

Fe 基费托合成长链 α -烯烃工艺进展

王 涛, 张 琪, 张雪冰, 陈 强, 吕毅军, 门卓武*

(北京低碳清洁能源研究院, 北京 102209)

摘要:本文介绍了 Fe 基费托合成长链 α -烯烃工艺的研究与应用进展, 梳理了通过温压参数精准调控、结合高效热管理的工艺优化思路, 以及固定床、流化床、浆态床等主流反应器的技术特性差异。分析发现, 不同反应器各有短板: 固定床放大过程中易产生局部热点, 进而影响产物选择性; 浆态床、流化床虽分别具备传热均匀易大型化、高温操作产能大的优势, 也存在对应适配场景下的工程落地难点; 而内构件优化与配套工艺升级, 可从细节层面为催化剂稳定运行、产物高效分离提供支撑。结果表明, 多维度协同优化可实现反应速率与长链 α -烯烃选择性的平衡, 推动该工艺向高选择性、大规模工业化方向发展, 不同反应器也能依托自身优势形成差异化的落地路径。

关键词:费托合成; α -烯烃; 反应器; 内构件; 选择性

中图分类号: TQ221.2

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2026)10-0022-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.10.005

Progress in Fe-based Fischer-Tropsch process for producing long-chain α -olefins

WANG Tao, ZHANG Qi, ZHANG Xue-bing, CHEN Qiang, LV Yi-jun, MEN Zhuo-wu*

(National Institute of Clean-and-Low-Carbon Energy, Beijing 102209, China)

Abstract: This work systematically reviews advances in Fe-based Fischer-Tropsch synthesis for long-chain α -olefin production, outlining an optimization framework that integrates precise temperature/pressure regulation and high-efficiency thermal management across fixed-bed, fluidized-bed and slurry-bed reactors. We analyze inherent bottlenecks: fixed beds suffer scale-up-induced hotspots that degrade selectivity, while slurry and fluidized beds offer uniform heat transfer, scalability and high throughput yet face application-specific long-term operation challenges. Optimized internal components and matched process upgrades ensure sustained catalyst stability and efficient product separation. This multi-dimensional co-optimization balances reaction rate and long-chain α -olefin selectivity, advancing the technology toward high-selectivity, large-scale industrial deployment with reactor-specific differentiated technical routes.

Key words: Fischer-Tropsch synthesis; α -olefin; reactor; internal components; selectivity

全球工业化进程的加速推动了化石能源消耗的激增, CO_2 的过量排放引发了温室效应等一系列严峻的环境问题, 对生态系统和人类社会的可持续发展构成了巨大威胁。在此背景下, 将 CO_2 转化为高附加值燃料与化学品, 不仅能够有效降低对传统化石能源的依赖, 还能实现碳减排的目标, 成为当前能源与环境领域的研究热点之一。费托合成 (FTS) 技术以 CO/CO_2 为原料, 在催化剂的作用下直接合成 α -烯烃, 为 CO_2 资源化利用提供了重要途径。长链线性 α -烯烃作为一种重要的化工原料, 在聚烯烃改性、表面活性剂合成等领域有着广泛的应用, 作为生产共聚单体、聚 α -烯烃 (PAO) 等高端化学品的基础原料, 品质和产量直接影响着下游产品的性能。通过费托合成技术制备 α -烯烃, 再进一步合成高品质 PAO 润滑油, 不仅能够大幅提升煤炭的利用效率,

还能创造显著的社会效益和经济效益。然而, 传统的石油基 α -烯烃生产路线存在转化率低、能耗高、原料获取难度大等缺陷, 且核心技术长期被国外企业掌控, 国内产能仅占全球的 1%~2%, 对外依存度极高, 严重制约了我国高端聚烯烃和合成润滑油产业的发展。因此, 开发绿色、高效的长链线性 α -烯烃替代生产技术, 打破国外技术垄断, 保障产业链供应链安全, 迫在眉睫。

FT 合成根据反应温度的不同可分为低温费托合成 (LTFT, 200~260 $^{\circ}\text{C}$) 和高温费托合成 (HTFT, 300~350 $^{\circ}\text{C}$) 2 类。LTFT 多采用铁或钴催化剂, 主要通过浆料床、固定床反应器生产柴油、蜡等直链产品; HTFT 则以铁基催化剂为主, 流化床反应器应用广泛, 具有甲烷选择性高、更易生成轻质烯烃等特点。其中, 高温费托合成产物中 α -烯烃占比超过烯

收稿日期: 2026-06-03; 修回日期: 2026-07-28

基金项目: 国家重点研发计划 (2022YFB4101400)

作者简介: 王涛 (1984-), 男, 博士, 高级工程师, 研究方向为煤间接液化, 17240164@ceic.com; 门卓武 (1968-), 男, 博士, 教授级高级工程师, 研究方向为煤间接液化, 通讯联系人, zhuowu.men@chnenergy.com.cn。

