

АНАЛИЗ ВОЗМОЖНОСТЕЙ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ТЕПЛОВЫХ НАСОСОВ ПРИ ПРОВЕДЕНИИ ВАКУУМ-ВЫПАРНОЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

**Г.А. Носов, профессор, Д.А. Попов, старший преподаватель,
В.И. Бельская, ассистент, В.С. Жильцов, аспирант,
Д.С. Яковлев, аспирант, Т.Г. Кайралиева, студентка**

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

@ Автор для переписки, e-mail: nosovga@mail.ru

Проанализирована возможность использования тепловых насосов открытого и закрытого типа при проведении вакуум-выпарной кристаллизации. При этом установлены области изменения технологических параметров, в которых выгодно применять такие тепловые насосы. Показано, что при проведении рассматриваемого процесса кристаллизации энергетическая эффективность использования закрытых тепловых насосов выше, чем тепловых насосов открытого типа.

Ключевые слова: вакуум-выпарная кристаллизация, эффективность процесса, тепловые насосы.

THE ANALYSIS OF OPPORTUNITIES OF USE OF HEAT PUMPS WHEN CARRYING OUT VACUUM-EVAPORATING CRYSTALLIZATION

**G.A. Nosov, D.A. Popov, V.S. Belskaya, V.S. Zhiltsov, D.S. Yakovlev,
T.G. Kayralieva**

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

@ Corresponding author e-mail: nosovga@mail.ru

The possibility of using heat pumps of the open and closed type when carrying out vacuum-evaporating (adiabatic) crystallization is analysed. The influence of technological parameters on the efficiency of the use of thermal pumps is considered. Thus, areas of change of technological parameters in which it is profitable to use such heat pumps are established. It is shown that the power efficiency of using closed-type heat pumps is higher than that of open-type heat pumps when carrying out adiabatic crystallization.

Keywords: vacuum-evaporating crystallization, process efficiency, heat pumps.

Для выделения веществ из водных растворов довольно часто используется процесс вакуум-выпарной кристаллизации, при реализации которого затрачивается значительное количество тепловой энергии, что отражается на экономических показателях рассматриваемого процесса. Известно, что существенно снизить энергетические затраты при проведении различных технологических процессов можно при использовании различных тепловых насосов [1–5].

Здесь уместно отметить, что наиболее часто тепловые насосы применяются в энергетических установках [2, 3]. Они также находят применение при проведении процессов выпаривания растворов, разделения смесей методами дистилляции, ректи-

фикации, кристаллизации и фракционного плавления, а также при сушке влажных материалов [1, 2, 4, 6, 7]. В литературе [2, 8, 9] описан целый ряд разновидностей тепловых насосов, из которых в настоящее время в технологических установках наиболее широко используются парокомпрессионные тепловые насосы. Их принцип действия основан на сочетании процессов испарения и конденсации рабочего тела при его сжатии в компрессоре или инжекторе [10–13]. Парокомпрессионные тепловые насосы можно разделить на открытые и закрытые. В открытых тепловых насосах в качестве рабочего тела используется один из технологических потоков, который может находиться в парообразном состоянии. Несомненно, достоин-

ством такого варианта организации процесса является отсутствие промежуточного рабочего тела [14]. В тепловых насосах закрытого типа используется промежуточный теплоноситель, который циркулирует в замкнутом контуре.

В рамках данной работы нами была проанализирована возможность применения тепловых насосов

при проведении вакуум-выпарной кристаллизации. При этом были рассмотрены две технологические схемы данного процесса с использованием тепловых насосов открытого и закрытого типов.

