

信息技术应用

基于 Newton-Raphson 法的 多效顺流蒸发系统的模拟

徐建良

(南京化工职业技术学院化学工程系, 江苏 南京 210048)

摘要:建立了普通、复杂顺流蒸发系统的数学模型,采用 Newton-Raphson 法求解,应用面向对象的 Pascal 语言编制了该算法的计算程序,可对二至七效常规和复杂并流蒸发系统进行模拟计算。以蔗糖溶液为例,对三效并流的 5 种流程进行了计算和比较,结果表明将各效冷凝液全部用于预热原料的多效蒸发流程能耗最低,蒸发器面积最小。

关键词:多效蒸发;数学模型;Newton-Raphson 法;顺流流程;模拟计算

中图分类号:TQ028.61;TQ018

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2011)04-0087-05

Simulation of multi-effect forward flow evaporation system based on Newton-Raphson method

XU Jian-liang

(Department of Chemical Engineering, Nanjing College of Chemical Technology, Nanjing 210048, China)

Abstract: The mathematical models of ordinary and complex forward flow multi-effect evaporation are established by means of the calculation of Newton-Raphson method. The corresponding calculation program is developed using object-oriented Pascal, which could be simulated from two to seven effects ordinary and complex evaporation systems. Sucrose solution, as an example, is tested to calculate and compare five kinds of processes of three effects forward flow evaporation process. The results show that the multi-effect evaporation process of all condensate preheating of raw materials is the lowest energy consumption and the smallest evaporator.

Key words: multi-effect evaporation; mathematical model; Newton-Raphson method; forward flow process; simulated calculation

蒸发是重要化工单元操作之一,其装置操作费用主要是气化大量溶剂(通常是水)所消耗的热量,此项消耗在全厂蒸汽动力费用中占很大比例。如何提高加热蒸汽利用率,一直是蒸发工艺中研究的重要内容之一。多效蒸发是节约蒸发过程所需生蒸汽的一个十分有效的手段,它始终是蒸发研究的一个重要内容。如何合理地选择多效蒸发流程、蒸发器效数以及蒸发过程中的各个工艺参数,也同样是人们一直研究的课题。已见于报道的多效蒸发的设计与操作模拟,大多针对简单多效(主要是三效顺流蒸发)蒸发系统,不涉及料液预热、抽汽、冷凝水闪蒸,有的甚至忽略沸点升高。对五效以上的多效蒸发系统,未见有对其设计与操作模拟的详细系统研究^[1]。笔者采用 Newton-Raphson 法^[2],开发出可用于蔗糖溶液二效至七效顺流普通型流程、带冷凝水闪蒸、原料预热等复杂型流程的设计型模拟计算软件,运用该软件,可迅速计算出蔗糖溶液二效至七效顺流普通型与复杂型流程的相关工艺参数,从而为选择工艺参数、工艺流程提供了方便。

1 工艺流程

图 1 所示流程示意图中,若无预热器和闪蒸器,只有蒸发器的主流程,则此流程为典型的普通多效顺流蒸发流程。为减少生蒸汽消耗量,提高实际生产装置的经济效益,工业化的多效蒸发生产流程都是在普通型流程的基础上,增加了冷凝液闪蒸、原料预热等能量回收设备的复杂型流程。因此,其工艺参数的设计远比普通型流程复杂。