烃总量的七成,且碳数集中在 $C_4 \sim C_{18}$,是生产高纯度长链 α -烯烃的理想路线。反应器的设计和操作条件对产物的选择性有着至关重要的影响,其中温度是核心参数,直接决定了产物的分布。近年来科研人员在铁基催化剂改性、包覆^[1]及复合材料等取得重要突破。例如通过引入不饱和 ZrO_x 位点^[2],可有效调控 C—O 键活化,促进 *CO 与烷基中间体偶联并抑制烯烃再氢化,在 1 MPa、320℃ 条件下,烯烃与高级醇总选择性达 89.6%,烯烃/烷烃比约 28;制备 K 和 Al 共促进的 $FeAlK_x$ 催化剂^[3],构建原位 $\chi-Fe_5C_2/Fe_3O_4$ 界面,在 330℃、2.0 MPa 条件下, C_5+ 时空收率达 453.7 mg/(g·h)。Na 和 S 双助剂改性的非负载型铁基催化剂,有效调控反应过程中 CO 解离与加氢平衡,抑制催化剂积炭,提高催化剂的稳定性,实现了约 95% 的 CO 转化率与 65% 以上的长链 α -烯烃(C_4+)选择性^[4]。山东能源集团依托高温费托合成技术,成功开发出高纯度 α -烯烃分离工艺,产品纯度超过 98%,性能优于部分石油基产品,目前正推进 50 万 t/a 高温费托合成迭代升级项目。

尽管取得了上述进展,但在 FTS 反应过程中,催化剂积碳、活性相结构演变难以精准控制等问题,仍然严重制约着催化剂的活性、选择性和稳定性,成为该技术工业化应用的主要瓶颈。升级 FTS 反应器配置和优化操作条件可以显著提高中间馏分油产品的产量,同时显著减少副产物甲烷的产生^[5]。未来还需要进一步优化反应器的设计和操作条件,降低生产成本,推动该技术的工业化应用,实现碳减排的目标。

1 工艺优化

提升对长链烃类的选择性对于优化工业 FTS 非常重要。Zheng 等^[6]首次在工业相关固定床条件下,通过原位磁共振表征解析了传质-反应耦合对产物选择性的动态调控机制实验揭示。进料比降低后 C_5+ 选择性显著提升(>45%)而 CO 转化率保持不变,表明该效应源于颗粒内传质过程而非本征动力学变化。该研究为长链烃定向合成提供新的过程强化策略,并建立了孔内组分演变与宏观催化性能的定量关联框架。通过改变沉淀剂(尿素替代氨水)^[7]、调控铁物相组成,显著增强 ZnO-Fe 相互作用,增强碳碳偶联能力。在 20 000 mL/(g·h) 空速的条件下,实现了 0.544 g/(g·h) 的时空产率(STY),获得了 38.5% CO_2 转化率, C_4+ 长链 α -烯

烃选择性高达 61.1%。

考察还原碳化温度和反应器入口 CO 浓度对催化剂活性和选择性的影响,王涛等^[8]采用费托合成沉淀铁工业催化剂 CNFT-1 在尾气循环搅拌釜反应器中近工业反应条件下反应。结果表明,在 240~290℃ 内,随着还原温度升高,还原后催化剂的加氢能力增强,费托合成产物中低碳烃($C_2 \sim C_4$)选择性从 2.9% 增加至 4.8%,高碳烃选择性从 94.9% 降低至 92.0%,烃类产物分布向轻组分方向移动。Moutsoglou 等^[9]研究了合成气进料比对烯烃选择性的影响。在低碳原子数下,烯烃的质量流量随着合成气进料比的增加而降低,但在大碳原子数时,烯烃的流量随着进料比而增加。烯烃质量流率随入口压力和反应器长度的增加而增加。

催化剂的新型结构可极大影响工艺参数,Hurtado 等^[10]研发的结构化泡沫铁表现出改进的温度控制、增强的活性和减少的甲烷形成。这些优点源于开放的蜂窝几何形状,由于增加的弯曲度和优异的导热性,促进了有效的传质,最大限度减少了催化剂床上的热点。尽管 BET 表面积相对较低($3 \text{ m}^2/\text{g}$),但泡沫结构能够实现有效的气固接触和高催化效率。通过 TPR 和 XRD 表征证实,325℃ 下的还原促进了 FeC_x 的形成,而没有明显的烧结,这与催化性能的提高相关。

2 反应器

费托合成反应器主要有固定床、浆态床、流化床。固定床反应器传热性差,易形成热点造成催化剂烧结失活,温度分布不均影响产物收率,且催化剂更换再生复杂,增加停机与维护成本。浆态床反应器存在催化剂与液体分离难、气液固三相混合不均降低反应效率、设备磨损严重、操作控制复杂、体积大难紧凑化等问题。近年来研究人员提出了一些新型反应器,工业中应用最广泛的费托合成反应器见图 1^[11]。

2.1 固定床反应器

多管固定床反应器(FBR)见图 1,特点是催化剂在反应器中的固定布置,合成气将通过高度放热反应与固相催化剂反应,产生不同大小的烃链^[12]。在这种类型反应堆的设计和运行中,压降和冷却系统是必须考虑的。与间歇式反应器相比,FBR 具有更好的热交换和传质性能,能够实现气体和液体的连续流动。在固定床反应器中,催化剂材料的运动是固定的,液态或气态反应物在特定的反应条件下

