

# 共去污单元脉冲萃取柱模型及计算机模拟

于婷<sup>1</sup>, 何辉<sup>2,\*</sup>, 陈延鑫<sup>2</sup>, 唐洪彬<sup>2</sup>, 彭力<sup>2</sup>, 王立京<sup>3</sup>

1. 中国科学院上海应用物理研究所, 上海 201800;
2. 中国原子能科学研究院放射化学研究所, 北京 102413;
3. 中国原子能科学研究院劳动人事教育处, 北京 102413

**摘要:**在扩散模型的基础上,对共去污单元脉冲萃取柱“切片”数学处理,建立了数学模型,模型中添加了多组分共存分配比计算模块,编写完成了可用于模拟计算共去污单元脉冲萃取柱萃取  $\text{HNO}_3$ 、 $\text{U}(\text{VI})$ 、 $\text{Pu}(\text{IV})$  稳态计算程序。利用文献报道的实验数据,对程序进行了验证。结果表明,程序模拟计算的各组分稳态浓度剖面与实测值符合良好,程序可以实现共去污单元多组分共萃的模拟计算。并在此基础上,利用该程序对 1A 脉冲萃取柱工艺设计进行了初步研究计算。结果表明,脉冲萃取柱的萃取效率与处理液组分浓度有关,以往一级混合澄清槽等于若干米脉冲柱的设计方法认识有所偏差,应使用计算机模拟方法整体设计脉冲萃取柱。

**关键词:**脉冲萃取柱;共去污段;多组分共萃;计算机模拟

**中图分类号:** TL241.14; TP391.9 **文献标志码:** A **文章编号:** 0253-9950(2014)04-0222-07

**doi:** 10.7538/hhx.YX.2014.2013062

## Computer Simulation of the Extraction Behavior and Modeling of Pulsed Extraction Column Used in Co-Decontamination Process

YU Ting<sup>1</sup>, HE Hui<sup>2,\*</sup>, CHEN Yan-xin<sup>2</sup>, TANG Hong-bin<sup>2</sup>, PENG Li<sup>2</sup>, Wang Li-jing<sup>3</sup>

1. Shanghai Institute of Applied Physics, Chinese Academy of Sciences, Shanghai 201800, China;
2. China Institute of Atomic Energy, P. O. Box 275(26), Beijing 102413, China;
3. China Institute of Atomic Energy, P. O. Box 275(73), Beijing 102413, China

**Abstract:** Based on the dispersion model, sliced the pulsed extraction column, a new model and algorithm have been proposed, and a computer program is established in order to simulate the steady-state behavior of  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{U}(\text{VI})$ ,  $\text{Pu}(\text{IV})$  in the co-decontamination process. The model included the partition coefficient calculation module. The reliability of the simulation was verified by the reported parameters. It was found that the mathematical model and algorithm could simulate the multi-component extraction. The column process design was analyzed. It was found that the extraction efficiency was affected by the component concentration of the liquid. The equivalence of a single mixer-settler stage to a

收稿日期:2013-09-23;修订日期:2013-11-12

基金项目:大厂重大专项资助项目(后处理流程各工艺单元数学模型和计算机软件研制)(2010ZX06203-01)

作者简介:于婷(1986—),女,山东淄博人,硕士,助理研究员,核燃料循环与材料专业

\* 通信联系人:何辉(1972—),男,陕西武功人,博士,研究员,核燃料循环与材料专业, E-mail: hehui@ciae.ac.cn

certain length of pulsed extraction column that was widely accepted for pulsed extraction column design seems not accurate enough. The pulsed column should be integrally designed by using a computer simulation program.

**Key words:** pulsed extraction column; co-decontamination process; multi-component extraction; computer simulation

乏燃料后处理 Purex 流程是由多个萃取分离循环组成,其中铀钚共去污工艺是整个化学分离过程的关键环节之一,该单元是利用 U(VI)和 Pu(IV)可被磷酸三丁酯(TBP)萃取的性质将它们与绝大部分的裂变产物和超铀元素分开,运行工况会影响最终产品的质量、金属的收率等。共去污单元操作的主要特点是:含有大量的杂质和裂片元素,处理料液放射性活度高容易造成溶剂辐解从而形成界面污物,因此该工艺段的萃取设备只能选用液体停留时间短、界面污物易排除的脉冲萃取柱<sup>[1-4]</sup>。

