

## ДВУХСТАДИЙНАЯ ПЕРЕКРИСТАЛЛИЗАЦИЯ С РЕГЕНЕРАЦИЕЙ РАСТВОРИТЕЛЯ

**Г.А. Носов, профессор, М.Е. Уваров<sup>@</sup>, старший преподаватель**

*Кафедра процессов и аппаратов химических технологий им. Н.И. Гельперина,  
Московский технологический университет (Институт тонких химических технологий),  
Москва, 119571 Россия*

<sup>@</sup> Автор для переписки, e-mail: uvamikhail@yandex.ru

*В работе предложен энергосберегающий вариант схемы двухстадийного процесса перекристаллизации веществ из растворов с регенерацией растворителя методом выпаривания с использованием теплового насоса закрытого типа и организацией рекуперативного теплообмена между массовыми потоками. Для данного процесса очистки были получены теоретические уравнения, описывающие его по стадиям. На основе этих зависимостей проведен анализ влияния некоторых параметров на процесс перекристаллизации нитрата калия из водного раствора. В результате установлено, что извлечение растворителя из маточных растворов позволяет существенно снизить расход свежего растворителя в рассматриваемом процессе очистки. Показано, что использование тепловых насосов на стадии регенерации растворителя из отработанных растворов в сочетании с рекуперативным теплообменом между массовыми потоками является энергетически наиболее выгодным в большинстве технологических режимов. Это подтверждается высокими значениями коэффициента преобразования энергии и низкими значениями (<1) относительного расхода условного топлива. Также установлено, что проведение дополнительной стадии кристаллизации вещества из упаренного раствора позволяет увеличить выход продуктов практически в 1.3 раза. Всё это оказывает положительное влияние на технико-экономические показатели данного процесса очистки.*

**Ключевые слова:** *очистка веществ, перекристаллизация, тепловые насосы, энергетические затраты, регенерация растворителя, рекуперативный теплообмен.*

## TWO-STAGE RECRYSTALLIZATION WITH THE REGENERATION OF THE SOLVENT

**G.A. Nosov, M.E. Uvarov<sup>@</sup>**

*Moscow Technological University (Institute of Fine Chemical Technologies),  
Moscow, 119571 Russia*

<sup>@</sup> Corresponding author e-mail: uvamikhail@yandex.ru

*In this paper we propose an option of an energy-saving scheme for the two-stage recrystallization of substances from aqueous solutions with regeneration of the solvent from the final solutions by evaporation using a closed-type heat pump and recuperative heat exchange between the mass flows. Theoretical equations describing this process were derived. On the basis of these dependences we carried out analysis of the impact of some parameters on potassium nitrate recrystallization from aqueous solutions. It was found that the regeneration of the solvent from the final solutions allows reducing significantly the consumption of fresh solvent for the purification process. It was shown that the use of heat pumps at the stage of the solvent extraction from the final solutions combined with recuperative heat exchange between the mass flows is energetically most advantageous in most technological regimes. This is confirmed by high values of the energy conversion coefficient and low values (<1) of relative consumption of reference fuel. It was found that an additional stage of the product crystallization of from the evaporated solution allows increasing the output of refined products almost by a factor of 1.3. This has a positive effect on the technical and economic indicators of the purification process.*

**Keywords:** *purification of substances, crystallization, heat pumps, power consumption, solvent regeneration, recuperative heat exchange.*

## Введение

Очистка веществ от примесей путем перекристаллизации их из растворов довольно часто используется в химической, фармацевтической, пищевой и других отраслях промышленности [1–3]. Существует целый ряд вариантов технологических схем для проведения такого процесса, отличающихся между собой как по числу стадий, так и по организации технологических потоков. Основными параметрами, влияющими на выбор подходящих вариантов проведения процесса перекристаллизации, являются: состав исходного вещества, его физико-химические свойства, свойства растворителей, требования к чистоте конечных продуктов, а также энергетические затраты на проведение очистки. Технико-экономические показатели данного процесса зависят не только от расхода растворителей, но также и от затрат различных видов энергии. Извлечение растворителей из маточных растворов с целью их регенерации обычно осуществляется методами выпаривания. Иногда для этих целей применяются процессы дистилляции или ректификации [1]. Частично снизить энергоемкость процессов перекристаллизации можно путем организации рекуперативного теплообмена между потоками маточника, регенерированного растворителя и упаренного раствора. При этом существенно повысить эффективность рекуперативного теплообмена можно при использовании тепловых насосов [4, 5].