Дано их теоретическое описание, а также проанализировано влияние различных технологических параметров на эффективность использования тепло-

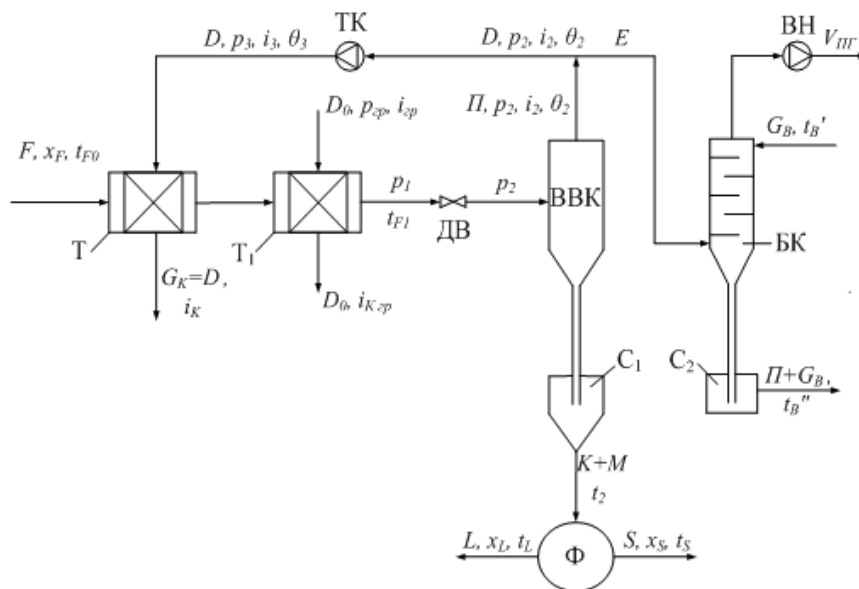


Рис. 1. Принципиальная схема вакуум-выпарной кристаллизации с использованием теплового насоса с открытым циклом по рабочему телу.

Принципиальная схема установки вакуум-выпарной кристаллизации с использованием теплового насоса открытого типа для предварительного подогрева исходного раствора F показана на рис. 1. При осуществлении такого процесса в качестве рабочего тела теплового насоса используются вторичные пары растворителя, отводимые со стадии кристаллизации. При этом процесс разделения осуществляется следующим образом. Исходный раствор F с температурой t_F так же, как и в обычной адиабатической кристаллизации, первоначально подается в теплообменник T , где он при давлении p_1 нагревается за счет конденсации сжатых вторичных паров Π . Далее нагретый раствор при температуре t_{F1} дросселируется до давления p_2 и подается в вакуум-выпарной кристаллизатор ВВК, где за счет самоиспарения части растворителя происходит пересыщение раствора, сопровождающееся выделением кристаллической фазы. Образующая суспензия $K+M$ поступает в сборник C_1 , а затем направляется на стадию сепарации Φ .

Отводимые из кристаллизатора вторичные пары Π растворителя разделяются на две части, часть паров D , необходимая для подогрева исходного раствора, сжимается турбокомпрессором ТК от давления p_2 до давления p_3 . При этом происходит повышение темпе-

ратурного потенциала вторичных паров на величину, необходимую для проведения процесса теплообмена в теплообменнике T . Оставшаяся часть вторичных паров E (экстра-пар) подается в барометрический конденсатор БК, где они конденсируются при непосредственном контакте с охлаждающей водой G_B . Образующийся конденсат вторичных паров вместе с охлаждающей водой отводится из барометрического конденсатора в сборник C_2 , откуда они отправляются на очистку сточных вод. Неконденсирующиеся газы V_{III} с некоторым содержанием водяных паров, удаляются из барометрического конденсатора с помощью вакуум-насоса ВН.

В случае, если теплота сжатых вторичных паров недостаточна для нагрева исходного раствора до заданной температуры t_{F1} , то перед дросселированием раствор F может быть дополнительно подогрет. Это можно осуществить с использованием теплообменника T_1 , подавая в него свежий пар D_0 при давлении $p_{зр}$.

Для расчета материальных и тепловых потоков рассматриваемого процесса можно использовать зависимости, полученные при расчете процесса вакуум-выпарной кристаллизации [15]. Расход сжатых вторичных паров D , необходимых для нагрева исход-

ного раствора в теплообменнике, составляет

$$D = \frac{Q_H}{i_3 - i_K}, \quad (1)$$

где i_3 – энтальпия (теплосодержание) сжатых паров; i_K – теплосодержание конденсата при давлении p_3 , отводимого из теплообменника Т.

