# 管壳换热器模型库及在换热网络仿真中的应用

解增忠<sup>1</sup>,张俊峰<sup>1</sup>,罗雄麟<sup>1</sup>,陈育昆<sup>2</sup>,季德伟<sup>2</sup> (<sup>1</sup>石油大学(北京)自动化研究所,北京 102249;<sup>2</sup>中国石油大港石化分公司,天津 300280)



摘 要:利用分布参数分段集中化的思想,建立了多管单壳换热器动态机理模型,以此为基础,编 程建立了多管单壳换热器两个基本仿真模块,用这两个基本仿真模块可以组合得到所有类型的多管 多壳换热器的仿真模块,即而组成多管多壳换热器的仿真模型库,利用该模型库可以根据换热网络 的结构方便地搭建换热网络的仿真系统。搭建了一套实际的原油换热网络的仿真系统,该仿真系统 不仅具有良好的准确性,而且还可以非常方便地研究参与换热的一种或多种物流温度和流量分别或 同时变化时对换热终温的影响情况,为控制系统的研究与设计奠定基础。另外,用此方法建立的管 壳式换热器仿真模型库可以非常方便地应用于其他管壳式换热网络的仿真。 关键词:换热器;换热网络;机理模型;动态;模型库;仿真;原油

文章编号: 1004-731X (2005) 12-2882-06 中图分类号: TP391.9 文献标识码: A

# Modelbase of Tube-and-shell Heat Exchangers and Its Application to Simulation of Heat Exchanger Networks

XIE Zeng-zhong<sup>1</sup>, ZHANG Jun-feng<sup>1</sup>, LUO Xiong-lin<sup>1</sup>, CHEN Yu-kun<sup>2</sup>, JI De-wei<sup>2</sup> (<sup>1</sup>Research Institute of Automation, University of Petroleum, Beijing 102249, China; <sup>2</sup>PetroChina Dagang Petrochemical Company, Tianjin 300280, China)

Abstract: By means of the method of piecewise centralizing the distributed system parameters, a dynamic mechanical model of the tube-and-shell heat exchangers was proposed. Based on this model, two basic simulating modules were established as components of all kinds of simulating modules of multipass tube-and-shell heat exchangers. These simulating modules formed a modelbase, which could be used to establish a simulation system of any given heat exchanger networks according to their frames. A simulation system of a practical crude oil heat exchanger networks was established with the aid of the modelbase. The simulation results show that this simulation system not only works perfectly but also can be used conveniently to study the influence of the flow or/and temperature disturbances of the involved streams. Moreover, the modelbase built by this means can be expediently used to simulate other complex heat exchanger networks.

Key words: heat exchanger; heat exchanger networks; mechanical model; dynamic; modelbase; simulation; crude oil

# 引 言

换热网络对装置的节能降耗起着至关重要的作用,因而 换热网络一直是人们热衷研究的对象。如果有一个能真实反 映换热网络特性的仿真系统,将会为换热网络的改进优化等 研究提供一个方便快捷的试验平台。要完成对换热网络的准 确仿真,必须要有准确的换热器数学模型,但以往大部分关 于管壳式换热器(生产中最常用)的数学模型,都将换热器简 化为逆流(或并流)操作的单管单壳换热器来考虑<sup>[14]</sup>,这种假 设和实际有很大的差距。Roppo<sup>[5]</sup>和Correa<sup>[6]</sup>都利用有限元方 法研究了多管程换热器的动态阶跃响应,在他们工作的基础 上,W. Roetzel<sup>[7]</sup>建立了n管单壳换热器的数学模型,利用拉 氏变换研究了换热器入口温度波动对出口温度的动态影响, 但该模型不能反映流量波动对出口温度的影响。Xing Luo<sup>[8]</sup> 等建立的多物流换热器通用模型虽然也适用于多管多壳换 热器,而且该模型也能反映流量波动对换热器出口温度的影 响,却不能分析温度和流量同时波动时换热器的动态特性; 而且,该模型只能研究简单的换热网络,如果用此模型研究 原油换热网络这样的复杂网络,就会非常繁琐复杂。

