

Purex流程最优控制微型机仿真研究

董文葆 阎和信¹⁾ 金建设 杜巨龙

(大连工学院)

摘 要

本文以Purex流程1A槽萃取段为对象,通过萃取过程机理分析和实验数据拟合相结合的方法,提出了一种适于最优控制应用的带有动态补偿项的静态机理模型和有关最优控制的限制条件;在定点和浮点线性化的基础上,建立了适合于该萃取过程的线性规划约束条件和目标函数;拟定了一种最优控制方案,用微型机进行最优控制系统的数字仿真研究,取得了满意的结果。

一、引 言

线性规划理论早在1957年就开始用于解决各种控制问题^[1],但主要用在经济和军事方面。1964年开始用于工艺过程控制^[2]。Silver^[3]曾把单纯形法用于核燃料工业,解决化学平衡问题,对工艺控制没有做深入讨论。

近年来,在核燃料后处理工艺中,已越来越多地注意所谓局部仪表控制系统(LICS)和计算机监督控制(PSS)相配合的控制方案。但由于普雷克斯流程的过程机理复杂,级间耦合作用大,致使难以建立适合最优控制的数学模型。因此到目前为止,对于普雷克斯流程实行计算机最优控制仍处于试验研究阶段^[4]。虽然已见到有关极值控制方面的报告,但由于普雷克斯流程具有强非线性特性,因此很难应用线性规划这一有效的优化工具进行处理,一般多采用差值变送器、极值调节器或其它简化的搜索方法进行极值调节试验^[5]。

本文从简化和修正描述普雷克斯流程1A槽非线性静态机理模型着手,通过级间耦合作用和萃取机理的分析,提出了一种对静态模型进行动态补偿的新方法,并运用线性规划逐步逼近非线性规划的概念^[6],将非线性模型进行定点或浮点线性化,根据工艺要求确定目标函数和约束条件,以修正单纯形法,逐次求取最优解。通过微型机的数字仿真实验,取得了满意的结果,为普雷克斯流程的在线闭环最优控制的实施提供了依据和最优控制计算程序

二、数学模型及其改进

针对如图1所示的普雷克斯1A槽萃取段,作者曾求得一组描述该过程的直接计算静态机理模型

1) 核工业部二一三所。

本文于1984年5月27日收到。

$$\lambda_i = X_0 (1 + \prod_{j=1}^m P_j) / (1 + \prod_{j=1}^m P_j) \quad (1)$$

根据控制的需要, 可由方程 (1) 求得 y_8^0 的直接计算模型

$$y_8^0 = r_8 D_8 x_0 (1 + P_7 + P_7 P_8 + \dots + P_7 P_8 \dots P_1) / (1 + P_8 + P_8 P_7 + \dots + P_8 P_7 \dots P_1) \quad (2)$$

和限制条件

$$X_8^w \geq X_0 / (1 + P_8 + P_8 P_7 + \dots + P_8 P_7 \dots P_1) \quad (3)$$

以上各式中 y_8^0 为第 8 级有机相铀浓度; X_8^w 为第 1 级水相出口铀浓度; r_8 为第 8 级偏离理想混合特性的校正系数, $0 < r_8 \leq 1$; $P_i = n_i D_i$ 为第 i 级萃取系数; $n_i = (Q_x / Q_f) + L$ 为相流比; D_i 为第 i 级分配系数; Q_x 为有机相流量; Q_f 为水相进料流量; L 为洗涤段水相流量; X_0 为第 8 级水相进料浓度。

在线情况下, X_0 难以准确测量。用式

$$X_0 = \frac{X_1 \cdot Q_f + X_8^0 \cdot L}{Q_f + L} \quad (4)$$

计算的 X_0 值为静态值, 因此与实验测试值偏差很大。动态情况时, 第 9 级水相出口铀浓度 X_8^0 是随时间变化的。因此, 计算 X_0 值时必须考虑静态模型的动态补偿问题。而且, 在实际工艺装置中, 铀的水相进料是加在第 9 级澄清槽, 由于 $X_1 \neq X_8^0$, 造成 X_0 的不确定性。本文