При проведении перекристаллизации важное значение имеет также выход конечных продуктов разделения. Его увеличение может быть достигнуто при организации дополнительных стадий кристаллизации маточников.

Исходя из этого, в данной работе нами был рассмотрен процесс двухстадийной перекристаллизации с регенерацией растворителя методом выпаривания с использованием теплового насоса закрытого типа и организацией рекуперативного теплообмена между потоками.

## Экспериментальная часть

Принципиальная схема рассматриваемого процесса очистки показана на рис. 1. В данном варианте он производится следующим образом. На стадию растворения Н подаются исходное вещество  $F_T$  и кристаллическая фаза  $S_2$ , полученная на второй стадии кристаллизации, где они растворяются в регенерированном растворителе  $R$  с добавлением некоторого количества свежего растворителя  $P_o$ . Расход  $P_o$  зависит от потерь растворителя с упаренным маточником  $W$ . Полученный на стадии растворения раствор  $F$  далее подается на первую стадию кристаллизации  $K_{p1}$ , где он охлаждается до температуры  $t_{o1}$  ниже точки его насыщения, вследствие чего происходит процесс

кристаллизации. При этом образуется суспензия, состоящая из кристаллической фазы  $K_1$  состава  $x_{K1}$  и маточника  $M_1$  состава  $x_{M1}$ . Затем полученная суспензия  $K_1+M_1$  направляется на стадию сепарации  $\Phi_1$ , где происходит отделение кристаллической фазы  $S_1$  от маточника  $L_1$ . Кристаллическая фаза  $S_1$  отбирается в качестве конечного продукта разделения, а маточник  $L_1$  направляется на регенерацию в выпарной аппарат В. С целью нагрева холодного маточника  $L_1$  перед его подачей на стадию выпаривания он первоначально подается в охлаждающую рубашку второго кристаллизатора  $K_{p2}$ ; при этом он выполняет роль хладоагента. В кристаллизаторе маточник  $L_1$  нагревается от температуры  $t_{L1}$  до  $t_{L2}$ , а затем он поступает в теплообменник  $T_1$ , где производится его нагрев от температуры  $t_{L2}$  до  $t_{L3}$  потоком регенерированного растворителя  $R$ . Подогретый таким образом маточный раствор  $L_1$  далее подается в выпарной аппарат В, где происходит отгонка основной части растворителя от маточника.

Образующиеся при выпаривании (вторичные) пары растворителя  $R$  подаются в конденсатор теплового насоса К, где они конденсируются при температуре  $t_{R1}$ . В результате конденсации паров  $R$  в теплообменнике К происходит выделение теплоты фазового превращения. Далее регенерированный растворитель  $R$  охлаждается в теплообменнике  $T_1$  и затем подается на стадию растворения.

Заметим, что в ряде случаев тепловой поток регенерированного растворителя, поступающего на стадию растворения Н, может быть недостаточен для полного растворения твердого вещества в растворителе. В этом случае следует устанавливать компенсирующий теплообменник  $T_2$ , с помощью которого можно дополнительно нагревать поток  $R$ .

После отгонки растворителя упаренный раствор  $W$ , обогащенный примесями, направляется на вторую стадию кристаллизации  $K_{p2}$ , где он в результате теплообмена с потоком  $L_1$  охлаждается до температуры  $t_{o2}$ . При этом происходит процесс дополнительной кристаллизации очищенного вещества из упаренного маточника  $W$ . После разделения суспензии  $K_2+M_2$  на стадии сепарации  $\Phi_2$  получаются кристаллическая фракция  $S_2$  и маточник  $L_2$ . Последний содержит основную массу примесей и отводится из установки. Твердая фаза  $S_2$  обычно не удовлетворяет требованиям очистки, поэтому ее следует направлять на стадию растворения Н.