本文考虑到管壳式换热器是非线性系统,利用分布参数 分段集中化的思想,建立了多管单壳换热器的非线性机理模 型,根据该模型编程建立了两个基本仿真模块,以此两个基 本仿真模块为基础,组建成具体的多管多壳换热器的仿真模 型库。并利用该模型库搭建了一实际原油换热网络的仿真系 统,该仿真系统可以非常方便地研究参与换热的一种或多种 物流温度和流量分别或同时变化时对换热终温的影响。

# 1 换热器机理建模

## 1.1 多管单壳换热器机理建模

对于多管单壳换热器,冷、热流体的流向不外乎图1所 示四种情况,按照下面方法可以建立这四种流型的换热器的 机理模型。

设单壳程换热器的管程数是n<sub>t</sub>, 假设

(1) 两流体流动为平推流;

(2) 两流体以及换热管比热 $C_{p1}$ 、 $C_{p2}$ 、 $C_p$ 保持不变,单 位为kJ/kg· $\mathbb{C}$ ;

(3) 两流体以及换热管导热系数 λ<sub>1</sub>、 λ<sub>2</sub>、 λ保持不变,
単位为W/m.℃;

**收稿日期**: 2004-10-12 **修回日期**: 2004-12-28 **作者简介: 解增忠**(1976-), 男, 山东临沂人, 硕士生, 研究方向为工业过 程建模仿真控制与优化。

(4) 两流体粘度系数 μ<sub>1</sub>、μ<sub>2</sub>保持不变,单位为Pa·s;

(5) 同一流体的同一截面上各 点温度相同;

(6) 换热器内同一管程的所有 并联金属管简化为一根等效的传热 管,其流通面积为并联各管的流通 面积之和。

本文将壳、管程的给热系数K<sub>0</sub>、 K<sub>i</sub>分别表述为各自流量和管壁结垢 热阻的函数<sup>[9]</sup>

$$\frac{1}{K_0} = \frac{1}{K_1 m_1^{0.6}} + R_0$$
(1)  
$$\frac{1}{K_i} = \frac{1}{K_2 m_2^{0.8}} + R_i$$
(2)

其中,

$$K_{1} = 0.23 \frac{\lambda_{1}}{d_{0}} \left(\frac{d_{0}}{\mu_{1} \sqrt{S_{c} S_{b}}}\right)^{0.6} \left(\frac{C_{p1}}{\lambda_{1}}\right)^{1/3}$$
(3)  
$$K_{2} = 0.023 \frac{\lambda_{2}}{d} \left(\frac{d_{i}}{\mu_{1} \sqrt{S_{c} S_{b}}}\right)^{0.8} \left(\frac{C_{p2} \mu_{2}}{\lambda_{1}}\right)^{0.4}$$
(4)

 $K_2 = 0.023 \frac{d_i}{d_i} (\mu_2 S_i)$ ,  $\lambda_2$ ,  $\lambda_2$ ,  $m_1, m_2$ 分别为壳、管程流体流量, kg/s;  $R_i, R_0$ 分别为管内、外壁结垢 热阻, m2·°C/W;  $S_b$ 为折流板缺口的 管间流通截面积, m<sup>2</sup>;  $S_c$ 为两折流板 之间, 靠近壳中心线处的管间流通 面积, m<sup>2</sup>;  $S_i$ 为管程流通截面积, m<sup>2</sup>;  $d_i, d_0$ 分别为换热管的内、外径, m。

