

基于 HYSYS 的延迟焦化炉动态模拟

郭国良¹, 黄德先¹, 张伟勇¹, 吕文祥¹, 张志新²

(1. 清华大学自动化系, 过程控制工程研究所, 北京, 100084; 2. 中国石油锦西石化分公司, 辽宁, 锦西, 125001)

摘要: 延迟焦化炉炉内结焦是影响装置连续、安全运行的重要因素之一。本文基于 HYSYS 流程模拟软件, 在原有加热炉动态模型的基础上, 嵌入延迟焦化炉炉内结焦模型, 开发了一种模拟延迟焦化炉管内结焦过程的新方法, 实现了延迟焦化炉的动态流程模拟。从而在满足工艺要求和安全生产的前提下, 有助于实现对结焦速度进行先进控制, 达到延迟焦化反应产物效益最大、能耗最少目标。通过与某炼油厂延迟焦化炉实际运行数据的比较, 验证了所提方法的可行性和有效性。

关键词: 延迟焦化炉; 管内结焦模型; 动态模拟; HYSYS

中图分类号: TP 399; TQ 015

文献标识码: A

文章编号: 1001-4160(2008)11-1311-1316

Dynamic simulation of delayed coking furnace based on HYSYS

Guo Guoliang¹, Huang Dexian¹, Zhang Weiyong¹, Lv Wenxiang¹ and Zhang Zhixin²

(1. Institute of Process Control Engineering, Department of Automation, Tsinghua University, Beijing, 100084, China;

2. Jinxi Petrochemical Corporation, Petrochina, Jinxi, 125001, Liaoning, China)

Abstract: Coke deposition problem of the delayed coking furnace is one of the important factors that affect continual and safe production of the delayed coking process. In this paper, a new method was developed to dynamically simulate coke deposition process for the delayed coking furnace, by embedding a coke deposition model into the dynamic furnace operation of HYSYS. Therefore, with the satisfaction of constraints on the production safety and appropriate coking rate, the advanced control and online optimization could be used to maximize the benefits of the delayed coking production and reduce the cost. Compared with the practical processing data of a real delayed coking furnace, the simulation results based on the proposed method demonstrated its feasibility and validity.

Key words: delayed coking furnace; coke deposition model; dynamic simulation; HYSYS

Guo GL, Huang DX, Zhang WY, Lv WX and Zhang ZX. Dynamic simulation of delayed coking furnace based on HYSYS. Computers and Applied Chemistry, 2008, 25(11):1311-1316.

1 引言

延迟焦化炉是延迟焦化工序中的一个重要的装置。由于重质渣油在延迟焦化炉加热过程中会发生聚合反应, 造成炉管内结焦, 严重的时候会造成管路完全堵塞, 给整个过程造成巨大损失, 因此延迟焦化炉炉内结焦是影响装置连续、安全运行的重要因素之一。

多年来, 延迟焦化炉管内结焦问题的研究主要集中于以下两个方面: (1) 研究结焦的反应动力学规律, 即通过划分集总或者更详细的进行渣油成分反应研究, 并通过实际的管内结焦实验, 来得到结焦的反应动力学参数, 从而得到结焦规律。比如: Sundaram 等^[1,2] 通过测量乙烷、丙烷热裂解反应过程前后管道质量的变化, 来得到结焦数据, 从而归纳出乙烷、丙烷热裂解结焦动力学规律; 姜强昆等^[3] 设计了一套研究烃类裂解过程结焦的实验装置, 以丙烷为裂解原料对结

焦过程的表面效应和结焦动力学进行研究, 建立了结焦模型; Kumar 等^[4,5] 利用了类似的方法, 研究了石脑油的热裂解结焦动力学规律, 并给出了实验室管内结焦模型; Zhang 等^[6,7] 开发了预测重质烃结焦的二维数学模型。(2) 利用实际数据对结焦过程进行建模。比如: Takatsuka 等^[8] 假定结焦速度与结焦物质含量成正比, 并与温度、线速度、压力、相容性、转化率关联, 并用于大型工业炉设计; Scarborough 等^[9] 用内径为 15 mm 的不锈钢管, 在不同质量流速下使油品从 350℃ 升至 500℃, 得出一些结焦数据, 但未关联数学模型; 周晓龙等^[10] 用大庆减压渣油, 在流动管式反应器内进行减粘热裂化反应, 得出管内结焦速度与管内壁温度及流速之间的关系。其次, 在具体的流程模拟中, 刘现峰等^[11] 根据渣油热裂解反应规律及工业延迟焦化过程特点, 建立了十一集总反应动力学模型, 开发了工业延迟焦化过程的动态模拟软件。潘惠琴等^[12-14] 给出了延迟焦化炉的数学模型, 并对加

收稿日期: 2008-03-30; 修回日期: 2008-04-30

基金项目: 国家十一五 863 课题 (2007AA04Z193& 2006AA04Z168) 资助。

作者简介: 郭国良 (1980—), 男, 硕士研究生, 导师: 黄德先。

热炉进行了模拟。马伯文等^[15]改进了周晓龙^[10]提出的管内结焦模型,并较好地预测了管内结焦过程。

然而,当前关于延迟焦化炉模型的研究工作和流程模拟软件基本上都局限于稳态模拟,为了能够对延迟焦化炉的动态结焦过程有一个更清楚地了解,能够实时预测结焦速度和结焦累积过程,并实现对结焦速度的先进控制,从而实现延迟焦化反应产物效益最大、能耗最少目标,研究和开发延迟焦化炉的动态流程模拟是非常必要的。