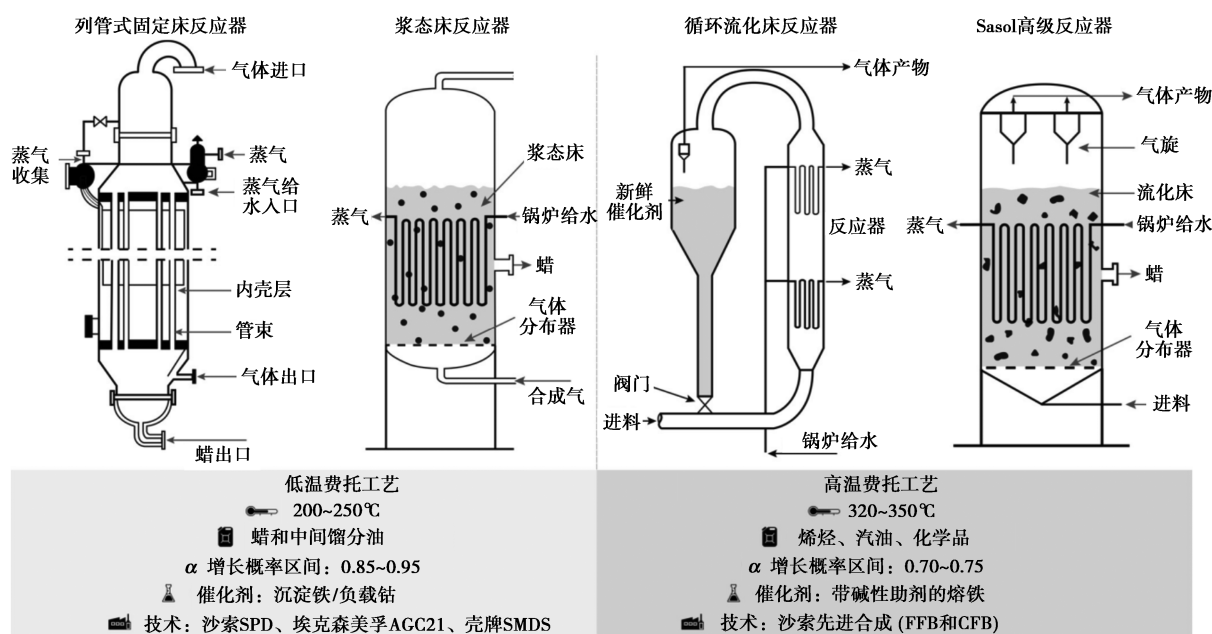


图1 费托工艺中的典型商业反应器

通过催化剂。在逆水煤气变换反应(RWGS)过程中,固定床反应器可以提高 H_2O 的去除效率,使平衡向正向移动。固定床反应器的长度/直径(L/D)比对传热和停留时间有显著影响,而停留时间又会影响反应效率^[13]。

现有费托合成FBR反应器虽然在一定程度上实现了紧凑化设计,减小了反应器体积,但仍存在换热效果不佳、催化剂床层局部过热和温度分布不均的问题,难以满足高效费托合成的需求。康斌生等^[14]设计了一种列管式费托合成反应器,由依次连通的第一封头、反应器壳体及第二封头构成:第一封头设合成气进气口与气体分布器,第二封头底部设反应产物出口;壳体内平行排列多根贯穿2封头的催化剂装填反应管。壳体上设置2组相对分布的介质进出口,分别连接可供空气、氮气等惰性介质的第一介质换热系统,以及可供矿物油、熔盐等介质的第二介质换热系统,实现反应器精准控温;介质进出口可灵活设置高度差以适配不同工艺需求。Moutsoglou等^[9]考察FBR反应器长度、入口压力、合成气进料比对产物选择性及质量流速的影响,发现碳转化率随入口压力、反应器长度、合成气摩尔进料比升高而提升;使用率随入口压力、摩尔进料比升高而上升,随反应器长度增加而降低;烯烃总选择性随合成气进料比、反应器长度增加而降低,随入口压力升高而提升。

2.2 流化床反应器

流化床反应器在传热传质效率、催化剂利用率

和反应性能方面均优于固定床和间歇式反应器,流化床反应器内部流化见图2^[13]所示。Witt等^[15]研究认为通过均匀的气固接触显著提升 CO_2 转化率(达46.8%)和CO选择性,同时抑制副反应,提高烯烃/烷烃(O/P)比。此外,该反应器能有效减少热点与结焦,支持催化剂的连续再生,从而缓解失活问题,适用于逆水煤气变换(RWGS)等对热质传递要求高的过程。杨占奇等^[16]设计一种用于活化费托合成催化剂的多级流化床反应器,见图3(a),可有

