

研究论文

DOI: 10.11949/0438-1157.

36集总连续重整联立方程法反应器模型

魏腾龙¹, 衡磊², 江洪波¹, 陈玉石³, 储贻文³, 缪鹏飞³, 李峰³

(¹ 华东理工大学石油加工研究所, 上海 200237; ² 天津市滨海水业集团有限公司, 天津 300381; ³ 石化盈科信息技术有限公司, 上海 200050)

摘要: 在“双碳”目标与炼化行业“油转化”结构调整背景下, 连续重整装置对运行稳定与效率的要求不断提高。本文以某100万吨/年芳烃型连续重整工业装置为研究对象, 根据催化重整反应机理, 采用正交配置法将微分方程组代数化, 建立了36集总联立方程法(EO)反应器模型, 并采用不同工况的工业装置运行数据, 优化确定反应动力学参数。通过多组工业数据验证, 模型对主要集总组分摩尔流量、催化剂积炭量及反应器出口温度的预测结果与实测值具有良好一致性。该EO模型可为芳烃型连续重整装置的运行优化提供理论依据, 计算效率优于传统的序贯法模型。

关键词: 催化重整; 联立方程法; 集总; 动力学模型; 化学反应器; 催化剂

中图分类号: TE624

文献标志码: A

文章编号: 0438-1157 (XXXX) XX-0001-15

36-lump reactor model for continuous catalytic reforming based on the equation-oriented method

WEI Tenglong¹, HENG Lei², JIANG Hongbo¹, CHEN Yushi³, CHU Yiwen³, MIU Pengfei³, LI Feng³

(¹ Research Institute of Petroleum Processing, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China; ² Tianjin Binhai Water Industry Group Co., Ltd., Tianjin 300381, China; ³ Petro-Cyber Works Information Technology Co. Ltd., Shanghai 200050, China)

Abstract: Against the background of the "dual carbon" goals and the "oil-to-chemicals" structural adjustment in the refining and chemical industry, continuous catalytic reforming (CCR) units are facing increasingly high requirements for operational stability and efficiency. Taking a 1 million t/a aromatic-oriented industrial continuous catalytic reforming unit as the research object, this paper algebraizes the differential equations using the orthogonal collocation method based on the catalytic reforming reaction mechanism, and establishes a 36-lump reactor model based on the equation-oriented (EO) method. The reaction kinetic parameters are optimized and determined using industrial operation data under different working conditions. Validated with multiple sets of industrial data, the model predictions for the molar flow rates of major lumped components, catalyst coke content and reactor outlet temperature are in good agreement with the measured values. The model can provide a theoretical basis for the operational optimization of aromatic-oriented continuous catalytic reforming units, and its computational efficiency is superior to that of the traditional sequential modular model.

Keywords: catalytic reforming; equation-oriented method; lump; kinetic modeling; chemical reactors; catalyst

收稿日期: 2026-01-13 修回日期: 2026-05-29

通信作者: 江洪波(1971—), 男, 博士, 副教授, hbjiang@ecust.edu.cn

第一作者: 魏腾龙(1998—), 男, 硕士研究生, wtlgz1998@163.com

引用本文: 魏腾龙, 衡磊, 江洪波, 陈玉石, 储贻文, 缪鹏飞, 李峰. 36集总连续重整联立方程法反应器模型[J]. 化工学报, XXXX, XX(X): 1–15

Citation: WEI Tenglong, HENG Lei, JIANG Hongbo, CHEN Yushi, CHU Yiwen, MIU Pengfei, LI Feng. 36-lump reactor model for continuous catalytic reforming based on the equation-oriented method[J]. CIESC Journal, XXXX, XX(X): 1–15

引 言

催化重整是炼油与芳烃化工体系中的关键过程之一,可为汽油调和提供高辛烷值组分,同时也是苯、甲苯和二甲苯等基础芳烃的重要来源,并副产大量氢气^[1]。当前全球能源消费结构在短期内仍高度依赖以石油、煤炭和天然气为主导的化石能源^[2],中国作为全球最大的原油进口国,2025年上半年原油进口规模约为1,128万桶/日,在全球原油贸易中占据核心地位,原油对外依存度仍维持在约70%–75%的高位区间,能源安全约束依然突出^[3–4]。随着炼化行业向“油转化”和“油化一体化”方向调整,芳烃需求持续增长,连续重整装置在原料适应性、运行稳定性和能效水平等方面面临更高要求^[5–7]。在“双碳”目标背景下,确保芳烃收率的同时实现装置平稳、高效运行,成为当前工程实践和理论研究共同关注的问题^[8–12]。

催化重整工艺按催化剂再生方式分为三类:半再生重整采用固定床,运行一段时间后必须停工进行反应系统烧焦再生;循环再生重整增设一个备用反应器,可不停工切换进行再生;连续重整已成为新建重整装置的首选技术,配备移动床反应器与独立再生单元,催化剂能够实现连续循环再生,有催化剂活性稳定、产物收率高的特点^[13–15]。随着工艺的发展,重整催化剂体系由单金属铂系逐步演化为多金属复合体系。其中,半再生及循环再生重整工艺多采用Pt-Re体系,该类工艺催化剂积炭至一定程度需停机烧炭再生。连续重整工艺更常采用Pt-Sn体系,该工艺全程连续运转无停工。目前全球催化重整主流工艺为美国环球油品公司CCR Platforming工艺(UOP)与法国石油研究院研发的Octanizing工艺(IFP)^[16],均属于连续重整技术。

催化重整反应体系具有组分种类多、反应路径复杂、催化剂失活显著等特点。为描述这一过程,国内外学者已开展了大量动力学建模研究,普遍采用集总理论将数百种烃类分类,并结合反应动力学与反应器模型对装置行为进行模拟^[17–18]。Smith^[19]等在早年开创性地提出了4集总模型。Krane^[20]等在4集总基础上提出更细致的20集总模型,构建了10碳数以下的反应网络。Kmak^[21]考虑到了正构烷烃和异构烷烃之间的差异,对烷烃和环烷烃集总进行了细致划分。Ramage^[22]等认为高碳数的组分在反应网络中影响较小,也考虑到了催化剂失活,提出了

较精简的13集总反应动力学模型。Froment^[23]等整合了前人研究的各优点,提出了28集总模型,集总划分十分详细,并考虑到了单元反应的逆反应,为当时具有代表性的模型。国内学者翁惠新^[24]提出的16集总模型,是国内首个针对催化重整的反应动力学模型,对国内动力学模型起到了重要的指导意义。随着工程软件的发展,给更复杂集总模型的计算提供了可行性,国内学者王连山^[25]提出了准确度很高的38集总模型,孙云^[26]基于逆流催化重整装置提出了44集总模型,并适配了工业实时优化系统,可指导工业生产与产物预测。国内外学者对集总模型从简单到复杂的研究,使催化重整反应动力学研究在反应机理刻画和预测精度方面不断改进。

在工程应用层面,大多数反应动力学模型基于序贯模块法(sequential-modular method, SM)进行建模和求解。序贯法计算时依赖常微分方程数值积分方法进行迭代计算,以龙格-库塔法为例,其遵循逐步长串行递推的求解逻辑:从反应器入口开始,将前一步的状态变量作为后一步的初始条件,按步长逐次计算直至出口,在处理强非线性、多循环的流程时,往往存在依赖反复迭代、计算效率较低的缺点。为提高模型整体求解效率与工程适用性,有必要引入新的建模与求解框架。联立方程法(Equation-Oriented method, EO)兼具求解效率与估算精度,近年来在复杂化工过程模拟中逐渐显示出优势,EO法可通过正交配置法将反应器的常微分方程组转化为代数方程组,采用内点法或序列二次规划法整体求解流程方程,在求解效率方面表现出更大的潜在优势,消除了步长递推过程,计算量较SM法降低一到两个数量级别。2021年孙云^[26]依托国内某逆流催化重整装置数据,建立了EO法的44集总反应器模型,为逆流连续重整工艺实时优化打下了良好基础;2024年中控技术的谢六磊^[27]建立了50集总、包含301反应的反应动力学模型,并采用EO法联立求解,应用到了连续重整实时优化系统上,可见EO法的高效求解效率对连续重整装置实时优化与动态模拟具有重要工程应用价值。

本研究以某100万吨/年芳烃型连续重整工业装置为研究对象,建立了36集总联立方程法反应器模型,基于多套稳定运行的实际工况数据整定反应动力学参数,并在验证模型预测结果可靠性的基础上进行了操作条件优化计算。

1 连续重整工艺

1.1 连续重整技术

本研究对象是国内某石化企业的连续重整装置,设计年加工能力100万吨。该装置采用UOP第三代超低压连续重整工艺,以常减压装置直馏重石脑油和加氢裂化重石脑油为原料,是典型的芳烃型

连续重整装置。重整反应单元工艺流程如图1所示。预处理后的原料油与循环氢混合,经换热加热后依次进入四座重整反应器,中间通过加热炉补温以维持强吸热反应需求。反应产物经换热、冷凝冷却后,在分离罐完成气液分离,气相部分作为循环氢回流,其余富氢气体与生成油再接触;罐底生成油则送往后续分离稳定系统。