本文基于 HYSYS 流程模拟软件,在原有加热炉动态模型的基础上,嵌入了加热炉动态模型,并通过 HYSYS 提供的 Spreadsheet 技术,将所建立的模型嵌入到原始加热炉模型中,实现了利用 HYSYS 对延迟焦化炉炉管内结焦过程的动

态模拟。通过与某炼油厂延迟焦化炉实际运行数据的比较,验证了所提方法的可行性和有效性。

2 焦化反应模型问题

渣油的生焦基本上由两类过程所构成:一是物理生焦,即原已存在于油样中的沥青类物质在焦化过程中的聚结、沉降,形成焦炭;二是化学生焦,复杂的渣油分子在高温下自发地产生自由基,自由基再以不同的方式参与反应。一方面发生裂化反应,大分子裂化成小分子;另一方面原料分子缩合成大分子量的产物,直至生成焦^[18]。

重油生焦的反应机理可表示成如图 1 所示的过程:

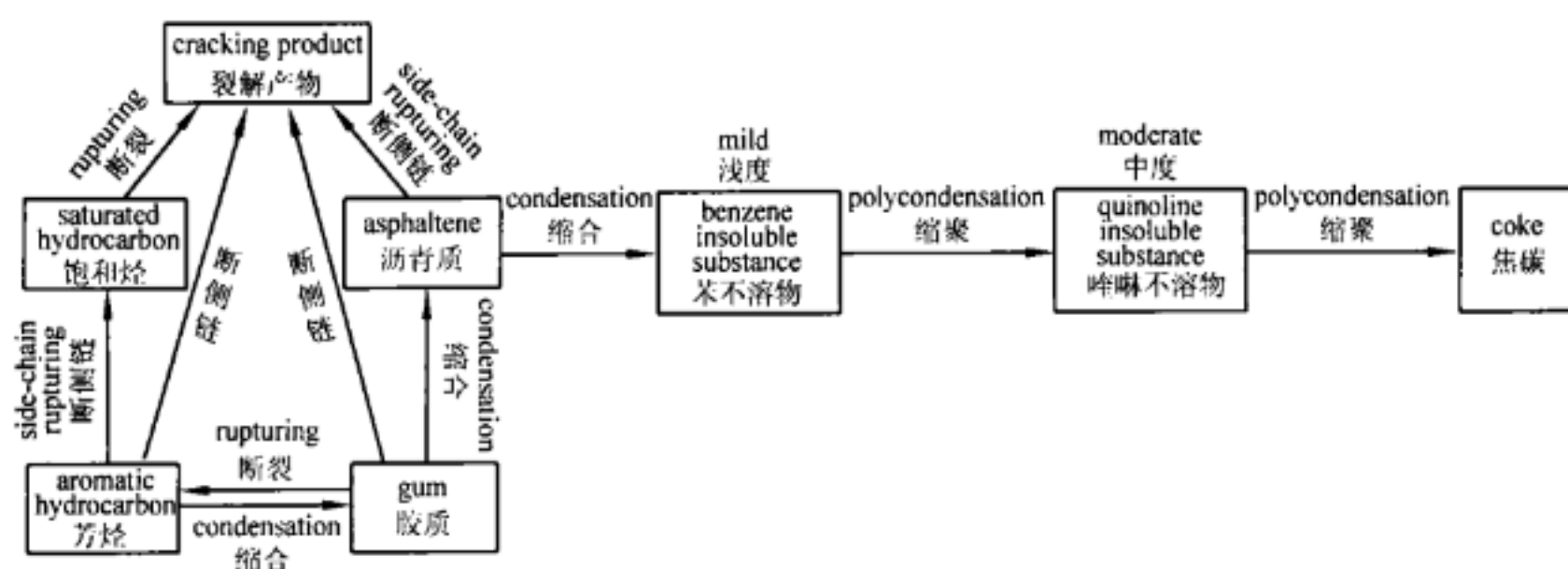


Fig. 1 Reaction mechanism of coke formation from heavy oil.

图 1 重油生成石油焦的反应机理

渣油焦化过程是裂解反应与缩合反应等的综合,无论是裂解还是缩合,反应过程都是逐步进行。以焦炭的生成为例,原生胶质和原生沥青质经过热转化,生成次生沥青质,次生沥青质进一步缩聚成高稠环的中间相小球体,小球体再进一步融合、增粘老化和定向固化,最后生成焦炭。气体和汽油等产品也是渣油各组分以自由基反应机理断链而生成,断链后的小分子即为气体产品,大分子则为汽油、柴油及蜡油等。

2.1 渣油热裂化动力学模型

洛阳石油化工工程公司炼制研究所根据焦化过程的特点,将原料油和产物划分为 11 个集总,提出了 11 集总反应动力学模型^[11]。石油大学的韩树恺、肖家治等^[16]通过实验室试验,测定并推算出孤岛减压渣油和胜利焦化渣油在 400℃ ~ 500℃ 温度范围内热裂解反应动力学数据。根据反应动力学,反应速度为:

$$\frac{dX}{dt} = K(1 - X)^n \quad (1)$$

式中: X 为反应摩尔数; K 为反应速度常数; n 为反应级数。

通过对试验数据归纳,孤岛减压渣油和胜利焦化渣油热裂解反应级数 $n = 1$ 。

由 Arrhenius 方程可求出反应速度常数 K :

$$K = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (2)$$

式中: A 为裂解反应的频率因子;