Как уже отмечалось выше, в рассматриваемом процессе перекристаллизации нами был использован тепловой насос закрытого типа, в замкнутом контуре которого циркулирует промежуточный теплоноситель  $G_x$ . Следует отметить, что из теплового насоса теплоноситель при температуре  $t_1$  и давлении  $p_1$  в парожидкостном состоянии поступает в конден-

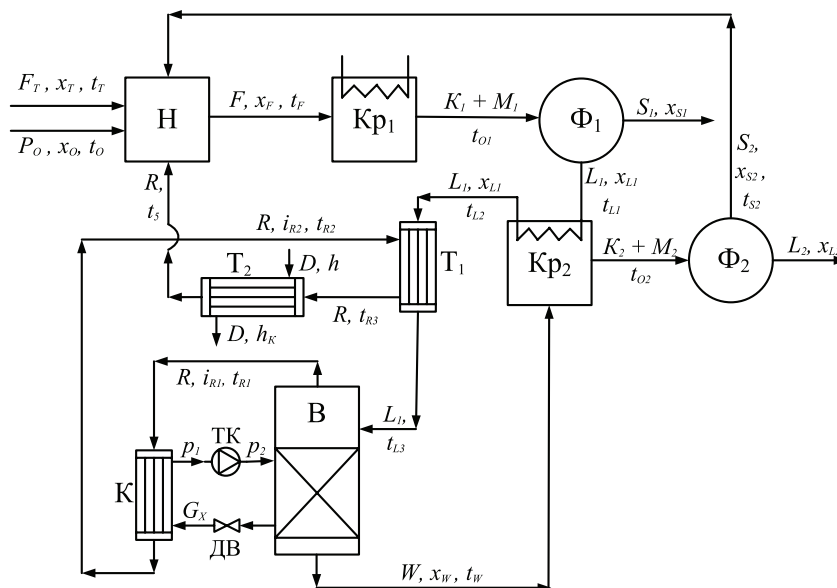


Рис. 1. Принципиальная схема установки перекристаллизации с регенерацией растворителя методом выпаривания при использовании теплового насоса закрытого типа (обозначения см. в тексте).

сатор К для охлаждения потока вторичного пара, где в результате теплообмена с конденсирующимися парами растворителя происходит испарение теплоносителя. При этом поток  $R$  охлаждается до температуры  $t_{R2}$ . Далее насыщенные пары теплоносителя  $G_X$  из конденсатора поступают в компрессор ТК, где сжимаются от давления  $p_1$  до  $p_2$ . В результате этого температура сжатого теплоносителя повышается от  $t_1$  до  $t_2$  при увеличении его теплосодержания. Сжатые пары теплоносителя  $G_X$  поступают в греющую камеру выпарного аппарата. В результате их конденсации выделяется теплота  $Q_{HP}$  необходимая для проведения стадии выпаривания В. Сконденсированный теплоноситель поступает в дроссельный вентиль ДВ, где его давление уменьшается от  $p_2$  до  $p_1$ . Далее теплоноситель в парожидкостном состоянии снова направляется в конденсатор.

Расчеты рассматриваемого процесса перекристаллизации могут быть осуществлены с использованием уравнений материального и теплового балансов основных стадий процесса. Материальный баланс стадии растворения Н описывается уравнениями:

$$R + P_O + F_T + S_2 = F; \tag{1}$$

$$R_{xR} + P_{OxO} + F_{TxT} + S_{2xS2} = F_{xF}, \tag{2}$$

где  $x_O, x_R$  – концентрация исходного и регенерированного растворителя;  $R, P_O$  – потоки регенерированного и чистого растворителя;  $x_T, x_{S2}$  и  $x_F$  – содержание очищаемого компонента в исходном веществе  $F_T$  кристаллической фазе  $S_2$  и получаемом растворе  $F$ .