在共去污单元中,同时存在铀、钚、硝酸裂片元素等多种组分,溶质通过含有硝酸的水相与 TBP-煤油有机相逆流接触进行相间传质。组分在两相间的分配由传质速率和化学平衡来确定,其中操作温度、各组分浓度和两相接触情况均影响传质速率和化学平衡,所以,共去污是一个复杂的萃取过程。为了对萃取器的分离效率做出正确的估计,计算萃取各组分浓度剖面,人们力图使用数学方法模拟萃取过程进行研究以指导实验和生产<sup>[5]</sup>。但是数学模拟方法计算繁杂,人工计算无法胜任。计算机的广泛应用为萃取过程的数学模拟研究提供了一种十分便利的工具,它不但可以计算各液流的出口浓度、萃取器各级的浓度,还能够透视萃取设备中的动态过程,因此,计算机模拟成为后处理中流程设计、优化和安全分析的有效工具。国内外已开发了许多程序,诸如 PARC、SEPHIS 以及 PULCO 等用于模拟优化后处理工艺<sup>[6]</sup>。

目前脉冲萃取柱的计算机模拟研究多以扩散模型为基础,该模型能够反映出柱内流体流动和传质情况,模型公式有实际的物理意义<sup>[7]</sup>,但在共去污单元多组分萃取时,分配比是两相组分浓度的复杂函数,以往的模型并未解决分配比计算问题,因此无法求解共去污单元多组分萃取问题。本工作在扩散模型的基础上,将分配比模型计算引入以克服原模型计算使用常数分配比等缺点,拟编写 HNO<sub>3</sub>、U(VI)、Pu(IV)体系模拟程序,并利用文献报道的实验数据和计算数据,对该程序进行验证。

## 1 计算原理

Purex 流程共去污工艺单元中,主要的操作为萃取和洗涤,本工作仅对萃取过程加以模拟计算,在萃取过程使用有机相作为连续相,水相作为分散相。以往对于脉冲萃取柱的模拟计算都是对柱内的各组分列偏微分方程组,然后对方程进行差分离散化求解,这种方法可以将偏微分方程转化成为线性方程从而进行求解,但在离散化过程中忽略了柱内轴向方向的各组分浓度是呈连续变化的,对于各组分分配比是组分浓度的复杂函数进行粗略简化,这样只能求解得到单组分时的扩散模型,对于多组分求解则不准确。若是将分配比模型计算公式直接代入扩散模型偏微分方程组,则无法得到方程合理的实数根,因此本工作对脉冲萃取柱进行数学处理,即将脉冲萃取柱在沿轴向方向“切片化”处理,认为每一个“切片”内的各个组分的分配比为一定值,然后对每个切片列得偏微分方程组求解,这样则克服了分配比求解的困难。

### 1.1 传质模型

扩散模型假定在脉冲萃取柱内的传质过程包括相间传质和连续相中由于存在浓度梯度而导致的扩散传质,模型认为在有机相中存在高浓端向低浓端的传质过程,溶质在柱高方向的传质速率和该相内组分浓度梯度成正比,称为有机相的轴向扩散<sup>[8]</sup>。扩散模型将两相流动的非理想性归结于轴向扩散系数,整个扩散过程符合 Fick 定律。图 1 为扩散模型示意图。

图 1 中表示的两相逆流接触(假设 Y 相为连续相),取其中一个微元做物料衡算,设向上为正方向,柱子横截面积为 S,有机相存留分数为  $\varphi$ ,微元高为  $dz$ ,两相液体流速为  $u_x$ 、 $u_y$  在柱内不发生变化, $E_y$  为连续相轴向扩散系数,则对连续相进行微元内物料衡算可以得到以下方程组:

$$\varphi_0(z) \cdot (\partial y_j(z)/\partial t) = E_y \cdot (\partial^2 y_j(z)/\partial z^2) - u_y \cdot (\partial y_j(z)/\partial z) + K_{od,j} \cdot a(z) \cdot (y_j^*(z) - y_j(z)) \quad (1)$$

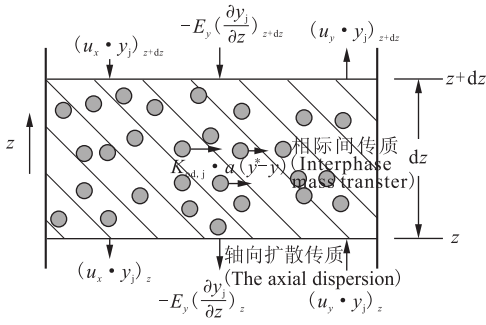


图 1 扩散模型示意图

Fig. 1 Dispersion model

$$y_j^*(z) = D_j(z)x_j(z) \quad (2)$$

$E_y$ , 轴向扩散系数;  $a(z)$ , 传质表面积;  $u_Y$ , 连续相流速;  $y_j^*(z)$ ,  $j$  组分有机相平衡浓度;  $x_j(z)$ ,  $j$  组分水相浓度;  $D_j(z)$ , 分配比。