Заметим, что величины i_3 и i_K , а также температура вторичного пара Π после его сжатия θ_3 зависят от давления p_3 . В свою очередь, давление паров после их сжатия p_3 должно быть таким, чтобы обеспечивалась разность температур Δt между потоками D и F :

$$\theta_3 = t_{F1} + \Delta t. \quad (2)$$

Если поток вторичных паров Π , отводимых из кристаллизатора, будет больше потока сжимаемых паров D , то выход экстра-пара E составит

$$\theta_3 = t_{F1} + \Delta t. \quad (3)$$

В случае, если $\Pi < D$, то дополнительный расход свежего греющего пара D_0 , подаваемого в теплообменник T_1 , будет равен

$$D_0 = D - \Pi. \quad (4)$$

Затраты энергии на сжатие вторичных паров D в турбокомпрессоре равны:

$$N = \frac{D(i_3 - i_2)}{\eta_{ad}\eta_{мех}}, \quad (5)$$

где i_2 и i_3 – энтальпия вторичного пара до сжатия и после сжатия в компрессоре; η_{ad} и $\eta_{мех}$ – адиабатический и механический КПД компрессора.

Для оценки эффективности использования тепловых насосов часто используется коэффициент преобразования энергии [2]

$$\varepsilon = \frac{Q_H}{N}, \quad (6)$$

где Q_H – количество тепла, подводимое в теплообменник Т при нагреве исходного раствора от температуры t_{F0} до температуры t_{F1} ; N – мощность компрессора.

С учетом зависимостей (1) и (5) выражение для расчета ε имеет вид

$$\varepsilon = \frac{(i_3 - i_K)\eta_{ad}\eta_{мех}}{(i_3 - i_2)}. \quad (7)$$

При сравнении энергетических затрат процессов однокорпусной вакуум-выпарной кристаллизации без теплового насоса и с тепловым насосом нами была использована также методика оценки эффективности, базирующаяся на анализе удельных расхо-

дов условного топлива на проведение процесса разделения [2]. Согласно этой методике, сопоставление рассматриваемых вариантов процесса проводится с использованием коэффициента n_b , представляющего собой относительный расход условного топлива и рассчитывающегося по формуле:

$$n_b = \frac{B_{\Sigma}}{B_T}, \quad (8)$$

где B_{Σ} и B_T – расход условного топлива на проведения вакуум-выпарной кристаллизации с использованием теплового насоса и без теплового насоса.

Расход условного топлива без теплового насоса может быть определен по выражению:

$$B_T = b_T Q_H, \quad (9)$$

где b_T – удельный расход топлива на производство единицы тепловой энергии.

Для процесса адиабатной кристаллизации с использованием турбокомпрессора при $D \leq \Pi$ расход условного топлива составляет:

$$B_{\Sigma} = b_E N, \quad (10)$$

где b_E – удельный расход топлива на производство единицы электрической энергии.

При использовании дополнительного теплообменника T_1 , когда $D > \Pi$, расход условного топлива можно оценить, используя зависимость

$$B_{\Sigma} = b_E N + Q_D, \quad (11)$$

где Q_D – количество теплоты, подводимой в теплообменник T_1 .

Тепловые затраты Q_D равны

$$Q_D = D_0 r_0, \quad (12)$$

где D_0 и r_0 – дополнительный расход греющего пара и теплота его конденсации.

Ранее в работе [15] нами было проанализировано влияние различных параметров (температуры, давления и состава исходных растворов) на ход вакуум-выпарной кристаллизации. Этот анализ был выполнен применительно к выделению ряда веществ (KNO_3 , $NaNO_3$, $NaCl$ и сахарозы) из их водных растворов. Полученные при этом данные по выходу вторичных паров и тепловым затратам мы использовали при анализе вакуум-выпарной кристаллизации с применением тепловых насосов. Используя эти данные, были установлены следующие параметры рассматриваемого процесса с применением тепловых насосов: расход энергии на сжатие вторичных паров в компрессоре N , дополнительные затраты тепла Q_D , коэффициенты преобразования энергии ε , относи-

тельный расход условного топлива n_b .