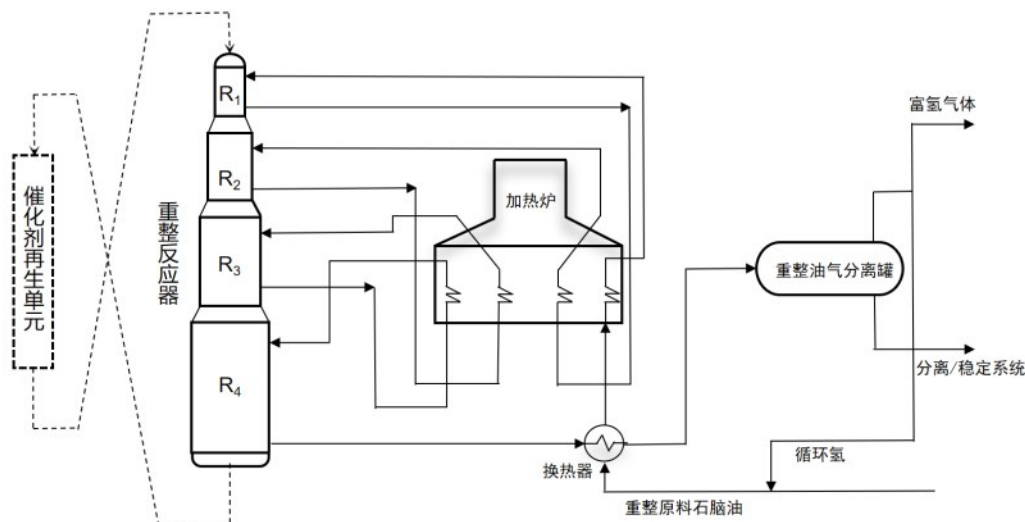


图1 重整反应单元工艺流程图

Fig.1 Process Flow Diagram of Catalytic Reforming Reaction Unit

1.2 连续重整催化剂

本研究对象使用的连续重整催化剂是由中石化石油化工科学研究院研制的PS-VI双金属催化剂,从二十多年前PS-VI催化剂进入工业化应用阶段至今,已带来理想的经济效益^[28]。其本质是一种性能优化的Pt-Sn双功能负载型催化剂,特点在于同时具备金属活性中心和酸性中心,以满足多种反应路径的协同催化需求。金属活性中心以贵金属铂为主要活性组分,主要催化环烷烃脱氢芳构化及烷烃脱氢生成环烷烃等反应;酸性中心负责高碳数烷烃的加氢裂化与异构化反应,多由氯改性的 γ -Al₂O₃载体提供^[29-30]。加入助金属Sn,与Pt形成稳定合金相优化电子结构,增强了Pt活性位点的高温稳定性,减弱活性衰减。相较于常规Pt-Sn催化剂,PS-VI催化剂的金属分散度更高,活性位点不易被积炭覆盖,在连续重整高温、长周期运行工况下,展现出更优异的抗积炭失活性能与芳烃选择性^[30-31],适配连续重整高温低压、连续运转的严苛工况。

表1 PS-VI双金属催化剂性质

Table 1 Physicochemical Properties of PS-VI Bimetallic Catalyst

化学组成	指标	物理性质	指标
Pt, wt%	0.26-0.30	形状	球状
Sn, wt%	0.28-0.34	堆积密度, kg/m ³	540-580
Cl, wt%	1.1-1.3	比表面积, m ² /g	180-210
压碎强度, N/mm	52	粒径, mm	φ1.4-2.0

2 集总模型与反应网络

在本课题组开发的催化重整36集总反应动力学模型的基础上,采用正交配置法将微分方程组代数化,建立了36集总联立方程法反应器模型,如图2所示,36集总包括正构烷烃C₁-C₁₂₊、异构烷烃C₄-C₁₂₊、环烷烃C₆-C₁₂₊、芳烃C₆-C₁₂₊等虚拟组分,集总之间相互转化的72条反应路径构成了反应网络,包含了烷烃异构化反应、烷烃脱氢环化反应、环烷烃脱氢芳构化反应、烷烃加氢裂化反应、芳烃脱烷基反应、加和反应。

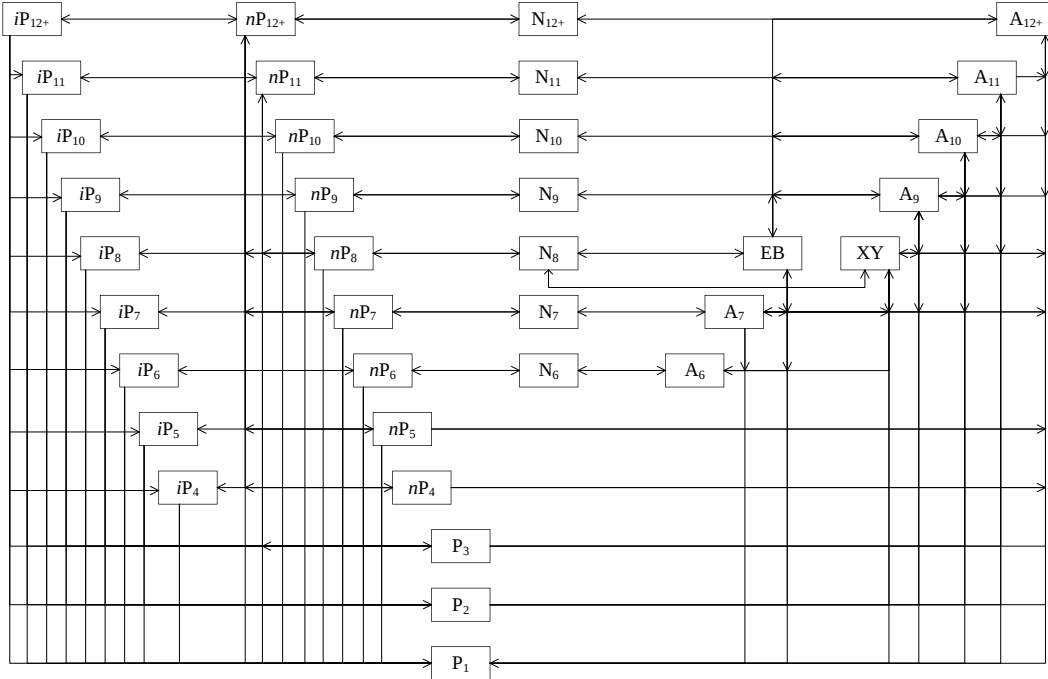


图2 36集总反应网络

Fig.2 The 36-lump reaction network

3 模型求解方法

3.1 求解模型的方程构建

本文采用正交配置法(Orthogonal Collocation)对描述沿径向变化的微分方程进行离散。

正交配置法通过构建配置微分矩阵来逼近空间导数。对任意状态量及对应的一阶导数进行离散化处理时,把 N_p 个配置点对应的 $\lambda(\xi)$ 的试函数表示为:

$$\lambda(\xi) = \sum_{k=0}^{N_p-1} a_k \xi^k \quad (1)$$

本研究选取了6个配置点,因此试函数为5次多项式,可通过6个配置点状态值唯一确认。

在所有配置点上取值,写成矩阵形式:

$$\lambda = \mathbf{V} \cdot \mathbf{a} \quad (2)$$

对式(1)直接求导,可以得到一阶导数的表达式:

$$\left. \frac{d\lambda}{d\xi} \right|_{\xi_j} = \sum_{k=1}^{N_p-1} k a_k \xi_j^{k-1} \quad (3)$$

状态向量 λ 为各配置点状态量的集合:

$$\lambda(\xi) = [\lambda(\xi_1), \lambda(\xi_2), \dots, \lambda(\xi_6)]^T \quad (4)$$

$\mathbf{V}$ 为 $N_p \cdot N_p$ 阶范德蒙德矩阵:

$$\mathbf{V} = \begin{bmatrix} 1 & \xi_1 & \xi_1^2 & \cdots & \xi_1^{N_p-1} \\ 1 & \xi_2 & \xi_2^2 & \cdots & \xi_2^{N_p-1} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 1 & \xi_{N_p} & \xi_{N_p}^2 & \cdots & \xi_{N_p}^{N_p-1} \end{bmatrix} \quad (5)$$

$\mathbf{a}$ 为多项式待定系数向量:

$$\mathbf{a} = [a_0, a_1, \dots, a_{N_p-1}]^T \quad (6)$$

由式(2)等式两边同时左乘 $\mathbf{V}^{-1}$,得到系数向量与状态向量的关系:

$$\mathbf{a} = \mathbf{V}^{-1} \cdot \lambda \quad (7)$$

将式(7)代入式(3),得到配置点导数和状态量的关系:任意一个配置点位置的导数,无需通过数值积分或有限差分近似,可直接由全部 N_p 个配置点上的状态量,通过预先计算的权重系数线性加权求和得到,其分量形式为,第 j 个目标配置点处的一阶导数,等于配置微分矩阵的第 j 行元素分别与第 m 个源配置点的状态值相乘后求和:

$$\left. \frac{d\lambda}{d\xi} \right|_{\xi_j} = \sum_{m=1}^{N_p} Z_{j,m} \cdot \lambda(\xi_m) \quad (8)$$

