

中国化工节能技术协会团体标准

T/CCECTA-001-2025

石化行业碳捕集项目评价指南

Guide for evaluating carbon capture projects in the oil refining industry

2025-02-17 发布

2025-03-01 实施

中国化工节能技术协会 发布

前 言

石化行业是重要的高能耗和高碳排放行业,也是国民经济不可或缺的重要行业。石化行业产品众多,其中最重要的产业链条为炼油-成品油、乙烯丙烯-合成树脂、芳烃-合成纤维三大链条。2021 年中国仅石油基石化产品的碳排放就占全社会碳排放的 4% 左右,其中直接碳排放占比约 67% (包括化石燃料燃烧排放和工业生产过程排放),其余为净购入热力和净购入电力的排放。

为贯彻落实《中共中央 国务院关于完整准确全面贯彻新发展理念做好碳达峰碳中和工作的意见》、《减污降碳协同增效实施方案》等碳达峰“1+N”系列顶层设计文件相关要求,对标行业先进碳排放水平及实现二氧化碳和污染物协同管理,助力实现行业碳达峰、碳中和目标,推动我国石化行业绿色发展迈上新台阶,实现行业高质量可持续发展,制定本标准。

本标准针对可进行碳捕集的直接碳排放源。

本标准由中国化工节能技术协会提出并归口。

本标准主要起草单位:主编单位生态环境部环境工程评估中心、中国矿业大学、中国寰球工程有限公司北京分公司、中国石油和化学工业联合会轻烃与芳烃专业委员会、中国科学院兰州化学物理研究所、西安昱昌环境科技有限公司、清华大学、深圳市领碳时代科技有限公司、鄂尔多斯市碳排放技术服务中心生态环境部环境发展中心、河南亚盛电气科技有限公司、辽宁英嘉环保技术咨询有限公司、北京中环智云生态环境科技有限公司、三捷环境工程咨询(杭州)有限公司、北京纳思利万环保科技有限公司、北京科技大学、北京都连科技有限公司、北京致知创一科技有限公司

本标准主要起草人:牛皓、陆诗建、黄莺、范岩、李永亮、宋骞、李俊华、沙克昌、李安定、高小龙、陈阵、翁慧、敖其、彭聪、杜民兴、李宇静、陈喆、王幸智、刘玲、刘瑞、何建东、成由甲、孙丽伟、何灿、汤轶明、程子洪、吕伟、吴成志、宋智勇、刘鹏、魏浩、李晟昊、康国俊、韩旺、倪中海、张岩、徐峰、赵绍豫、于圣钊

石化行业碳捕集项目评价指南

1 范围

本标准适用于石化行业（包括石油炼制工业和石油化学工业）二氧化碳捕集项目的技术评价指南。

本标准规定了石油炼制和石油化学工业（范围详见GB31570和GB31571中的行业范围定义）涉及的工业过程碳捕集和燃烧后碳捕集项目的技术评价。

2 规范性引用文件

下列文件中的内容通过文中的规范性引用而构成本文件必不可少的条款。凡是注日期的引用文件，仅注日期对应的版本适用于本文件。凡是不注日期的引用文件，其最新版本（包括所有的修改单）适用于本文件。

炼油单位产品能源消耗限额GB 30251

石油炼制工业污染物排放标准GB 31570

石油化学工业污染物排放标准GB 31571

工业企业温室气体排放核算和报告通则（征求意见稿）GB/T 32150-2024

碳排放核算与报告要求 第15部分：石油化工企业GB/T 32151.15-2023

烟气二氧化碳捕集纯化工程设计标准GB/T 51316-2018

DL/T 5375-2018 火力发电厂可行性研究报告内容深度规定

中国石油化工生产企业温室气体排放核算方法与报告指南（试行版，发改办气候〔2014〕2920号附件2）

省级温室气体清单编制指南（试行版，发改办气候〔2010〕2350号）

企业温室气体排放核算方法与报告指南 发电设施（试行版，环办气候〔2021〕9号附件2）

中国石化行业碳达峰碳减排路径研究报告，2022.11

综合能耗计算通则GB/T 2589-2020

Commission Delegated Regulation (EU) 2019/331 of 19 December 2018

3 术语和定义

下列术语和定义适用于本标准。

GB/T 51316-2018 和 DL/T 5375-2018 界定的以及下列术语和定义适用于本文件。

3.1 石油炼制工业 petroleum refining industry

以原油、重油等为原料，生产汽油馏分、柴油馏分、燃料油、润滑油、石油蜡、石油沥青和石油化工原料等的工业。

[来源：GB 31570-2015，术语和定义3.1]