При расчете тепловых затрат, мощности компрессора и коэффициента преобразования энергии ε нами были использованы теплофизические свойства паров воды при соответствующих давлениях. При расчете же относительного расхода условного топлива n_b был принят удельный расход условного топлива на производство единицы электрической энергии $b_E = 97.2$ кг/ГДж, а на производство тепловой энергии – $b_T = 41.8$ кг/ГДж [2]. Кроме того, при расчете рассматриваемого процесса была выбрана разность температур в теплообменниках, равная $\Delta t = 10^\circ\text{C}$.

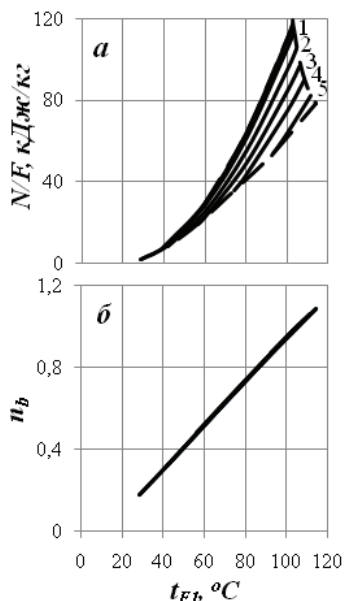


Рис. 2. Зависимости удельной мощности компрессора (а) и относительного расхода условного топлива (б) от температуры t_{FI} (система KNO_3 – вода, $t_{F0} = 20^\circ\text{C}$, $p_1 = 1$ ат, $p_2 = 0.025$ ат): 1 – $x_F = 30\%$; 2 – $x_F = 40\%$; 3 – $x_F = 50\%$; 4 – $x_F = 60\%$; 5 – $x_F = 70\%$.

Проведенные расчеты показали, что для всех используемых систем с повышением температуры t_{FI} , до которой необходимо нагреть раствор F в теплообменнике Т перед его подачей в кристаллизатор, увеличивается мощность компрессора теплового насоса (рис. 2а). Это связано с тем, что при увеличении температуры t_{FI} необходимо повышать степень сжатия вторичных паров $n_c = p_3/p_2$, для того, чтобы обеспечить требуемую разность температур между потоками нагреваемого раствора и конденсирующимися вторичными парами Δt в теплообменнике Т. Увеличение мощности компрессора с ростом температуры t_{FI} приводит к закономерному снижению коэффициента преобразования энергии ε и повышению расхода условного топлива n_b (рис. 2б).

В результате проведенных исследований было установлено, что диапазоны изменения температуры t_{FI} , при которых выгодно использовать тепловые насосы открытого типа, зависят от теплофизических

свойств растворенных веществ и выбранных параметров разделения. Из данных, представленных на рис. 2б, видно, что при принятых параметрах разделения тепловой насос открытого типа для системы KNO_3 – вода выгодно использовать в диапазоне изменения температуры t_{FI} от 30°C до 105°C . При $t_{FI} > 105^\circ\text{C}$ использовать тепловой насос невыгодно, так как коэффициент n_b становится больше 1, а при $t_{FI} < 30^\circ\text{C}$ на стадии кристаллизации образуется недостаточное количество вторичных паров Π для осуществления рассматриваемого процесса. В этом случае для нагрева исходного раствора нужно использовать дополнительный теплообменник T_1 , подавая в него свежий пар D_0 , что усложняет аппаратное оформление рассматриваемого процесса.

Для системы NaCl – вода диапазон температур t_{FI} , при которых выгодно использовать тепловые насосы, изменяется примерно от 35°C до 90°C . Еще меньшие диапазоны изменения t_{FI} наблюдаются при адиабатической кристаллизации NaNO_3 и сахарозы.