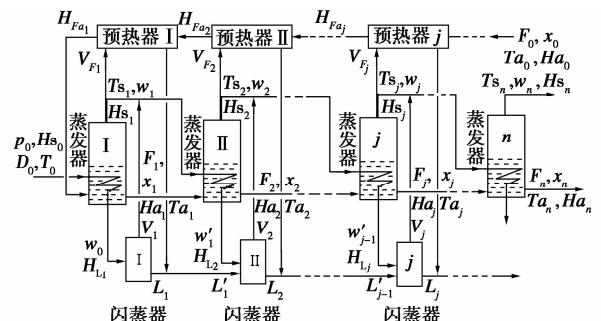


图 1 复杂顺流多效蒸发的流程示意图

图 1 所示的复杂多效顺流蒸发流程中, 冷凝液闪蒸器个数要比蒸发器少 1 个, 末效二次蒸汽冷凝液由于其温位低, 不再进行闪蒸。根据对各冷凝液闪蒸器所产蒸汽的不同利用, 又可将其分为三小类^[3], 即: 顺流复杂 I 型、II 型、III 型。顺流复杂 I 型——将各闪蒸器所产蒸汽全部用来预热第一效进料; 顺流复杂 II 型——将各闪蒸器所产蒸汽全部加入对应压力的蒸发器中; 顺流复杂 III 型——上述 2 种流程综合, 即将各闪蒸器所产蒸汽分为 2 部分, 一部分用于预热原料, 剩余部分加入对应压力的蒸发器中, 蒸汽的流量可通过抽汽率调节。顺流复杂 IV 型——各效冷凝液直接用于预热原料(图略)。

2 数学模型

2.1 多效蒸发普通流程的数学模型

多效顺流蒸发普通流程的数学模型由物料衡算方程、热量衡算方程、传热速率方程和相平衡方程所组成^[3], 若为七效顺流蒸发, 则普通流程的数学模型共有 35 个独立方程。此外, 尚有一些附加的物性关联式。

2.2 多效蒸发复杂流程的数学模型

各类复杂型多效蒸发流程的数学模型都十分相似, 只需在普通型流程的数学模型基础上, 加上冷凝液闪蒸、闪蒸后二次蒸汽的处理、原料的预热这 3 种情况的数学模型或它们之间互相组合后的复合模型即可^[3]。

2.3 蔗糖溶液蒸发过程相关物性方程

(1) 二次蒸汽压力 p (MPa) 与温度 T_s (°C) 的关系方程^[4]

$$p_j = \exp(-7.257246 + 0.0668913T_{s_j} - 1.99132 \times 10^{-4}T_{s_j}^2 + 2.90398 \times 10^{-7}T_{s_j}^3) \times 0.9807 \quad (j = 1, 2, \dots, n) \quad (1)$$

(2) 二次蒸汽的焓 H_s (kJ/kg) 与温度 T_s (°C) 的关系方程^[4]

$$H_{s_j} = 2496.719 + 1.73457T_{s_j} + 2.4983 \times 10^{-3}T_{s_j}^2 - 1.84138 \times 10^{-5}T_{s_j}^3 \quad (j = 1, 2, \dots, n) \quad (2)$$

(3) 二次蒸汽的冷凝热 R (kJ/kg) 与温度 T_s (°C) 的关系方程^[5-6]

$$R_j = 2538.809 - 2.9093T_{s_j} \quad (j = 0, 1, 2, \dots, n) \quad (3)$$

(4) 物料的焓 Ha (kJ/kg) 与其浓度 x (kg/kg)、温度 Ta (°C) 的关系方程^[2]

$$Ha_j = 4.19Ta_j - 2.35Ta_j \cdot x_j \quad (j = 0, 1, 2, \dots, n) \quad (4)$$

(5) 溶液的沸点升高 Δ' (°C) 与其浓度 x (kg/kg) 关系方程^[2]

$$\Delta'_j = 1.78x_j + 6.22x_j^2 \quad (j = 1, 2, \dots, n) \quad (5)$$

3 模型求解

由于蔗糖溶液与稀碱溶液相比, 溶液成分及基础物性数据的表达式等相对简单, 可对其数学模型中的各方程求偏导。以下以七效蒸发为例对 Newton-Raphson 法作一简要说明。

3.1 普通流程的 Newton-Raphson 法数学模型的建立

对于蔗糖溶液, 可将原普通型流程的数学模型方程整理为 4 组(个), 如七效蒸发总方程数为 $4 \times 7 = 28$ 个。以第 j 效蒸发器为例, 可将描述其蒸发过程的数学模型整理成如下形式。