E 为裂解反应的表现活化能。

试验结果数据归纳如下:反应温度 400℃ ~ 440℃, 孤岛减压渣油热裂解反应 $A = 7.853 \times 10^{10}/\text{min}$, $E = 170.7 \text{ kJ/mol}$; 胜利焦化渣油热裂解反应 $A = 5.805 \times 10^{10}/\text{min}$, $E = 261.3 \text{ kJ/mol}$ 。高温(460℃ ~ 500℃)渣油热裂解反应的试验数据归纳为孤岛减压渣油热裂解反应 $A = 9.241 \times 10^{10}/\text{min}$, $E = 180.625 \text{ kJ/mol}$; 胜利焦化渣油热裂解反应 $A = 3.867 \times 10^{10}/\text{min}$, $E = 206.33 \text{ kJ/mol}$ 。

2.2 常见炉管结焦模型

结焦研究的关键是找出接近实际情况的结焦速度关联式。结焦速度的定义常见的有三种:(1)定义为单位时间沉积在单位炉管表面的焦炭重量;(2)定义为单位时间内焦炭的沉积厚度的增量;(3)定义为单位时间热阻的变化量^[17]。

加热炉正常运行工况下,炉管结焦是缓慢的。一般在高热流密度下模拟结焦过程,但实验费用相当高,国内外公开报道的实验结果不多。周晓龙等用大庆减压渣油在流动管式反应器内进行减粘热裂化反应^[10],假定:①结焦速度恒定;②结焦速度与管内壁处渣油中甲苯不溶物浓度成正比;③管内壁处渣油中甲苯不溶物的生成速度只与内壁温度有关;④边界层厚度与流速成正比;⑤流动主体中甲苯不溶物与壁面处相比可以忽略不计。得出管内结焦速度与管内壁温度及流速之间的关系为:

$$X = 1.21 \exp[0.001944(t_w - 450)^2]/u \quad (3)$$

式中: t_w 为管内壁温度, $^{\circ}\text{C}$; u 为管内平均速度, m/s ; X 为焦炭沉积速度, mm/d 。

在本文中,我们对式(3)给出的管内结焦速度与管内壁温度及流速之间的关系做出一些修正,这种关系中考虑到了管内结焦速度的主要影响因素为管壁温度和管内流体速度;但是对于不同的渣油来说,具体的影响因素又有不同,修正的方式如下:

$$X = \alpha \exp[\beta(t_w - 450)^2]/u$$

2.3 炉管结焦模型

根据对以上的一些模型分析,本文中提出了一个比较通用的炉管内结焦模型,假设:

炉管内径表面结焦速率为: $X_c (\text{kg/m}^2 \cdot \text{s})$;

结焦体密度为: $\rho_c (\text{kg/m}^3)$;

炉管外径,内径,结焦后内径,结焦厚度为: $r_o, r_i, r_c, \Delta r_c$ (m)。

对炉管进行微元分析,如图2所示:

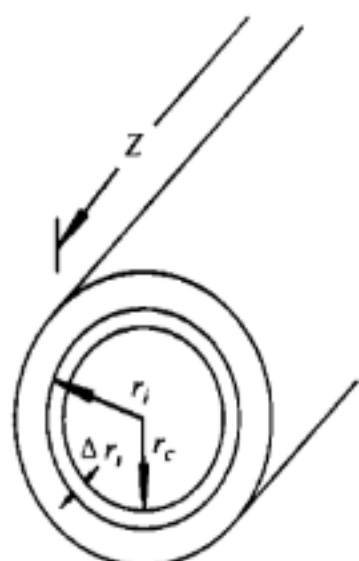


Fig. 2 Coking rate sketch map in inner side of furnace tubes.

图2 管内结焦速率模型图

$$[\pi r^2 - \pi(r - \Delta r)^2] \cdot Z \cdot \rho_c = X_c \cdot \Delta t \cdot 2\pi r \cdot Z \quad (4)$$

整理以后可以知道:

$$\Delta r = r - \sqrt{r^2 - 2r \cdot X_c \cdot \Delta t / \rho_c} \quad (5)$$

则有对于计算机运算适用的结焦厚度关系式,设定仿真步长以后,能够递推每步的管径厚度变化,从而得到管内径。

3 基于 HYSYS 的延迟焦化炉

3.1 HYSYS 中加热炉模块

HYSYS 是加拿大 Hyprotech 公司推出的流程模拟软件,它以 Windows 为软件平台,界面友好,操作方便直观,扩展能力和开放性强,是集稳态流程模拟和动态流程模拟为一体得到广泛应用的通用流程模拟软件,能够方便地实现动态流程模拟。HYSYS 软件采用 Microsoft 的 OLE 技术,可以开发出通用的实时数据通讯接口软件,能够方便地为 HYSYS 流程模拟软件和各种软硬件之间提供双向实时数据通讯^[19]。HYSYS 软件中已经将加热炉的模拟过程集成到一个通用的加热炉模块。其加热炉模型如图3所示。