При совместном рассмотрении уравнений (1) и (2) получается следующая зависимость для расчета концентрации раствора  $F$ :

$$x_F = \frac{R x_R + P_O x_O + F_T x_T + S_2 x_{S2}}{R + P_O + F_T + S_2} \tag{3}$$

Тепловой баланс стадии растворения Н описывается уравнением

$$F_{TcT}t_T + S_{2cT}t_{O2} + R_{cR}t_5 + P_{OcO}t_O = (F_T + S_2)_{rP} + F_{cF}t_F \tag{4}$$

где  $c_O$  и  $c_R$  – теплоемкость свежего и регенерированного растворителей;  $c_T$  и  $c_F$  – теплоемкость твердого вещества  $F_T$  и получаемого раствора  $F$ ;  $t_T, t_{O2}, t_O$  и  $t_F$  – температуры потоков  $F_T, S_2, P_O$  и  $F$ ;  $r_P$  – теплота растворения вещества.

Из уравнения (4) можно определить температуру  $t_5$ , при которой необходимо подавать регенерированный растворитель на стадию растворения Н для получения раствора  $F$  с заданной его температурой  $t_F$ :

$$t_5 = \frac{F c_F t_F + F_T (r_P - c_T t_T) + S_2 (r_T - c_T t_{O2}) - P_O c_O t_O}{R c_R} \tag{5}$$

Уравнения материального баланса первой стадии кристаллизации имеют вид:

$$F = K_I + M_I; \tag{6}$$

$$F_{xF} = K_I x_{KI} + M_I x_{MI}, \tag{7}$$

где  $x_{K1}$  и  $x_{M1}$  – концентрация растворенного вещества в кристаллической фазе  $K_1$  и маточнике  $M_1$ .

При совместном решении уравнений (6) и (7) получается следующая зависимость для расчета выхода кристаллической фазы:

$$K_1 = F \frac{x_F - x_{M1}}{x_{K1} - x_{M1}} \quad (8)$$

В этом случае, если при кристаллизации очищаемых веществ не образуются твердые растворы, то концентрацию получаемой кристаллической фазы можно принять  $x_K = 1$ . Величина же равновесной концентрации маточника  $x_{M1}$  зависит от температуры охлаждения раствора на стадиях кристаллизации  $t_{O1}$ . Ее можно установить, используя диаграмму равновесия фаз.

Как уже отмечалось выше, на первой стадии сепарации полученная суспензия разделяется на кристаллическую фазу  $S_1$  и маточник  $L_1$ . При этом полностью отделить маточник от кристаллической фазы, как правило, не удастся. Количество захватываемого маточника зависит от размеров кристаллов, их формы, а также от режимов стадии сепарации [1]. Обычно разделение суспензии осуществляется при той же температуре, что и проведение стадии кристаллизации (то есть  $t_{L1} = t_{O1}$ ). Поэтому можно принять, что  $x_{M1} \approx x_{L1}$ . При этом выход отделенной кристаллической фазы на первой стадии сепарации можно определить из уравнений

$$S_1 = F \frac{x_F - x_{M1}}{x_{S1} - x_{M1}} = \frac{K_1}{1 - m_1}, \quad (9)$$

где  $m_1$  – коэффициент захвата маточника кристаллической фазой на стадии сепарации  $\Phi_1$ . Величину коэффициента захвата можно установить, используя зависимость

$$m_1 = \frac{x_{K1} - x_{S1}}{x_{K1} - x_{M1}}$$

В свою очередь, поток отводимого на данной стадии маточника составляет

$$L_1 = F - S_1 \quad (10)$$

Подогрев маточника  $L_1$  во втором кристаллизаторе  $K_2$  перед его подачей на стадию выпаривания осуществляется от температуры  $t_{L1}$  до  $t_{L2}$ . При этом количество переданного тепла в этом кристаллизаторе составляет

$$Q_{02} = L_1 c_{M1} (t_{L2} - t_{L1}) \quad (11)$$

В теплообменнике  $T_1$  маточник дополнительно нагревается от температуры  $t_{L2}$  до  $t_{L3}$  потоком регенерированного растворителя  $R$ . Количество переданного тепла в данном теплообменнике будет равно

$$Q_1 = L_1 c_{M1} (t_{L3} - t_{L2}) = R c_R (t_{R2} - t_{R3}) \quad (12)$$

При этом температуру маточника  $t_{L3}$ , поступающего в выпарной аппарат, можно установить, используя зависимость

$$t_{L3} = t_{L2} + \frac{R c_R (t_{R2} - t_{R3})}{L_1 c_{M1}} \quad (13)$$

Зная количество переданного тепла  $Q_1$ , а также разность температур потоков, можно рассчитать необходимую поверхность теплообменника  $T_1$ .