(1) 热量平衡方程

$$f_i = (1 - \eta_j)R_{j-1}w_{j-1} + (F_0 - \sum_{k=1}^k w_k)Ha_{j-1} - w_jH_{s_j} - (F_0 - \sum_{j=1}^j w_j)Ha_j \quad (6)$$

(2) 传热速率方程

$$f_{i+1} = K_jA_j(T_{s_{j-1}} - Ta_j) - R_{j-1}w_{j-1} \quad (7)$$

(3) 相平衡方程

$$f_{i+2} = u(x_j, T_{s_j}) - Ta_j + \Delta'_j + \Delta'_j'' \quad (8)$$

(4) 物料平衡方程

$$f_{i+3} = F_0x_0 - (F_0 - \sum_{j=1}^j w_j)x_j \quad (9)$$

$$j = 1 \sim 7, i = 1 + (j - 1) \times 4, k = j - 1$$

(但当 $j = 1$ 时, $w_k = 0$)

3.2 普通流程求解过程变量分析

对于 t 效蒸发, 上述方程组(6)至(9)实际有 28 个方程, 共有变量数 55 个, 即: $w_n, T_{s_n}, Ta_n, x_n, Ha_n$ ($n = 0 \sim 7$) 40 个, H_{s_n} ($n = 1 \sim 7$) 7 个, A_n (因 A_n 相等) 1 个, R_n ($n = 0 \sim 6$) 7 个。因已知关系式 $H_{s_n} = f(T_{s_n})$ 7 个, $R_n = f(T_{s_n})$ 7 个, $Ha_n = f(x_n, Ta_n)$ 8 个, 合计 22 个。加上 $T_{s_0}, Ta_0, x_0, x_7, T_{s_7}$ 5 个初始条件, 共计 27 个。故数学模型中的实际变量数为 28 个, 显然模型可解。而 $w_T = \sum_{j=1}^j w_j$, 可由系统物料平衡式 $w_T = F_0(1 - x_0/x_7)$ 直接求出, 故数学模型中 f_{28} 式为非独立方程。

当 $j = 7$ 时, 因已知 T_{s_7}, x_7 , 则 Ta_7 由式(8)即 f_{27} 式直接求出。因此, 七效顺流蒸发数学模型的 28 方程中实际独立的方程数为 26 个, 相应的这 26 个独立变量分别为: w_n ($n = 0 \sim 6$)、 T_{s_n} ($n = 1 \sim 6$)、 Ta_n ($n = 1 \sim 6$)、 x_n ($n = 1 \sim 6$)、 A_n 。

3.3 普通流程求解方法

以下以七效蒸发为例加以说明。

将方程(6)~(9)按 Taylor 级数展开(略去高阶

偏导数项),得近似方程组。

$$0 \approx f_i + \frac{\partial f_i}{\partial w_0} \Delta w_0 + \frac{\partial f_i}{\partial Ts_1} \Delta Ts_1 + \frac{\partial f_i}{\partial Ta_1} \Delta Ta_1 + \frac{\partial f_i}{\partial x_1} \Delta x_1 + \dots + \frac{\partial f_i}{\partial A} \Delta A (i = 1, 2, \dots, m, \dots, 26) \quad (10)$$

式(10)中, $\Delta w_0 = w_{0,k+1} - w_{0,k}$; $\Delta A = A_{k+1} - A_k$ 。

将上式写成矩阵的紧凑形式为:

$$J_k \Delta z_k = -f_k \quad (11)$$

式(11)中, J_k 为 Jacobian 方阵。

$$J_k = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial w_0} & \frac{\partial f_1}{\partial Ts_1} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial A} \\ \frac{\partial f_2}{\partial w_0} & \frac{\partial f_2}{\partial Ts_1} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial A} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ \frac{\partial f_m}{\partial w_0} & \frac{\partial f_m}{\partial Ts_1} & \dots & \frac{\partial f_m}{\partial A} \end{bmatrix} \quad (12)$$