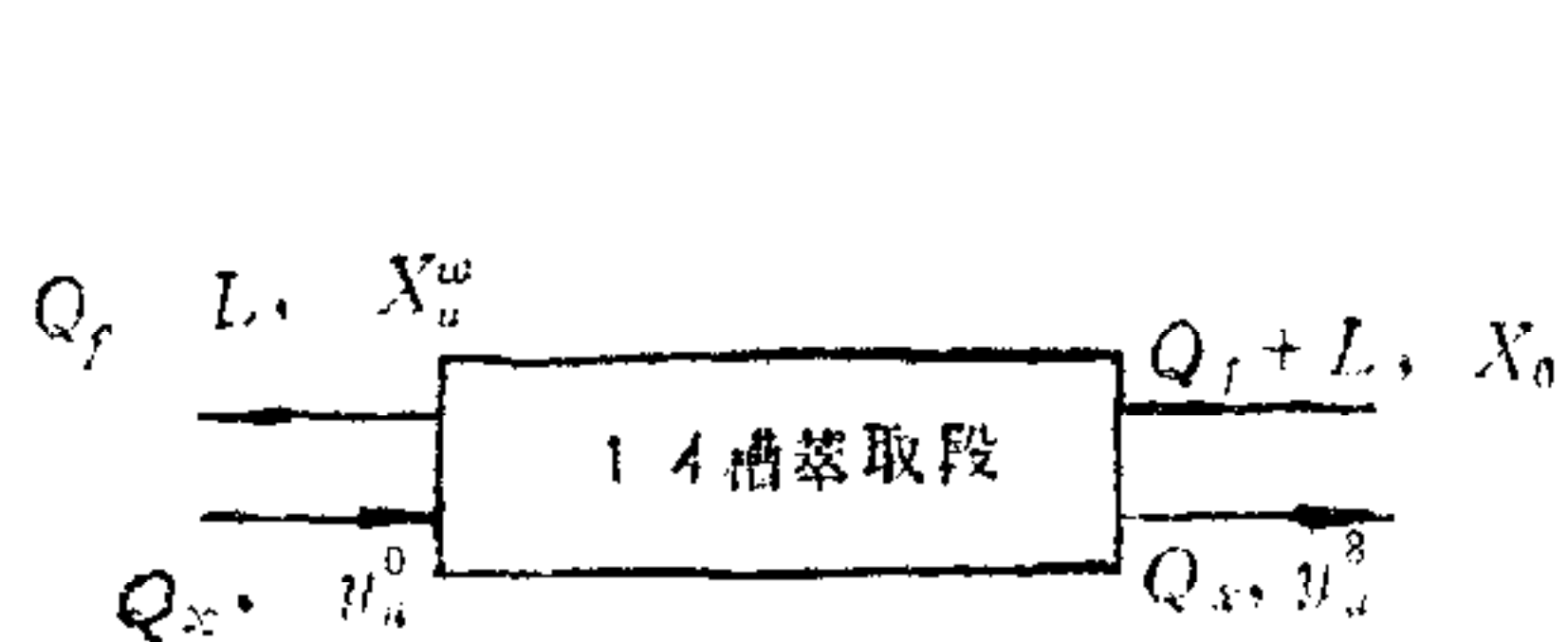


图 1 1A 槽萃取段示意图

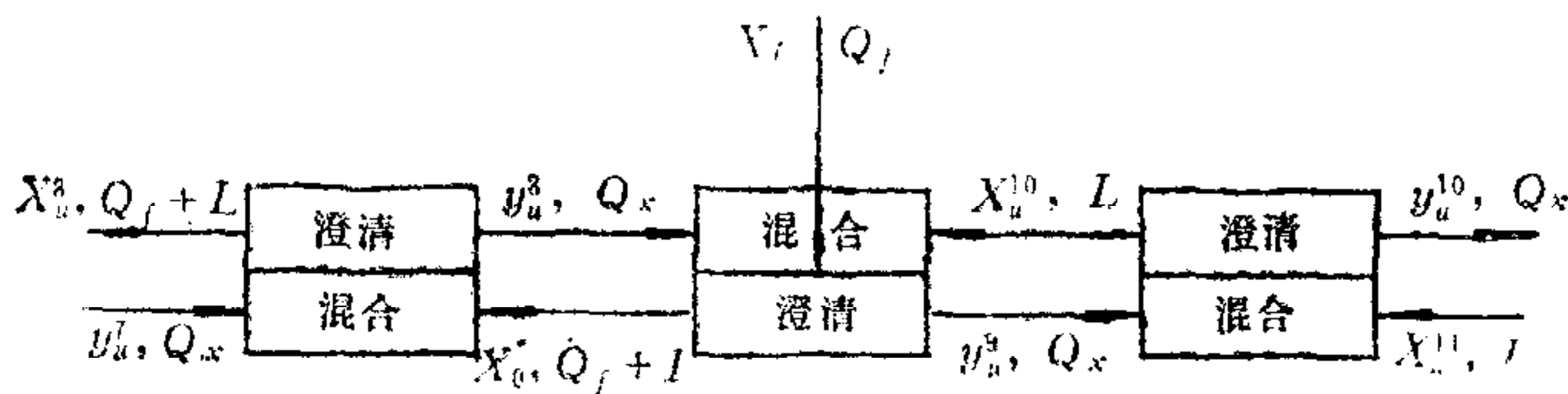


图 2 第 9 级物料平衡示意图

以第 9 级为物料衡算单元, 如图 2 所示。从而可根据第 9 级的物料平衡关系得到:

$$X_0 = \frac{Q_f \cdot X_1 + X_8^0 \cdot L}{Q_f + L} \quad (5)$$

由图 2 可知, X_8^0 值主要决定于 Q_x 和 y_8^0 或 y_8^0 , 动态情况下, X_8^0 与 y_8^0 的关系可取下列形式:

$$X_8^0(k) = a y_8^0(k-1) + b Q_x(k-1) \quad (6)$$

根据实测数据进行参数估计得

$$X_8^0(k) = 1.7 y_8^0(k-1) = 1.1 Q_x(k-1) \quad (7)$$

将 (7) 式代入 (5) 式, 并在 20 工况点线性化得

$$X_0(k) = 4.753 Q_f(k) + 0.5710 X_1(k) + 0.7293 y_8^0(k-1) - 0.4719 Q_x(k-1) - 95.86 \quad (8)$$

则 (8) 式表示在不同工况下, 考虑了动态补偿作用的 X_0 计算式。其计算结果与实验测试值的比较列于表 1。在 20 工况下, 最大误差为 4.3%。显然足以满足过程控制的要求。根据上述分析和推导, 得到非线性静态模型 (2) 加线性动态补偿算式 (8) 的过程控制数学模型。用该模型在 TRS-80 型微机上进行了数字仿真实验。当 X_1 从 385 以步长 43 阶跃变化到 471;

表1 X_0 计算值与实测值的比较

X_0 工况 值	Q_1				Q_x			
	16	18	20	22	105	95	90	87
实测值	224.0	249.4	250.0	285.6	245.4	258.0	268.5	282.0
计算值	228.9	249.3	260.7	284.9	251.4	260.7	266.6	279.0
误差(%)	2.2	0.02	4.3	0.2	2.3	1.0	0.7	1.0