沿换热器轴线方向,将换热器分成N段,第i段长度为△ x(i)。假设同一段内同一流体各处温度相等,仅是时间的函 数。当流体流型为图1中所示的流型Ⅰ时,流体在换热器内 部流向如图2所示。首先列写壳程流体的动态方程,对于壳 程流体取第i段来加以分析,热量动态平衡方程

$$\frac{dT_{1}(i)}{dt} = \frac{m_{1}}{M_{1}\Delta x(i)}T_{1}(i-1) - \left\lfloor \frac{m_{1}}{M_{1}\Delta x(i)} + \frac{n_{t}n\pi d_{0}K_{0}}{M_{1}C_{p1}} \right\rfloor T_{1}(i) + \frac{n\pi d_{0}K_{0}}{M_{1}C_{p1}} \left[ T_{w0,1}(i) + T_{w0,2}(i) + \dots + T_{w0,n_{t}}(i) \right]$$
(5)

同样可以得到管外壁、管内壁、管程流体的动态模型。当流体流型如图1所示的流型II时,建模方法同图1中流型I所示情况完全相同,不过此时图2中壳程流体自左下方流人,自右上方流出。综合分析两种流型下的模型,图1中四种类型的多管单壳换热器可用下面数学模型统一表示壳程:

$$\frac{dT_{1}(i)}{dt} = \frac{m_{1}}{M_{1}\Delta x(i)}T_{1}(i\pm 1) - \left[\frac{m_{1}}{M_{1}\Delta x(i)} + \frac{n_{i}n\pi d_{0}K_{0}}{M_{1}C_{p1}}\right]T_{1}(i) + \frac{n\pi d_{0}K_{0}}{M_{1}C_{p1}}\sum_{j=1}^{n}T_{w0,j}(i) \qquad j = 1, 2, \cdots n_{i}$$
(6)



2 壳程流型1的多管单壳换热器内部流体流 管外壁:

$$\frac{dT_{w0,j}(i)}{dt} = \frac{n\pi d_0 K_0}{M_w C_p} T_1(i) - \left[\frac{2n\pi\lambda}{M_w C_p \ln(d_0/d_i)} + \frac{n\pi d_0 K_0}{M_w C_p}\right] T_{w0,j}(i) + \frac{2n\pi\lambda}{M_w C_p \ln(d_0/d_i)} T_{wi,j}(i) \qquad j = 1, 2, \cdots n_t$$
(7)

管内壁:

$$\frac{dT_{wi,j}(i)}{dt} = \frac{2n\pi\lambda}{M_w C_p \ln(d_0/d_i)} T_{w0,j}(i) - \left[\frac{2n\pi\lambda}{M_w C_p \ln(d_0/d_i)} + \frac{n\pi d_i K_i}{M_w C_p}\right] T_{wi,j}(i) + \frac{n\pi d_i K_i}{M_w C_p} T_{2,j}(i) \qquad j = 1, 2, \cdots n_t$$
(8)

管程:

$$\frac{dT_{2,j}(i)}{dt} = \frac{m_2}{M_2 \Delta x(i)} T_{2,j}(i-1) - \left[\frac{m_2}{M_2 \Delta x(i)} + \frac{n\pi d_i K_i}{M_2 C_{p2}}\right] T_{2,j}(i) + \frac{n\pi d_i K_i}{M_2 C_{p2}} T_{wi,j}(i)$$

$$j=1,3,5,\cdots$$

(9)

$$\frac{dT_{2,j}(i)}{dt} = \frac{m_2}{M_2 \Delta x(i)} T_{2,j}(i+1) - \left[\frac{m_2}{M_2 \Delta x(i)} + \frac{n\pi d_i K_i}{M_2 C_{p2}}\right] T_{2,j}(i) + \frac{n\pi d_i K_i}{M_2 C_{p2}} T_{wi,j}(i) \qquad j = 2, 4, 6, \cdots$$
(10)