用矩阵表达即为:

$$\frac{d\lambda}{d\xi} = \mathbf{Z} \cdot \lambda \quad (9)$$

将式(3)的导数表达式写成矩阵形式,定义导数范德蒙德矩阵 $\mathbf{D}$,其第 j 行元素为多项式求导后的系数向量:

$$\mathbf{D} = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 2\xi_1 & 3\xi_1^2 & \cdots & (N_p - 1)\xi_1^{N_p-2} \\ 0 & 1 & 2\xi_2 & 3\xi_2^2 & \cdots & (N_p - 1)\xi_2^{N_p-2} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & 1 & 2\xi_{N_p} & 3\xi_{N_p}^2 & \cdots & (N_p - 1)\xi_{N_p}^{N_p-2} \end{bmatrix} \quad (10)$$

所有配置点的一阶导数可统一表示为矩阵乘法形式:

$$\frac{d\lambda}{d\xi} = \mathbf{D} \cdot \mathbf{a} \quad (11)$$

将式(7)代入,得到:

$$\frac{d\lambda}{d\xi} = \mathbf{D} \cdot \mathbf{V}^{-1} \cdot \lambda \quad (12)$$

对比式(9),得到配置微分矩阵的矩阵形式定义:

$$\mathbf{Z} = \mathbf{D} \cdot \mathbf{V}^{-1} \quad (13)$$

配置微分矩阵 $\mathbf{Z}$ 是一个常数矩阵,其元素仅与配置点的位置有关,与反应器尺寸、操作条件和反应动力学完全无关。因此 $\mathbf{Z}$ 可以在程序初始化时一次性预计算完成。

$$\mathbf{Z} = \begin{bmatrix} -21.0066 & 23.6355 & -3.6776 & 1.8114 & -1.7626 & 1.0000 \\ -8.7845 & 6.6712 & 2.8391 & -1.2319 & 1.1612 & -0.6551 \\ 2.4969 & -5.1864 & 0.7689 & 2.9412 & -2.2504 & 1.2298 \\ -1.2298 & 2.2504 & -2.9412 & -0.7689 & 5.1864 & -2.4969 \\ 0.6551 & -1.1612 & 1.2319 & -2.8391 & -6.6712 & 8.7845 \\ -1.0000 & 1.7626 & -1.8114 & 3.6776 & -23.6355 & 21.0066 \end{bmatrix} \quad (16)$$

利用配置微分矩阵 $\mathbf{Z}$,可直接通过式(8)和式(9)计算所有配置点的一阶导数。

正交配置法中无法得到真实的连续解,只能用一个多项式试函数来近似它。将这个近似解代入原微分方程的左边,得到的偏差值即为残差。令各反应器内部配置点处的残差严格为零,实现对原始微分方程组的离散化。

模型约束体系包含三类等式约束,分别为内部配置点约束、反应器入口边界约束(本研究为顺流连续重整,因此仅针对一反入口)、反应器间串联连接约束。

离散化后,配置点上的物料衡算、热量衡算、动量衡算定律构建的残差方程具体形式如下:

$$g_{\text{mass},ij,k} = \sum_{m=1}^{N_p} Z_{j,m} F_{i,m,k} - \frac{1}{r_{\text{out},i} - r_{\text{in},i}} \cdot 2\pi r_{ij} L_i \rho_b R_{ij,k} = 0 \quad (17)$$

$$g_{\text{heat},ij} = \sum_{m=1}^{N_p} Z_{j,m} T_{i,m} - \frac{1}{r_{\text{out},i} - r_{\text{in},i}} \cdot \frac{2\pi r_{ij} L_i \rho_b Q_{\text{total},ij}}{C_{p,\text{total},ij}} = 0 \quad (18)$$

$$g_{\text{pressure},ij} = \sum_{m=1}^{N_p} Z_{j,m} P_{i,m} + \frac{1}{r_{\text{out},i} - r_{\text{in},i}} \cdot \left(\frac{150(1-\varepsilon)^2 \mu u_x}{\varepsilon^3 d_p^2} + \frac{1.75(1-\varepsilon) \rho_l u_x^2}{\varepsilon^3 d_p} \right) \cdot 10^{-6} = 0 \quad (19)$$

一反入口约束:

将每个反应器径向长度归一化至[0,1],在该区间上选取6个正交节点(包括0和1两个边界点)。节点对应Radau/Lobatto正交多项式的根,其位置为 $\xi_j=[0, 0.0694, 0.33, 0.67, 0.9306, 1]$;每个配置点对应的每个反应器径向位置 r_{ij} 为:

$$r_{ij} = r_{\text{in},i} + (r_{\text{out},i} - r_{\text{in},i}) \cdot \xi_j \quad (14)$$

上述导数是对归一化坐标 ξ 的导数,而反应器物料、热量、动量衡算方程中的导数是对实际径向坐标 r 的导数。两者的坐标变换关系为:

$$\frac{d\lambda}{dr} = \frac{d\lambda}{d\xi} \cdot \frac{d\xi}{dr} = \frac{1}{r_{\text{out},i} - r_{\text{in},i}} \cdot \frac{d\lambda}{d\xi} \quad (15)$$

多个配置点能够保证高阶逼近精度,使之非常适用于强梯度分布(如温降、芳构化剧烈反应区)的重整反应器,在每个节点上求解的变量包括:温度、压力、36集总组分摩尔流率、氢气摩尔流率、积炭量。

依据式(13)可得到 $\mathbf{Z}$ 矩阵:

$$F_{1,1,k} = F_{\text{in},k} \quad (20)$$

$$T_{i,1} = T_{i,n,i} \quad (21)$$

$$P_{i,1} = P_{\text{in},i} \quad (22)$$

$$C_{\text{coke},1,1} = C_{\text{coke},\text{in}} \quad (23)$$

对于4个串联的连续重整反应器,上一个反应器的集总摩尔流量、积炭的出口状态等于下一个反应器的入口状态,该连接条件作为等式约束纳入整体方程组:

$$F_{i+1,1,k} = F_{i,6,k} \quad (24)$$

$$C_{\text{coke},i+1,1} = \bar{C}_{\text{coke},i,6} \quad (25)$$

由于反应器径向正交配置点的催化剂积炭量分布不均,本文通过对6个径向配置点积炭量进行加权平均,求取反应器截面平均出口积炭量,并将其作为下一反应器的入口积炭边界条件。

关于积炭量的计算步骤如下所示。

考虑了芳烃和环烷烃、烷烃两条主要路径生成积炭:

$$r_{\text{coke}}^0 = \exp(a_N - \frac{Ea_N}{RT}) \cdot \frac{P_N \cdot P_A}{P_{\text{H}_2}^2} + \exp(a_P - \frac{Ea_P}{RT}) \cdot \frac{P_P}{P_{\text{H}_2}} \quad (26)$$

积炭反应本身速率也受到失活的影响:积炭量越高,后续积炭生成速率越低。因此,实际积炭生成速率为:

$$\frac{dC_{coke}}{dt} = r_{coke} = r_{coke}^0 \cdot \phi_C = r_{coke}^0 \cdot \exp(-\alpha_C \cdot C_{coke}) \quad (27)$$

对式(27)积分得到某径向位置的不同停留时间的催化剂积炭量表达式:

$$C_{coke} = \frac{1}{\alpha_C} \cdot \ln(e^{\alpha_C \cdot C_0} + \alpha_C \cdot r_{coke}^0 \cdot t_{cat}) \quad (28)$$

依据式(28)沿径向对催化剂床层出口的轴向截面积进行积分,得到该反应器出口催化剂的平均积炭量:

$$\bar{C}_{coke,i,6} = \frac{\int_{r_{in,i}}^{r_{out,i}} 2\pi r \cdot C_{coke,i}(r) dr}{\pi(r_{out,i}^2 - r_{in,i}^2)} \quad (29)$$

分别考虑了金属中心、酸性中心失活对各反应的影响:纯金属中心反应(如环烷烃脱氢反应)仅受金属活性中心失活影响,纯酸性中心反应(如烷烃异构化)仅受酸性活性中心失活影响,双功能协同反应(如正构烷烃脱氢环化)受金属、酸性中心失活共同影响,受金属活性中心失活影响的失活函数、受酸性活性中心失活影响的失活函数、受金属和酸性失活共同影响的失活函数表示如下:

$$\begin{cases} \phi_M = \exp(-\alpha_M \cdot C_{coke}) \\ \phi_A = \exp(-\alpha_A \cdot C_{coke}) \\ \phi_{M,A} = 0.5 \cdot (\phi_M + \phi_A) \end{cases} \quad (30)$$

对反应器中某径向位置,催化剂沿轴向流动,其在反应器内的积炭量随停留时间连续变化,金属与酸性活性中心的失活函数数值也随之变化,本研究采用6点高斯积分法对反应器内的失活函数进行积分,得到该径向位置的平均失活函数,对应的失活函数计算如下:

首先,定义标准区间[-1,1]上的6个高斯积分节点 t_k 与对应权重 w_k :

表2 高斯积分节点与对应权重

Table 2 Gaussian integration nodes and corresponding weights

积分节点	权重
-0.9324	0.1713
-0.6612	0.3607
-0.2386	0.4679
0.2386	0.4679
0.6612	0.3607
0.9324	0.1713

通过变量代换,把区间[-1,1]映射到催化剂实际停留时间区间上 $[0, t_{cat}]$ 上,区间变换后表示如下:

$$\begin{cases} \bar{\phi}_M = \frac{1}{2} \sum_{k=1}^6 w_k \cdot \phi_{M,k} \\ \bar{\phi}_A = \frac{1}{2} \sum_{k=1}^6 w_k \cdot \phi_{A,k} \end{cases} \quad (31)$$