Для рассматриваемых систем с увеличением концентрации исходного раствора x_F наблюдается снижение мощности компрессора, что связано с уменьшением количества теплоты Q_H , необходимой для нагрева исходного раствора до выбранной температуры t_{FI} . При этом коэффициент преобразования энергии ε и относительный расход условного топлива n_b практически не зависят от концентрации x_F .

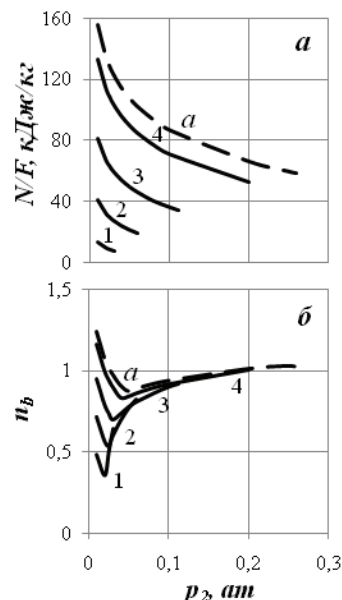


Рис. 3. Зависимости удельной мощности компрессора (а) и относительного расхода условного топлива (б) от давления p_2 (система NaCl – вода, $t_{F0} = 20^\circ\text{C}$, $p_1 = 1$ ат, $x_F = 26\%$): 1 – $t_{FI} = 40^\circ\text{C}$; 2 – $t_{FI} = 60^\circ\text{C}$; 3 – $t_{FI} = 80^\circ\text{C}$; 4 – $t_{FI} = 100^\circ\text{C}$.

Довольно сильное влияние на эффективность использования тепловых насосов открытого типа оказывает давление в кристаллизаторе p_2 . С его по-

вышением, при постоянном значении p_3 снижается мощность компрессора N (рис. 3а), что связано с уменьшением степени сжатия n_c вторичного пара. Снижение мощности компрессора, в свою очередь, приводит к увеличению коэффициента преобразования энергии ε и уменьшению относительного расхода условного топлива n_b (рис. 3б). Однако здесь следует указать, что повышение давления в кристаллизаторе p_2 приводит к снижению выхода кристаллической фазы φ_K [15]. Кроме этого, с увеличением давления p_2

увеличивается количество вторичных паров, необходимое для подогрева исходного раствора до выбранной температуры t_{F1} , и при определенных давлениях p_2 получаемых вторичных паров Π будет недостаточно для нагрева, и тогда может возникнуть необходимость в подводе дополнительной теплоты греющим паром D_0 в теплообменнике T_1 . Дополнительный подвод теплоты приводит к уменьшению коэффициента преобразования энергии ε и увеличению относительного расхода условного топлива n_b , что показано на рис. 3б.