方程组的初始条件以及边界条件为:

$$\text{初始条件: } t=0, y_j(z)=0 \quad (3)$$

$$\text{边界条件: } t>0, z=0;$$

$$E_y \cdot (\partial y_j(z)/\partial z)_{z=0^+} - u_Y \cdot ((y_j(z))_{z=0^+} - y_{in,j}) = 0$$

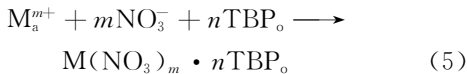
$$t>0, z=H;$$

$$(\partial y_j(z)/\partial z)_{z=H^-} = 0 \quad (4)$$

其中, 连续相轴向扩散系数  $E_y$  和传质表面积  $a(z)$  采用文献[8]中经验计算公式计算得到, 连续相流速  $u_Y$  根据脉冲柱结构计算得到。

## 1.2 分配比模型

近 30 年来, 对于铀、钚、镅体系的分配比方面的研究已经获得了大量的数据, 对这些数据进行拟合, 已经得到许多分配比模型<sup>[3]</sup>, 且大部分分配比模型的建立均考虑  $M^{m+}$  在 TBP- $HNO_3$  体系中的萃取反应:



一般  $M^{m+}$  会形成  $M(NO_3)_m \cdot nTBP_o$  络合物被萃入 TBP 中, 反应的热力学平衡常数  $K$  为:

$$K = c_o(M(NO_3)_m \cdot nTBP_o) \gamma_o / (c_a(M^{m+}) \cdot c_a^m(NO_3^-) c_o^n(TBP) \gamma_a(M^{m+}) \gamma_a^m(NO_3^-) \gamma_o^n(TBP)) \quad (6)$$

式中:  $c$  为摩尔浓度, mol/L;  $\gamma$  为活度系数; 小角标 a、o 分别表示水相、有机相。

定义分配比  $D(M)$  为:

$$D(M) = c_o(M(NO_3)_m \cdot nTBP) / c_a(M^{m+}) = K c_a^m(NO_3^-) c_o^n(TBP) \gamma_a(M^{m+}) \gamma_a^m(NO_3^-) \gamma_o^n(TBP) / \gamma_o \quad (7)$$

当  $M^{m+}$  浓度极低时,  $K$  为定值。于是, 有下式成立:

$$D(M) \propto \Theta c_a^m(NO_3^-) c_o^n(TBP) \quad (8)$$

式中:  $\Theta$  为常数。当体系中的硝酸浓度或金属离子  $M^{m+}$  的浓度较高时, 各组分的活度系数不再保持不变。各组分在水相、尤其在有机相中的活度系数数据缺乏, 但人们获取了这些组分大量的分配比数据。为此, 引入表观平衡常数  $K^*(M)$ :

$$K^*(M) = \Theta c_a^m(NO_3^-) \quad (9)$$

通过拟合大量分配比数据, 可方便的将  $K^*(M)$  关联成水相硝酸根总浓度  $c(NO_3^-)$  的函数。  $c(NO_3^-)$  可表示为:

$$c(NO_3^-) = 2c_a(UO_2^{2+}) + 4c_a(Pu^{4+}) + c_a(H^+) + S_a \quad (10)$$

式中:  $S_a$  为水相溶液中不被有机相萃取的其他组分的总盐浓度。

数学回归得到 25 °C、30% TBP 下的表观浓度平衡常数  $K^{25*}$  为:

$$K^{25*}(H) = 0.135c^{0.82}(NO_3^-) + 0.0052c^{3.44}(NO_3^-) \quad (11)$$

$$K^{25*}(U(VI)) = 3.7c^{1.57}(NO_3^-) + 1.4c^{3.9}(NO_3^-) + 0.011c^{7.3}(NO_3^-) \quad (12)$$

$$K^{25*}(Pu(IV)) = K^*(U(VI))(0.20 + 0.55\varphi^{1.25}(TBP) + 0.0074c^2(NO_3^-)) \quad (13)$$

式中,  $\varphi(TBP)$  为 TBP 体积分数。在 Purex 流程共去污段中, 大部分都使用  $\varphi(TBP) = 30\%$  萃取剂。但针对不同燃耗、不同类型的乏燃料元件的后处理所采用的 TBP 浓度不同, 比如英国的 Sellafield 后处理厂使用  $\varphi(TBP) = 20\%$  萃取剂; 高浓燃料的后处理还可能使用  $\varphi(TBP) = 4\% \sim 5\%$  为萃取剂。所以, 萃取剂浓度以及温度对分配比的影响必须加以考虑。