表2 y_u^s, X_u^w 可校对点计算值与实验值的比较

Q_1	Q_x	$y_{u,m}^s$	$y_{u,c}^s$	误差 (%)	$X_{u,m}^w$	$X_{u,c}^w$	误差 (mg/L)
18	95	0.680	0.685	2.8	4.8	5.8	+1.0
20	95	0.769	0.777	2.4	5.8	5.8	+3.0
22	95	0.945	0.875	10.6	24.7	13.0	-11.7
23	95	1.000	0.979	5.5	17.5	18.7	+1.2
20	109	0.667	0.616	7.2	2.5	3.4	+0.9
20	105	0.666	0.664	3.7	6.0	4.6	-1.4
20	87	0.913	0.879	7.0	12.6	14.9	+2.3
20	81	1.000	1.000	3.5	15.7	33.6	+7.9

$Q_1 + L$ 从33, 步长为2阶跃变化到120时, 其数字仿真计算值与实验值的比较列于表2。第8级有机相轴浓度的实测值 $y_{u,m}^s$ 与计算值 $y_{u,c}^s$ 的相对偏差 $\Delta y_{u,c}^s / y_{u,m}^s$, 除 $Q_1 = 22$ 工况点以外, 其余全部可校对点均在7%以下。其限制量的计算值 $X_{u,c}^w$ 与实测值 $X_{u,m}^w$ 的偏差一般在10以内。而且除 $Q_1 = 22$ 工况点以外, 一般都具有正偏差, 这就保证了当给定 X_u^w 限定值时, (3)式作为限制条件的可靠性。

三、数学模型的线性化

对普雷克斯流程, 应用线性规划理论实行最优控制, 还必须将上述非线性数学模型进行线性化。如果在某一稳态工作点的附近一个允许范围内进行最优控制, 则可进行定点线性化。否则, 如果在大范围内寻找最优控制变量, 则需要进行浮点线性化, 下面分别讨论之。

1. 定点线性化

为了线性化运算方便, 将非线性模型方程(2)和限制条件方程(3)改写成

$$y_u^s = \left[r_s D_s X_0 \sum_{i=0}^7 a_i X_2^i X_3^{s-i} \right] / \left[\sum_{i=0}^8 b_i X_2^i X_3^{s-i} \right], \quad (9)$$

$$X_u^w \geq X_0 X_3^s / \left[\sum_{i=0}^8 b_i X_2^i X_3^{s-i} \right]. \quad (10)$$

$$\begin{aligned} \text{式中} \quad X_2 &= Q_x, \quad X_3 = Q_f + L, \quad a_0 = 1, \quad a_1 = D_7, \quad a_2 = D_7 D_6, \quad \dots, \\ & a_7 = D_7 D_6 \dots D_1; \\ & b_0 = 1, \quad b_1 = D_8, \quad b_2 = D_8 \cdot D_7, \quad \dots, \quad b_3 = D_8 D_7 \dots D_1. \end{aligned}$$

将 (9) 和 (10) 式线性化得

$$y_u^s = y_{u0}^s + \left. \frac{\partial y_u^s}{\partial X_0} \right|_0 (X_0 - X_{00}) + \left. \frac{\partial y_u^s}{\partial X_2} \right|_0 (X_2 - X_{20}) + \left. \frac{\partial y_u^s}{\partial X_3} \right|_0 (X_3 - X_{30}), \quad (11)$$

$$X_u^w \geq X_{u0}^w + \left. \frac{\partial X_u^w}{\partial X_0} \right|_0 (X_0 - X_{00}) + \left. \frac{\partial X_u^w}{\partial X_2} \right|_0 (X_2 - X_{20}) + \left. \frac{\partial X_u^w}{\partial X_3} \right|_0 (X_3 - X_{30}). \quad (12)$$

为了与线性化运行一致, 将 X_0 算式 (8) 化为

$$\begin{aligned} X_0(k) &= 0.7293y_u^s(k-1) - 0.4719X_2(k-1) + 4.753X_3(k) \\ &+ 0.5710X_f(k) - 167.2. \end{aligned} \quad (13)$$