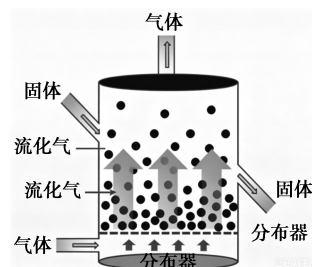


图2 流化床反应器示意图

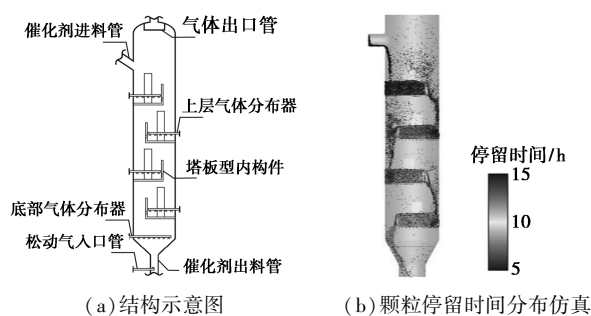


图3 费托合成催化剂活化的多级流化床反应器的结构示意图与颗粒停留时间分布仿真结果图

效提升活化环节处理效率,缩短活化周期。不同粒径大小的催化剂颗粒的平均停留时间相对接近,均接近全粒径的平均停留时间 9.2 h,活化程度在 0.92 上下浮动。如图 3(b) 所示的多级流化床反应器颗粒停留时间分布仿真结果,可见颗粒床层存在明显的不同停留时间分布,装置内的多级内构件结构能够有效减小颗粒的返混现象,出口的颗粒停留时间符合预期。

由于催化剂活化过程属于复杂的气-液-固三相流动特性,可能存在明显的返混和局部涡流,从而导致催化剂磨损严重。冯留海等^[17]提出抗磨损的流化床活化反应器、活化系统以及活化工艺,以降低催化剂磨损并提高费托合成工艺效率。发明的流化床活化反应器底部的密相段设有分区隔板,有利于削弱颗粒的返混和碰撞,从而降低颗粒的破碎;针对分区隔板设置后,由于减弱返混而较难克服的催化剂聚团问题,本发明在扩径段还可以设置活化气喷嘴,从而削弱催化剂的聚团效应,利于大小颗粒催化剂的分离与沉降。

2.3 浆态床反应器

在浆态床反应器(SBR)和固定床反应器(FBR)2种反应器中评估 Fe/还原氧化石墨烯(rGO)和 Fe-Mn/rGO 的 FTS 性能和烯烃产率^[18]。FeCu₇ 催化剂在 SBR 反应器, H₂/CO = 1.2 MPa, 340℃, 4.2 L/(g·h), CO 转化率 87%, C₂₋₄ 烯烃摩尔分数 9%, C₅₋₈ 烯烃摩尔分数 16%。在 FBR 中其他条件相同,温度 320℃, CO 转化率 94%, C₂₋₄ 烯烃摩尔分数 23%, C₅₋₈ 烯烃摩尔分数 18%。赵用明等^[19]提出一种高产能浆态床费托合成反应器,在底部通入循环气,借底部高催化剂浓度提升循环气转化效率,同时利用循环气低有效气浓度避免底部飞温,突破进气量限制,增强对高活性催化剂的适配性。工业规模参数为:反应器内径 9.6 m、液位高 50 m、底部与下部气体分布器间距 6 m、进气管线从内部穿过且管口高 55 m;新鲜净化合成气进气量 440 km³/h,采用国家能源集团自主开发的 CNFT-1 铁基催化剂,粒度 30~120 μm 、平均粒径 75 μm 、磨损<5%,装填量 90 t,反应温度 272℃,顶部压力 3.5 MPa,运行表现轴向温差<2℃,底部无飞温,油品产能达 79.28 t/h,与工业运行的通常情况相比,提高了 27%左右。

以实际固定床费托反应器的操作条件为基准, Rahimpour 等^[20]研究并模拟计算浆态鼓泡塔双型 FTS 膜反应器(SDMR),见图 4。该反应器将浆态鼓泡塔技术与膜分离技术耦合,属于过程强化型设计,

可提升碳氢化合物尤其是汽油的产率。相较于固定床反应器需依赖复杂水冷系统移热的特性,浆态鼓泡塔结构具备更优异的等温性,更利于费托合成反应的精准控制。反应过程中,通过 Pd-Ag 膜选择性移除生成的氢气,打破反应化学平衡,推动反应向生成长链烃(如汽油)的方向进行。该双型膜反应器概念可提升 C₅+产物选择性,同时有望降低甲烷、二氧化碳等副产物的生成比例,因此相较于传统费托合成反应器(CR)及常规膜费托合成反应器(MR),更适合作为高温费托合成(HTFT)工艺的反应器类型。