$$\Delta z = z_{k+1} - z_k = [\Delta w_0, \Delta Ts_1, \Delta Ta_1, \Delta x_1, \dots, \Delta A]^T \quad (13)$$

$$f_k = [f_1, f_2, \dots, f_m]^T \quad (14)$$

当给定 $z_{i,k}$ 一组初值后,即可计算出 Jacobian 矩阵的各元素以及 f_k 诸元素的相应值,进而应用 Gauss 消元法求解线性方程组的解,解得 Δz_k ,然后按式(10)校正得新的近似值组 $z_{i,k+1}$,进入下一迭代循环,直到满足预定的精度要求。

由于各变量的数量级相差甚大,为了提高计算精度,具体计算时将各变量按其数量级大小进行按比例缩小,使比例化后的各新变量可采用同一精度要求的收敛准则^[2]。

3.4 普通流程求解主要步骤

(1) 确定初值,根据已知条件,按各效均等原则初估各效蒸发量、生蒸汽用量、浓度、压力、二次蒸汽温度、溶液沸点和传热面积

$$w_T = F_0(1 - x_0/x_7) \Rightarrow w_j = w_T/7$$

$$w_0 = w_T/7/0.7$$

由物料平衡方程求 x_j

$$psp = (p_0 - p_7)/7, p_j = p_{j-1} - psp (j = 1, 2, \dots, 6)$$

$$Ts_j = f(p_j), Ta_j = u(x_j, Ts_j) + \Delta_j'' + \Delta_j'''$$

$$A = R_0 w_0 / [K_1 (Ts_0 - Ta_1)]$$

(2) 计算比例化变量的初值^[2]

$$wb_j = w_j/F_0 \quad (j = 0 \sim 6)$$

$$Tsb_j = Ts_j/Ts_0 \quad (j = 1 \sim 6)$$

$$Tab_j = Ta_j/Ts_0 \quad (j = 1 \sim 6)$$

$$Ab = A/(20F_0)$$

$$fb_i = f/(F_0 R_0)$$

($i = 1, 2, 5, 6, 9, 10, 13, 14, 17, 18, 21, 22, 25, 26$)

$$fb_i = f/Ts_0 (i = 3, 7, 11, 15, 19, 23)$$

$$fb_i = f/F_0 (i = 4, 8, 12, 16, 20, 24)$$

(3) 计算各 fb_i 之值

(4) 计算 Jacobian 各元素之值

具体处理时,将各元素的表达式编写为相应的子程序。

(5) 将各 fb_i 之值和 Jacobian 各元素之值赋予增广矩阵的各元素 $a_{i,j}$

(6) 应用 Gauss 消元法求解线性方程组解得 $\Delta z_{i,k}$,按式(10)校正得新的近似值组 $\Delta z_{i,k+1}$

(7) 比较各 $\Delta z_{i,k}, \Delta z_{i,k+1}$ 是否符合精度要求,符合则将比例化变量重新折算为原变量(如 w_0, Ts_j 等),结束计算;否则,回到步骤(3),进入下一迭代循环,直到满足预定的精度要求。