根据式 (9) — (13) 进行数值计算, 求得式 (11) 和 (12) 的具体数学形式为

$$y_u^s = 5.126X_3 - 1.336X_2 + 0.2460X_f - 72.04, \quad (14)$$

$$X_u^w = 0.0247y_u^s - 0.5370X_2 + 1.576X_3 + 2.6. \quad (15)$$

根据微型机仿真结果可知, 线性化模型 (14) 对于非线性模型 (2) 具有较宽的覆盖范围。在额定工况点, 当 Q_f 和 Q_x 分别变化 $\pm 10\%$ 时, 其覆盖误差不超过 2% 。相应的水相流失浓度 X_u^w 计算值, 其最大覆盖误差为 3.2 mg/L , 一般为每立升零点几毫克到 1.5 毫克。

2. 浮点线性化

在普雷克斯流程萃取工艺的过程控制中, 通常是先通过工艺分析确定近似最优工况, 再对系统进行定值控制。因此, 不能保证分析确定的控制点就是最优控制点, 可能远远离开最优工况。因此, 在动态情况下往往需要在大范围内寻找最优工况, 本文正是考虑到这一工程需要, 提出一种非线性模型的浮点线性化算法。这种浮点线性化算法与线性规划理论相结合, 就可以在离线或在线情况下寻找普雷克斯流程萃取过程的最优工况。浮点线性化运算一直到优化点与线性化点重合, 即求得了最优工况 (参见图 4)。

四、最优控制系统数字仿真

应用线性规划理论处理普雷克斯流程最优控制问题的关键, 是要把工程问题转换成标准的线性规划问题:

目标函数极小或极大

$$J = C_1 X_1 + C_2 X_2 + \dots + C_n X_n, \quad (16)$$

满足约束条件

$$\begin{cases} a_{11}X_1 + a_{12}X_2 + \dots + a_{1n}X_n = b_1, \\ a_{21}X_1 + a_{22}X_2 + \dots + a_{2n}X_n = b_2, \\ \vdots \\ a_{m1}X_1 + a_{m2}X_2 + \dots + a_{mn}X_n = b_n, \\ X_i \geq 0, \quad i = 1, 2, \dots, n. \end{cases} \quad (17)$$

1. 目标函数的确定

核燃料后处理生产中, 对普雷克斯流程 1A 槽的控制要求是: 1) 保证水相出口浓度 X_u^w 小于某一规定值; 2) 尽可能增大第 8 级有机相铀浓度; 3) 萃取剂流量 Q_x 尽可能小, 以节省昂

贵的萃取剂；4) 水相进料流量要尽可能大，以提高设备的处理能力。因此，在满足 X_1^* 限制条件下，目标函数中包括其它三个因素，即

$$J = C_1 y_1^* + C_2 Q_x + C_3 (Q_f + L), \quad (18)$$

其中 $C_1 - C_3$ 分别为 y_1^* 、 Q_x 和 $Q_f + L$ 的价值系数，为了提高 y_1^* 和 Q_x 对目标函数的贡献，需对上述变化率进行加权，从而得目标函数的具体形式

$$J = -5y_1^* + 2.184Q_x - 6.290(Q_f + L). \quad (19)$$

2. 过程变量和约束方程

普雷克斯流程1A槽(包括萃取和洗涤段)的进出物料关系如图3所示，其中1AF、1AS和1AW为水相物流，而1AX和1AP为有机相物流，每个物流都有浓度和流量两个变量，整个系统共有10个变量。本文取 $Q_s = L = 15$ 。因此，可控的变量只取 Q_x 和 Q_f 。应用线性规划理论进行最优控制时， Q_x 和 Q_f 应满足限制条件

$$Q_x + Q_f + L < W_1. \quad (20)$$

式中 W_1 为混合澄清槽中单位时间的总滞流量，由第 i 种工况条件决定。至此，可根据进料浓度 X_1 值和工况参数，由(14)，(15)和(20)式确定出普雷克斯流程1A槽最优控制线性规划的约束方程。