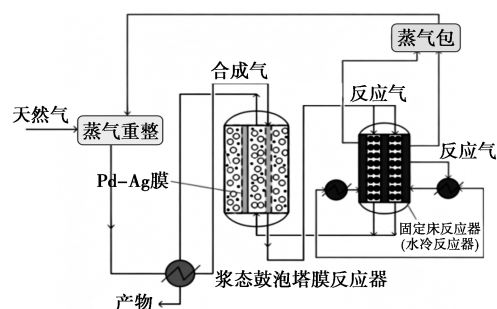


图 4 浆态鼓泡柱双型费托膜反应器

2.4 新型反应器

Chen 等^[21]研究旋转填充床(RPB)反应器(图5)并首次应用于 FTS。通过调控 RPB 反应器中的高重力水平,选择性地调控 FTS 主要产物分布,为定制化产品输出开辟了新途径。RPB 反应器展现出对轻质烯烃的高选择性,无需经历传统的低效甲醇合成及甲醇制烯烃(MTO)过程,即可高效地将合成气转化为目标轻质烯烃。结合铁基催化剂与 RPB 反应器的协同优势,可根据所需的传质效率,灵活调控产物分布,实现从合成气到轻质烯烃的直接、高效转化。

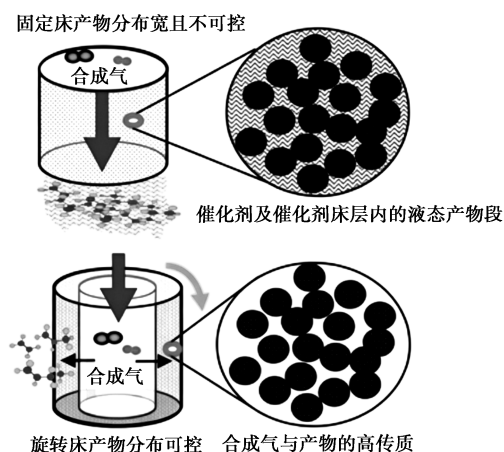


图 5 通过 RPB 反应器控制 FTS 反应的产物分布

现有工业费托合成催化剂为间歇置换,单批次置换量约 10%,耗时 2~3 h,需同步调整工艺参数,易影响装置运行稳定性与经济性。佟瑞利等^[22]提出集成催化剂活化与反应功能的一体化费托合成反应器,见图 6,通过多级串联旋风分离器实现催化剂多阶段连续活化,活化后可直接输入反应区,无需间歇置换及反应器间转移,保障装置连续稳定生产,还能降低吨油气耗,核心设计与工艺参数为:筒体内底部设气体分布器保障反应气均匀分布,分布器上方设多级串联旋风分离器组成的活化单元;第一组 5 个旋风分离器活化条件为温度 260℃、压力 3.0 MPa,用氢气活化,气时空速 8 000 m³/(t·h),第二组 5 个旋风分离器活化条件为温度 260℃、压力 3.0 MPa,用氢碳比 50:1 的氢气与一氧化碳混合气活化,气时空速 8 000 m³/(t·h),新鲜活化催化剂出料量 8 kg/h,月均 C₃+油气耗降低 200 m³/t,装置效能提升显著。

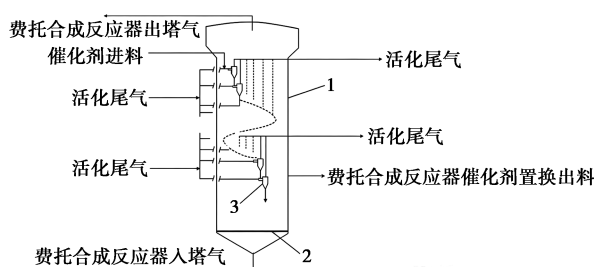


图 6 费托合成反应器示意图

新型反应器设计重点考量几个方面。一是装置构型适配性升级,通过优化构型破解传质、传热等瓶颈,强化反应体系均一性与稳定性。二是原料与催化剂协同适配,同步评估二者对反应动力学的影响,维持最优转化率与选择性。三是精准把控流体力学与混合特性,补全相关精细化数据,避免混合不均、局部过热等问题。核心是平衡“规模拓展”与“过程强化”,保障反应系统性能^[23]。

3 内构件

在工业费托合成装置运行过程中,浆液床层会持续产生细小催化剂颗粒,导致一系列问题,包括过滤后液体流动性下降、单位处理能力降低以及催化剂消耗量增加。为解决这些问题,Gu 等^[24]提出了一种基于旋流器的新型连续分级方法。通过采用模拟液固介质的冷态模型实验验证了该方法的可行性。通过系统研究结构参数、操作条件及物料物理特性的影响,确定了优化的结构设计与操作参数。

随后开展侧流测试评估实际分级性能。结果表明,新型分级方法的性能主要受介质温度(即液体黏度)的影响。当浆料温度为 200℃时,单转分类试验中粗粒损失率可降至 5% 以下,细粒去除率可保持在 30% 左右。随着温度进一步升高(即液体黏度降低),分类性能有望提升。

在费托合成过程中温度过高会导致催化剂失活、长链烃选择性下降。刘向雷等^[25]研究基于分叉渐变导热结构的颗粒费托反应器,见图 7,包括柱形反应管,反应管中央设置有填充段;所述填充段包括位于反应管轴心处的基于分叉渐变的导热结构以及填充满基于分叉渐变的导热结构间隙的颗粒;所述基于分叉渐变的导热结构从中心向边缘延伸,形成辐射状导热通道,构建多级散热路径,有效控制反应器温度的同时保证其他关键性能,同时提高目标产物的转化率。