边界条件

流型 I 时,  $T_1(0) = T_{1in}$ ;  $T_{2,1}(0) = T_{2in}$ ;  $T_{2,j}(0) = T_{2,j-1}(1)$ ,  $j = 3.5, \dots$ ;  $T_{2,j}(N+1) = T_{2,j-1}(N)$ ,  $j = 2.4, \dots$ ; 流型 II 时,  $T_1(N+1) = T_{1in}$ ;  $T_{2,1}(0) = T_{2in}$ ;  $T_{2,j}(0) = T_{2,j-1}(1)$ ,  $j = 3.5, \dots$ ;  $T_{2,j}(N+1) = T_{2,j-1}(N)$ ,  $j = 2.4, \dots$ ;

这里, 壳程方程中的"±"对流型 I 取"-", 对流型 II 取"+"; 壳程流体用下标1, 管程流体用下标2;  $T_1(i)$ 为第i段壳程流体温度, ℃;  $T_{woj}(i)$ 、 $T_{wij}(i)$ 、 $T_{2j}(i)$ 分别为第j管程 内第i段管外壁、管内壁和管程流体温度, ℃;  $M_1$ 、 $M_2$ 、 $M_w$ 分别为单位长度壳程流体、管程流体和换热管的质量,kg/m;  $T_{1in}$ 、 $T_{2in}$ 分别为壳、管程流体的入口温度, ℃; n为单程换 热管数目, 根。

## 1.2 蒸汽发生器的机理建模

原油换热网络中通常都有蒸汽发生器,它一般是用管 程中的热流体加热壳程中处于泡点状态下的脱氧水来发生 蒸汽。由于壳程温度均一,仅是时间的函数,所以蒸汽发生 器可以合理地简化为单管单壳形式。利用上述建模方法,得 到蒸汽发生器模型

管程:

$$\frac{dT_{2}(i)}{dt} = \left[ -\frac{m_{2}}{M_{2}\Delta x(i)} - \frac{n\pi d_{i}K_{i}}{M_{2}C_{p2}} \right] T_{2}(i) + \frac{n\pi d_{i}K_{i}}{M_{2}C_{p2}} T_{wi}(i) + \frac{m_{2}}{M_{2}\Delta x(i)} T_{2}(i-1)$$
(11)

管内壁:

$$\frac{dT_{wi}(i)}{dt} = \left[ -\frac{2n\pi\lambda}{M_w C_p \ln(d_0/d_i)} - \frac{n\pi d_i K_i}{M_w C_p} \right] T_{wi}(i) + \frac{n\pi d_i K_i}{M_w C_n} T_2(t) + \frac{2n\pi\lambda}{M_w C_n \ln(d_0/d_i)} T_{wo}(i)$$
(12)

管外壁:

$$\frac{dT_{w0}(i)}{dt} = \left[ -\frac{2n\pi\lambda}{M_w C_p \ln(d_0/d_i)} - \frac{n\pi d_0 K_0}{M_w C_p} \right] T_{w0}(i) + \frac{n\pi d_0 K_0}{M_w C_p} T_{Water} + \frac{2n\pi\lambda}{M_w C_n \ln(d_0/d_i)} T_{wi}(i)$$
(13)

蒸汽发生量:

$$m_{Steamer} = \frac{m_2 C_{p2} (T_{2in} - T_{2out})}{H}$$
(14)

上面各式中, $T_2(i), T_{w0}(i), T_{wi}(i)$ 分别表示第*i*段管程流体、管外壁和管内壁的温度, $\mathbb{C}$ ,*i*=1,2,3…*N*;  $T_2(0)=T_{2in}$ ; $T_{2out}=T_2(N)$ 。壳程给热系数 $K_0$ 是蒸汽发生器操作条件下的沸腾给热系数 $a_0$ 的函数<sup>[10]</sup>

$$\frac{1}{K_0} = \frac{1}{\alpha_0} + R_0$$
(15)  
$$\alpha_0 = A\Delta T^{(n_0 - 1)}$$
(16)