其它温度和 TBP 浓度下的  $K^*(M)$  如下:

$$K^*(U(VI)) = K^{25*}(U(VI)) \cdot (4\varphi^{-0.17}(TBP) - 3)e^{2500\tau} \quad (14)$$

$$K^*(Pu(IV)) = K^{25*}(Pu(IV)) \cdot (4\varphi^{-0.17}(TBP) - 3)e^{-200\tau} \quad (15)$$

$$K^*(H) = K^{25*}(H)(1.0 - 0.54e^{-15\varphi(TBP)})e^{340\tau} \quad (16)$$

各组分的分配比进而可由下式得到:

$$D(U(VI)) = K^*(U(VI))c^2(fTBP) \quad (17)$$

$$D(Pu(IV)) = K^*(Pu(IV))c^2(fTBP) \quad (18)$$

$$D(H) = K^*(H)c(fTBP) + K^*(H)c^2(fTBP) \quad (19)$$

式中: $c(\text{fTBP})$ 为自由 TBP 的浓度,可通过对 TBP 进行物料衡算得到:

$$c(\text{fTBP}) = c_1(\text{TBP}) - 2c_o(\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 2\text{TBP}) - 2c_o(\text{Pu}(\text{NO}_3)_4 \cdot 2\text{TBP}) - c_o(\text{HNO}_3 \cdot \text{TBP}) - 2c_o(\text{HNO}_3 \cdot 2\text{TBP}) \quad (20)$$

将以上各式代入式(20)整理后可得:

$$c(\text{fTBP}) = c_1(\text{TBP}) - 2(K^*(\text{U}(\text{VI})))c_a(\text{UO}_2^{2+}) + K^*(\text{Pu}(\text{IV}))c_a(\text{Pu}^{4+}) + K^*(\text{H})c_a(\text{H}^+) \cdot c^2(\text{fTBP}) - K^*(\text{H})c_a(\text{H}^+)c(\text{fTBP}) \quad (21)$$

这里  $c_1(\text{TBP}) = 3.651\varphi(\text{TBP})$ 。

式(21)为二次方程,其合理解(另一解为负值)可通过下式求出:

$$c(\text{fTBP}) = - (K^*(\text{H})c_a(\text{H}^+) + 1) + ((K^*(\text{H})c_a(\text{H}^+) + 1)^2 + 8c_1(\text{TBP})A)^{1/2} / 2A \quad (22)$$

$$A = K^*(\text{U}(\text{VI}))c_a(\text{UO}_2^{2+}) + K^*(\text{Pu}(\text{IV})) \cdot c_a(\text{Pu}^{4+}) + K^*(\text{H})c_a(\text{H}^+) \quad (23)$$

利用此分配比模型计算微分萃取段两相的平衡浓度必须知道平衡水相中各组分的浓度,因此对于脉冲萃取柱中不同的微分萃取段的平衡浓度要使用一定的算法得到。在分配比模型中,计算分配比需要知道平衡浓度,而平衡浓度也为待求值,而且此值与分配比也有关系,故在仅知两相进料浓度的前提下,对于平衡浓度和分配比的求取使用迭代计算的方法进行求解,即将脉冲柱每段的连续相进料浓度和分散相进料浓度作为输入条件,然后迭代求解。模块流程图示于图 2。

编写程序时,将分配比以及平衡浓度的计算单独列出函数,称为分配比计算模块,在每一段计算时首先调用该模块求得每一段内两相各组分的分配比和平衡浓度。

### 1.3 模型算法

在扩散模型为传质模型的基础上,则可对脉冲萃取柱建立数学模型,模型假设:在柱高方向将脉冲柱分为多段,“切片”化处理,认为在每个切片内各组分的分配比、分散相液滴粒径以及存留分数等为固定值;两相体积流量在柱内保持不变;相邻的两个切片间认为只存在流体的流入流出,不考虑传质和连续相轴向扩散,每个“切片”内的分散相浓度采用物料衡算方法求解。