3.2 石油化学工业 petroleum chemistry industry

以石油馏分、天然气等为原料，生产有机化学品、合成树脂、合成纤维、合成橡胶等的工业。

[来源：GB 31571-2015，术语和定义3.1]

3.3 碳捕集项目 CO₂ capture project

将二氧化碳从大气、工业或能源设施中分离，产生易于运输、储存或利用的二氧化碳产品的项目。通常包含原料气预处理工段、捕集分离工段和超临界压缩工段（或压缩液化工段）。

原料气预理工段通常采用循环水洗方式（可根据需要加入碱液）。

捕集分离工段可采用吸收法（物理吸收和化学吸收）、吸附法（物理吸附和化学吸附）、膜分离法和低温精馏。

3.4 化学吸收法 chemical absorption method

吸收剂与气源中的二氧化碳发生化学反应，生成化合物，并经升温后释放出吸收的二氧化碳，完成二氧化碳与其他气体分离的方法，典型技术是复合胺液吸收技术。

[来源： GB/T 51316-2018， 2.0.4]

3.5 物理吸收法 physical absorption method

吸收剂在一定压力条件下溶解气源中的二氧化碳，并经减压后释放出溶解的二氧化碳，完成二氧化碳与其他气体分离的方法。典型技术是低温甲醇洗技术。

3.6 物理化学吸收法 physical chemical absorption method

同时具备物理吸收和化学吸收原理的方法，典型技术是活化MDEA技术。

3.7 变温吸附法 Variable temperature adsorption method

低温下利用多孔性固体吸附剂将二氧化碳气体吸附于其表面，随后通过再生气加热及冷吹等工序对吸附组分解吸，完成不同气体分离的目的。

[来源： GB/T 51316-2018， 2.0.5]

3.8 变压吸附法 Pressure swing adsorption method

一定压力下利用多孔性固体吸附剂将二氧化碳气体吸附于其表面，随后通过减压或抽真空等工序对吸附组分解吸，完成不同气体分离的方法。

3.9 低温精馏法 low temperature distillation

利用二氧化碳和其他气体凝点的不同分离纯化二氧化碳的方法。

3.10 膜分离法 membrane separation

一种利用薄膜对不同气体的渗透性不同，实现二氧化碳与其他气体分离的方法。

3.11 压缩液化 compression and liquefaction

将CO₂进行压缩并冷凝至液相，便于通过储罐储存。

3.12 超临界压缩 supercritical Compression

将CO₂压缩到临界压力以上、临界温度以上的状态，便于通过管道输送。

3.13 低浓度 low concentration

气源中CO₂体积分数小于30%。

3.14 中浓度 medium concentration

气源中CO₂体积分数大于等于30%小于等于60%。

3.15 高浓度 high concentration

气源中CO₂体积分数大于60%。

3.16 CO₂ 分压 CO₂ partial pressure

通常按浓度将碳源划分为高、中、低三种浓度，但实际上捕集方法选择还应结合CO₂气体的分压。根据IUPAC的建议和我国国家标准的规定，混合气体中某气体的分压力定义为该气体的摩尔分数与混合气体总压力的乘积。即：

$$p_B = y_B P$$

混合气体中各气体的分压之和等于总压力，理想气体混合物的P、V、T、n符合：

$$pV = nRT \quad (n(\sum n_B))$$

- (1) 低分压 low partial pressure
CO₂分压 < 0.06 MPa 的碳源。
- (2) 中分压 medium partial pressure
0.06 MPa ≤ CO₂分压 < 0.1 MPa 的碳源。
- (3) 高分压碳源 high partial pressure
CO₂分压 ≥ 0.1 MPa 的碳源。