将加热炉分为3个区域,如图3所示,底层为辐射传热区,中间为对流换热区,最上面一层则为余热回收利用区。

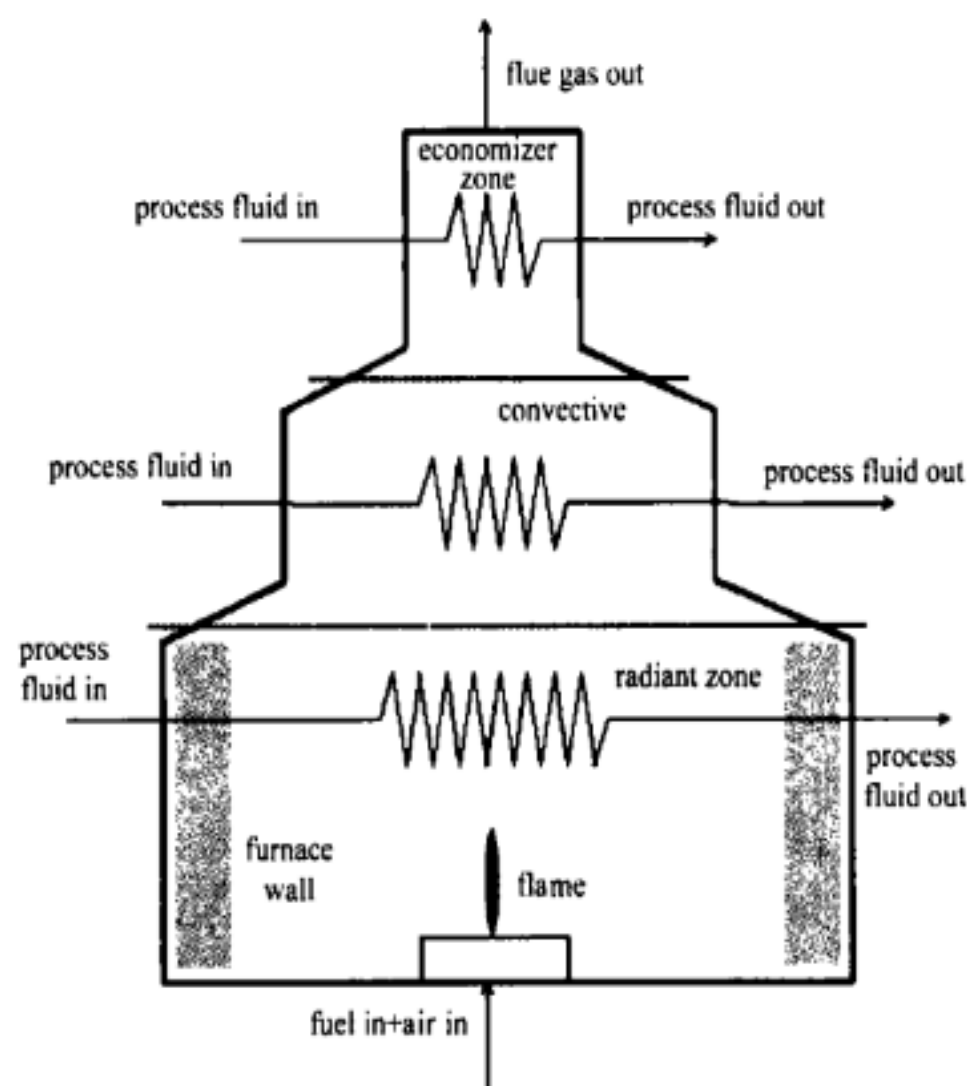


Fig. 3 Furnace model in HYSYS.

图3 HYSYS 中加热炉模型图

在加热炉模块中,需要使用者根据自己的需要进行整体设计,在加热炉的3个区域中,可以设置不同数量的加热支路,设置各个区域的整体结构;需要设定的参数有各路管道的内外径,管道长度,以及各个区域的热力学参数,例如管道和流体的对流换热系数、管道的热容、导热系数和管道密度等等。HYSYS 中加热炉模块已经封装了各种合适的算法,各个参数设定好了以后,就可以来模拟普通加热炉的整个动态过程。

3.2 利用 HYSYS 加热炉模块来模拟焦化加热炉

由以上对 HYSYS 加热炉模块的介绍可以知道,延迟焦化炉与通用加热炉的区别在于,随着加热过程的变化,延迟焦化炉管道内部会结焦,从而引起管道热阻和内径的变化。基于以上考虑,本文提出了在 HYSYS 加热炉模块的基础上,引入管道热阻和内径的变化,从而模拟延迟焦化炉的工作过程。

(1) 延迟焦化炉管道结焦模型和工艺流程

由于炉管内部附着上不同于管道物质的焦体,影响炉管的传热阻力。同时炉管内径也会变化,会影响管内流体流动阻力。

由于 HYSYS 加热炉模块中,金属管道的壁厚(或内径)、密度、导热系数、热容等参数可以设定。我们提出“等效管道”的概念,让等效管道和附着结焦体的金属管道在内径和热阻、热容等参数上等价。这样,我们就可以通过改变等效管道的壁厚(或内径)和有关参数(通过金属管道的有关参数设置),使在炉管的传热阻力、管内流体流动阻力上完全反映延迟焦化炉的实际情况,以实现延迟焦化炉的动态模拟。本文模拟所建构的延迟焦化炉模型如图4所示。假设:

管道、结焦体密度分别为: $\rho, \rho_c (\text{kg/m}^3)$;

管道、结焦体的导热系数分别为: $\lambda, \lambda_c (\text{W/m} \cdot \text{K})$;

管道、结焦体的热容分别为: $C_p, C_{pc} (\text{kJ/kg} \cdot \text{K})$ 。

可得该等效管道的有关参数:

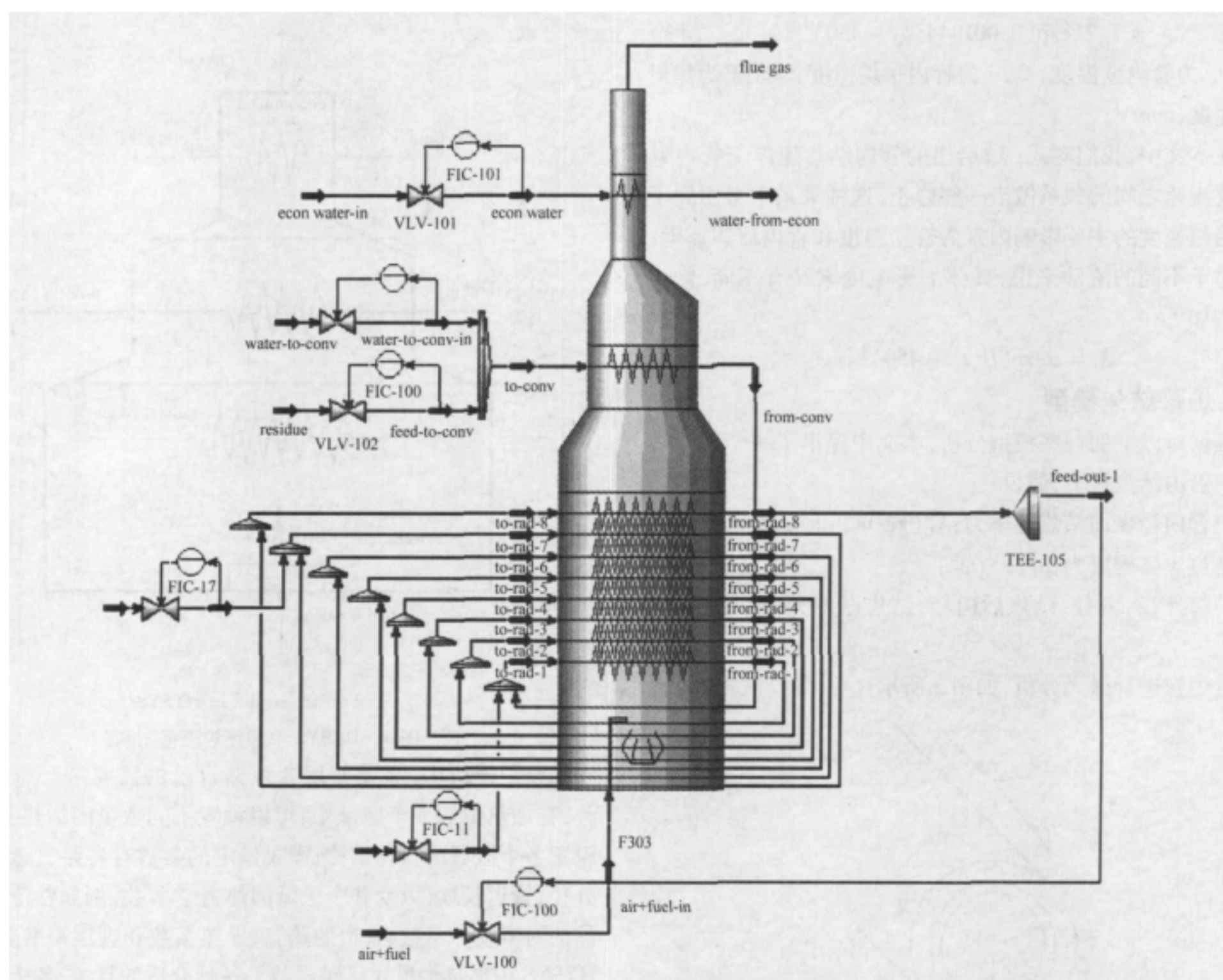


Fig. 4 Delayed coking furnace model based on HYSYS.

图4 基于 HYSYS 的延迟焦化炉模型

等效管道密度:

$$\rho' = \frac{\rho(r_o^2 - r_i^2) + \rho_c(r_i^2 - r_c^2)}{(r_o^2 - r_c^2)} \quad (6)$$

等效管道热容:

$$C'_p = \frac{\rho(r_o^2 - r_i^2) \cdot C_p + \rho_c(r_i^2 - r_c^2) \cdot C_{pc}}{\rho'(r_o^2 - r_c^2)} \quad (7)$$

由热力学中对导热系数的定义以及圆柱体导热的性质可以知道,等效管道的导热系数为:

$$\lambda' = \frac{\ln(r_o/r_c)}{\ln(r_o/r_i)/\lambda + \ln(r_i/r_c)/\lambda_c} \quad (8)$$

在图4中,对于加热炉的辐射换热区这样分布参数系统,根据某延迟焦化过程的实际分析,将其分为8段(To-Rad-1, To-Rad-2, To-Rad-3, To-Rad-4, To-Rad-5, To-Rad-6, To-Rad-7, To-Rad-8)进行集总化,然后在每段中都嵌入炉管结焦模型。每段相当于一个集总模型,其中的温度、压力以及炉管内结焦厚度都认为是相同的。这样,原理上说,当模型中分段划分的越细,模拟真实过程的精度就越高,但计算量也就越大。

本文所模拟的延迟焦化炉流程为某工厂实际延迟焦化炉,如图4所示,渣油 Residue 首先进入加热炉的对流换热区,然后由 From-Conv 进入辐射加热区,通过八段加热后,最终由 Feed-Out-1 流出。在余热回收区,利用余热将注水预热。整个流程有三路注水,分别在对流换热区入口(To-