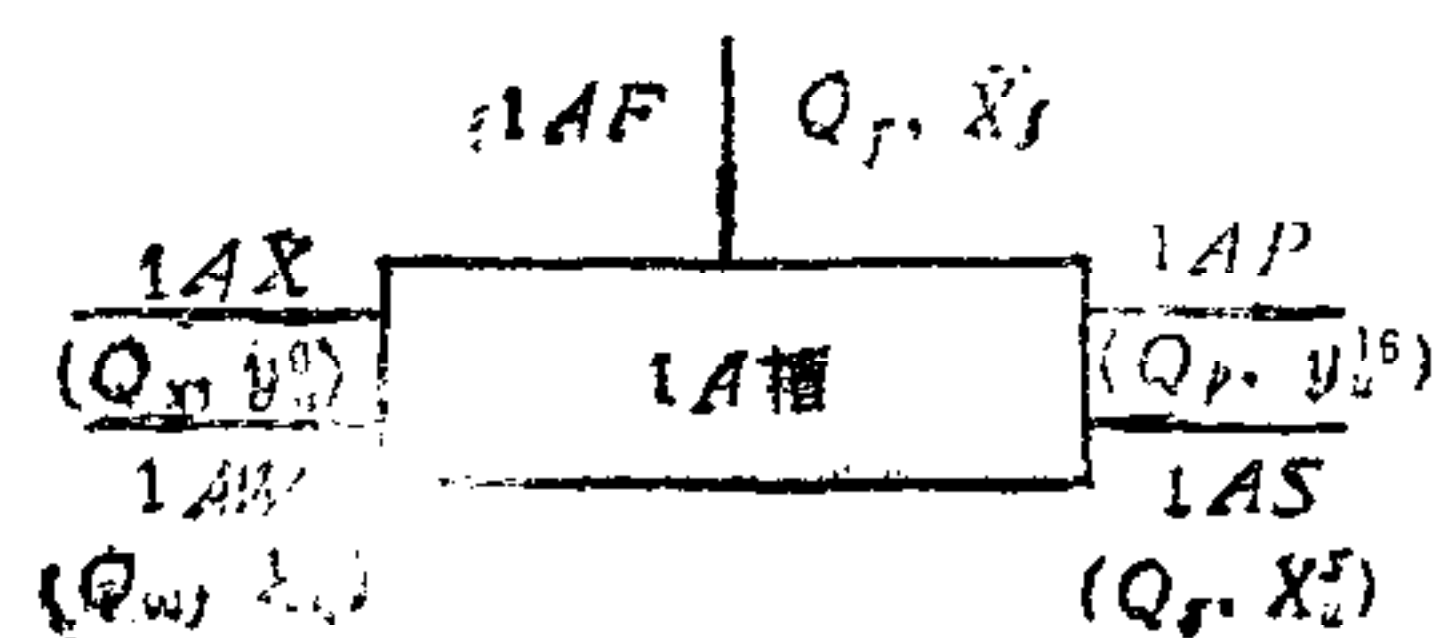


图3 1A槽物流示意图

3. 标准线性规划问题的形成

根据上述分析，当进料浓度 $X_1 = 428$ ，取 $X_1^* = 22$ ，取 W_1 为额定值时，即可由式(19)，(14)，(15)和(20)写出标准线性规划问题的具体形式。考虑到符号的统一，取 $X_1 = y_1^*$ ， $X_2 = Q_x$ ， $X_3 = Q_f + L$ 。则可得下列标准线性规划问题：

目标函数极小化

$$J = -5X_1 + 2.184X_2 - 6.290X_3, \quad (21)$$

约束条件

$$\begin{cases} X_1 + 1.336X_2 - 5.126X_3 = 33.27, \\ 0.02470X_1 - 0.5370X_2 + 1.576X_3 + X_4 = 19.4, \\ X_2 + X_3 + X_5 = 133, \\ X_i \geq 0, i = 1, 2, \dots, 5. \end{cases} \quad (22)$$