3.2 模型的参数估计

基于3.1节正交配置离散得到的反应器模型,开展动力学参数估计工作。针对参数的确定,通过最小化模型计算结果与工业装置实际运行数据之间的偏差,将其转化为一个最优化求解问题;对应的目标函数,定义为模型计算值与工业实测数据之间偏差的绝对值形式,参数估计问题可表述为一个带约束的非线性最小化问题,表达式如下:

$$\min J(\theta) = \sum_{k=1}^M \sum_{i=1}^N \omega_i |y_{k,i}^{\text{mod}} - y_{k,i}^{\text{exp}}| \quad (32)$$

模型中各基元反应活化能参考了已有文献,待估算的反应动力学参数共计78项,涵盖72个基元反应各自对应的指前因子、两类积炭反应的指前因子及活化能,以及金属活性中心失活常数、酸性活性中心失活常数、积炭失活常数,还包括加氢裂化过程中正态分布函数的标准差参数 σ ,采用15组独立工业工况进行参数估计。

微分方程进行离散化后,研究利用了基于内点法的IPOPT求解器对方程组进行联立求解,该方法通过对数障碍函数将不等式约束转化为目标函数项,利用稀疏牛顿法迭代求解,具有收敛速度快、鲁棒性好、适合大规模非线性规划问题的优点^[32-33]。在参数估算过程中,先基于催化重整反应机理对各反应指前因子进行手动调整计算,得到了模拟结果与实测数据初步匹配的参数初始值,规避高维非凸优化求解过程中易陷入局部最优的问题。以人工调试得到的优良参数作为迭代初值进一步优化计算,最终求得目标函数最小化的最优参数组合。在动力学参数数值相同的前提下,对相同原料和反应条件进行预测计算,EO模型所得反应结果与序贯法模型相同,所以基于同样的工业装置数据确定的EO模型反应动力学参数与本课题组前期开发的序贯法模型参数保持了良好的一致性。

现阶段工业催化重整装置投用的工业在线实时优化系统,对模型求解时效性、动态响应速度提出了严苛需求,本研究对两种建模方法求解时间做了对比:在相同硬件环境下,估计包含78个待估指前因子、15组工业工况的参数问题,SM完成参数估计迭代共耗时约数十分钟到数小时,EO法完成同等数量的参数估计仅耗时约十分钟,充分说明了EO

法建模的计算效率优势。

4 模型验证与灵敏度分析

基于3.2节参数估计得到的最优动力学参数,代入3.1节离散化后的反应器模型,构成变量维数与方程维数相等、自由度为零的非线性代数方程组,具备唯一数值解。求解对象为正交配置离散后由物料衡算、热量衡算、动量衡算残差及边界约束共同构成的方程组。

用IPOPT求解器对上述大规模非线性代数方程组求解,通过迭代修正内部配置点状态变量,直至所有约束残差降至 10^{-7} 量级,得到模型全部配置点温度、压力及各集总组分摩尔流量结果,单工况求解时间约三秒,满足工业实时优化的时效性要求。

4.1 模型预测验证

选取四组独立的工业运行数据验证所建模型

及优化确定的动力学参数的可靠性,对比的关键工艺指标包括第四反应器的产物出口组分分布、反应器出口催化剂表面的积炭沉积量,以及四个串联反应器各自的出口温度与压力参数。

对于摩尔流量较高的主组分,采用平均相对误差进行精度评价,可客观反映其预测偏差水平;具体结果如下,第四反应器出口的主要产品指标模型预测值与工业实测值的相对误差如下:苯、甲苯、乙苯、二甲苯、三甲苯的摩尔流量平均相对误差分别为2.37%、2.03%、2.04%、2.69%、3.78%, C_1-C_3 正构烷烃摩尔流量平均相对误差为3.32%, C_{4+} 正构烷烃、异构烷烃平均相对误差分别为4.73%、3.61%,氢气摩尔流量平均相对误差为2.5%;详细对比如图3所示,用散点图形式呈现对比关系,以工厂实测反应器出口值为横轴、模型预测值为纵轴,并添加 $y=x$ 辅助对比线。

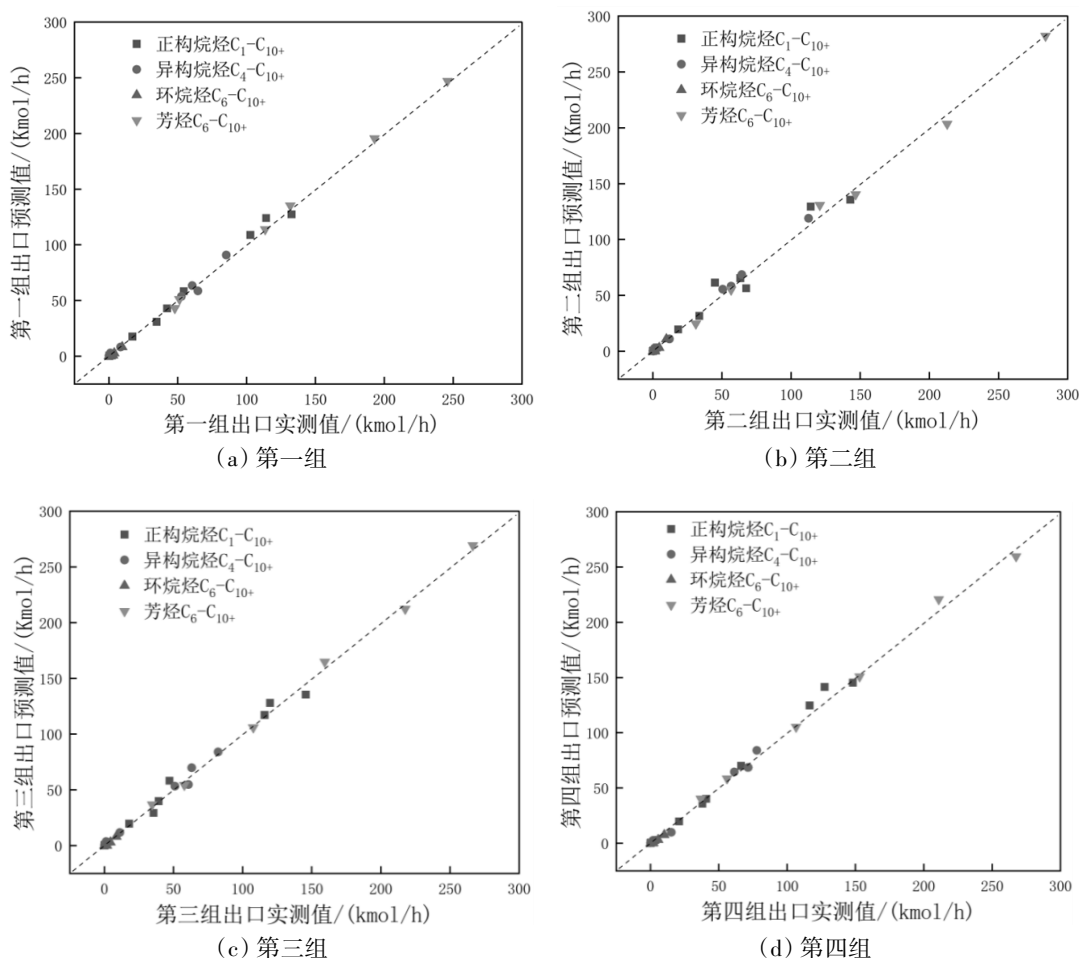


图3 四组数据中各组分在出口的真实值与预测值对比

Fig.3 Comparison of the actual values and predicted values of each component at the outlet among the four sets of data

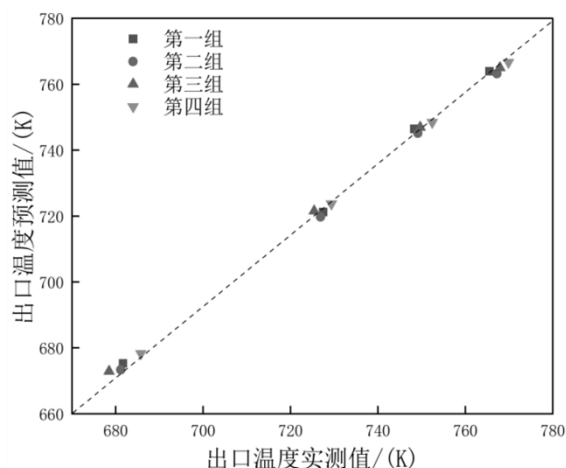


图4 四组数据中温度在出口的真实值与预测值对比

Fig.4 Comparison of the actual values and predicted values of temperature at the outlet among the four sets of data

各反应器出口温度的预测结果与工业实测值对比如图4所示,四个反应器出口温度的平均相对误差依次为0.56%、0.79%、0.52%与0.70%。

对四组数据的单个第四反应器出口催化剂积炭量和压力模拟结果与工厂实测数据进行对照,可视化形式如图5。第四反应器出口积炭数值对应的平均相对误差分别为-4.36%、5.32%、0.68%、-4.8%;第四反应器出口压力对应的平均相对误差为0.60%、0.59%、0.66%、0.71%。实际值与预测值两者具备较高的吻合度。