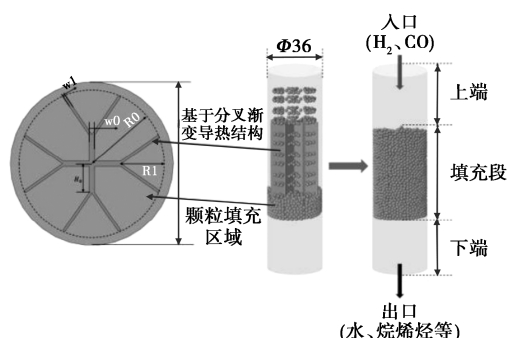


图 7 分叉渐变的导热结构反应器示意图

费托合成流化床反应器内置旋风分离器,每台旋风分离器料腿料位的变化均用于实时判断对铁基-催化剂分离回收效果。张建军等^[26]将料腿料位测量简单化,实现了工艺料腿松动风与仪表吹气风测料位系统成功结合,与现有技术设计相比,料腿料位测量装置投资小,直接利用工艺松动风为差压变送器送风,具有结构简单、免维护、运行稳定等特点,提高催化剂的回收循环利用效果。

4 配套工艺

现有浆态床费托合成装置存在开工周期长、初期转化率低、成本高、催化剂易失活、设备易腐蚀及分布器堵塞率高等问题。姚强等^[27]提出一种以二氧化碳为核心的费托工艺流程开工方法:利用二氧化碳的化学惰性、强杂物携带能力及易回收特性,将其作为吹扫和气密性检测气体,降低气体消耗成本;开发合成气初期置换工艺,替代传统氮气-氢气分步置换,缩短开工周期,避免氮气稀释合成气,提升

初期反应转化率,可有效解决现有流程置换效率低、原料气浪费等问题,在费托合成技术领域具备广阔应用前景。

费托合成油组成复杂,为优化高温费托合成油中 1-庚烯的分离提纯方法,孙启文等^[28-29]选用 320~400℃、2.0~2.5 MPa 固定流化床工艺得到轻质油,经分馏切割得到的 C₇ 馏分(含烷烃质量分数 9.53%、烯烃 78.15%、芳烃 1.56%、含氧化合物 10.76%,其中烯烃中 1-庚烯占比 53.89%)为原料,研究多级工艺组合实现杂质有效去除,经 4 步分离后最终得到纯度 99.14% 的 1-庚烯产品。以 C₈~C₁₂ 切割组分为原料,在 20~80℃、0.1~1.0 MPa 条件下,通过 AlCl₃ 固载催化剂制备出 100℃ 运动黏度为 20~40 mm²/s、黏度指数 ≥ 130、凝点 ≤ -45℃ 的中黏度润滑油基础油,该工艺简单且基础油收率高。

聚 α -烯烃(PAO 合成基础油)由一种或多种线性 α -烯烃经齐聚、加氢等工艺制得,可用于调制高档润滑油品。苏朔等^[30]以 C₇~C₁₄ 高温费托合成油组分为原料,先将其中含氧化合物脱除至 ≤ 5 000 × 10⁻⁶,再在 10~50℃、BF₃ 催化体系下进行聚合反应,产物经气液分离、离心分离后,轻液相后处理即可得到聚 α -烯烃合成油,该方法能显著降低 BF₃ 消耗量,同时提升合成油收率与品质。

5 结语与展望

Fe 基费托合成长链 α -烯烃工艺已通过反应器选型、工艺优化、工程配套等多维度突破,朝着高选择性、大规模工业化稳步迈进。未来,需进一步聚焦催化剂性能的精准调控,开发适配新型反应器的高效内构件,强化工艺全流程的智能管控,同时探索低碳原料耦合利用路径,推动该工艺在绿色低碳化工领域的深度应用,为长链 α -烯烃的规模化、高值化生产提供更坚实的支撑。

