炼油新区加氢联合装置共产生干气约 6.33t/h，此股干气中 C2 含量约 5%（v），C3、C4 组分含量约 21%（v），目前有 4.33t/h 去现有干气低分气回收装置进行回收，产出的粗氢去制氢 PSA 进行处理，因受到制氢转化炉解吸气量限制，仍有 2t/h 干气排放至燃料气系统使用，经济价值损失约 800 万元 / 年。

炼油老区 I 催化装置的催化干气脱硫后约 5.02t/h，其中 C2 含量约 26%（v），目前此股干气直接并入燃料气系统作为加热炉燃料使用，经济价值损失约 2300 万元 / 年。

炼油老区火炬回收瓦斯气约 1.7t/h，其中 C2 含量约 5%（v），C3、C4 组分含量约 16%（v），目前作

为燃料气使用，经济价值损失约 400 万元 / 年。

炼油老区汽油加氢装置、蜡油加氢装置、PSA 装置目前有汽油加氢干气、蜡油加氢干气、PSA 解吸气三股气体约 1.44t/h，其中 H2 含量约 65%（v），C3 及以上组分含量约 12%（v），芳烃装置低压瓦斯约 0.072t/h，H2 含量约 81%（v），目前作为燃料气使用，经济价值损失约 890 万元 / 年。

鉴于以上情况，拟对目前炼油排放至燃料气系统、有回收利用价值的炼油干气资源，充分回收利用，获取 C2、液化气、轻烃等资源作为乙烯原料，进一步降低乙烯装置原料采购成本，充分挖潜增效。

2 总加工方案

2.1 炼厂各股干气处理方案

针对目前该炼厂炼油各股外排干气中各组分的特点，并结合现有的干气回收设施情况，拟建一套 C2 回收装置，对各股干气进行如下处理：①利用焦化装置现有的吸收稳定系统，将蒸馏装置干气、常压瓦斯一起进行处理，汇同原焦化干气形成新的焦化干气。如此不仅可增产液化气，而且还降低了新建 C2 传统开工回收装置的轻烃负荷，有利于新建 C2 传统开工回收装置对新的焦化干气进行回收；②炼油老区汽油加氢装置、蜡油加氢装置、PSA 传统开工装置、芳烃装置四股气体中氢气、轻烃组分含量高，因此利用现有的干气、低分气回收装置（处理能力 14000Nm³/h）对其进行回收处理，回收氢气及液化气、轻石脑油。现有干气、低分气回收装置由于接纳炼油老区的加氢干气而置换出的约 1.45t/h 传统开工的加氢干气转送去新建 C2 传统开工回收装置处理；③将炼油老区催化干气、火炬回收瓦斯气和超出现有干气低分气回收装置处理能力的炼油新区加氢干气、新的焦化干气送入本项目拟建 C2 传统开工回收装置进行回收处理，得到高价值的 C2，回收 C2 传统开工约 4.08t/h。

2.2 总加工方案

利用炼油新区焦化装置现有的吸收稳定系统，将蒸馏装置干气、常压瓦斯一起进行处理，进行液化气回收，其余部分汇同原焦化干气形成新的焦化干气。

利用现有炼油新区的干气、低分气回收装置对炼油老区四股含氢、轻烃组分高的气体进行处理，回收氢气及液化气、石脑油。

将炼油老区催化干气、老区火炬回收瓦斯气和炼油新区排往燃料气系统的加氢联合装置干气、新的焦化干气送入本项目拟建 C2 回收装置进行回收处理，提取出富 C2 气送去乙烯新区乙烯装置，剩余气体仍作为燃料气排入燃料气系统。