4.2 模型中各集总分布

在建模过程中,除了通过实测数据验证模型的准确性外,所构建的反应器模型还具备良好的内部特性解析能力。借助该模型可直观获取反应器内

关键物理量与组分的空间分布规律,如沿反应器床层径向温度梯度分布、各反应组分的摩尔流量分布等。这些分布图能够清晰揭示反应过程中温度演化趋势与组分转化路径的内在关联,为深入理解反应机理、优化床层操作参数及反应器结构设计提供直观且可靠的理论依据。

使用一组完整工业反应数据输入到建立的连续重整模型中,其部分数据如表3所示,得到各集总的沿反应器床层分布。

表3 选用的工业反应数据

Table 3 Selected industrial reaction data

	一反	二反	三反	四反
入口温度(K)	799.80	799.62	801.43	800.33
入口压力(MPa)	0.52	0.50	0.48	0.46
催化剂占比(%)	18	21	25	36
催化剂入口积炭量(w/w)			0.0004	
催化剂床层空隙率			0.29	
氢油比			2.04	
原料质量流量(t/h)			124.87	

如图6所示,从一反到四反, C_1 - C_5 烷烃摩尔流量不断增加,其主要来源是加氢裂化反应的生成,随反应深入,大分子烷烃不断被消耗,加氢裂化反应持续进行,其中 C_1 - C_3 的摩尔流量在所有反应器中持续上升,由于加氢裂化反应断裂的C-C键遵循正态分布,且正态分布模型标准差较大、形态平缓,不同碳数小分子烷烃的生成比例较为均匀。另外 C_1 - C_3 也来源于芳烃加氢脱烷基反应,各反应的总速率比例接近,因此曲线趋势较为一致。 C_7 - C_{10} 烷烃摩尔流量不断降低,其反应速率较平稳,这取决于

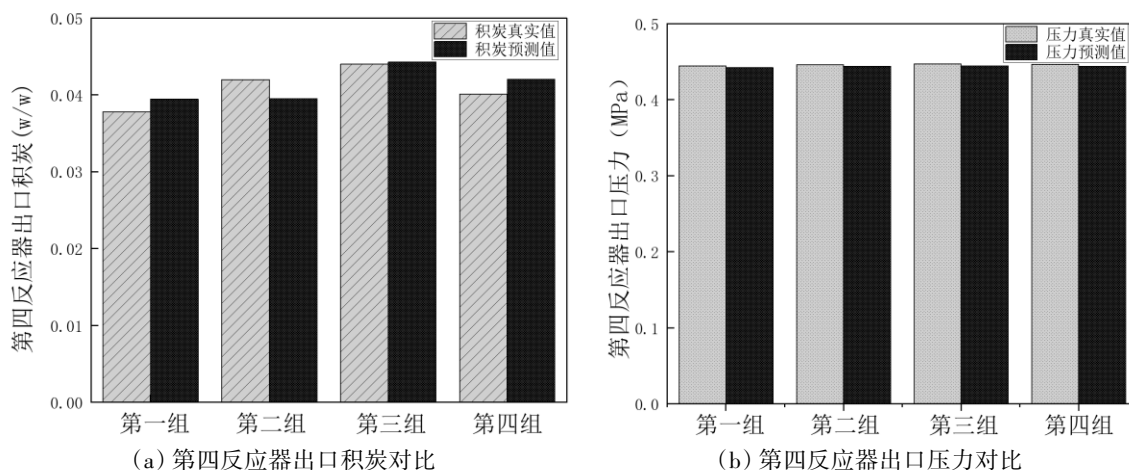


图5 第四反应器出口积炭与压力的真实值与预测值对比

Fig.5 Comparison of measured and predicted values of coke deposition and pressure at the outlet of the fourth reactor

相近的四个反应器入口温度。 C_6 烷烃作为反应物参与脱氢环化反应和加氢裂化反应,也有高碳数烷烃生成 C_6 烷烃,因此 C_6 烷烃摩尔流量变化不显著。图中各个集总曲线在各个反应器入口斜率较大,这是因为反应物流刚经过加热炉,靠近反应器入口的床层温度较高,反应速度较快,且催化重整反应整体

的热效应为强吸热,高温有利于不可逆的加氢裂化反应和可逆吸热的脱氢环化和脱氢芳构化反应进行;随着反应的进一步发生,沿着催化剂床层的温度逐步下降,反应速度也相应下降,各集总的摩尔流率变化相对平缓。

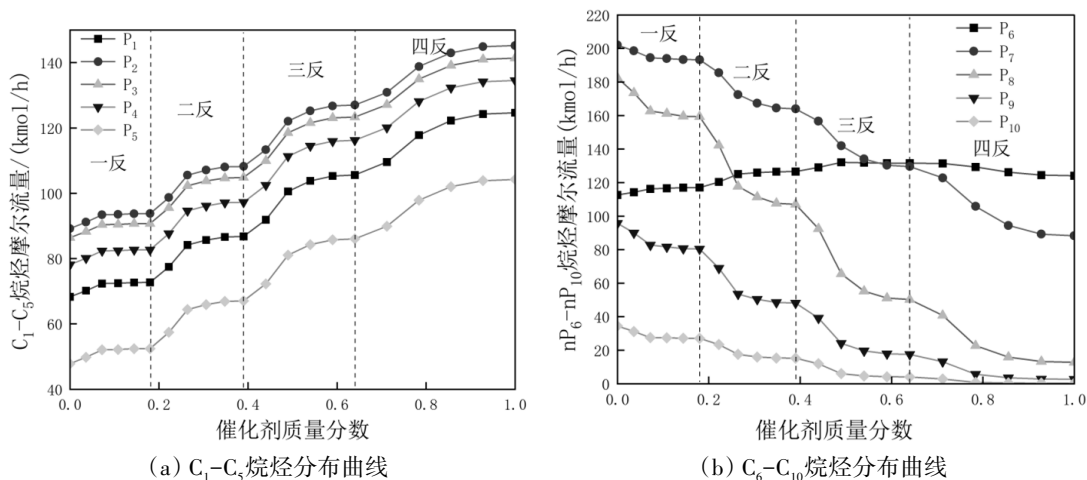


图6 烷烃集总组分沿催化剂床层的分布曲线

Fig.6 Distribution curve of paraffin lumps along the catalyst bed

如图7所示,从一反到四反,环烷烃的摩尔流量迅速降低,在第一反应器中下降最快;芳烃摩尔流量不断增加,在第一反应器中增加最快,原因是环烷烃脱氢芳构化反应非常迅速,在一反中反应速率最快。同时与其他芳烃相比,苯、甲苯和二甲苯的摩尔流量增加得相对多,符合轻芳烃的生产需求;从一反到四反,氢气的摩尔流量不断增加,在一反中增加速率最快,原因是生成氢气的反应主要是环烷烃脱氢芳构化反应和烷烃环化脱氢反应,而一反中脱氢芳构化反应速率最快;四个反应器中的温降分别约为120K、76K、52K和33K,因为造成反应器温降的主要反应是脱氢芳构化反应,在一反和二反中该类型反应速率很快,使一反温降较大。三反和四反中温降较小是因为放热反应如加氢裂化和加氢脱烷基等的反应速率也有所增加。

4.3 灵敏度分析

灵敏度分析专注于各反应器温度、压力等重要工业现场可控因素对反应器出口的各因素影响,选用一组具有代表性的实际工业数据,并在基于工业原始数据进行数据点进行上下扰动,观察相应的因素随扰动变化。

4.3.1 反应温度 对四个反应器的反应温度进行

灵敏度分析,对象为各组分在第四反应器出口量的变化,包含低碳数烷烃、芳烃、积炭等。对温度进行扰动时,根据下式计算加权平均温度:

$$W_{AIT} = w_1 T_1 + w_2 T_2 + w_3 T_3 + w_4 T_4 \quad (33)$$

选取的工业数据的四个反应器入口温度为:799.79K、799.61K、801.42K、800.32K,其加权温度依据公式计算为800.35K。

如图8所示,模型里随着反应器温度增加,芳烃收率由54.34%升到74.72%,但速率会放缓。原因是重整反应中生产芳烃的反应主要是环烷烃脱氢芳构化反应,该反应是强吸热反应,提高反应温度有利于该反应的进行,但随着温度升高,催化剂失活程度随积炭量迅速增多而变高,因此芳烃收率速率放缓,并预计芳烃收率会在某一高温点后逐渐减少。

4.3.2 反应压力 图9(a)直观呈现了反应压力对产物收率的调控效应。当反应压力从约0.35MPa逐步提升至0.6MPa时,芳烃与 C_6 - C_{12} 烷烃的收率呈现同步下降态势,而小分子烷烃的收率则对应上升。这一现象的原因在于,压力升高提高了系统氢分压,抑制了烃类深度脱氢反应,促进加氢裂化、芳烃加氢脱烷基等加氢副反应的进行,推动反应体系生成