图 3 中左图即为将脉冲萃取切片化处理后的示意图,因两相流速、各组分分配比在每个切片内都保持不变,则每个切片计算之处都调用

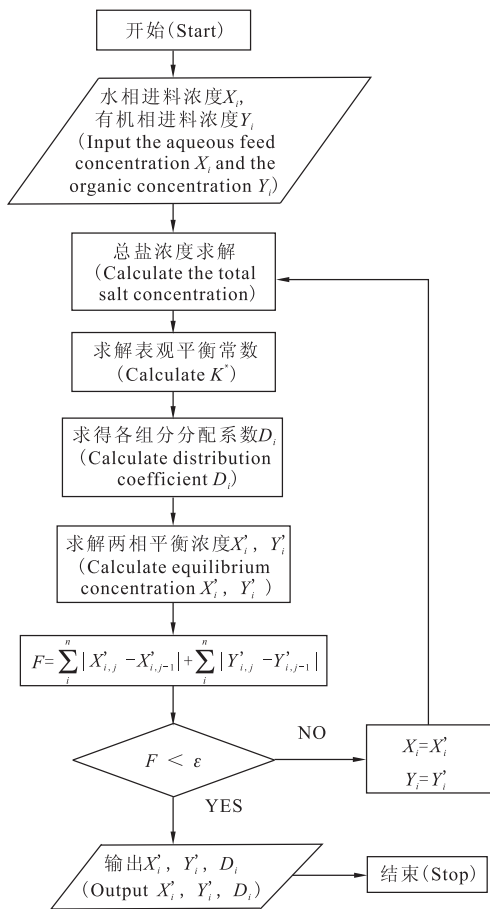


图 2 分配比模型计算流程图

Fig. 2 Calculation flowchart of partition coefficient

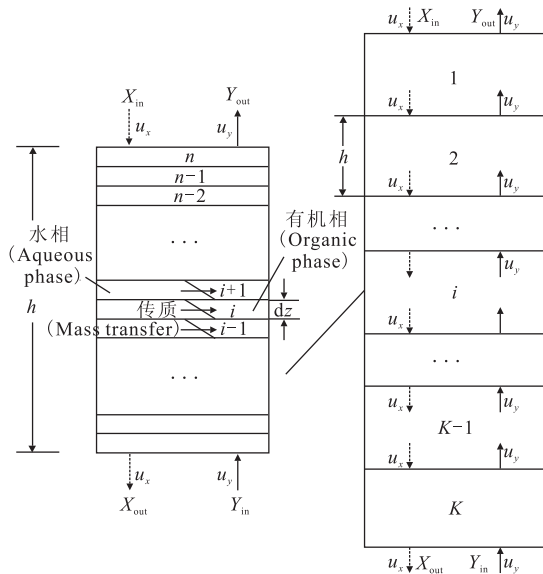


图 3 脉冲萃取柱萃取示意图

Fig. 3 Schematic diagram of extraction

一次分配比计算模块,这样用于扩散模型计算的分配比比整个柱体一个分配比进行计算要准

确的多,并且可以进行多组分共存萃取计算,分配比计算完成后,则可以依次对每一个“切片”进行差分离散化求解,如图 3 右图所示,最终得到每一“切片”上下两端的两相出口浓度,将所有的切片的计算结果按照一定的方式组合起来,则可得到整个脉冲萃取柱的计算结果,组合方式即为模型的迭代算法。

图 4 所示的算法结合了共去污段萃取过程脉冲萃取柱的运行过程,其所示的单位时间  $t$  不是随意指定的时间,是两相流体流过指定高度的每一级所需要时间的最大值,算法具体为:

(1)  $t=0$  时段:连续相(有机相)流体将充满柱体,此时整个脉冲柱内只存在有机相浓度  $Y_{in}$ ,此时是分散相(水相)即将进入柱体的临界时间;

(2)  $t=1$  时段:分散相进入第一段,如图 1 所示,在级内发生扩散传质,首先根据两相进口浓度计算得出分配比和两相平衡浓度,并对有机相扩散传质偏微分方程,级高  $h$  两侧已知的输入值  $X_{in}$  和  $Y_{in}$  即为扩散模型偏微分方程的(B. C.)条件,进行求解后得到连续相(有机相)级

出口端输出值  $Y_{1,1}$ ,并根据物料守恒解得到分散相出口端值  $X_{1,1}$ ;

(3)  $t=2$  时段: $t=1$  时段的分散相  $X_{1,1}$  流入柱体下端相邻级,并在其中发生扩散传质,进行计算可以得到该级的有机相出口浓度  $Y_{2,1}$  和分散相出口浓度  $X_{2,1}$ ,此时段  $2h$  处也发生扩散传质,与  $h$  处不同的是,段两端的两相入口浓度不同,导致传质推动力不同,因而各个组分传质量是不同的,经过计算可以得到  $2h$  的两相出口浓度,即  $Y_{2,2}$  和  $X_{2,2}$ ;

(4)  $t=n$  时段:此时段是分散相恰好运行满柱的时段,各个段的输入输出浓度如图  $n$  图所示,每一级计算开始都调用分配比计算函数计算分配比和两相平衡浓度,并对每一级分别进行微分计算,最终得出两相出口处的浓度;