Рассмотрим теперь стадию выпаривания В. Материальный баланс этой стадии описывается уравнениями:

$$L_1 = W + R; \quad (14)$$

$$L_1 x_{L1} = W x_W + R x_R, \quad (15)$$

где  $x_W$ ,  $x_R$  – содержание растворенного вещества в упаренном растворе и в отогнанном растворителе.

При совместном решении уравнений (14) и (15) получается следующее выражение для расчета выхода регенерированного растворителя:

$$R = L_1 \frac{x_W - x_{L1}}{x_W - x_R} \quad (16)$$

Для определения количества тепла  $Q_H$  подводимого в выпарном аппарате, запишем уравнение теплового баланса

$$L_1 c_{M1} t_{L3} + Q_H = R i_{R1} + W c_w t_w, \quad (17)$$

где  $i_{R1}$  – энтальпия паров растворителя при давлении  $p_1$ ;  $c_{M1}$ ,  $c_w$  – теплоемкость маточника  $L_1$  и упаренного раствора  $W$ ;  $t_w$  – температура кипения раствора  $W$  при давлении  $p_1$ ;  $t_{L3}$  – температура маточника на входе в выпарной аппарат.

Из уравнения (17) можно определить количество тепла, необходимое для проведения стадии выпаривания:

$$Q_H = R i_{R1} + W c_w t_w - L_1 c_{M1} t_{L3} \quad (18)$$

Температуру кипения раствора  $W$  в выпарном аппарате можно определить, используя зависимость

$$t_w = t_p + \delta_w,$$

где  $t_p$  – температура кипения чистого растворителя при давлении  $p_1$ ,  $\delta_w$  – «стандартная» депрессия раствора при атмосферном давлении и концентрации упаренного маточника  $x_w$ .

Если процесс выпаривания проводится при давлении ниже атмосферного, то для расчета величины депрессии можно использовать правило Бабо [6].

При совместном рассмотрении уравнений (14) и (18) получается следующее выражение для определения количества выпаренного растворителя:

$$R = \frac{L_1(c_w t_w - c_{M1} t_{L3})}{r_k - i_{R1} + c_w t_w} \quad (19)$$

Величину теплового потока  $Q_{HP}$  передаваемого от конденсирующегося сжатого теплоносителя к кипящему раствору, можно также представить как

$$Q_H = G_X(i_2 - i_3) \quad (20)$$

Используя уравнение (20), можно определить расход промежуточного теплоносителя  $G_X$ , циркулирующего в контуре теплового насоса:

$$G_X = \frac{Q_H}{i_2 - i_3} = \frac{Ri_{R1} + Wc_w t_w - L_1 c_{M1} t_{L3}}{i_2 - i_3} \quad (21)$$

где  $i_2$  и  $i_3$  – энтальпии сжатого теплоносителя на входе и выходе из греющей камеры выпарного аппарата.

Мощность турбокомпрессора, необходимая для сжатия паров промежуточного теплоносителя от давления  $p_1$  до давления  $p_2$ , равна [6]

$$N_K = \frac{G_X(i_2 - i_1)}{\eta_A \eta_M}, \quad (22)$$

где  $\eta_A$  и  $\eta_M$  – адиабатический и механический коэффициенты полезного действия компрессора;  $i_1$  – энтальпия теплоносителя на выходе из конденсатора.

Для оценки энергетической эффективности применения теплового насоса в процессе перекристаллизации веществ из раствора нами был использован коэффициент преобразования энергии  $\varepsilon_H$  [6, 7]:

$$\varepsilon_H = \frac{Q_H}{N_K} = \frac{(i_2 - i_3)\eta_A \eta_M}{i_2 - i_1} \quad (23)$$

При анализе эффективности проведения рассматриваемого технологического процесса с тепловым насосом помимо коэффициента преобразования нами была также использована величина относительного расхода условного топлива  $b_0$  [7]:

$$b_0 = \frac{b_3 N}{b_T Q_H} = \frac{b_3}{\varepsilon_T b_T}, \quad (24)$$

где  $b_T$  и  $b_3$  – удельные расходы условного топлива на производство единицы тепловой и электрической энергии.