3.5 普通流程计算框图

按上述求解步骤设计的计算框图示于图 2。

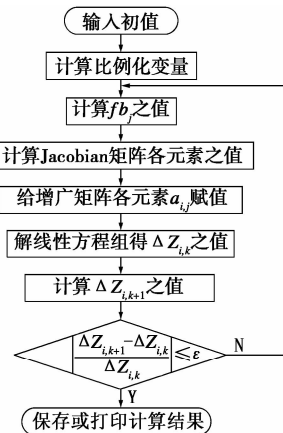


图 2 蔗糖溶液多效蒸发普通流程设计模拟计算框图

3.6 多效蒸发复杂型流程模拟计算主要步骤

通过对普通型流程的设计型模拟计算发现,随着进料温度的提高,生蒸汽消耗量逐渐减少,而各效的其余参数变化不大。因此,针对这一特点,对各种复杂型流程采用了与普通型流程相似的处理方法。下面以顺流复杂 I 型为例说明其求解步骤。①进行普通流程的模拟计算;②假设一生蒸汽量,进行各闪蒸器所产蒸汽量计算,在此步骤中,采用普通型流程设计型模拟计算的结果作为首次计算的初值;③根据进料温度 Ta_0 与各闪器所产蒸汽的冷凝温度判断各股蒸汽能否用于预热,若不能用于预热,则该股蒸汽加入相同压力的蒸发器;④对各预热器进行热量衡算;⑤以首次预热后的原料为初值,对各蒸发器进行热量衡算,得出 1 组新的生蒸汽量和各效蒸发量;⑥比较前后 2 次计算结果即 w_0^{n+1} 与 w_0^n 之间的差值是否满足精度要求。若不满足,将 w_0^{n+1} 赋予 w_0^n ,

重复步骤②至⑥;若满足精度要求,进入步骤⑦;⑦求解各效出料量、溶液浓度;⑧计算各效热负荷和传热面积,比较各传热面积之间的差值是否满足精度要求。若不满足,调整各效的传热推动力,计算各效的压力、二次蒸汽温度、溶液温度以及相关的各种物性参数,返回步骤②;若满足精度要求,输出计算结果,计算结束。

对其他类型的复杂流程,采用与顺流复杂 I 型相类似的方法。

3.7 多效蒸发复杂型流程模拟计算框图^[3]

按上述求解步骤设计的计算框图示于图 3。

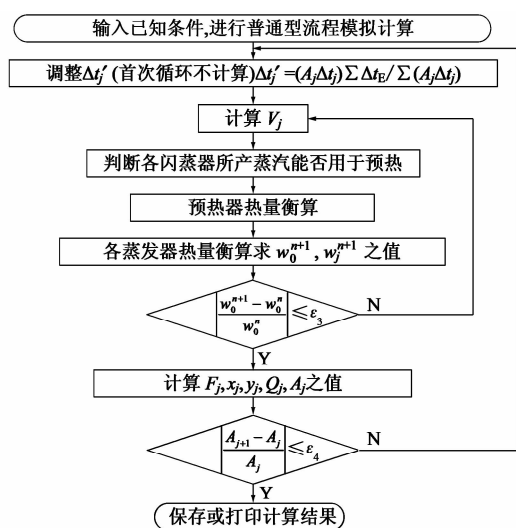


图 3 多效蒸发复杂顺流型流程的设计型模拟计算框图

4 应用举例

4.1 计算实例

以三效顺流蒸发为例加以说明,以蔗糖溶液为原料的三效顺流操作时的主要计算条件如表 1 所示。

表 1 以蔗糖溶液为原料顺流设计型模拟计算主要条件

项目	符号	数值
原料流量/kg·h ⁻¹	F_0	22680.00
原料温度/℃	Ta_0	26.70
原料质量分数/kg·kg ⁻¹	x_0	0.10
浓缩液质量分数/kg·kg ⁻¹	x_3 或 x_n	0.50
生蒸汽压力/MPa	p_0	0.20550
传热系数 ^[2] /W·m ⁻² ·℃ ⁻¹	K_j	3123.0 1987.0 1136.0
热效率	η'_j	0.95 0.95 0.95
温度和静压损失/℃	TL_j	1.00 1.00 1.00

程序计算的各类三效顺流蒸发流程设计型模拟

计算结果如表 2 所示。

表 2 各类三效顺流蒸发流程设计型模拟计算结果

流程类型	生蒸汽用量 D_0 /	生蒸汽经济性指标	蒸发器传热面积 A /	与普通型流程相比较	
	kg·h ⁻¹	$Eco = w_T \cdot D_0^{-1}$	m ²	D_0 变化率/%	A 变化率/%
普通型	9815.0	1.85	113.6	—	—
复杂 I	9120.4	1.99	109.7	7.08	3.43
复杂 II	9561.1	1.90	115.1	2.59	-1.32
复杂 III	9420.5	1.93	113.5	4.02	0.09
复杂 IV	7827.4	2.32	107.1	20.25	5.72