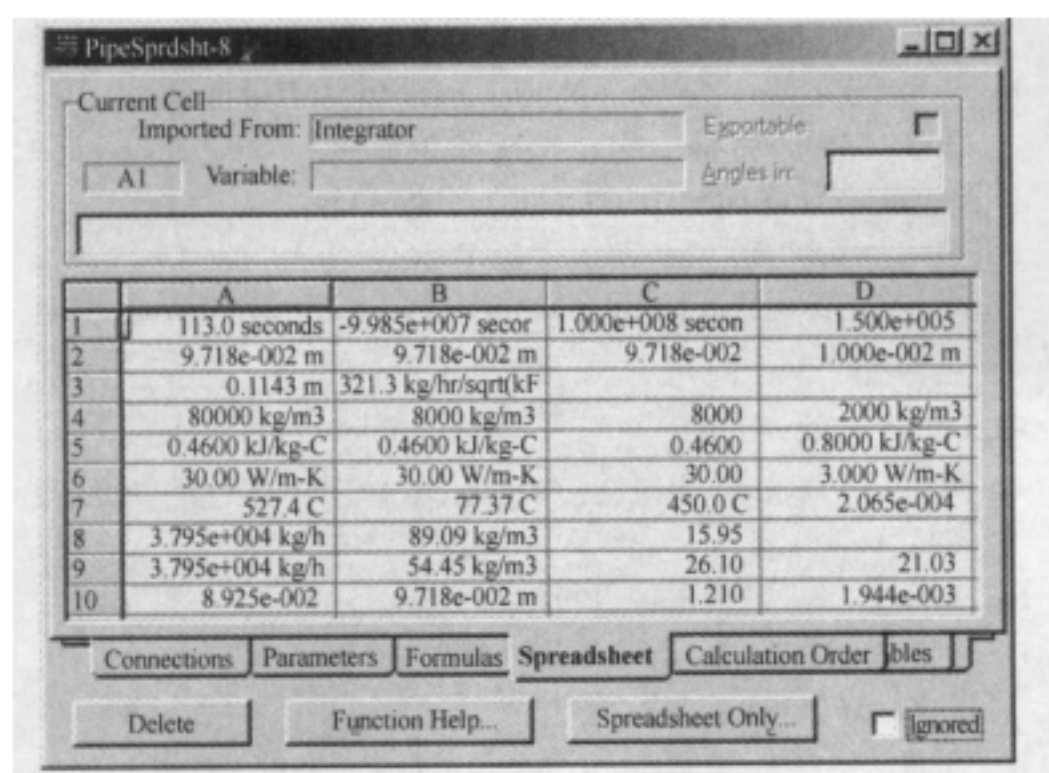
Conv)、辐射换热区入口(To-Rad-1)和第七段入口处(To-Rad-7),通过三路注水来减缓管内结焦速度。延迟焦化炉出口温度通过 PID 调节加热炉燃料量控制在 500℃。

(2) 模型嵌入 HYSYS 加热炉

在 HYSYS 模拟软件中,给出了一种电子数据表操作(Spreadsheet Operation)用来在 HYSYS 内部进行数据的读取和写入(Read and Write),通过这种方式,HYSYS 可以读到几乎所有的内部数据,也可以对一些参数改写。在本次试验中,对于管道的参数,都可以通过 Spreadsheet 来进行读写,Spreadsheet 的界面如图5所示。

其中,A2 为从 HYSYS 中读出的管道内径,而经过计算后,可以通过 B2 写入管道内径,通过 HYSYS 自己的计算程序,模拟出整个过程。Spreadsheet 操作中给出了一些比较简单常见的代数和逻辑函数,可以进行简单的数学计算,如:@ABS(A4-B5)表示求 A 列第 4 个表格中值和 B 列第 5 个表格中值的差的绝对值,而@if(I0,I1,I2)则为 if 语句,当 I0 为真时,执行 I1;为假时,执行 I2。

本文中,就是通过 Spreadsheet 操作,对加热炉辐射区八回路中管道的各个参数进行读写,来实现管道结焦的模拟。在该模拟过程中,管道有效导热系数和管道内径为影响过程的关键参数,管道内径由@if(a1 <= c1,c2,@if(a2 > d2,a2 - 0.001 * d7,d2))给出,其中 d7 为内嵌模型计算出来的结



焦厚度, 管道有效导热系数由式(8)给出, 通过式(8)与式(9)而管道的其他参数变化则根据上面给出的等效参数表达式来进行计算。

4 模拟计算结果及讨论

延迟焦化炉动态模型建立起来以后, 为了使模拟更加准确地反映实际过程中的工况和便于验证模型的精度, 在本文模拟过程中, 将渣油的流量、温度、压力以及三路注水的流量作为模拟过程的输入变量, 直接由实际过程数据给出。而加热炉出口温度由 PID 调节燃料量来控制, PID 控制的设定值和实际生产过程中相同, 为 500℃。通过可测的延迟焦化炉各段管道外壁温度、炉膛温度以及炉管内的渣油温度和模拟计算进行对比, 考察模拟结果的准确程度。

按上述方法建立的延迟焦化炉流程, 对某炼油厂的延迟焦化炉过程进行了模拟计算, 每 5 分钟采样一次, 图 6 和图 7 为整个仿真的计算数据和现场数据的对比曲线图, 其中粗线为本文仿真计算数据, 而细线为某延迟焦化过程的实际记录数据。