Рассмотрим теперь вторую стадию кристаллизации  $K_{p2}$ . Ее материальный баланс описывается системой уравнений:

$$W = K_2 + M_2; \quad (25)$$

$$W_{xW} = K_2 x_{K2} + M_2 x_{M2}, \quad (26)$$

где  $x_{K2}$ ,  $x_{M2}$  – концентрации растворенного вещества в кристаллической фазе  $K_2$  и маточнике  $M_2$ .

При совместном решении уравнений (25) и (26) получается следующее выражение для расчета выхода кристаллической фазы на второй стадии кристаллизации  $K_{p2}$ :

$$K_2 = W \frac{x_W - x_{M2}}{x_{K2} - x_{M2}} \quad (27)$$

Тепловой баланс стадии кристаллизации  $K_{p2}$  описывается уравнением

$$W c_w t_w + K_2 r_K = K_{2cK2} t_{O2} + M_{2cM2} t_{O2} + Q_{O2}, \quad (28)$$

где  $c_{K2}$ ,  $c_{M2}$  – теплоемкости кристаллической фазы  $K_2$  и маточника  $M_2$ ;  $t_{O2}$  – температура охлаждения упаренного раствора  $W$  на стадии  $K_{p2}$ .

При совместном рассмотрении уравнений (11) и (28) можно определить температуру маточника  $t_{L2}$  на выходе из кристаллизатора  $K_{p2}$ :

$$t_{L2} = t_{L1} + \frac{K_2(r_K - c_{K2} t_{O2}) + W c_w t_w - M_2 c_{M2} t_{O2}}{L_1 c_{L1}} \quad (29)$$

Выход кристаллической фазы  $S_2$  на стадии сепарации  $\Phi_2$  с учетом коэффициента захвата маточника  $m_2$  составляет

$$S_2 = W \frac{x_W - x_{M2}}{x_{S2} - x_{M2}} = \frac{K_2}{1 - m_2}, \quad (30)$$

где  $m_2$  – коэффициент захвата маточника на стадии  $\Phi_2$ .

Величина коэффициента извлечения целевого компонента из раствора в рассматриваемом процессе очистки равна

$$\eta_H = \frac{F x_F - L_2 x_{L2}}{F x_F} \quad (31)$$

## Результаты и их обсуждение

В результате проведенного численного эксперимента на базе полученных теоретических зависимостей, нами был проанализирован процесс двухстадийной перекристаллизации с организацией рекуперативного теплообмена между потоками и использованием теплового насоса закрытого типа на примере перекристаллизации  $KNO_3$  из водных растворов. При рассмотрении данного варианта процесса очистки в качестве промежуточного теплоносителя, циркулирующего в контуре теплового насоса, был выбран фреон-11, температуру которого в конденсаторе К принимали на  $10^\circ C$  ниже температуры охлаждения регенерированного растворителя, при давлении  $p_1 = 0.66$  МПа. Температуру конденсирующегося теплоносителя в греющей камере выпарного аппарата принимали на  $10^\circ C$  выше температуры кипящего раствора  $t_w$  при давлении, находящемся в диапазоне  $p_2 = 1.05 \div 1.35$  МПа.