4.2 计算结果分析

在相同的初始条件下,由表 2 的结果可看出:

(1) 各类顺流复杂流程的生蒸汽消耗量 D_0 、生蒸汽经济性指标 Eco 均优于普通型流程,在顺流操作的 5 种类型的流程中,顺流复杂 IV 型流程蒸汽消耗量最低,可节省生蒸汽 20.25%。这是因为此流程进入第一蒸发器的原料温度最高,带入蒸发系统的能量最多,而这些能量在随后的各个蒸发器中都得到了利用,因此,此流程的能量利用率最高,生蒸汽的消耗量最低。虽然顺流复杂 I 型流程也将各闪蒸器所产蒸汽全部用来预热第一效进料,但由于各闪蒸器本身存在能量损失,故其预热原料的效果没有顺流复杂 IV 型流程好。

(2) 各类流程的蒸发器面积,相对复杂顺流流程与普通流程相比变化不大,其中以复杂 II 型的蒸发器面积为最大,与变通型流程相比,蒸发器面积增加 1.32%,这是因为此类流程的蒸发器所用蒸汽量最大。复杂 IV 型流程的蒸发器面积最小,与变通型流程相比,蒸发器面积减少 5.72%,这是由于此类流程中蒸发器所用蒸汽量最小。

(3) 顺流复杂 III 型是顺流复杂 I 型和顺流复杂 II 型的综合,表中的计算结果也证明了这一点。

5 结论

在相同的初始条件下,5 类顺流蒸发流程中:

(1) 顺流复杂 IV 型即将各效冷凝液直接用于预热原料的流程,生蒸汽消耗量 D_0 最低、生蒸汽经济性指标 Eco 最高,与普通顺流流程相比,可节省生蒸汽 20.25%。

(2) 各类流程的蒸发器面积,以复杂 IV 型的蒸发器面积最小,与普通型流程相比,蒸发器面积可减少 5.72%。

因此,对于多效顺流蒸发,应尽可能采用复杂Ⅳ型流程,相对而言,此类流程较复杂Ⅰ、Ⅱ型与Ⅲ型流程简单,不必增设闪蒸器,投资也较省。

符号说明

A_j —各效蒸发器面积(m^2);
 D_0 —生蒸汽流量(kg/s);
 F_0 —原料流量(kg/s);
 F_j —各效物料流量(kg/s);
 F_{Ej} —各预热器浓缩物料流量(kg/s);
 F_{sj} —各闪蒸器物料流量(kg/s);
 Ha_0 —原料焓值(kJ/kg);
 Ha_j —各效物料焓值(kJ/kg);
 H_{Eaj} —各预热器浓缩物料焓值(kJ/kg);
 H_{Faj} —各预热器出口物料焓值(kJ/kg);
 H_{Lj} —各效冷凝液焓值(kJ/kg);
 H'_{Lj} —各闪蒸器出口液焓值(kJ/kg);
 HS_0 —生蒸汽焓值(kJ/kg);
 HS_j —各效二次蒸汽焓值(kJ/kg);
 H_{uj} —各效冷凝液换热后焓值(kJ/kg);
 H_{sj} —各闪蒸器物料焓值(kJ/kg);
 L'_{j-1} —第 j 个闪蒸器入口冷凝液量(kg/s);
 L_j —第 j 个闪蒸器出口冷凝液量(kg/s);
 K_j —各效传热系数 [$\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{C})$];
 p_0 —生蒸汽压力(MPa);
 p_j —各效二次蒸汽压力(MPa);
 p_{sp} —各效平均压差(MPa);
 Q_j —各效热负荷(kW);
 R_0 —生蒸汽冷凝热(kJ/kg);
 R_j —各效二次蒸汽冷凝热(kJ/kg);
 Ta_0 —原料温度($^{\circ}\text{C}$);
 Ta_j —各效物料温度($^{\circ}\text{C}$);