3.17 CO₂ 产品 CO₂ product

CO₂捕集根据产品状态可分为3种类型，气体CO₂产品，液体CO₂产品和超临界CO₂产品。

- (1) 气体CO₂产品：由捕集工段生产，可用于化工合成（例如甲醇、航煤），矿化等；
- (2) 液体CO₂产品：由压缩液化工段生产，可进行存储和通过槽车运输；
- (3) 超临界CO₂产品：由超临界压缩工段生产，主要用于长距离管输和尿素合成。

3.18 CO₂ 捕集率 CO₂ capture ratio

在报告期内，CO₂捕集系统捕集到的CO₂质量流量与CO₂捕集设备入口CO₂质量流量之比。

3.19 再生热耗 regeneration heat consumption

解吸塔/解吸反应器分离出CO₂的过程中再沸器的热负荷，可等同于提供再沸器热负荷的蒸汽与凝液的焓差来计量。

3.20 碳捕集项目综合能耗 total energy consumption of CO₂ capture

在报告期内，从原料中捕集并压缩或液化产生CO₂产品所消耗的各种能量总量。其值等于报告期内CO₂捕集过程中所输入的各种能量之和减去向外输出的各种能量之和。

3.21 碳捕集项目物料损耗 material consumption of CO₂ capture

在报告期内，从原料中捕集并压缩或液化产生CO₂产品所损耗的无法折算成能耗的各种物料，包括但不限于胺液等化学吸收剂损耗，固体吸附剂损耗。

4 技术要求

4.1 碳捕集方法综合评价

石化行业排放的二氧化碳捕集技术，主要包括化学吸收法、固体吸附法、膜分离法。选择方法主要由原料气的压力和二氧化碳的浓度来确定。根据原料气的组成和流量，结合操作压力及产品所要求达到的指标，应提出可供选择的碳捕集工艺方法。

应根据石化行业排放二氧化碳实际情况列出工艺方法比选表，参见表1，提出推荐的工艺方法。

表 1. 石化行业二氧化碳捕集方法综合评价

碳捕集方法		典型应用场景	优点	缺点
吸收法	化学法	中低CO ₂ 分压，如烟道气	选择性高、应用广泛、溶剂可再生、反应速度快	吸收剂损失大、再生热耗高、腐蚀性强、吸收剂带来的环境污染
	物理法	中高CO ₂ 分压，如煤化工变换气	能耗低、吸收剂易再生、吸收剂循环量少	低分压时的选择性和吸收容量较低
吸附法	变压吸附	中高CO ₂ 分压，如制氢中变气	工艺简单、无污染、无腐蚀	低分压时能耗高，吸附剂容量低，对杂质容忍度低。
	变温吸附	超低CO ₂ 浓度分压，如直接空气捕集	烟气不需要压缩	能耗高，吸附剂对杂质容忍度低。
膜分离法		中高浓度CO ₂	装置简单、操作方便、无污染	难以同时实现CO ₂ 高纯度和高回收率、膜不易维护

表 3. 石化行业高浓度碳捕集项目超临界压缩工段技术水平分级
(以压缩至 13MPaG 为例)

技术指标	单位	指标		
		1级	2级	3级
压缩电耗	kWh/tCO ₂	≤105	≤120	≤150
综合能耗	GJ/tCO ₂	≤0.95	≤1.1	≤1.3

注：超临界压缩不涉及分离，产品CO₂纯度与原料气CO₂浓度相同。
若原料气中含水，还需包含干燥单元的能耗。

(2) 高浓度碳源碳捕集项目压缩液化技术评价指标见表4。

表 4. 石化行业高浓度碳捕集项目压缩液化工段（以常规液体 CO₂ 储罐储存条件为例）技术水平分级

技术指标	单位	指标		
		1级	2级	3级
CO ₂ 产品纯度	%	≥99	≥97	≥95
压缩液化电耗	kWh/tCO ₂	≤145	≤160	≤170
综合能耗	GJ/tCO ₂	≤1.4	≤1.6	≤1.7