(5)  $t=\infty$  时段:脉冲萃取柱达到稳态,柱内两相浓度剖面不再改变,程序判断达到稳态的条件即为同级的两相出口浓度不再变化,如图中  $t=k-1$  时段和  $t=k$  时段所示。

脉冲萃取柱模拟算法流程图示于图 5。

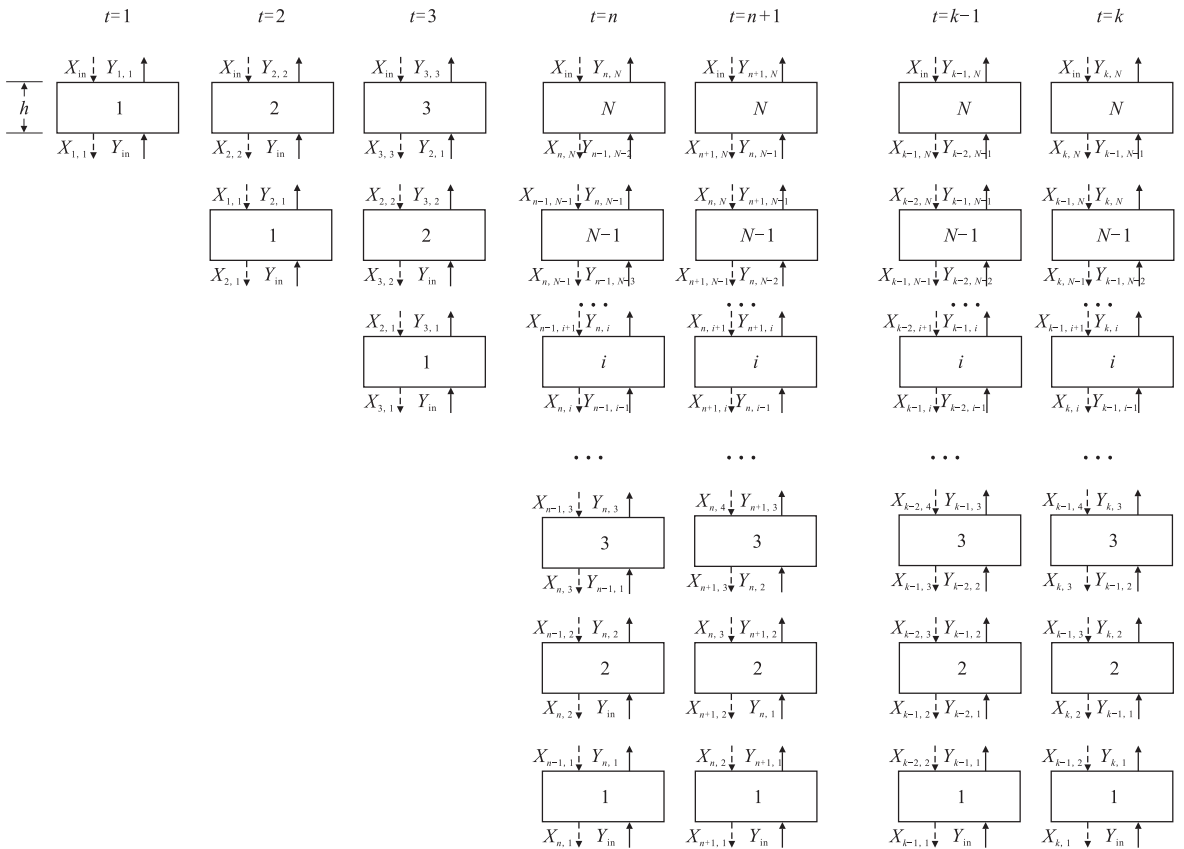


图 4 迭代算法示意图

Fig. 4 Iterative algorithm of the model

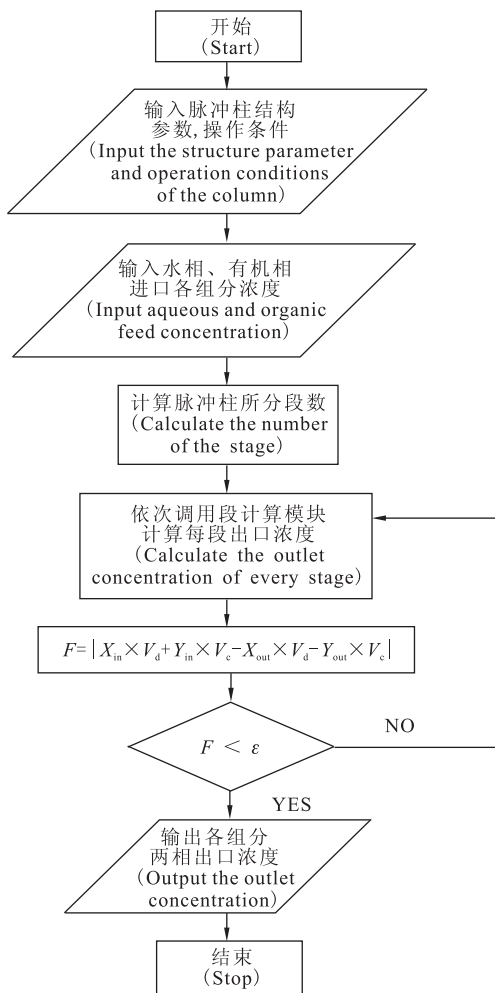


图 5 脉冲萃取柱模拟算法流程图  
Fig. 5 Calculation flowchart of column iterative algorithm

### 1.4 程序编写

使用 Matlab 语言编写计算机程序。程序在 IntelPentium1.87GMZ、2.00GB内存的电脑调

试通过。

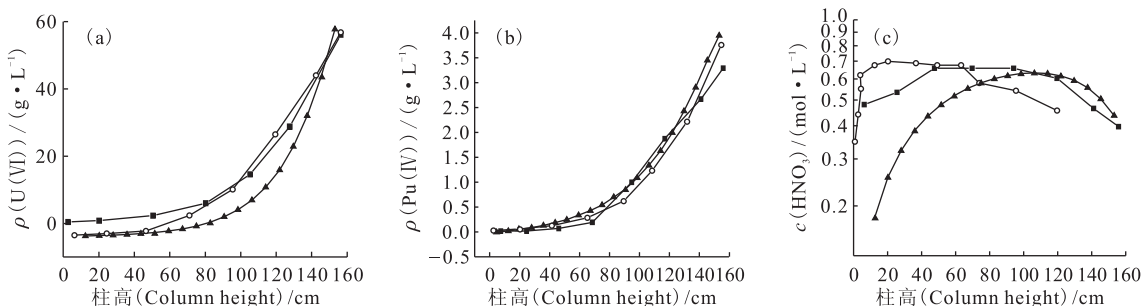
## 2 结果与讨论

文献报道了 Purex 流程计算模拟程序 PULCO<sup>[8]</sup> 的设计,描述了程序的验证实验工艺条件,同时对实验值和程序计算值进行了比较,验证实验设备的结构参数为:内径  $\phi 50$  mm,脉冲萃取柱柱高 200 cm;筛板结构:筛板数 36,筛板孔径  $\phi 0.3$  cm,自由截面积 23%;操作条件:每循环脉冲振幅 1.8 cm,每分钟 40 次脉冲频率。