Ts_0 —生蒸汽温度($^{\circ}\text{C}$);
 Δt_E —总有效传热温差($^{\circ}\text{C}$);
 Δt_j —各效传热温差($^{\circ}\text{C}$);
 Ts_j —各效二次蒸汽温度($^{\circ}\text{C}$);
 V_j —冷凝液闪蒸蒸汽量(kg/s);
 V_{Ej} —预热原料的闪蒸蒸汽量(kg/s);
 w_0 —生蒸汽流量(kg/s);
 w_j —各效二次蒸汽量(kg/s);
 w'_{j-1} —第 j 个闪蒸器入口二次蒸汽冷凝液量(kg/s);
 w_T —总水分蒸发量(kg/s);
 x_0 —原料质量分数(kg/kg);
 x_j —各效物料质量分数(kg/kg);
 Δ_j' —各效物料沸点升高($^{\circ}\text{C}$);
 Δ_j'' —各效静压损失($^{\circ}\text{C}$);
 Δ_j''' —各效温度差损失($^{\circ}\text{C}$);
 η_j —各效蒸发器热损失系数;
 η_{sj} —各闪蒸器热损失系数;
 η_{Ej} —各预热器热损失系数;
 $\varepsilon, \varepsilon_3, \varepsilon_4$ —迭代精度。

参考文献

- [1] 李德虎. 多效蒸发过程模拟与优化回顾[J]. 化工装备技术, 1993, 14(6): 35-38.
- [2] 周亚夫. 多效蒸发过程模拟[J]. 化学工程, 1985(5): 46-52.
- [3] 徐建良, 陈晓祥. 复杂并流多效蒸发系统的模拟[J]. 华东理工大学学报: 自然科学版, 2004, 30(1): 23-28.
- [4] 史贤林, 潘鹤林. NaCl 饱和的烧碱溶液的物性和汽、液平衡关系式[J]. 氯碱工业, 1996(3): 21-25.
- [5] 何小平. PC-1500 多效蒸发计算程序[J]. 化工设计通讯, 1987, 13(3): 47-51.
- [6] 王建华, 刘方. 电解碱液多效蒸发的设计计算[J]. 氯碱工业, 1989(9): 27-31. ■

工信部发文要求抑制磷复肥行业产能盲目扩张

工信部 2011 年 3 月 25 日发布《磷铵生产准入条件(征求意见稿)》,要求磷肥各主要生产地要引导本地区磷复肥行业有序发展,抑制盲目扩张。

《条件》提出,3 年内,原则上不再新建或改扩建湿法磷酸及配套的磷酸一铵、磷酸二铵装置(按照区域规划搬迁项目除外)。搬迁的新建或改扩建项目须符合国家产业政策及有关政策规定。在生产工艺上,企业再新建湿法磷酸及配套的磷酸一铵、磷酸二铵装置时,必须有磷、硫资源保障,鼓励利用冶炼副产硫酸资源,鼓励磷酸梯级利用,项目建设时必须配套建设氟回收装置和磷石膏综合利用项

目,磷石膏要做到全部利用。另外,现有硫铁矿制酸企业副产的矿渣必须全部回收利用;现有磷铵企业必须配套建有规范的磷石膏堆场,未建磷石膏堆场的企业 3 年内必须完成装置建设,且磷石膏利用率在 3 年内必须达到年产生量的 15%,达不到以上要求的企业必须关停。

《条件》规定,新建或改扩建磷铵项目废水排放量(不包括氟加工装置)每吨不超过 0.2 m^3 ,废水中总磷、氟化物、氨氮质量浓度不超过 15 mg/L ,废气中颗粒物不超过 80 mg/m^3 。现有磷铵装置自 2013 年 1 月 1 日起执行该环保标准。(张力)