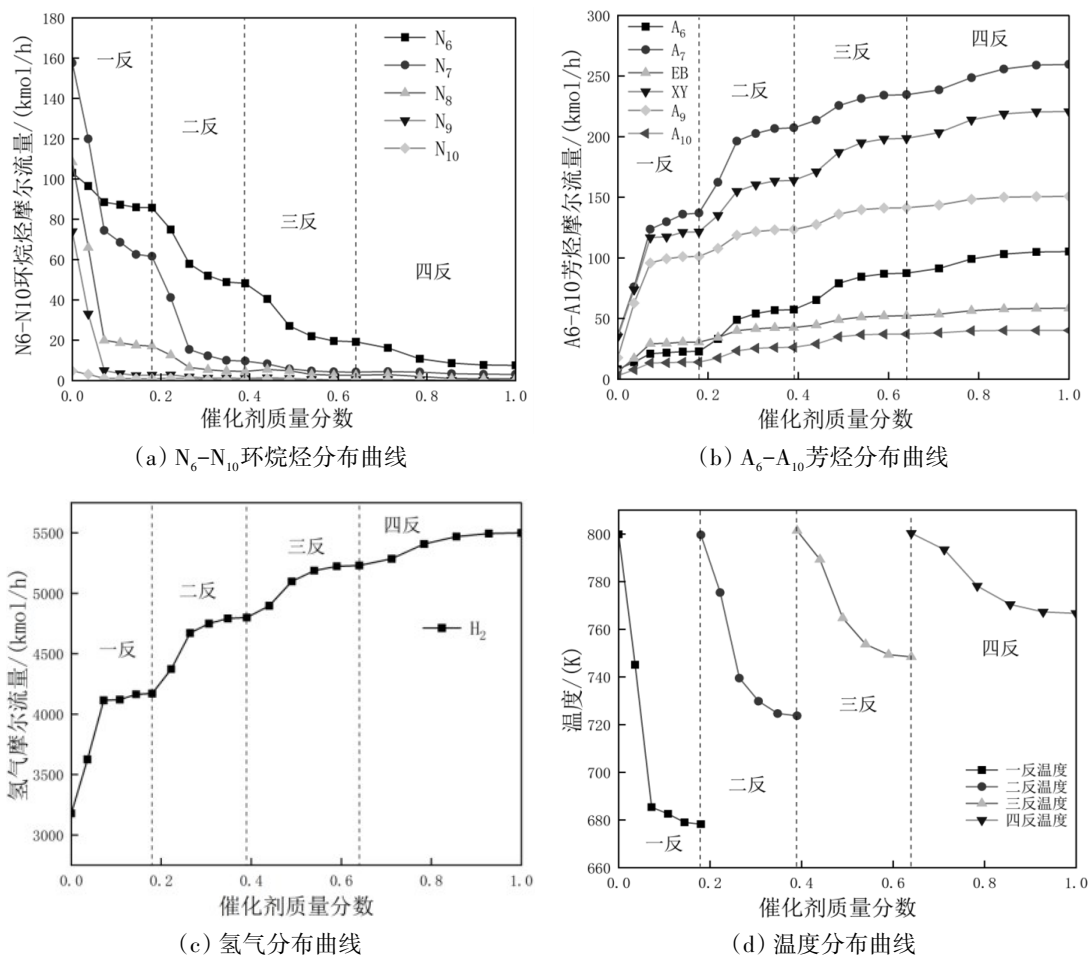


图7 环烷烃、芳烃及氢气集总组分和温度沿催化剂床层的分布曲线

Fig.7 Distribution curves of naphthene, aromatic, hydrogen lumps and temperature along the catalyst bed

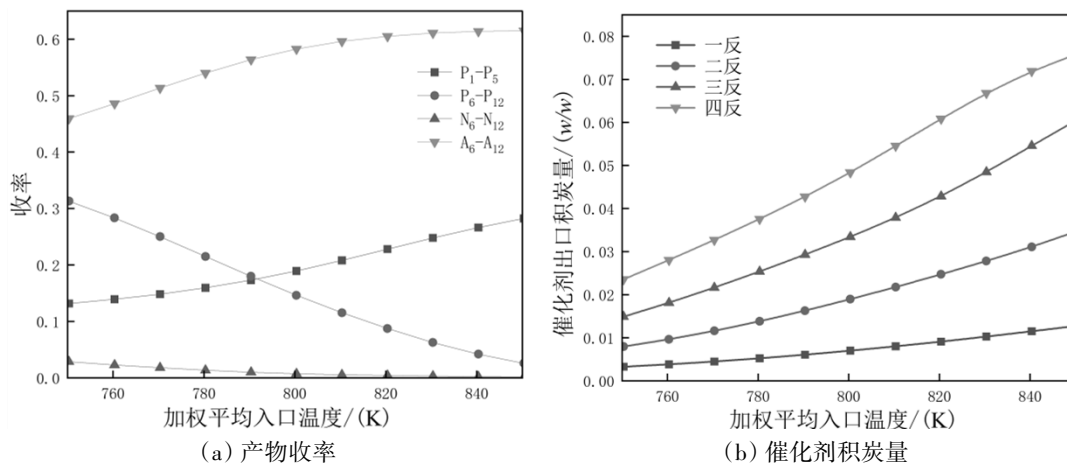


图8 平均床层入口温度对反应结果的影响

Fig. 8 Effect of WAIT on reaction result

更多小分子烷烃。在催化剂积炭方面,压力升高提高了系统氢分压,抑制了烃类深度脱氢反应,减少了积炭前驱体的生成,但是促进了加氢裂化和芳烃

脱烷基等放热反应,导致反应器内温度升高,而积炭生成速率对温度敏感,温度升高会促进积炭生成。在本研究考察的压力区间内,上述两个效应的

强度几乎平衡,因此积炭量未出现明显变化。其积

炭量变化趋势可由图9(b)观察到。

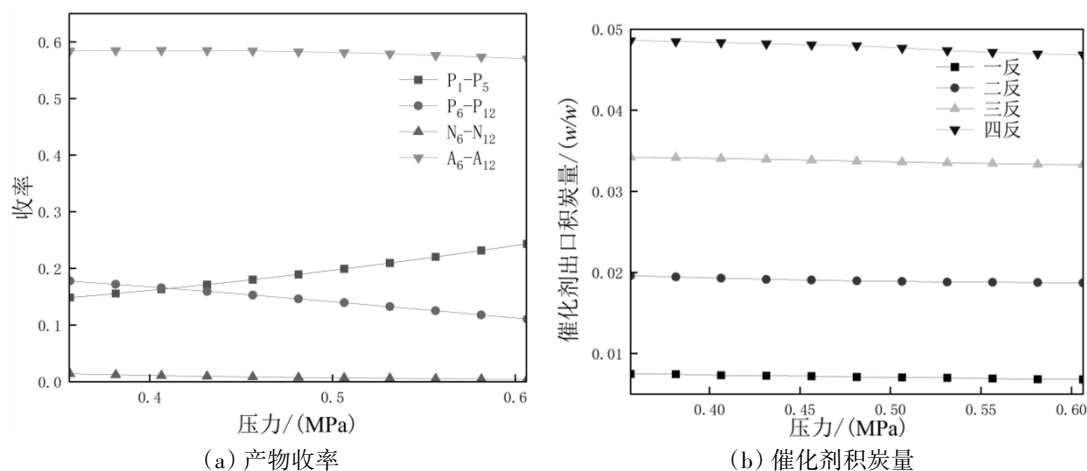


图9 压力对反应结果的影响

Fig.9 Effect of pressure on reaction result

4.3.3 进料流量 原料质量流量决定质量空速,如图10所示,进料流量相对大时,反应物在反应器内的停留时间缩短,烃类组分与催化剂活性中心的有效碰撞频率降低,导致环烷烃脱氢等目标反应难以充分进行,反应深度随之降低,产物中芳烃产率降低。催化剂出口积炭量随原料质量流量的变化取

决于两个相反效应:停留时间缩短会减少积炭生成总量,而反应深度降低导致的出口温度升高会加快积炭生成速率,本模型中积炭生成速率对温度的敏感性很高,温度升高带来的速率增长效应超过了停留时间缩短的效应,因此出口积炭量随原料流量增加而上升。

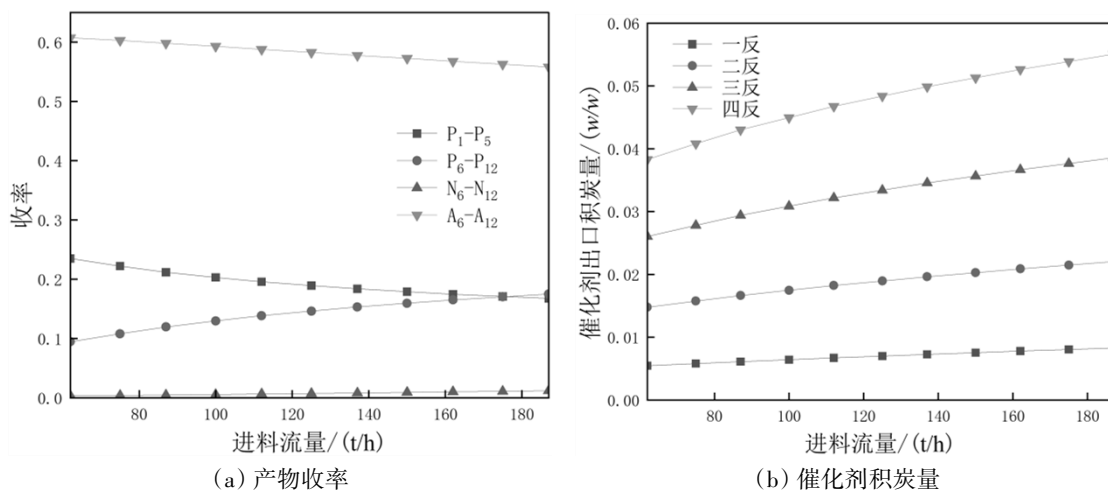


图10 原料质量流量对反应结果的影响

Fig.10 Effect of feedstock flow rate on reaction result

4.3.4 氢油比 氢油比与循环氢流量呈正相关关系,其定义为循环氢中氢气摩尔量与原料油进料量的比值。如图11所示,在反应器操作压力恒定的条件下,氢油比的提升等价于系统氢分压的增大,会强化烷烃加氢裂化与芳烃加氢脱烷基过程,同时抑制烷烃脱氢环化、环烷烃脱氢芳构化等目标反应,最终使得C₅及以下轻质烷烃的收率呈小幅上升趋势