式中,*A*,*n*<sub>0</sub>为与液体物性、操作压力表面状况有关的 常数; △*T*为加热面温度与液体所处压力下的沸点温 度之差, ℃。

## 2 管壳式换热器机理模型库的建立

#### 2.1 基本仿真模块的建立

上面建立的多管单壳换热器数学模型是常微分

方程组,可以利用Runge-Kutta法编程求解。本文在Matlab 中编写S函数,并在Simulink中建立相应的S函数模块。为简 便,将壳程流型为 I 和 II 的两种换热器分开编写,壳程流型 为Ⅰ、Ⅱ时建立的S函数模块分别命名为E1、E2,两个S函 数模块的输入有壳程流体入口处的流量m1、温度T1in和管程 流体入口处的流量m2、温度T2in,输出有壳程流体出口处的 流量 $m_1$ 、温度 $T_{1out}$ 和管程流体出口处的流量 $m_2$ 、温度 $T_{2out}$ , 将参与换热的冷、热物流的比热、密度、粘度和导热系数等 物性参数以及管程数、管束根数、管子长度等与换热器相关 的结构参数写到S函数模块的参数面板里,根据实际换热器 的情况更改参数面板里的参数可以将仿真单元应用于不同 换热器的仿真。类似地,根据上述蒸汽发生器的机理模型, 可以得到一个三输入三输出的蒸汽发生器基本仿真模块,记 为ES。其输入分别为管程流体入口处流量 $m_2$ ,温度 $T_{2in}$ 和壳 程温度 $T_s$ ,输出分别为管程流体出口处流量 $m_2$ ,温度 $T_{2out}$ 和 蒸汽产量m<sub>Steamer</sub>。其中壳程温度T<sub>s</sub>为壳程压力下脱氧水的沸 点温度,℃。

#### 2.2 多管单壳换热器仿真模块的建立

对于多管单壳换热器仿真模块,可以根据壳程流型直接应用上面建立的两个基本仿真模块E1或E2建立,如图3中的(b)就是用基本模块E1建立的图3中(a)所示的多管单壳换热器的仿真模型。在E1或E2的参数面板中更改n<sub>t</sub>可以分别得到两种壳程流型的多管单壳换热器的仿真模块。

## 2.3 多管多壳换热器仿真模块的建立

对于多管多壳换热器,可以用上面的E1、E2组合得到。 现以如图3(c)所示的四管两壳换热器为例说明其组合方法, 可以认为换热器壳程隔板将四管两壳换热器分成上下两个 两管单壳换热器,这两个两管单壳换热器就可以分别用模块 E1、E2来仿真,E1、E2管程数*n*,都为2,继而得到四管两壳 换热器的仿真模型如图3(d)所示。在Simulink中,可以将图 3(b)、(d)所示的仿真系统分别封装成图3(e)、(f)所示的模块, 利用这种方法可以建立其他各种多管多壳换热器的仿真系



统,并将各类型的换热器仿真系统都封装成四输入四输出的 仿真模块。

## 2.4 蒸汽发生器仿真模块的建立

对于蒸汽发生器,直接利用蒸汽发生器的基本仿真模 块ES,设置ES参数面板中的参数,可以创建不同的蒸汽发 生器仿真模块。

通过上述方法可以建立多管多壳换热器仿真模型库。

# 3 管壳式换热器仿真模型库在原油换热网 络中的应用

#### 3.1 原油换热网络流程简介

某炼厂原油换热网络由15种热流和2种冷流参与换热, 其换热匹配情况如图4所示:整个换热网络被电脱盐罐和初 馏塔分隔为三部分,每一部分中原油都分割为两路和各侧线 进行换热。其中E-160/1、E-160/2、E-161和E-162为蒸汽发生 器,脱氧水经过蒸汽发生器换热后产生0.35MPa饱和蒸汽。

#### 3.2 原油换热网络仿真系统的建立

根据上述原油换热网络的实际框架结构,利用上面组 建的管壳式换热器模块库,连接构建该原油换热网络的仿真 系统,连接规则如下:

(1) 对于物流k,先后流经相邻的换热器p和q,则q换热器物流k进口温度 $T_{k,i,q}$ 等于p换热器物流k出口温度 $T_{k,0,p}$ ,即:  $T_{k,i,q}=T_{k,0,p}$ ;若物流k在换热器之间没有分流或汇合,则第q 台换热器k物流入口流量 $m_{k,i,q}$ 等于p换热器k物流出口量流  $m_{k,0,p}$ ,即: $m_{k,i,q}=m_{k,0,p}$ 。 (2) 对于物流k,自换热器p流出后分成两路,一路流入 换热器q,另一路流入换热器r,则换热器q、r中物流k的流入 温度 $T_{k,i,q}$ 、 $T_{k,i,r}$ 均为换热器p中物流k的流出温度 $T_{k,0,p}$ ,即:  $T_{k,i,q}=T_{k,i,r}=T_{k,0,p}$ ;换热器q、r中物流k的流量 $m_{k,i,q}$ 、 $m_{k,i,r}$ 之和 等于换热器p中物流k的流量 $m_{k,0,p}$ ,即:  $m_{k,i,q+}m_{k,i,r}=m_{k,0,p}$ 。

(3) 两路同种物流k,分别自换热器p和换热器q流出后 汇成一路,再流入换热器r,则换热器r中物流k的流入温度  $T_{k,i,r}$ 为换热器p、q中物流k流出温度的加权平均值,即:  $T_{k,i,r}=(T_{k,0,p}m_{k,0,q}+T_{k,0,q}m_{k,0,q})/(m_{k,0,p}+m_{k,0,q});换热器r中物流k的$  $流量<math>m_{k,i,r}$ ,为换热器p、q中物流k流量和,即 $m_{k,i,r}=m_{k,0,p}+m_{k,0,q}$ 。

根据上述连接规则,搭建换热网络,将每台换热器中参与换热的冷、热物流的比热、密度、粘度、导热系数等物性参数以及各换热器管程数、管束根数、管子长度等与换热器相关的结构参数写到各换热器仿真模块参数面板中,就可得到图5所示的整个原油换热网络的仿真系统。图5中,模块No.1,No.2,No.3,No.4都是多台换热器封装后的模块; Disturbance模块中封装了参与换热物流的初始流量和温度,在该模块中可以对这些流量和温度施加扰动。

#### 3.3 原油换热网络的仿真结果

在Disturbance模块中输入换热网络正常运行条件下各换热物流的流量和温度,运行搭建的原油换热网络仿真系统,进行稳态仿真,得到各换热物流换热后温度如表1,可以看出本仿真系统仿真数据与实际数据基本符合。



换热网络仿真模型



图5 原油换热网络仿真系统

在Disturbance模块中分别设置下面输入扰动

(1) 在仿真时间t=2min时给原油入装置温度施加-10℃ 的阶跃;

(2) 在仿真时间t=2min时给减压渣油流量、温度同时施加1kg/s和5℃的阶跃;通过仿真系统,可以分别得到整个换 热网络中各换热器换后温度受上述两种扰动的影响情况。原 油入脱盐罐温度、原油入初馏塔温度以及原油换热后最终温 度在扰动(1)、(2)下的响应曲线分别如图6、7所示。可以看 出,原油入装置温度扰动对原油入脱盐罐温度、原油入初馏 塔温度和原油换后终温的影响明显有纯滞后,而且纯滞后随 其经过的换热器和其他设备的增多而增大,但影响程度依次 减小,其中,原油入脱盐罐温度的第一次波动是对扰动的直接响应,第二次波动是因与之换热的热流受扰动影响后发生波动继而造成原油在此处的温度波动;在被电脱盐罐和初馏塔分隔成的三部分中,减压渣油都参与换热,因而其流量、温度扰动对原油入脱盐罐温度、原油入初馏塔温度和原油换后终温都有影响,其影响的纯滞后大小跟与减压渣油换热的先后顺序有关。从图6中仿真值和实际值对比来看,针对扰动(1),仿真结果和装置实际运行状况相符。为平稳生产考虑,未在实际装置中做扰动(2)的试验,故图7中仅给出仿真曲线。