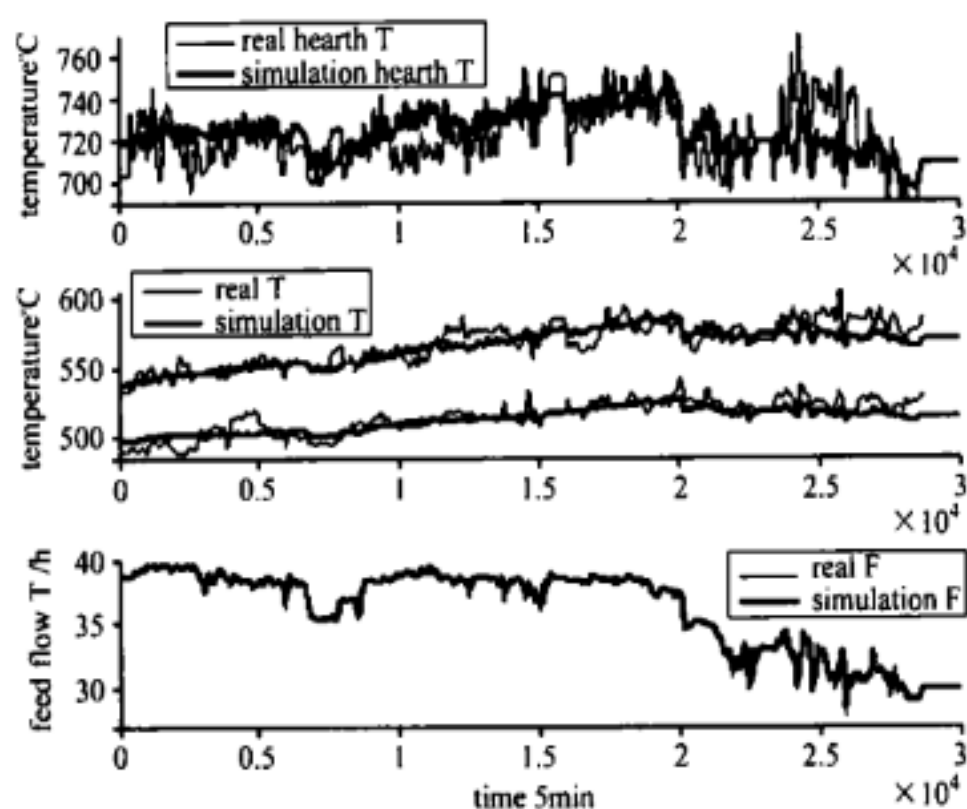


Fig. 6 The variation of chamber temperature, tube surface temperatures and resid feed rate with time.

图 6 炉膛温度、管壁温度和渣油处理量随时间变化曲线对比

在图 6 中, 从上到下第 1 个图中曲线是加热炉炉膛温度曲线, 第 2 个图中上下两组曲线分别为辐射室 (To-Rad-8、To-Rad-1) 管外壁温度的变化曲线, 最后一个图中一组曲线为整个流程的渣油进料量变化曲线。图中可以看出整个仿真结果和实际数据的对比比较吻合。

图 7 给出了渣油在加热炉对流换热区进口、辐射换热区进口和加热炉出口处的温度变化曲线, 其中对流换热区进口温度为模拟过程的输入变量, 为实际过程温度 (图中最下面一组曲线), 而在控制加热炉出口温度 500℃ 的情况下 (图中中间一组曲线所示, 实际过程中出口温度控制在 495℃ ~ 505℃ 之间), 辐射换热区进口温度变化曲线和实际加热炉过程辐射换热进口温度能够很好的吻合 (图中上面一组曲线)。

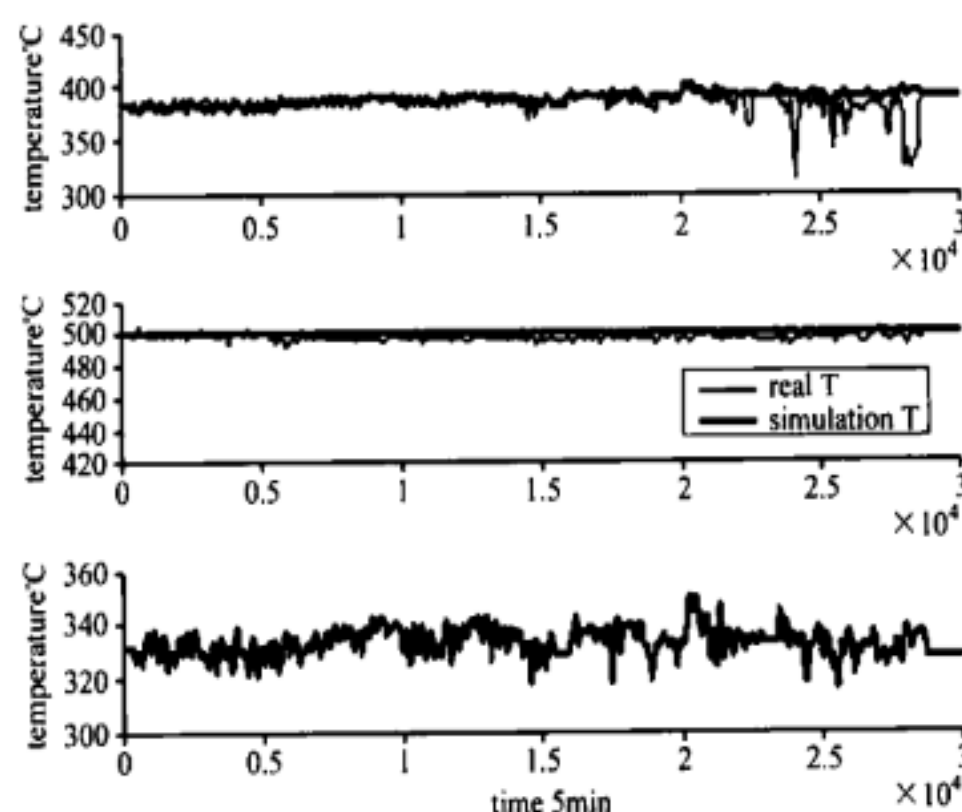


Fig. 7 The variation of resid temperatures with time.