势,而芳烃总收率则出现轻微降低。对积炭反应而言,加氢裂化与脱烷基反应程度增强会引发反应器温度上升,进而带动积炭速率提升,但氢分压升高会抑制积炭反应,其对积炭反应的影响效应大于温度提升带来的影响,各反应出口积炭都随氢油比增加而减少。

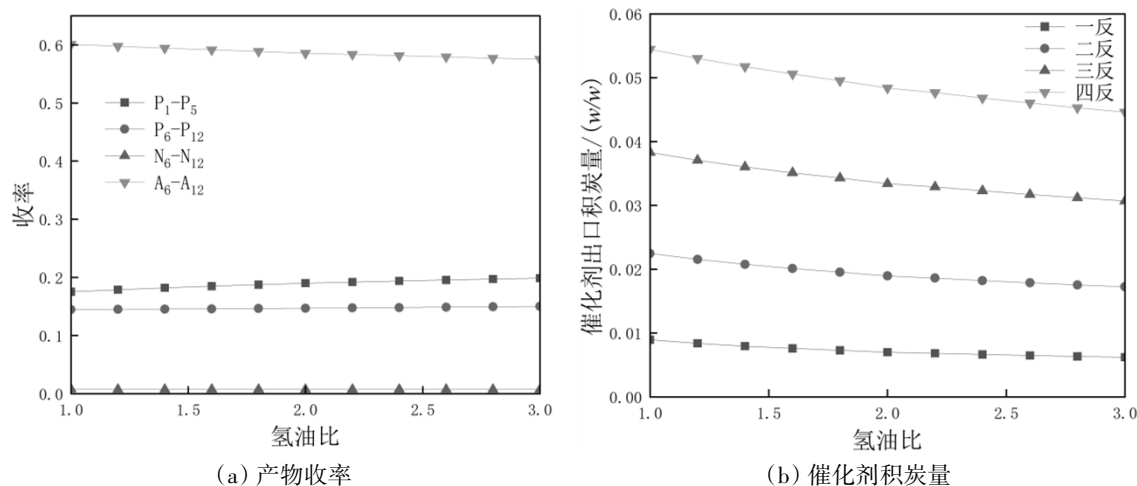


图 11 氢油比对反应结果的影响

Fig.11 Effect of hydrogen-to-oil ratio on reaction result

5 模型优化计算

过程优化以产品质量达标、设备安全运行与成本可控为刚性约束,通过匹配原料组成与市场需求、优化关键操作参数,最大化目标产物收率与装置经济效益。工业上通常结合产品实时价格构建目标函数,本研究因未获取重整产物价格数据,暂未纳入价格因子,仅围绕反应器出口物料性质与操作参数开展优化。

温度是工业上最简便的调控手段,本研究针对反应器出口芳烃(A₆-A₁₂)质量流率作为优化对象,分别开展统一调控加权平均入口温度与分别调控四反应器独立入口温度两种方案的优化研究。其中加权平均入口温度(WAIT)计算如式(33)。

两种优化方案的温度表达式如下:

$$\begin{cases} T_{1,n} = T_1 + \Delta T \\ T_{2,n} = T_2 + \Delta T \\ T_{3,n} = T_3 + \Delta T \\ T_{4,n} = T_4 + \Delta T \end{cases} \quad (34)$$

$$\begin{cases} T_{1,n} = T_1 + \Delta T_1 \\ T_{2,n} = T_2 + \Delta T_2 \\ T_{3,n} = T_3 + \Delta T_3 \\ T_{4,n} = T_4 + \Delta T_4 \end{cases} \quad (35)$$

在优化计算中,将目标函数取负后作为优化目标,使用IPOPT求解目标函数的最小值问题,即:

$$\min f(x) = -J(\theta) \quad (36)$$

$$s.t. g(x) = 0 \quad (37)$$

$$h(x) \leq 0 \quad (38)$$

$$\Delta T_{\min} \leq \Delta T \leq \Delta T_{\max} \quad (39)$$

芳烃质量流率目标函数定义为反应器出口芳

烃总质量流量:

$$F_{A,\text{total}} = \sum_{k \in A} F_A^{\text{out}} \quad (40)$$

考虑到温升会加剧催化剂积炭量,结合工业实际情况,约束函数中设置积炭量介于0.03-0.05w/w之间;装置入口温度介于763K-822K之间;对入口加权平均温度进行优化计算,得到优化值 $\Delta T = 2.72\text{K}$ 时,芳烃质量流率由初始的86011.38kg/h提升到86630kg/h,较原先提升了0.72%。

进一步采用单独调节四个反应器入口温度的多参数优化方案,新增任意两个反应器温度偏差不超过8K的约束函数,计算得到优化值 $\Delta T_1 = -1.79\text{K}$ 、 $\Delta T_2 = -1.51\text{K}$ 、 $\Delta T_3 = 4.37\text{K}$ 、 $\Delta T_4 = 5.67\text{K}$ 时,多变量协同调控下,芳烃质量流率由初始的86011.38kg/h提升到86744.79kg/h,较原先提升了0.85%,效果优于单一调控加权入口温度。

在四反应器入口温度独立调控的多变量优化场景下,EO法展现出显著的计算效率优势:工况优化计算不到一分钟,求解效率相较于同等优化条件的SM法的数分钟大幅提升,当可优化的操作变量进一步增加的情况下,EO法模型的优化计算效率相对于传统的SM法模型将进一步凸显。

6 结 论

依据某100万吨/年芳烃型连续重整工业装置的长期稳定运行数据,本文建立了一个基于联立方程法(EO法)的连续重整反应器动力学模型,采用正交配置法将反应器微分方程组代数化,实现大规模

非线性方程组的整体求解。

相较于传统序贯模块法,EO法计算效率提升一个数量级,单工况预测求解仅需3秒,参数估计效率提升数倍,多变量协同优化效率突出。模型预测结果与多组工业实测数据在主要集总组分摩尔流量、反应器出口温度及催化剂积炭量等方面均表现出良好一致性,验证了模型的可靠性。灵敏度分析结果进一步表明,反应温度、压力、进料流量及氢油比对芳烃收率与反应器出口积炭具有显著影响,相关变化趋势与工业运行规律相符,所建模型可为芳烃型连续重整装置的运行分析与优化提供有效工具。

符号说明

a_n, a_p	分别为金属中心、酸性中心的积炭反应指前因子
C_{coke}	催化剂积炭量, w/w
$\bar{C}_{coke}$	催化剂平均出口积炭量, w/w
C_p	比定压热容, $\text{kJ}/(\text{mol} \cdot \text{K})$
C_0	催化剂初始积炭量, w/w
d_p	催化剂当量直径, m
$E_{a,N}, E_{a,P}$	分别为金属中心、酸性中心的积炭反应活化能, kJ/mol
F	摩尔流量, kmol/h
$F_{A,\text{total}}$	反应器出口芳烃总质量流量, kg/h
F_{cat}	催化剂循环质量流量, kg/h
g	重力加速度, 取 $9.81, \text{m}/\text{s}^2$
$J(\theta)$	目标函数
N	目标函数中包含的变量数(如温度、压力、组分浓度)
N_p	总配置点个数
P, P^θ	分别为反应压力和标准大气压力, MPa
P_N, P_A, P_P	分别为环烷烃、芳烃和烷烃的总分压
$R_{k,i,j}$	第 i 个反应器第 j 个配置点第 k 个集总的反应速率, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$
r_{coke}	催化剂积炭反应速率, $w/(w \cdot \text{h})$
r_{in}	反应器内径, m
r_{out}	反应器外径, m
T	反应温度, K
T_i	第 i 个反应器入口温度, K
$T_{i,n}$	优化后入口反应温度, K
t_{cat}	催化剂在反应器内停留时长, h
$t_{\text{cat},i}$	催化剂在第 i 个反应器内停留时长, h
t_k	高斯积分节点
u_x	表观速度, m/s
w_i	第 i 反应器中床层催化剂所占比例
w_k	高斯积分节点对应权重

$y_{k,i}^{exp}$	第 k 个反应器中第 i 个变量的模型预测值
$y_{k,i}^{mod}$	第 k 个反应器中第 i 个变量的模型实验值
α_A	酸性活性中心失活常数
α_c	积炭失活常数
α_M	金属活性中心失活常数
ε	催化剂床层孔隙率, %
μ	气体黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$
ξ_j	配置点位置坐标
ρ_i	气体密度, kg/m^3
ϕ_c	积炭失活函数
ϕ_A	酸性活性中心失活函数
ϕ_M	金属活性中心失活函数
$\bar{\phi}_A$	酸性活性中心平均失活函数
$\bar{\phi}_M$	金属活性中心平均失活函数