若原料气中含水，还需包含干燥单元的能耗

(3) 中分压和高分压碳源的捕集分离工段的技术评价指标见表 5。

表 5. 石化行业中分压和高分压碳源的碳捕集项目捕集分离工段技术水平分级

技术指标	单位	指标		
		1级	2级	3级
CO ₂ 捕集率	%	≥95	≥90	≥85
捕集分离工段出口CO ₂ 干基浓度	%	≥99	≥97	≥95
捕集分离工段出口CO ₂ 压力（注）	kPa	≥150	≥130	≥100
捕集分离工段再生热耗	GJ/tCO ₂	≤0.9	≤1.0	≤1.2
全工段电耗	kWh/tCO ₂	≤30	≤40	≤50
综合能耗	GJ/tCO ₂	≤1.5	≤1.7	≤1.9

(4) 中浓度低分压和低浓度低分压碳源的碳捕集项目原料气预处理工段+捕集分离工段总技术评价指标见表 6。

表 6 石化行业低浓度低分压碳源的碳捕集项目原料气预处理+捕集分离总技术水平分级
(下表以典型烟气 CO₂ 浓度 12%，分压 12kPaA 为例，评价碳捕集技术时可选取该压力作为基准)

技术指标	单位	指标		
		1级	2级	3级
CO ₂ 捕集率	%	≥90	≥85	≥80
捕集分离工段出口CO ₂ 干基浓度	%	≥99	≥97	≥95
捕集分离工段出口CO ₂ 压力（注）	kPa	≥150	≥130	≥100
捕集分离工段再生热耗	GJ/tCO ₂	≤2.3	≤2.4	≤2.6
全工段电耗	kWh/tCO ₂	≤55	≤60	≤70
综合能耗	GJ/tCO ₂	≤3.0	≤3.1	≤3.4
吸收剂/胺液损耗	kg/ tCO ₂	≤0.4	≤1.0	≤1.5

注：CO₂压力作为关键技术指标，因为这直接影响后续压缩工段的能耗，乃至整个碳捕集项目的能耗。

5.2 经济评价指标

本部分根据上述5.1技术评价指标的规定，对应给出了石化行业典型二氧化碳捕集项目的经济评价指标：每吨CO₂的捕集成本。

每个技术指标分为三级，1级指标为领先水平，2级指标为先进水平，3级指标为基本水平，其中1级指标为鼓励性指标。

碳捕集经济评价指标见表7。

表 7. 石化行业不同碳源碳捕集项目运行成本水平分级碳源（按 CO₂ 体积浓度和分压划分）

石化行业不同碳源碳捕集项目运行成本水平分级碳源（按CO ₂ 体积浓度和分压划分）	项目工段组成	单位	指标		
			1级	2级	3级
高浓度CO ₂ vol%>95% （原料气压力<0.3MPaA）	超临界压缩	元/吨CO ₂	≤50	≤60	≤70
高浓度CO ₂ vol%>95% （原料气压力<0.3MPaA）	压缩液化	元/吨CO ₂	≤60	≤70	≤80
高浓度60%≤CO ₂ vol%<95% （原料气压力<0.3MPaA）	捕集分离+压缩液化	元/吨CO ₂	≤80	≤90	≤100
中分压和高分压，主要是工业过程碳捕集	捕集分离+超临界压缩或压缩液化	元/吨CO ₂	≤100	≤120	≤150
中浓度低分压（30%≤CO ₂ vol%<60%，CO ₂ 分压<0.06MPa）	原料气预处理+捕集分离+超临界压缩或压缩液化	元/吨CO ₂	≤130	≤170	≤200
低浓度低分压（CO ₂ vol%<30%，CO ₂ 分压<0.03MPa），如燃烧后的烟气	原料气预处理+捕集分离+超临界压缩或压缩液化	元/吨CO ₂	≤160	≤200	≤240