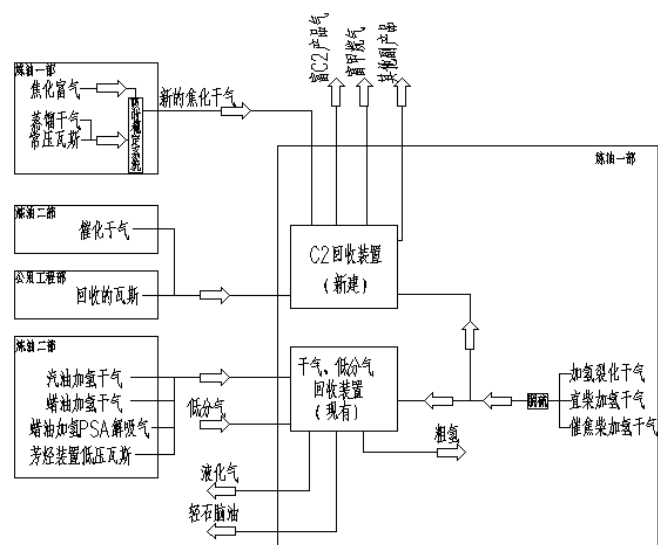


图 1 总加工流程

2.2 主要产品方案

本项目产品包括以下三部分：①第一部分为炼油新区常压干气及瓦斯气通过增压冷却分液后得到的轻烃、增压后的常减压瓦斯气去焦化装置吸收稳定系统处理后得到的液化气；②第二部分为新建 C2 回收装置得到的富 C2 气、富甲烷气以及副产轻烃等；③第三部分为按照差值法，将炼油老区汽油加氢装置、蜡油加氢装置、PSA 装置、芳烃装置的干气及瓦斯气进入现有干气、低分气回收装置处理后（同时新区加氢联合装置等量加氢干气转去新建 C2 回收装置处理）得到的氢气、液化气和轻石脑油与项目实施前的增（减）量。由于老区上述 4 股气体中的氢气含量比新区加氢干气的高，但重烃含量低，因此项目实施后，此部分氢气产品为正增长，而液化气和轻石脑油产品为负增长。

表 1

序号	装置	产品名称	单位	数量	规格
1	常减压瓦斯气处理	轻烃	kg/h	725	C5 及 C5 以上组分含量 <3%(v)
		液化气	kg/h	309	
2	新建 C2 回收装置	富 C2 气	kg/h	7274	
		富甲烷气	kg/h	9227	
3	老区汽油加氢装置、蜡油加氢装置、PSA 装置、芳烃装置的干气及瓦斯气回收	氢气	kg/h	76	C5 及 C5 以上组分含量 <3%(v)
		液化气	kg/h	-200	
		轻石脑油	kg/h	-131	干点℃

3 工艺技术方案必选

本项目新建 C2 回收装置以主要回收干气、瓦斯气中的 C2 为目的，以运用成熟、可靠的工艺技术为基本原则，并尽量选用常规流程。

3.1 深冷分离技术工艺特点

采用深冷分离法回收炼厂干气，乙烯回收率（质量分数）可达到 98% 以上，纯度达到聚合级；丙烯回收率（质量分数）可达到 99%。但氢气、甲烷组分一般需在 -100℃ 低温下与乙烯/乙烷进行深冷分离，原料气必须严格除去 CO₂、H₂O 等杂质。深冷一般采用乙烯和丙烯复叠制冷工艺，流程复杂，装置投资大，能耗高，涉及到的专利技术多，更适用于大规模生产。国内单个炼厂干气中乙烯、丙烯产量较小，很少采用深冷分离法。拟建项目不考虑此工艺。

3.2 浅冷油吸收工艺特点

浅冷油吸收法的优点是流程简单，回收率高，C2 组分回收率（质量分数）可达 90% 以上，产品品质高，甲烷体积分数可小于 5%，O₂ 含量小于 10μL/L，基本不含 H₂。由于炼厂干气中一般含有大量的 H₂、N₂ 和甲烷等轻组分，C2 及以上组分分压较低，为了实现高回收率，必然需要大量的吸收剂。吸收塔采用高压低温吸收，吸收塔塔釜再汽提富吸收剂中的 O₂ 和甲烷等轻组分，以实现产品气高品质。解吸塔再生的吸收剂用泵加压循环。吸收塔、解吸塔再沸器加热负荷以及解吸塔塔顶冷凝器冷凝负荷较大，因此浅冷油工艺能耗较高。

3.3 变压吸附法

该方法的优点是能耗低，大多数工业装置能耗在 1675MJ/t 原料左右，但投资高，C2 回收率高，但富

C2 产品气中甲烷含量 (体积分数) 较高, 约为 10%。

近年来, 一段变压吸附分离 (VPSA) 法开始用于提纯 C2+ 的变压吸附装置。一段 VPSA 法在吸附剂的再生过程中设计更多均压过程以及产品 C2+ 回流置换过程, 尽量提高 C2+ 的回收率, 具有均压次数多, C2+ 产品纯度易保证, 乙烷及乙烯回收率高的特点, 虽然没有两段 VPSA 的 C2 收率及纯度高, 但其在投资和能耗方面具有优势, 并且可以保证 C2+ 产品浓度要求。