式中 X_4 、 X_5 为松弛变量。显然，这是一种简单的线性规划问题，适用于微型机在线求解。

4. 最优控制方案与数字仿真

针对该系统的非线性特性，本文采用监督控制系统(PSS)方案，用线性规划法进行最优控制系统数字仿真。其最优控制方案及数字仿真程序框图列于图4。图中的广义对象除了1A槽、调节阀等外，还应包括常规过程检测和调节仪表、数/模和模/数转换装置。图中其它部分均由TRS-80型微机数字仿真实现。该方案的执行过程是：根据对象的纯滞后特性，在合理的采样时间内^[7]，采样输入过程扰动，在线求出最优控制参数，由计算机经数模转换输出给常规调节器作为外给定，对系统实行监督控制。

本文目前所做的工作，是上述最优控制方案中微型机仿真部分。数字仿真程序的执行过程就是前述浮点线性化和线性规划交替执行的过程。不同的是，在每一线性化点附近限制范围内，线性规划的最优解都作为控制变量输出给对象，逐步逼近最优工况，直到最优解不再变化时即达到最优工况。本文对额定工况进料浓度 $X_1 = 428$ ，并模拟在线情况，以动态方式

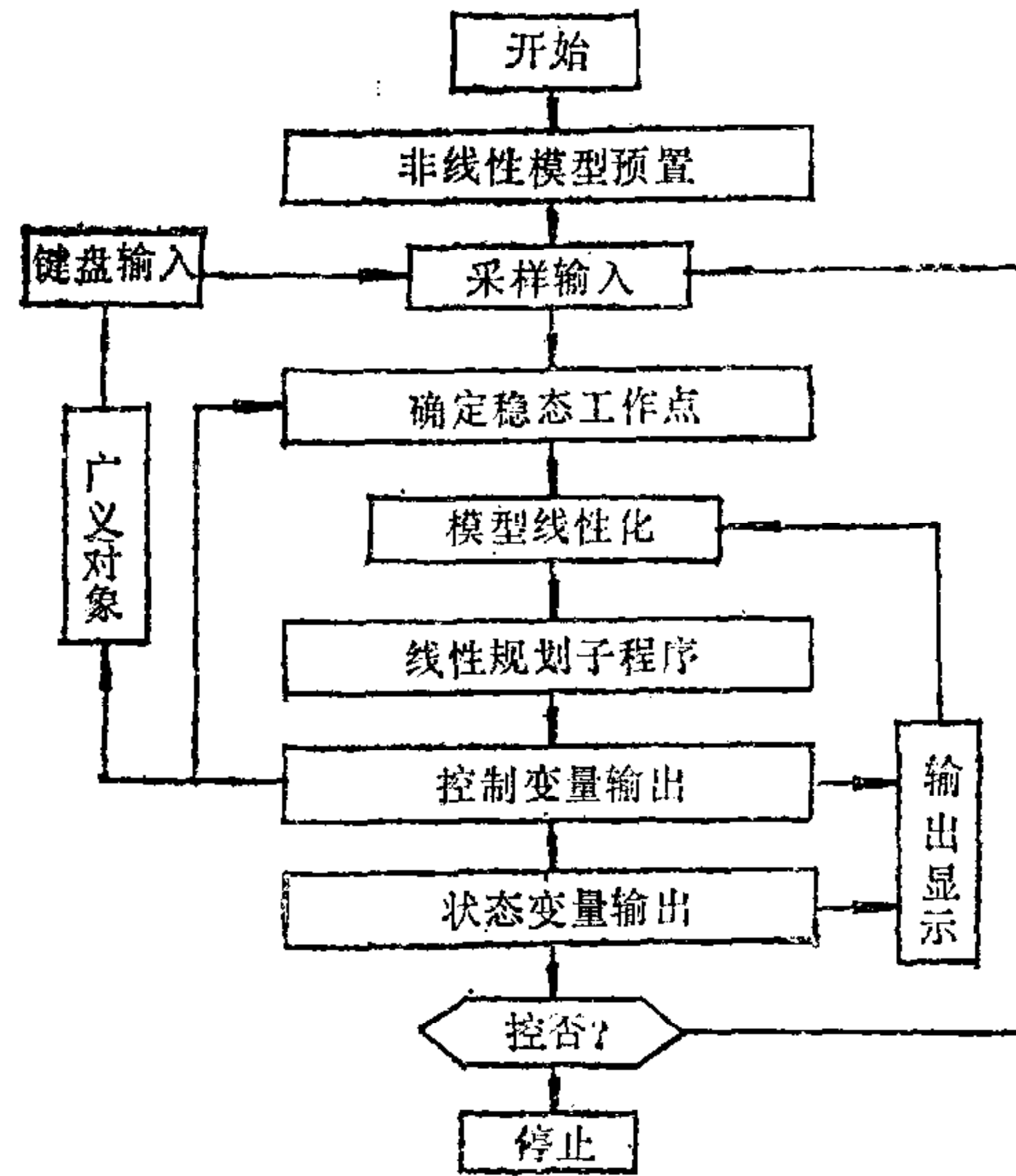


图 4 最优控制方案及数字仿真框图

用键盘输入其 $\pm 10\%$ 作为扰动。对这三种进料状态，微型机连续寻优，所输出的最优控制变量与静态测试最优工况一致，并且满足水相出口浓度的限制条件。

五、结 语

(1) 通过萃取过程机理分析，建立了描述普雷克斯流程 1A 槽控制级特性的离散形式数学模型，模型精度满足工艺控制要求，从而解决了静态模型的动态补偿问题。

(2) 建立了一种复杂非线性模型的定点和浮点线性化微型机计算程序。针对 1A 槽所得到的线性模型对其非线性模型有较好的覆盖范围。

(3) 建立了相应的目标函数和约束条件，并把工程问题转换成标准线性规划问题，从而解决了用线性规划处理这种非线性对象的困难。

(4) 提出了适用于普雷克斯 1A 槽监督控制系统 (PSS) 方案，并建立了微型机最优控制数字仿真程序。该程序可用于离线或在线寻找最优工况。

(5) 用键盘输入扰动和微型机仿真方法，求得了在不同扰动下的最优工况或最优控制变量以及相流比的理论和实际值范围，并用第 8 级摇平浓度优化计算，证明了仿真结果的合理性。

参 考 文 献

- (1) Donald, A. Pierre., Optimization Theory with Applications, John & sons, INC., (1969), 193—240.
- (2) Kuehn, D. R., and Porter, J., IEEE Transaction on Industrial Electronics and Control Instrumentation IECI-11(1964), 64—70.
- (3) Silver, G. L., MLM-2373, (1976).
- (4) Hamel, W. R., Bradley, N. C., and Jansen, J. M., ORNL/TM-6393, (1978).
- (5) 王仍陶, 国外核技术, (1979), No. 2, 42—50.
- (6) 李维铮等, 运筹学, 清华大学出版社, (1982).
- (7) Marshall, J. E., Control of Time-Delay Systems, Peter Peregrinus-Ltd, (1979), 17—42.

**INVESTIGATION OF MICROCOMPUTER SIMULATION
OF OPTIMAL CONTROL FOR PUREX PROCESS**

Dong Wenbao Yan Hexin Jin Janshe Du Julong
(Dalian Institute of Technology)

A b s t r a c t

In this paper, taking the extractive section of tank 1A as the object, a static stage model with dynamic compensator suitable for optimal control and limiting condition are presented through the method of combining theoretical analysis with experimental fit. On the basis of fixed and floating linearization the performance function and constraint condition of linear programming for extractive process are developed. The strategy of optimal control is drawn up. Digital simulation of the optimal control system is investigated and satisfactory results are obtained.