参考文献

- [1] Li Y T, Shen C Y, Chen B, *et al.* The ε -Fe₂C/Cu interface synergistically boosts highly selective Fischer-Tropsch Synthesis toward light olefins [J]. *ACS Applied Materials & Interfaces*, 2026, 18 (2): 3880-3891.
- [2] Liu T K, Lu H J, Li G C, *et al.* Unsaturated ZrO_x sites boost C—C coupling for selective CO₂ hydrogenation to olefins [J]. *Journal of the American Chemical Society*, 2026, 148 (19): 19925-19935.
- [3] Zhang J, Ye B H, Wang H, *et al.* Synergistic surface and bulk engineering enables optimal X-Fe₅C₂/Fe₃O₄ interfaces on Fe₃K catalysts for efficient CO₂ hydrogenation to heavy olefins [J]. *ACS Catalysis*, 2026, 16 (9): 8368-8385.
- [4] Li Y F, Chen J Y, Li Z S, *et al.* Selective production of light α -olefins and long-chain α -olefins from CO₂/H₂ and CO/H₂ over iron-based catalysts: Effects of Na₂S and H₂O [J]. *Journal of Catalysis*, 2024, 436: 115587.
- [5] Yuan W, Vaughan G C, Roberts C B, *et al.* Modeling and optimization of supercritical phase Fischer-Tropsch Synthesis [J]. *Computer Aided Chemical Engineering*, 2011, 29: 1929-1933.
- [6] Zheng Q Y, Williams J H, Mantle M D, *et al.* Enhancement of C₅ + selectivity and wax yield in Fischer-Tropsch Synthesis by a single cycle of H₂/CO feed ratio probed by operando magnetic resonance [J]. *ACS Catal*, 2026, 16 (9): 7964-7971.
- [7] Fan Z B, Li Z S, Li Y F, *et al.* Boosting selectivity toward Long-Chain α -Olefins in CO₂ hydrogenation through strengthening ZnO-Fe interactions with favorable iron phase regulation for Fischer-Tropsch Synthesis [J]. *JACS Au*, 2026, 6 (3): 1702-1717.
- [8] 王涛, 张雪冰, 张琪, 等. 还原碳化温度和 CO 浓度对工业级费托合成沉淀铁催化性能的影响 [J]. *化工进展*, 2025, 44 (S1): 178-184.
- [9] Moutsoglou A, Sunkara P P. Fischer-Tropsch Synthesis in a fixed bed reactor [J]. *Energy Fuels*, 2011, 25 (5): 2242-2257.
- [10] Hurtado Y V, Azadi G, Barros Neto E L, *et al.* Utilization of iron foam as structured catalyst for Fischer-Tropsch Synthesis [J]. *Fuels*, 2025, 6 (3): 60.
- [11] Apolinar-Hernández J E, Bertoli S L, Riella H G, *et al.* An overview of low-temperature Fischer-Tropsch Synthesis: Market conditions, raw materials, reactors, scale-up, process intensification, mechanisms, and outlook [J]. *Energy Fuels*, 2024, 38 (1): 1-28.
- [12] Stamenić M, Dikić V, Mandić M, *et al.* Multiscale and multiphase model of fixed bed reactors for Fischer-Tropsch Synthesis: Intensification possibilities study [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2017, 56 (36): 9964-9979.
- [13] Plutschack M B, Pieber B U, Gilmore K, *et al.* The hitchhiker's guide to flow chemistry [J]. *Chem Rev*, 2017, 117 (18): 11796-11893.
- [14] 康斌生, 史翊翔, 吴南翔, 等. 一种列管式费托合成反应器及合成工艺: CN 202510644877.2 [P]. 2025-05-19.
- [15] Witt P M, Hickman D A. Fluidized-bed reactor scale-up: Reaction kinetics required [J]. *AIChE J*, 2022, 68 (9): e17803.
- [16] 杨占奇, 林海瑞, 成有为, 等. 一种用于活化费托合成催化剂的多级流化床反应器及连续活化工艺: CN 119346010A [P]. 2024-10-18.
- [17] 冯留海, 门卓武, 卜亿峰, 等. 一种抗磨损活化反应器、活化系统以及活化工艺: CN 121130959A [P]. 2024-06-14.
- [18] Nasser A H, El-Bery H M, ElNaggar H, *et al.* Selective conversion of syngas to olefins via novel Cu-promoted Fe/RGO and Fe-Mn/RGO Fischer-Tropsch Catalysts: Fixed-bed reactor vs slurry-bed reactor [J]. *ACS Omega*, 2021, 6 (46): 31099-31111.

(下转第 34 页)