3.4 变压吸附分离 (PSA) 法复合油吸收法

一段 PSA 复合常温油吸收工艺适合于 H₂、O₂、N₂、CO 和甲烷的总体积分数较大的干气原料, 首先用一段 PSA 脱除干气中大部分轻组分, 同时保持 C2 及更重组分的高回收率, 脱除轻组分后的半产品气进入压缩, 压缩后进入油吸收工段进行油吸收, 实现 C2 高回收率的同时, 同时保证产品气的高品质。

该工艺结合两段 PSA 法能耗低的优点和油吸收法 C2 回收率高、富 C2 产品气中甲烷含量低的优点, 具有其独特的优势。

3.5 方案比选

本方案中原料气中 C2 含量较低, 若采用一段 PSA 复合常温油吸收工艺, 则为了保持 C2 收率, 需对甲烷的脱除率控制在 80%v 左右, 一定程度上容许了轻组分在富 C2 气中的存在, 为此进入油吸收工段时仍然有相当数量的 CH₄、CO₂ 等组分, 在处理时耗能且影响收率, 因此一段 PSA 复合常温油吸收法不适合本项目原料。

本方案 C2 回收工艺围绕浅冷油吸收法和变压吸附法 (两段 VPSA 和一段 VPSA) 进行比选。

经从原料数量成本费用、收入、投资几方面进行对比, 同时结合燃料气管网需补充的天然气数量、综合考虑常减压干气压缩后进焦化装置吸收稳定增产液化气、老区重整加氢四股气体去现有干气低分气回收单元增产氢气、液化气、轻石脑油, 全面进行效益比较 (详见表 2)。

4 结论

与浅冷油吸收法相比, 无论是两段 VPSA 法还是一段 VPSA 法, 其优点是成本费用均较低, 且不需要考虑引入碳四、石脑油等吸收油、再吸收油。VPSA 法对 C2 组分中的乙烯的回收率明显高过浅冷油吸收法。VPSA 法的缺点主要是建设投资高、装置占地面积大。浅冷油吸收法工艺技术成熟, 副产少量轻烃, 虽然此工艺能耗高于 PSA 技术, 但浅冷油吸收法凭借投资低的优势, 与两段 VPSA 法基本相持。一段 VPSA 法投资高于浅冷油吸收法, 但其较低的运行成本、对乙烯较高的回收率, 使其经济效益大大优于浅冷油吸收法, 虽其工程化案例少于浅冷油吸收法, 但其已成功应用于炼厂干气回收中, 是值得采用的工艺路线。

综上所述, 经充分对比论证, 该炼厂 C2 回收装置拟采用方案 B (一段 VPSA 法)。项目实施后, 每年可多创造经济效益 6089 传统开工万元, CO₂ 传统开工减排量 53887 传统开工吨 / 年, 实现了降本增效和减排、减碳排放目标。

表 2

序号	比选项目	方案 A (浅冷油吸收法)	方案 B (一段 VPSA)	方案 C (两段 VPSA)
1	吸收油 - 碳四	需要	不需要	不需要
2	再吸收油 - 重石脑油	需要	不需要	不需要
3	吸附剂	不需要	需要	需要
4	可变生产成本, 万元	18280	16203	17485
5	能耗, kg 标油 / t 原料	110.6	41.6	63
6	C2 回收率, wt	90%	91%	93%
7	项目投资, 万元	低, 约 2.2 亿	中, 约 2.9 亿	高, 约 3.2 亿
8	财务内部收益率 (税后)	14.35%	25.24%	17.11%
9	投资回收期, 年	7	4.8	6.19
10	占地面积, m ²	5800	6705	8400
11	业绩情况	应用广, 2011 年首套装置建成投产, 迄今建成投产 14 套装置; 有 4 套装置正在开展工程设计。	业绩较少。2014 年扬子石化建成首套 3000Nm ³ /h 炼厂干气装置; 2020 年黑龙江省龙油石油化工投用一套 50000Nm ³ /h 干气回收装置。目前有辽宁北方华锦联合石化 2 套炼厂干气回收 C2 正在建设中。	业绩较多, 但新装置少。2005 年首套装置建成投产, 至 2014 年共建成投产 9 套装置, 2014 年以后鲜有业绩。