注：需根据实际项目情况参考调整。

1.表中公用工程选取典型价格：蒸汽 100元/吨，电0.4元/kwh，循环水0.25元/t。

2.不同项目对CO₂产品状态需求不同，因此捕集分离工段之后的运行成本无法统一评价，本表仅包含原料气预处理+捕集分离工段。

6 评价方法

6.1 CO₂ 捕集率

CO₂捕集率可通过两种方式计算，且应保证两种计算方式计算结果一致，以防止当CO₂解吸率下降，CO₂在溶液中累积导致的偏差。

CO₂捕集率按两种方式计算：

方式一：以解吸量（CO₂出口流量）为基准： $P_{CO_2}=[C(out)V(out)]/[C(in)V(in)]$

方式二：以吸收量为基准，如下式

$$P_{CO_2} = 1 - \frac{C_{(ex)}V_{(ex)}}{C_{(in)}V_{(in)}} \quad \text{式 (1)}$$

式中：

P_{CO_2} —CO₂捕集率，单位为所占百分比（%）；

$C(out)$ —捕集分离工段再生塔出口气CO₂摩尔浓度或体积浓度，单位为mol.%或vol.%；

$V(out)$ —捕集分离工段再生塔出口气体积流量，单位为m³/h；

$C(ex)$ —捕集分离工段吸收塔尾气CO₂摩尔浓度或体积浓度，单位为mol.%或vol.%；

$C(in)$ —捕集分离工段吸收塔进气CO₂摩尔浓度或体积浓度，单位为mol.%或vol.%；

$V(ex)$ —捕集分离工段吸收塔尾气体积流量，单位为m³/h；

$V(in)$ —捕集分离工段吸收塔进气体积流量，单位为m³/h。

6.2 单位 CO₂ 产品捕集分离工段再生热耗

单位 CO₂ 产品再生热耗应以再沸器或其他供热设备的热耗（热负荷）计或以进入再沸器的蒸汽和出再沸器的蒸汽凝液焓差计；单位均为 GJ/t CO₂。

即：再生热耗（GJ/t CO₂）=

（进入再沸器的蒸汽流量*蒸汽焓值-出再沸器的凝液流量*凝液焓值）（GJ/h）/CO₂产量（t/h）
再生热耗（GJ/t CO₂）=再沸器热负荷（GJ/h）/CO₂产量（t/h） 式（2）

$$E_r = \frac{Q_m * H_v}{m_{CO_2}} \quad \text{式 (3)}$$

式中：

E_r —每吨 CO_2 再生热耗，单位为吉焦每吨（GJ/t）；

Q_m —每小时的蒸汽或电的热值，单位为吉焦每小时（GJ/h）；

H_v —蒸汽在实际工况下的潜热值（由蒸汽焓值减去凝结水焓值得到，一定温度、压力下的焓值可查询化工数据手册），单位为吉焦每吨（GJ/t）；

m_{co_2} —每小时 CO_2 产量，单位为吨每小时（t/h）。

能耗应按一次能源消耗计算，能耗单位宜采千克（kg）标准油，1千克标准油的低发热量为41.868 MJ。

6.3 各工段电耗

电耗应以耗电设备的轴功率计，并按照GB/T 50441将吨产品电耗（kwh/t CO_2 ）折算为标油，并转化为GJ进行计算。

6.4 碳捕集项目综合能耗

碳捕集项目综合能耗按（4）式计算：

$$E_z = E_r + \frac{E_e + E_w}{m_{\text{CO}_2}} + (E_{\text{DW}} + E_{\text{N}_2} + E_{\text{IA}}) / m_{\text{co}_2} \quad \text{式（4）}$$

式中：

E_z —每吨 CO_2 捕集综合能耗，单位为吉焦每吨（GJ/t）；

E_r —每吨 CO_2 再生热耗，单位为吉焦每吨（GJ/t）；

E_w —每小时捕集装置运行所需要的循环水耗（注），单位为吉焦每小时（GJ/h），需根据循环水量采用GB/T 50441进行能耗折算；

E_e —每小时捕集装置运行所需要的电能，单位为吉焦每小时（GJ/h），用电设备分别计算并加和得到的电功率，采用 GB/T 50441进行能耗折算；

m_{co_2} —每小时 CO_2 产量，单位为吨每小时（t/h）；

E_{DW} —每小时捕集装置运行所需要的除盐水电耗，单位为吉焦每小时（GJ/h），需根据循环水量采用GB/T 50441进行能耗折算；

E_{N_2} —每小时捕集装置运行所需要的氮气，单位为吉焦每小时（GJ/h），需根据氮气流采用GB/T 50441进行能耗折算；

E_{IA} —每小时捕集装置运行所需要的仪表空气，单位为吉焦每小时（GJ/h），需根据仪表空气量采用GB/T 50441进行能耗折算。

注：为统一统计基准，循环水耗宜采用各用水设备所用循环水的循环流量之和，并非指循环水场的补加生产水量。若确需使用生产水量计算，应将循环水泵的电耗一并计入捕集工艺装置。