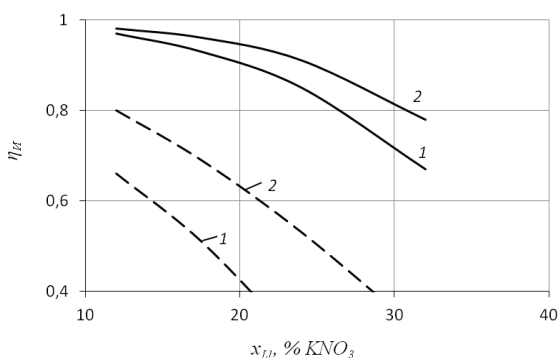
На первом этапе было проанализировано влияние концентрации подаваемого на регенерацию маточного раствора  $x_{L1}$  на ход процесса разделения. Снижение затрат тепловой энергии на стадии выпаривания  $Q_{HP}$ , а также мощности компрессора теплового насоса возможно путем предварительного подогрева маточника от температуры  $t_{O1}$  до температуры  $t_{L3}$  в кристаллизаторе  $K_{p2}$  и в теплообменнике  $T_1$ . Известно [5], что температура маточного раствора  $t_{L1}$ , поступающего со стадии сепарации  $\Phi_1$ , зависит от температуры охлаждения исходного раствора  $t_{O1}$  на стадии кристаллизации  $K_{p1}$ , а следовательно, и от концентрации получаемого маточника. В результате проведенных нами исследований было установлено, что при повышении  $x_{L1}$  происходит снижение тепловой нагрузки выпарного аппарата  $Q_{HP}$ , а также мощности компрессора  $N_{DP}$ , что объясняется некоторым повышением температуры маточного раствора  $t_{L3}$ , подаваемого на стадии выпаривания. Сопоставление рассматриваемого варианта двухстадийной перекристаллизации с одностадийным показало, что вариант

двухстадийной очистки позволяет достигать более высоких значений коэффициента извлечения (на  $20 \div 30\%$  выше) по сравнению с одностадийным (рис. 2).

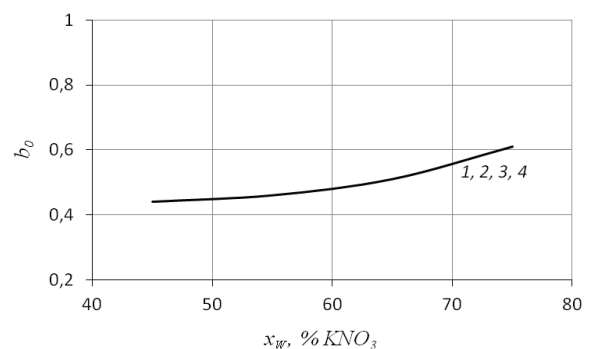
На следующем этапе исследования было изучено влияние концентрации упаренного маточного раствора  $x_w$  на энергетическую эффективность извлечения растворителя из маточников. Ранее было установлено [5], что величина массовых потоков регенерированного растворителя  $R$  и упаренного маточника  $W$ , использующихся для предварительного подогрева исходного маточного раствора  $L_1$ , существенно зависит от концентрации  $x_w$ . Это в свою очередь оказывает влияние и на затраты тепла при проведении регенерации растворителя  $Q_H$ . В результате проведенных исследований было установлено, что увеличение концентрации упаренного раствора  $x_w$  приводит к незначительному повышению температуры маточника  $t_{L3}$ , подогреваемого в кристаллизаторе  $K_{p2}$  и теплообменнике  $T_1$ , что обусловлено более высоким выходом регенерированного растворителя  $R$ . Однако повышение температуры кипящего раствора  $t_w$  с ростом  $x_w$  вынуждает увеличивать степень сжатия паров промежуточного теплоносителя  $n_C$  в компрессоре ТК.

Проведенные расчеты показали, что использование предлагаемого нами варианта двухстадийной перекристаллизации с регенерацией растворителя, с одной стороны, позволяет существенно увеличить выход очищенных продуктов, минимизировать затраты свежего растворителя, а с другой стороны, использование рекуперативного теплообмена между потоками  $R$ ,  $W$  и  $L_1$  с применением теплового насоса позволяет существенно снизить энергетические затраты на регенерацию растворителей.

Как отмечалось выше, в качестве одного из критериев оценки энергетической эффективности разделения нами был использован относительный расход условного топлива  $b_0$ . На рис. 3 приведена зависимость коэффициента  $b_0$  от концентрации упаренно-



**Рис. 2.** Зависимость коэффициента извлечения от концентрации маточного раствора, поступающего на стадию выпаривания ( $x_w = 70\% KNO_3$ ; --- одностадийный вариант; — двухстадийный вариант):  
1 —  $x_F = 30\% KNO_3$ ; 2 —  $x_F = 40\% KNO_3$ .