下角标

A	芳烃
i	反应器编号
in	反应器入口
j	配置点编号
k	集总组分编号
N	环烷烃
m	配置点求和下标
out	反应器出口
P	烷烃

参考文献

- [1] Ma X C, He C, Chen Q L, et al. Modeling and optimization for the continuous catalytic reforming process based on the hybrid surrogate optimization model[J]. Computers & Chemical Engineering, 2024, **191**: 108841.
- [2] 张庆辰, 张虹雨, 仇玄, 等. 国际原油市场2024年回顾和2025年展望[J]. 国际石油经济, 2025, **33**(3): 60–66.
Zhang Q C, Zhang H Y, Qiu X, et al. Review of the international crude oil market in 2024 and outlook for 2025[J]. International Petroleum Economics, 2025, **33**(3): 60–66.
- [3] 赵鲁涛, 曲直, 孙嘉伟, 等. 2025年国际原油价格分析与趋势预测[J]. 北京理工大学学报(社会科学版), 2025, **27**(2): 7–11.
Zhao L T, Qu Z, Sun J W, et al. Analysis and projection of international crude oil prices in 2025[J]. Journal of Beijing Institute of Technology (Social Sciences Edition), 2025, **27**(2): 7–11.
- [4] 石宝明. 我国石油市场特点及未来展望[J]. 化学工业, 2017, **35**(3): 1–7.
Shi B M. The characteristics and outlook of oil market[J]. Chemical Industry, 2017, **35**(3): 1–7.
- [5] 郭坤宇. 大型催化重整装置工艺优化设计探讨[J]. 石化技术, 2019, **26**(6): 1–4.
Guo K Y. Discussion on process design optimization of large-scale catalytic reforming unit[J]. Petrochemical Industry Technology, 2019, **26**(6): 1–4.
- [6] Stell J. Catalyst prices, demand on the rise[J]. Oil Gas J., 2005,

- 103(39): 50–51.
- [7] 门秀杰, 张轩钰, 张胜军, 等. 我国炼化产业发展形势分析及未来发展策略[J]. 现代化工, 2025, 45(9): 7–11.
Men X J, Zhang X Y, Zhang S J, et al. Situation analysis and development suggestion of China's refining and chemical industry[J]. Modern Chemical Industry, 2025, 45(9): 7–11.
- [8] 王能全. "双碳"目标下的中国石油安全风险识别及对策[J]. 国际石油经济, 2025, 33(3): 1–10.
Wang N Q. Risk identification and countermeasures for China's petroleum security under the "dual carbon goals"[J]. International Petroleum Economics, 2025, 33(3): 1–10.
- [9] 张茜茜. "双碳"目标对油气行业的影响: 以中国石油为例[J]. 现代营销, 2025(12): 43–45.
Zhang (Q/X)(Q/X). Influence of "double carbon" target on oil and gas industry: taking China petroleum as an example[J]. Marketing Management Review, 2025(12): 43–45.
- [10] 朱红钧, 李英媚, 陈俊文, 等. "双碳"目标下中国石油企业绿色低碳路径[J]. 天然气工业, 2024, 44(4): 180–189.
Zhu H J, Li Y M, Chen J W, et al. Carbon reduction paths for Chinese oil companies under the carbon peaking and carbon neutrality goals[J]. Natural Gas Industry, 2024, 44(4): 180–189.
- [11] 彭特, 龚剑洪, 朱金泉. "双碳"政策下重油催化裂解技术研究进展[J]. 应用化工, 2024, 53(1): 200–205, 217.
Peng T, Gong J H, Zhu J Q. Research progress of heavy oil deep catalytic cracking under "Double Carbon" policy[J]. Applied Chemical Industry, 2024, 53(1): 200–205, 217.
- [12] Chen S, Ding Y T, Song Y, et al. Study on China's energy system resilience under the scenarios of long-term shortage of imported oil[J]. Energy, 2023, 270: 126831.
- [13] 张大庆, 张玉红, 臧高山, 等. 半再生重整技术的现状及发展[J]. 石油炼制与化工, 2007, 38(12): 11–15.
Zhang D Q, Zhang Y H, Zang G S, et al. Present status and development of semiregeneration catalytic reforming technology[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2007, 38(12): 11–15.
- [14] 贺晓军, 袁赞根, 刘伯龙, 等. 低压组合床重整工艺工业试验[J]. 石油炼制与化工, 2003, 34(6): 1–4.
He X J, Yuan Z G, Liu B L, et al. Commercial trial of low-pressure combined-bed reforming process[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2003, 34(6): 1–4.
- [15] 王森义. "逆流式"、"顺流式"连续重整工艺特点分析与"逆流式"的应用效果[J]. 辽宁化工, 2016, 45(3): 301–303.
Wang S Y. Characteristics of counterflow and downstream continuous reforming processes and application effect of counterflow continuous reforming process[J]. Liaoning Chemical Industry, 2016, 45(3): 301–303.
- [16] Reed H W B. Modern petroleum technology[M]. 3rd ed. London: The Institute of Petroleum, 1962.
- [17] 杨敏. 连续催化重整工艺技术进展[J]. 化工管理, 2015(7): 199–201.
Yang M. Technical progress of continuous catalytic reforming process[J]. Chemical Enterprise Management, 2015(7): 199–201.
- [18] 李秀萍, 易玉峰, 丁福臣. 催化重整反应动力学集总模型综述[J]. 北京石油化工学院学报, 2005, 13(4): 18–23.
Li X P, Yi Y F, Ding F C. Review of catalytic reforming lumping model and process simulation[J]. Journal of Beijing Institute of Petro-Chemical Technology, 2005, 13(4): 18–23.
- [19] Smith R. Kinetic analysis of naphtha reforming with platinum catalyst[J]. Chem. Eng. Prog., 1959, 55(6): 76–80.
- [20] Krane H, Groh A, Schulman B, et al. Reactions in catalytic reforming of naphthas[C]//Proceedings of the Fifth World Petroleum Congress, New York, May 30 – June 5, 1959: 39–54.
- [21] Kmak W S, Stuckey A N. Power forming process studies with a kinetic simulation model[C]//AIChE National Meeting. New Orleans, 1973.
- [22] Ramage M P, Graziani K R, Krambeck F J. 6 Development of mobil's kinetic reforming model[J]. Chemical Engineering Science, 1980, 35(1/2): 41–48.
- [23] Froment G F. The kinetics of complex catalytic reactions[J]. Chemical Engineering Science, 1987, 42(5): 1073–1087.
- [24] 翁惠新, 孙绍庄, 江洪波. 催化重整集总动力学模型(I)模型的建立[J]. 化工学报, 1994, 45(4): 407–412.
Weng H X, Sun S Z, Jiang H B. Lumped model for catalytic reforming (i)establishment of the model[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering (China), 1994, 45(4): 407–412.
- [25] 王连山, 张泉灵, 梁超. 催化重整反应38集总动力学模型及其在连续催化重整中的应用[J]. 化工学报, 2012, 63(4): 1076–1082.
Wang L S, Zhang Q L, Liang C. A 38-lumped kinetic model for reforming reaction and its application in continuous catalytic reforming[J]. CIESC Journal, 2012, 63(4): 1076–1082.
- [26] 孙云. 逆流连续重整反应器模型研究[D]. 上海: 华东理工大学, 2021.
Sun Y. Reactor model of counter-current continuous catalyst-regenerative reforming process[D]. Shanghai: East China University of Science and Technology, 2021.
- [27] 谢六磊, 张华云, 李浩扬, 等. 基于APEX的连续重整装置实时优化系统[J]. 自动化博览, 2024, 41(5): 18–22.
Xie L L, Zhang H Y, Li H Y, et al. Real-time optimization system for continuous catalytic reforming unit based on APEX[J]. Automation Panorama, 2024, 41(5): 18–22.
- [28] 张春兰, 陈淑芬, 张远欣. 催化重整催化剂的研究现状及进展[J]. 广州化工, 2013, 41(10): 23–24, 85.
Zhang C L, Chen S F, Zhang Y X. Research status and development of catalytic reforming catalyst[J]. Guangzhou Chemical Industry, 2013, 41(10): 23–24, 85.
- [29] 成名. 国内外炼油化工行业连续重整催化剂技术研究发展[J]. 化工设计通讯, 2021, 47(12): 87–88.
Cheng M. Technical progress of continuous reforming catalyst[J]. Chemical Engineering Design Communications, 2021, 47(12): 87–88.
- [30] 蒋项羽. PS-VI重整催化剂运行初期与末期性能分析[J]. 石油炼制与化工, 2014, 45(3): 66–68.
Jiang X Y. Performance analysis of PS-VI continuous reforming catalyst at SOR and EOR[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2014, 45(3): 66–68.
- [31] 张宝忠, 何志敏, 马爱增. PS-VI重整催化剂的工业应用试验[J]. 化学反应工程与工艺, 2007, 23(3): 273–278.
Zhang B Z, He Z M, Ma A Z. Application testing of PS-VI continuous reforming catalyst[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 2007, 23(3): 273–278.
- [32] Wächter A, Biegler L T. On the implementation of an interior-point filter line-search algorithm for large-scale nonlinear programming[J]. Mathematical Programming, 2006, 106(1): 25–57.

- [33] Lukšan L, Matonoha C, Vlček J. Interior point methods for large-scale nonlinear programming[J]. Optimization Methods and Software, 2005, **20**(4/5): 569–582.