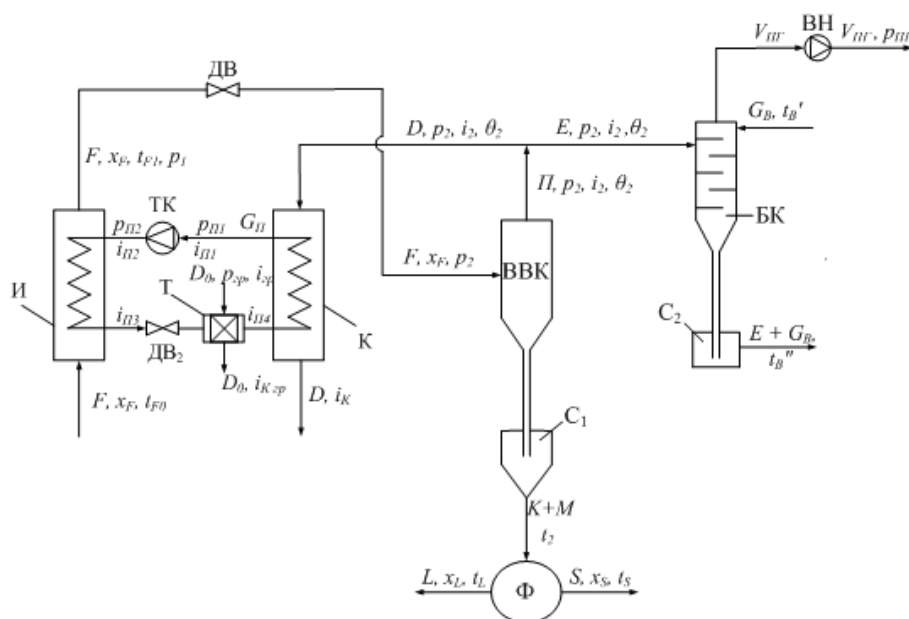


Рис. 4. Принципиальная схема вакуум-выпарной кристаллизации с использованием теплового насоса с замкнутым контуром циркуляции промежуточного теплоносителя.

Рассмотрим теперь процесс вакуум-выпарной кристаллизации с использованием теплового насоса закрытого типа, в контуре которого циркулирует промежуточный теплоноситель. Принципиальная схема установки для проведения такого процесса приведена на рис. 4. В данном случае часть образовавшихся в процессе вакуум-выпарной кристаллизации вторичных паров Π направляется в конденсатор теплового насоса К, где конденсируясь при давлении p_{Π} , испаряет промежуточный теплоноситель. Образующиеся пары промежуточного теплоносителя сжимаются в компрессоре ТК от давления p_{Π} до $p_{\Pi2}$, при этом теплосодержание паров увеличивается от $i_{\Pi1}$ до $i_{\Pi2}$. В испарителе И сжатые пары теплоносителя конденсируются, за счет чего происходит нагрев исходного раствора F от температуры t_{F0} до t_{F1} . После испарителя промежуточный теплоноситель дросселируется до давления $p_{\Pi1}$ (проходя дроссельный вентиль ДВ) и снова подается в конденсатор К. Для компенсации тепловых потоков в контуре циркуляции промежуточного теплоносителя может быть установлен дополнительный теплообменник с подводом свежего греющего пара D_0 .

При анализе процесса вакуум-выпарной кристаллизации с применением теплового насоса закрытого типа выход продуктов разделения и затраты тепла на нагрев исходного раствора рассчитывали так же, как и при использовании теплового насоса открытого типа. Расчет же расхода промежуточного теплоносителя и затраты энергии на его сжатие осуществляется с использованием зависимостей:

$$G_{\Pi} = \frac{Q_H}{i_{\Pi2} - i_{\Pi3}}; \quad (12)$$

$$N = \frac{G_{\Pi}(i_{\Pi2} - i_{\Pi3})}{\eta_{ad}\eta_{мех}}, \quad (13)$$

где $i_{\Pi1}$ – энтальпии насыщенных паров промежуточного теплоносителя G_{Π} при давлении $p_{\Pi1}$; $i_{\Pi2}$ – энтальпия сжатых паров промежуточного теплоносителя G_{Π} при давлении $p_{\Pi2}$; $i_{\Pi3}$ – энтальпия конденсата промежуточного теплоносителя при давлении $p_{\Pi2}$.

Количество тепла, которое передается от конденсирующихся вторичных паров D к испаряющемуся рабочему телу в конденсаторе теплового насоса

K , составляет

$$Q_K = D(i_2 - i_K), \quad (14)$$

где i_2 и i_K – энтальпия вторичных паров и конденсата при давлении p_2 .

Количество тепла Q , необходимого для испарения рабочего тела G_{II} , составляет:

$$Q = G_{II}(i_{II} - i_{II4}). \quad (15)$$

Если величина $Q_H > Q$, то для испарения промежуточного теплоносителя потребуется дополнительное количество тепла Q_D , которое может быть подведено в теплообменнике Т. При этом величина Q_D равна

$$Q_D = Q_H - Q. \quad (16)$$

Давление паров промежуточного теплоносителя p_{II} и p_{II2} зависит от температуры t_{FI} нагреваемого раствора F , температуры вторичного пара θ_2 и разности температур Δt_K и Δt_H в конденсаторе и испарителе теплового насоса.