**Рис. 3.** Зависимость относительного расхода условного топлива от концентрации упаренного раствора,  $\% KNO_3$  ( $x_F = 40\% KNO_3$ ,  $p_1 = 0.66$  МПа,  $n_C = 2 \div 2.3$ ):  
1 —  $x_{L1} = 12$ ; 2 —  $x_{L1} = 17.5$ ; 3 —  $x_{L1} = 24$ ; 4 —  $x_{L1} = 32$ .

го раствора  $x_{II}$ . Из приведенных данных видно, что использование теплового насоса закрытого типа на стадии выпаривания в рассматриваемом варианте процесса является энергетически выгодным во всем диапазоне концентраций  $x_{II}$ , поскольку величина относительного расхода условного топлива составляет  $b_0 = 0.42 \div 0.6$ . Характерно, что величина  $b_0$  практически не зависит от концентрации маточника первой стадии кристаллизации  $x_{LI}$ . Повышение же концентрации раствора после его выпаривания  $x_{II}$  приводит к некоторому увеличению расхода топлива  $b_0$ , что обусловлено ростом мощности компрессора.

### Выводы

Предложен энергосберегающий вариант схемы двухстадийного процесса перекристаллизации веществ из водных растворов с регенерацией растворителя из маточников методом выпаривания с использованием

теплового насоса закрытого типа и организацией рекуперативного теплообмена между массовыми потоками. Для рассматриваемого процесса очистки получены теоретические зависимости, описывающие его. Используя данные зависимости, выполнен анализ влияния некоторых параметров на ход процесса перекристаллизации нитрата калия из водного раствора. Показано, что применение тепловых насосов на стадии извлечения растворителя из маточных растворов в комбинации с рекуперативным теплообменом между массовыми потоками позволяет значительно снизить энергетические затраты на проведение данного процесса, что положительно отражается на технико-экономических показателях процесса очистки. Установлено, что организация дополнительной стадии кристаллизации вещества из упаренного раствора позволяет снизить расход свежего растворителя на процесс разделения, а также существенно повысить выход очищенных продуктов.

### Список литературы:

1. Гельперин Н.И., Носов Г.А. Основы техники фракционной кристаллизации. М.: Химия, 1986. 304 с.
2. Матусевич Л.Н. Кристаллизация из растворов в химической промышленности. М.: Химия, 1968. 304 с.
3. Mulliny W. Crystallization. Oxford: Heinemann, 2001. 594 p.
4. Носов Г.А., Уваров М.Е., Мясоеденков В.М. Перекристаллизация веществ из растворов с применением теплового насоса // Вестник МИТХТ. 2009. Т. 4. № 1. С. 64–68.
5. Носов Г.А., Уваров М.Е., Мясоеденков В.М. Перекристаллизация веществ из растворов с регенерацией растворителя методом выпаривания // Тепловые процессы в технике. 2011. № 4. С. 187–192.
6. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А. [и др.] Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. М: Тервинф, 2015. 1784 с.
7. Янговский Е.И., Левин Л.А. Промышленные тепловые насосы. М.: Энергоиздат, 1989. 128 с.

### References:

1. Gel'perin N.I., Nosov G.A. Fundamentals of engineering fractional crystallization. Moscow: Khimiya, 1986. 304 p. (in Russ.).
2. Matusevich L.N. Crystallization from solutions in chemical industry. Moscow: Khimiya, 1968. 304 p. (in Russ.).
3. Mulliny W. Crystallization. Oxford: Heinemann, 2001. 594 p.
4. Nosov G.A., Uvarov M.E., Myasoedenkov V.M. Recrystallization of substances from solutions by the use of heat pump // Vestnik MITHT (Fine Chemical Technologies). 2009. V. 4. № 1. P. 64–68. (in Russ.).
5. Nosov G.A., Uvarov M.E., Myasoedenkov V.M. Recrystallization of substances from solutions with the regeneration of the solvent by evaporation // Teplovye processy v tekhnike (Heat processes in engineering ). 2011. № 4. P. 187–192. (in Russ.).
6. Ainshtein V.G., Zakharov M.K., Nosov G.A. [et al.] General course of processes and apparatuses of chemical technology. Moscow: Terevinf, 2015. 1784 p. (in Russ.).
7. Yantovskiy E.I., Levin L.A. Industrial heat pumps. Moscow: Energoizdat, 1989. 128 p. (in Russ.).