- gas using an atmospheric-pressure oxygen microwave plasma torch [J]. *Journal of Applied Physics*, 2020, 127 (22) : 223302.
- [12] Kim J H, Cho C H, Shin D H, *et al.* Abatement of fluorinated compounds using a 2.45 GHz microwave plasma torch with a reverse vortex plasma reactor [J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2015, 294: 41–46.
- [13] Shih M, Lee W J, Tsai C H, *et al.* Decomposition of SF₆ in an RF plasma environment [J]. *Journal of the Air & Waste Management Association*, 2011, 52 (11) : 1274–1280.
- [14] Mochalov L A, Kornev R A, Churbanov M F, *et al.* Investigation of the process of hydrogen reduction of ³²S from ³²SF₆ via RF capacitive plasma discharge [J]. *Journal of Fluorine Chemistry*, 2014, 160: 48–51.
- [15] Petrov G M, Petrova T B, Boris D R, *et al.* Parametric study of low-pressure electron beam generated Ar-SF₆ plasma and implications for processing [J]. *Plasma Sources Science and Technology*, 2017, 26 (9) : 095006.
- [16] Son Y S, Lee S J, Choi C Y, *et al.* Decomposition of high concentration SF₆ using an electron beam [J]. *Radiation Physics and Chemistry*, 2016, 124: 220–224.
- [17] Park J H, Shin I H, Seo S H, *et al.* The optimization of SF₆ decomposition process using an electron beam [J]. *Radiation Physics and Chemistry*, 2018, 151: 192–197.
- [18] 李亚龙, 张晓星, 崔兆仑, 等. NH₃ 对 DBD 降解 SF₆ 影响的试验研究 [J]. *电工技术学报*, 2019, 34 (24) : 5263–5269.
- [19] Li J, Deng D, Dong R, *et al.* Performance evaluation of La-Al bimetallic catalyst-assisted dielectric barrier discharge plasma degradation of sulfur hexafluoride [J]. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 2025, 13 (4) : 117307.
- [20] Deng D, Li J, Dong R, *et al.* Efficiency and mechanism of SF₆ degradation by dielectric barrier discharge coupled with the ZSM-5 catalyst [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2025, 64 (18) : 9024–9035.
- [21] Dong R, Yu Q, Li W, *et al.* Efficient degradation of high concentration sulfur hexafluoride by Ni doped ceria combined with dielectric barrier discharge [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2025, 221: 213–224.
- [22] Dong R, Li W, Yang Q, *et al.* Dielectric barrier discharge coupled with oxygen-vacancy-rich NiO-CeO₂ for efficient and low-energy degradation of SF₆ [J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2025, 82: 256–269.
- [23] 李亚龙, 谭辉宇, 万昆, 等. DBD 协同 mSiO₂@TiO₂ 催化 SF₆ 高效降解试验研究 [J]. *高电压技术*, 2026, 52 (1) : 235–242.
- [24] Wu Y, Gao P, Li Y, *et al.* Degradation of SF₆ by dielectric barrier discharge cooperating with TiO₂ photocatalysis: Insights into the reaction mechanism [J]. *Applied Surface Science*, 2024, 660: 159957.
- [25] Xiao H, Zhang X, Hu X, *et al.* Experimental and simulation analysis on by-products of treatment of SF₆ using dielectric barrier discharge [J]. *IEEE Transactions on Dielectrics and Electrical Insulation*, 2017, 24 (3) : 1617–1624.
- [26] 马京香, 夏忠林, 王放放, 等. 废弃电气绝缘气六氟化硫的降解技术研究综述 [J]. *环境化学*, 2025, 45 (2) : 1–19.
- [27] Cui Z, Zhou C, Jafarzadeh A, *et al.* SF₆ catalytic degradation in a γ-Al₂O₃ packed bed plasma system: A combined experimental and theoretical study [J]. *High Voltage*, 2022, 7 (6) : 1048–1058.
- [28] Parthiban A, Gopal A A R, Siwayanan P, *et al.* Disposal methods, health effects and emission regulations for sulfur hexafluoride and its by-products [J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2021, 417: 126107. ■
-
- (上接第27页)
- [19] 赵用明, 李顺平, 张飞跃, 等. 一种高产能浆态床费托合成反应器、费托合成系统及方法: CN 120132718A [P]. 2023–12–11.
- [20] Rahimpour M, Jokar S, Jamshidnejad Z, *et al.* A novel slurry bubble column membrane reactor concept for Fischer-Tropsch Synthesis in GTL technology [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2012, 90: 383–396.
- [21] Chen J F, Liu Y, Zhang Y. Control of product distribution of Fischer-Tropsch Synthesis with a novel rotating packed-bed reactor: From diesel to light olefin [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2012, 51 (25) : 8700–8703.
- [22] 佟瑞利, 卜亿峰, 杜冰, 等. 一种适于稳定生产的费托合成反应器、反应系统及方法: CN 202211474515.6 [P]. 2022–11–23.
- [23] Martinelli M, Gnanamani M K, LeViness S, *et al.* An overview of Fischer-Tropsch Synthesis: XTL processes, catalysts and reactors [J]. *Applied Catalysis A: General*, 2020, 608: 117740.
- [24] Gu P, Zhang Y M, Wang Y J, *et al.* A new method for continuous classification of fine catalyst particles from a slurry bed Fischer-Tropsch Reactor [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2023, 62 (7) : 3116–3127.
- [25] 刘向雷, 范佳宁, 姚海沉. 基于分叉渐变导热结构的颗粒费托反应器: CN 121288679A [P]. 2025–09–12.
- [26] 张建军, 杜宝胜, 时振振, 等. 一种料腿料位测量装置及高温费托合成反应系统: CN 215655083U [P]. 2021–07–30.
- [27] 姚强, 赵铁剑, 刘琰, 等. 费托工艺流程的开工方法: CN 121930859A [P]. 2025–12–18.
- [28] 孙启文, 杨正伟, 刘继森, 等. 一种高温费托合成油中分离提纯1-庚烯的方法与系统: CN 120383504A [P]. 2025–04–24.
- [29] 孙启文, 孙燕, 张宗森, 等. 一种费托合成油直接合成中粘度润滑油基础油的制备方法: CN 116333778A [P]. 2023–05–06.
- [30] 苏朔, 徐冰, 成欣, 等. 一种制备聚α-烯烃的方法: CN 116554921A [P]. 2022–01–28. ■