工艺条件分别为:水相进料浓度: $\text{HNO}_3$  3.2 mol/L,  $\text{U(VI)}$  97 g/L,  $\text{Pu(IV)}$  8.3 g/L;有机相进料为 30% TBP(煤油);水相进料流速为 6.8 L/h,有机相进料流速为 13.2 L/h。

这样,本工作使用 Matlab 语言编写了计算机程序,并以文献报道的数据条件作为程序初始条件模拟计算,将计算结果与实测值进行比对,从而对程序进行验证。此外还与 PULCO 程序的计算结果<sup>[8]</sup>进行比对,具体如图 6 所示。

图 6 表明,在有机相出口处,  $\text{HNO}_3$  的计算偏差为 2.3%,  $\text{U(VI)}$  的计算偏差为 -6.8%,  $\text{Pu(IV)}$  的计算偏差为 -8.6%,均小于 10%;PULCO 程序的计算偏差硝酸为 13.9%,  $\text{U(VI)}$  为 -3.46%,  $\text{Pu(IV)}$  为 -2.2%,  $\text{HNO}_3$  在有机相入口端计算偏差偏大,分析原因可能是计算模型采用的  $\text{HNO}_3$  传质模型存在偏差。但是,可以得出以下结论:本工作对共去污段脉冲萃取柱所建立的数学模型,即切片化计算各组分分配比,所建立的考虑连续相轴向扩散系数的扩散模型以及提出的迭代算法可以实现  $\text{HNO}_3$ 、 $\text{U(VI)}$ 、 $\text{Pu(IV)}$  多组分共萃的计算。



■——实验值(Experiment value), ○——PULCO 计算值(PULCO value), ▲——本工作计算值(Calculation value by this work)