Температура промежуточного теплоносителя t_{III} при давлении p_{III} составляет

$$t_{III} = \theta_2 - \Delta t_H, \quad (17)$$

а температура t_{IIK} при давлении p_{II2} равна

$$t_{IIK} = t_{FI} + \Delta t_K. \quad (18)$$

Зная величины температур t_{III} и t_{IIK} , можно установить значения давления p_{III} и p_{II2} для выбранного промежуточного теплоносителя теплового насоса. Значения энтальпий i_{III} , i_{II2} , i_{II3} и i_{II4} можно установить, используя диаграммы состояния выбранного промежуточного теплоносителя при давлениях p_{III} и p_{II2} .

Для оценки эффективности применения теплового насоса закрытого типа мы также использовали коэффициент преобразования энергии ε и относительный расход условного топлива n_b , подставляя в уравнения (6) и (8) соответствующие значения Q_H и N .

При анализе процесса вакуум-выпарной кристаллизации с применением теплового насоса закрытого типа нами также было рассмотрено влияние различных параметров на энергетическую эффективность такого процесса. При этом в качестве рабочего тела закрытого теплового насоса нами был выбран аммиак, потому что аммиак превосходит многие хладагенты по термодинамическим показателям и хорошо подходит для наших температурных интервалов.

Влияние температуры t_{FI} на процесс кристаллизации KNO_3 с использованием теплового насоса закрытого типа показано на рис. 5 и 6. С повышением

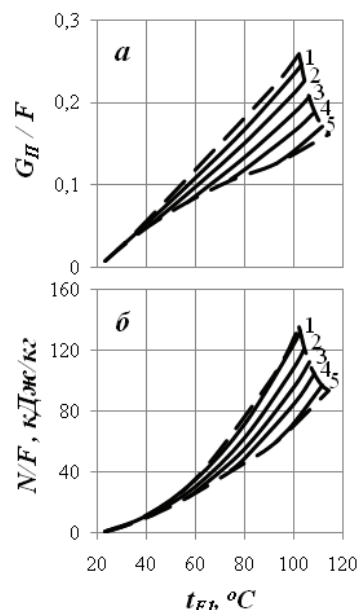


Рис. 5. Зависимости удельного расхода промежуточного теплоносителя (а) и удельной мощности компрессора (б) от температуры t_{FI} (система KNO_3 – вода, $t_{F0} = 20^\circ C$, $p_1 = 1 \text{ ат}$, $p_2 = 0,025 \text{ ат}$): 1 – $x_F = 30\%$; 2 – $x_F = 40\%$; 3 – $x_F = 50\%$; 4 – $x_F = 60\%$; 5 – $x_F = 70\%$.

температуры t_{FI} увеличивается количество промежуточного теплоносителя теплового насоса G_{II} и затраты энергии на его сжатие N . При этом уменьшается коэффициент преобразования энергии ε и возрастает расход условного топлива n_b . Примерно такие же зависимости G_{II} , N , ε и n_b от температуры наблюдаются

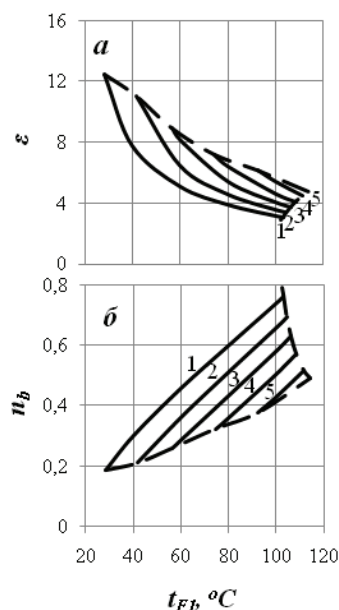


Рис. 6. Зависимости коэффициента преобразования энергии (а) и относительного расхода условного топлива (б) от температуры t_{FI} (параметры процесса см. рис. 5).