表1 换热网络稳态仿真数据与实际数据对比															
物流	常顶	常一	常二	常三	常四	常一中	常二中	减一	减二	减三	减四	减五	减一中	减二中	原油
仿真值 (℃)	70.1	58.6	71.2	76.3	67.9	130.8	230.5	69.4	89.5	89.6	90.1	91.2	120	220	288.1
实际值(℃)	70.0	58.0	71.0	76.0	68.0	130.0	230.0	69.0	90.0	90.0	90.0	90.0	120.0	220.0	288.0



# 4 结论

(1)利用分布参数分段集中化的思想,建立了四种类型的多管单壳换热器统一的动态机理模型。以此为基础,借助 Simulink建立了多管单壳换热器的两个基本仿真模块。用这 两个基本模块可以组建任意一个多管多壳换热器的仿真模 块。这种仿真模块可以方便地研究换热物流温度、流量单独 或同时波动对换热器出口温度的动态影响。将参与换热的冷 热物流的比热、密度、粘度、导热系数等物性参数以及管程 数、管束根数、管子长度等与换热器相关的结构参数写到S 函数模块的参数面板里,更改参数面板里的参数可以将仿真 模块应用于不同换热器的仿真。

(2) 将蒸汽发生器整个壳程流体视为温度均一,运用分 布参数分段集中化的思想,建立了管壳式蒸汽发生器的动态 机理模型,该模型可以根据管程流体入口的流量、温度和壳 程的操作压力计算出管程流体的出口温度和蒸汽产量。

(3) 将建立的各换热器仿真模块和蒸汽发生器仿真模 块组成多管多壳换热器模型库,利用该模型库搭建了一套实 际的原油换热网络的仿真系统。仿真系统仿真结果表明,该 方法建立的动态模型具有良好的精度。另外,在搭建的换热 网络仿真系统中可以方便地给一种或多种物流的温度和流 量单独或同时施加扰动,并运算出施加扰动后换热网络中各



换热器出口温度变化趋势,为原油换热网络的进一步研究, 比如换热网络的优化和控制,提供了十分方便的试验平台。

(4) 建立的多管多壳换热器访真模型库可以十分方便地

应用于其他由管壳换热器组成的复杂换热网络的仿真研究。

#### 参考文献

- [1] 王骥程, 祝和云. 化工过程控制工程[M]. 北京: 化学工业出版社, 1991, 270-274.
- [2] 蒋慰孙, 俞金寿. 过程控制工程[M]. 北京: 中国石化出版社, 1999, 256-268.
- [3] 张雯,应启戛,杨希明.管壳式换热器动态特性分析[J]. 江西能 源,2001,(1):29-31.
- [4] 周少祥,胡三高,宋平之.管壳式换热器分布参数模型的分段线 性化方法研究[J].中国电机工程学报,2002,22(6).
- [5] M N Roppo, E N Ganic. Time-dependent heat exchanger modeling [J]. Heat Transfer Engng, 1983, 4(2): 42-46.
- [6] D J Correa, J L Marchetti. Dynamic simulation of shell-and-tube heat exchangers [J]. Heat Transfer Engng, 1987, 8(1): 50-59.
- [7] W Roetzel, Y Xuan. Transient behaviour of multipass shell-and-tube heat exchangers [J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 1992, 35 (3): 703-710.
- [8] Xing Luo, Xin Guan. Dynamic behaviour of one-dimensional flow multistream heat exchangers and their networks [J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2003, 46: 705-715.
- [9] 沈复, 李阳初. 石油加工单元过程原理[M]. 北京: 中国石化出版 社, 1996, 306-307.
- [10] 沈复,李阳初. 石油加工单元过程原理[M]. 北京:中国石化出版 社, 1996, 261.