图 7 渣油温度随时间变化曲线对比

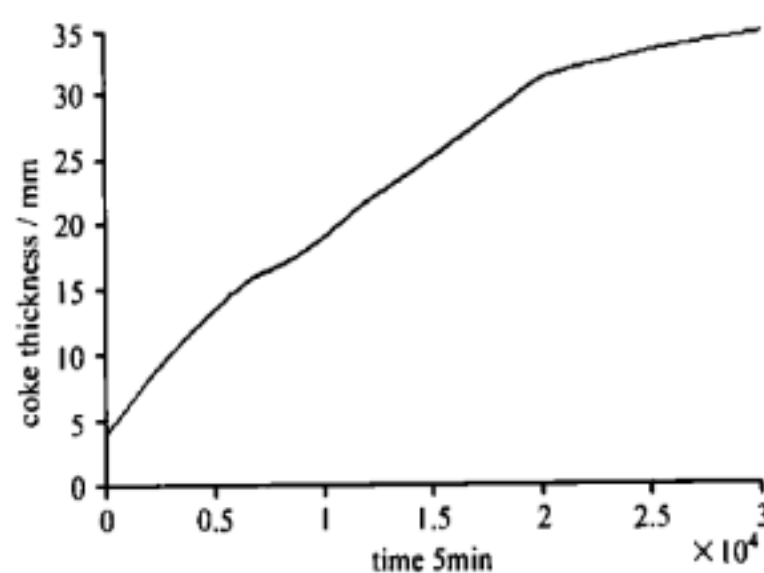


Fig. 8 The variation of coke deposition thickness in inner side of furnace tube with time.

图 8 管道内径结焦厚度变化曲线

图 8 为辐射室 (To-Rad-8) 管道内径结焦厚度变化曲线, 为本文模拟过程得到的结焦厚度预测曲线, 初始管道内径为 0.09718 m。由图 8 可以看出, 辐射室出口处管道 (To-Rad-8) 结焦情况严重, 这和实际生产过程也比较吻合, 在模拟过程后期, 结焦速度开始迅速加快, 当进行降量处理后, 结焦速度下降。

5 结论

利用 HYSYS 提供的 Spreadsheet 技术,将加热炉管道结焦模型与 HYSYS 中的通用加热炉模型相集成,从而实现了基于 HYSYS 平台的延迟焦化炉结焦过程动态流程模拟。这种技术充分利用了 HYSYS 的强大数据库、模型库和仿真平台等功能,又可以实时反映延迟焦化过程,且实现简单方便。建立在 HYSYS 的通用加热炉基础上的延迟焦化炉模型对某炼油厂的延迟焦化炉模拟结果与实际过程比较吻合,能够较好的反映整个延迟焦化炉的运行过程,验证的该方法的可行性和有效性。

致谢 感谢 AspenTech 公司提供 HYSYSTM 流程模拟软件的使用授权!

References

- 1 Sundaram KM and Froment GF. Kinetics of coke deposition in the thermal cracking of propane. *Chem Eng Sci*, 1979, 34:635-644.
 - 2 Sundaram KM, van Damme PS and Froment GF. Coke deposition in the thermal cracking of ethane. *AIChE Journal*, 1981, 27(6):946-951.
 - 4 Kumar P and Kunzru D. Kinetics of coke deposition in naphtha pyrolysis. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1985, 63:598-604.
 - 5 Kumar P and Kunzru D. Coke formation during naphtha pyrolysis in a tubular reactor. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1987, 65:280-285.
 - 6 Zhang Wenxing and Watkinson A. Paul. Carbonaceous material deposition from heavy hydrocarbon vapors 1: experiment investigation. *Ind Eng Chem Res*, 2005, 44:4084-4091.
 - 7 Zhang Wenxing and Watkinson AP. Carbonaceous material deposition from heavy hydrocarbon vapors 2: mathematical modeling. *Ind Eng Chem Res*, 2005, 44:4092-4098.
 - 8 Toru Takateuka, Ryuichiro Kajiyama and Hideo Hashimoto. A tubular fouling model for residue cracking furnaces. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 1989, 22(2):149-154.
 - 9 Scarborough CE, Cherrington DC, Diener R and Golan LP. Coking of crude oil at high heat flux levels. *Chem Eng Proc*, 1979, 75:41-46.
- ### 中文参考文献
- 3 娄强昆,刘惠才,牛风会,等. 化学反应工程与工艺, 1986, 2(2):44-51.
 - 10 周晓龙,等. 石油炼制, 1992, (8): 48.
 - 11 刘现峰,彭飞,等. 延迟焦化动态机理模型的开发. 炼油设计, 2002, 32(2):30-33.
 - 12 于遵宏,潘惠琴,孙杏元,等. 延迟焦化炉的数学模拟 1: 梯形截面立式炉中辐射传热计算的直接焦化面积. 石油学报(石油化工), 1997, 13(1):82-87.
 - 13 潘惠琴,孙杏元,等. 延迟焦化炉的数学模拟 2: 焦化炉的数学模型. 石油学报(石油化工), 1997, 13(2):29-33.
 - 14 孙杏元,潘惠琴,等. 延迟焦化炉的数学模拟 3: 焦化炉的模拟计算. 石油学报(石油化工), 1997, 13(3):78-87.
 - 15 马伯文,黄慧敏,等. 延迟焦化装置加热炉管内结焦模型的开发和应用. 炼油设计, 1998, 28(5): 44-48.
 - 16 韩树恺,肖家治,宋丰媚. 孤岛减压渣油及胜利焦化渣油高温热转化反应动力学数据测定. 炼油设计, 1994, 24(6): 66-69.
 - 17 钱家麟,等. 管式加热炉. 北京:中国石化出版社, 2003:411-412.
 - 18 程之光. 重油加工技术. 北京:中国石化出版社, 1994:378.
 - 19 李秀改,吕文祥,黄德先. 一种基于流程模拟与 OPC 技术的化工过程实时控制方法. 化工自动化及仪表, 2005, 32(4):18-21.