С повышением концентрации исходных растворов x_F при прочих равных условиях расход промежуточного теплоносителя и мощность компрессора снижаются. При этом значения коэффициентов преобразования энергии возрастают, а расходы условного топлива снижаются. При увеличении давления в кристаллизаторе расход промежуточного теплоносителя для всех систем возрастает, а мощность компрессора падает. Последнее связано с уменьшением требуемой степени сжатия паров промежуточного теплоносителя. Повышение давления p_2 приводит также к уменьшению коэффициента преобразования энергии и росту расхода условного топлива.

Проведенные исследования показали, что применение закрытого теплового насоса при вакуум-выпарной кристаллизации более эффективно, чем использование теплового насоса открытого типа. При этом закрытый тепловой насос можно применять в более широких диапазонах изменения параметров процесса разделения.

Список литературы:

1. Turchi E. // Water conditioning & Purification. 2004. June. P. 14–16.
2. Рей Д.А., Макмайл Д. Тепловые насосы. М.: Энергоиздат, 1982. 220 с.
3. Янговский Е.И., Левин Л.А. Промышленные тепловые насосы. М.: Энергоиздат, 1989. 128 с.
4. Носов Г.А., Кесоян Г.А., Мясоуеденков В.М., Наби Лай Бангура. // Хим. технология. 2002. № 5. С. 32–35.
5. Носов Г.А., Уваров М.Е., Мясоуеденков В.М. // Вестник МИТХТ. 2009. Т. 4. № 1. С. 64–68.
6. Мясоуеденков В.М., Носов Г.А., Хайбулина Е.М. Уваров М.Е. // Вестник МИТХТ. 2007. Т. 2. № 6. С. 75–83.
7. Захаров М.К., Носов Г.А., Айнштейн В.Г. // Хим. технология. 2001. № 10. С. 38–47.
8. Орехов И.И., Тимофеевский Л.С., Караван С.К. Абсорбционные преобразователи теплоты. Л.: Химия, 1989. 208 с.
9. Морозюк Т.В. Теория холодильных машин и тепловых насосов. Одесса: Студия «Негоциант», 2006. 712 с.
10. Носов Г.А., Попов Д.А., Яковлев Д.С., Кайралиева Т.Г., Жильцов В.С. // Тонкие химические технологии (Вестник МИТХТ). 2015. Т. 10. № 5. С. 27–32.

References:

1. Turchi E. // Water conditioning & Purification. 2004. June. P. 14–16.
2. Ray D.A., McMichael D. Teplovye nasosy (Heat pumps). M.: Energoizdat, 1982. 220 p. (in Russ.).
3. Yantovsky E.I., Levin L.A. Promyshlennye

teplovye nasosy (Industrial heat pumps). M.: Energoizdat, 1989. 128 p.

4. Nosov G.A., Kesoyan G.A., Myasoyedenkov V.M., Nabi Lai Bangura. // Khimicheskaya tehnologiya. 2002. № 5. P. 32–35.

5. Nosov G.A., Uvarov M.E., Myasoyedenkov V.M. // Vestnik MITHT (Fine chem. tech.). 2009. V. 4. № 1. P. 64–68.

6. Myasoyedenkov V. M., Nosov G. A., Haybulina E.M. Uvarov M. E. // Vestnik MITHT (Fine chem. tech.). 2007. V. 2. № 6. P. 75–83.

7. Zakharov M.K., Nosov G.A., Aynstein V.G. // Khimicheskaya tehnologiya. 2001. № 10. P. 38–47.

8. Orekhov I.I., Timofeevsky L.S., Caravan S.K. Absorbzionnye preobrasovateli teploty (Absorbing converters of heat). Leningrad: Khimiya, 1989. 208 p.

9. Morozyuk T.V. Teoriya holodil'nyh mashin i teplovyh nasosov (Theory of refrigerators and heat pumps). Odessa: Studiia Negotsiant, 2006. 712 p.

10. Nosov G.A., Popov D.A., Yakovlev D.S., Kayralieva T.G., Zhilytsov V.S. Fine Chem. Tech. (Vestnik MITHT). 2015. V. 10. № 5. P. 27–32.