图 6  $\text{U(VI)}$ (a)、 $\text{Pu(IV)}$ (b)、 $\text{HNO}_3$ (c) 程序计算值与实验值对比图

Fig. 6 A comparison of concentration profiles calculated by PULCO and this work with experiment values of  $\text{U(VI)}$ (a),  $\text{Pu(IV)}$ (b) and  $\text{HNO}_3$ (c)

### 3 初步工艺研究

应用于后处理的脉冲萃取柱的放大设计一直依赖于理论级当量高度 HETS (height equivalent of a theoretical stage) 和传质单元高度 HTU (height of a transfer unit) 等基于混合澄清槽方面的参数<sup>[9]</sup>。使用本工作程序与中国原子能科学研究院何辉等<sup>[3]</sup>开发的已通过实验验证的 1A 混合澄清槽模拟程序,完成对柱高设计计算中混合澄清槽与脉冲萃取柱的对应性研究。

计算以  $U(VI)$  为基准、以进料浓度为横坐标、等同于一级混合澄清槽萃取效率的脉冲萃取柱柱高为纵坐标,脉冲萃取柱与混合澄清槽对应性研究结果示于图 7。由图 7 可知,随着水相进料铀浓度的增加,等同一级混合澄清槽的脉冲柱柱高越小,脉冲柱的萃取效率越大,分析原因可能是水相铀浓度越高,其分配比越小,这个结果与 PULCO<sup>[8]</sup> 报道的结论基本相符。

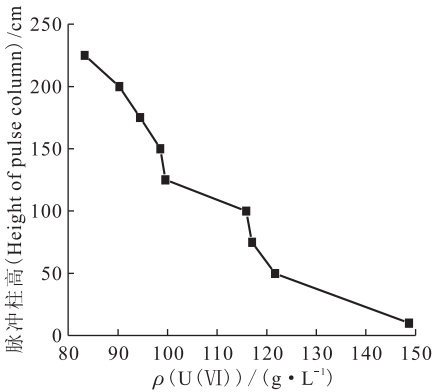


图 7 脉冲萃取柱与混合澄清槽对应性研究

Fig. 7 Height equivalent to a single mixer-settler stage for a pulsed extraction column

因此,通过以上计算结果可知,在脉冲萃取柱的设计中,单纯按照若干米柱子对应一级混合澄清槽这种经验式设计方法有其不合理性,因在脉冲萃取柱中,水相以及有机相中的铀浓度是梯度分布的,并不是均一不变的,则不同柱高处对应的槽子级数并不相同,这样使用平均值设计的脉冲

萃取柱,会使得柱高偏大,从而造成设计浪费。实际上,在设计脉冲柱时,应将连续萃取的脉冲柱整体考虑,尤其是组分的分配比在沿轴向分布较广的情况时,柱高设计就不应该单纯的使用经验高度进行,而是应该使用脉冲柱程序来进行相关计算。

### 4 结 论

本工作对应用于共去污单元的脉冲萃取柱“切片化”抽象处理后,对其建立扩散传质模型,将分配比计算模型嵌入完成数学模型,编写了计算机程序。此程序计算结果与文献报道值符合良好,基本可以实现共去污段多组分共萃的计算。将程序应用于脉冲萃取柱的工艺设计的初步研究,得到以往使用一级混合澄清槽萃取效率等于若干米柱高的设计方法有待商榷,在柱高的设计方面应将脉冲萃取柱整体考虑,应使用计算机模拟方法进行整体设计。

#### 参考文献:

- [1] 姜圣阶. 动力堆核燃料后处理厂设计[M]. 北京:原子能出版社,1996.
- [2] 姜圣阶,任凤仪,等. 核燃料后处理工学[M]. 北京:原子能出版社,1995.
- [3] 何辉,李高亮,陈辉,等. Purex 流程共去污工艺计算机稳态模拟[J]. 原子能科学技术,2008,42(9):784-789.
- [4] 陈延鑫. 核燃料后处理工业中脉冲萃取柱的计算机模拟研究[D]. 北京:中国原子能科学研究院,2009.
- [5] 何辉. N,N-二甲基羟胺在铀钚分离中的应用和计算机程序的开发[D]. 北京:中国原子能科学研究院,2001.
- [6] 张春龙. Purex 流程中铈萃取行为的计算机模拟[D]. 北京:中国原子能科学研究院,2011.
- [7] 唐晓津. 分散-聚并脉冲筛板萃取塔的组合模型[D]. 北京:清华大学,2005.
- [8] Gonda K, Matsuda T. Solvent extraction calculation model for Purex process in pulsed sieve plate column[J]. J Nucl Sci Technol, 1986, 23(10): 883-895.
- [9] 王俊峰. 核燃料后处理工程溶剂萃取设备[M]. 北京:原子能出版社,2012.