6.5 捕集运行成本

每吨 CO_2 捕集运行成本

$$K = \frac{E_e + E_s + E_w + E_T}{T_p} + E_{\text{dw}} / T_p$$

K —每吨 CO_2 捕集运行成本，单位为元每吨二氧化碳（元/吨 CO_2 ）；

E_e —电能消耗折算的成本，单位为元/小时；

E_s —蒸汽消耗折算的成本，单位为元/小时；

E_w —循环水消耗折算的成本，单位为元/小时；

E_T —化学品消耗（主要为吸收剂）折算的成本，单位为元/小时；

E_{dw} —除盐水电耗折算的成本，单位为元/小时；

T_p — CO_2 产出量，单位为吨二氧化碳每小时（吨 CO_2 /小时）。

附录 A

表 A.1 电、水及耗能工质的统一能源折算值

序号	类别	单位	能源折算值MJ	备注
1	电	kWh	9.21	GB 50441等价值
2	循环水	t	2.512	
3	仪表空气	Nm ³	1.59	
4	氮气	Nm ³	6.28	
5	压缩空气	Nm ³	1.1723	
6	除盐水	t	41.868	
7	蒸汽	t	见备注	为该蒸汽和其凝结温度下凝结水的焓差
8	104℃除氧水	t	272.142	
9	凝气机凝结水	t	41.868	
10	需要除油除铁的120℃凝结水	t	230.274	
11	可直接回用的120℃凝结水	t	251.208	
12	高于60℃但低于120℃的凝结水	t	115.137	
13	不高于60℃的凝结水	t	-	不计算标准能源量

注：

- 1、耗能体系之间通过热交换输入或输出的热量，温度高于120℃以上的热量按1:1的比例计算标准能源量；60℃~120℃之间的热量折半计算标准能源量；60℃以下的热量不计算标准能源量。
- 2、其他未列入能源介质应依据GB/T 50441，并将折算系数单位从标油转化为MJ进行统计（1千克标准油的低发热量为41.868 MJ）。

算例

某15万吨/年烟气CO₂捕集工程设计正常运行时公用工程消耗如表A.2所示。

表 A.2 15 万吨/年烟气 CO₂ 捕集工程公用工程设计消耗

序号	项目	单位	消耗量	备注
1	电	kWh/tCO ₂	≤95	连续（正常运行）
2	蒸汽（0.3Mpag）	t/tCO ₂	1.12	连续（正常运行）
3	循环冷却水	t/tCO ₂	1.5	生产水消耗
4	除盐水	t/h	4.5	补水、补液与节能系统用水
5	蒸汽凝结水（0.3Mpag）	t/h	1.12	连续（正常运行）

查阅《化学化工物性数据手册》（2002年，化学工业出版社），可得蒸汽与凝结水热焓值，见表A.3。

表 A.3 蒸汽与凝结水热焓值

序号	项目	单位	数值
1	蒸汽（0.3 MPag）热焓值	MJ/t	2738.06
2	蒸汽凝结水（0.3 MPag）热焓值	MJ/t	604.72
3	蒸汽（0.3 MPag）潜热	MJ/t	2133.34

依据公式A.1、A.2和表A.1、A.2和A.3中的数据，计算得到结果见表A.4。

表 A.4 能耗计算表

序号	项目	单位	数值
1	E_r	GJ/tCO ₂	2.389
2	E_q	GJ/tCO ₂	0.875
3	E_w	GJ/tCO ₂	0.188
4	E_z	GJ/tCO ₂	3.450