

РАЗДЕЛЕНИЕ СМЕСЕЙ ПУТЕМ СОЧЕТАНИЯ ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ И ФРАКЦИОННОЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Г.А. Носов^{1,@}, М.В. Михайлов¹, А.И. Абсаттаров²

Московский технологический университет (Институт тонких химических технологий),
Москва 119571, Россия

²ООО «ВНИИОС-наука», Москва 105005, Россия

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

Рассмотрены различные варианты разделения бинарных смесей путем сочетания процессов фракционной кристаллизации и ректификации. При использовании предлагаемых вариантов исходная смесь в зависимости от ее состава может быть первоначально направлена на стадию ректификации или же на одну из стадий кристаллизации разделяемых компонентов. Для того, чтобы снизить затраты энергии на проведение рассматриваемых сопряженных процессов, предложены схемы с организацией рекуперативного теплообмена между потоками, а также схемы с использованием тепловых насосов закрытого и открытого типа. Данные приемы позволяют увеличить энергоэффективность таких процессов. Кроме того, проведен анализ влияния состава и температуры исходной смеси, температуры фракционирования на стадии кристаллизации, составов дистиллятов и кубовых остатков на параметры разделения. Установлено, что при подаче исходной смеси на стадию кристаллизации одного из компонентов энергетические затраты на проведение рассматриваемого процесса обычно ниже, чем при подаче исходной смеси на стадию ректификации. Показано, что использование сочетания процессов фракционной кристаллизации и ректификации позволяет существенно расширить диапазоны возможного разделения и увеличить технико-экономические показатели процесса разделения.

Ключевые слова: кристаллизация, ректификация, тепловые насосы, рекуперация тепла, сопряженные процессы, энергетические затраты.

SEPARATION OF MIXTURES BY COMBINING RECTIFICATION AND FRACTIONAL CRYSTALLIZATION PROCESSES

G.A. Nosov^{1,@}, M.V. Mikhailov¹, A.I. Absattarov²

¹Moscow Technological University (Institute of Fine Chemical Technologies),
Moscow, 119571 Russia

²LLC «VNI IOS-nauka», Moscow 105005, Russia

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

Various options of separation of binary mixtures by combining the processes of fractional crystallization and rectification are considered. The base mixture, depending on its composition, can be initially directed to the rectification stage or to one of the stages of separated components crystallization using the proposed variants. The flow diagrams of integrated heat exchanging systems and schemes involving open and closed type heat pumps under consideration for the determination of ways of reducing energy consumption of the coupled processes were suggested. These solutions enable improving the processes energy efficiency. In addition, the analysis of the effect of the composition and temperature of the initial mixture, the temperature of fractionation at the crystallization stage, the composition of distillates and bottom products on the separation parameters was carried out. It was found that when the initial mixture is fed to the stage of crystallization of one of the components, the energy costs for carrying out the process under

consideration are usually lower than when the initial mixture is fed to the rectification stage. It is shown that using a combination of fractional crystallization and rectification processes can significantly expand the possible separation range and improve the technical and economic characteristics of the separation process.

Keywords: crystallization, rectification, heat pumps, heat recovery, coupled processes, energy costs.

Как известно, для разделения и очистки веществ от примесей могут использоваться различные массообменные процессы (абсорбция, дистилляция, ректификация, кристаллизации и др.). Каждый из них имеет свои области технически возможного и экономически оправданного применения. Часто ограничения в использовании того или иного процесса связаны с физико-химическими свойствами разделяемых смесей, в частности, с наличием на диаграммах равновесия фаз особых точек (азеотропных, эвтектических и др.). Важным фактором являются также удельные энергетические затраты, связанные с применением того или иного метода разделения.

Границы возможного разделения могут быть существенно расширены при использовании сопряженных методов разделения, когда в единой технологической схеме применяются несколько массообменных процессов [1–6]. Такое сочетание уже сейчас довольно часто применяется для разделения и очистки многих веществ. В данной статье рассмотрены особенности разделения бинарных смесей путем сочетания процессов фракционной кристаллизации и ректификации с использованием рекуперативного теплообмена между потоками разделяемых смесей, что позволяет существенно снизить энергетические затраты на процессы разделения, а, следовательно, достичь более высоких технико-экономических показателей процесса.

При разделении смесей путем сочетания процессов ректификации и кристаллизации, как и в случае большинства сопряженных процессов, имеет место целый ряд возможных вариантов их осуществления [1–6]. На рис. 1 приведены изображения некоторых из них на диаграммах равновесия фаз. В частности, на рис. 1а показан процесс разделения бинарной эвтектикообразующей смеси компонентов A и B путем сочетания ректификации с одной стадией кристаллизации. В данном случае исходная смесь F с концентрацией компонента A x_F выше эвтектической x_E первоначально подается на стадию кристаллизации K_A , где она охлаждается до температуры $t_{\Phi A}$. В результате этого происходит образование чистых кристаллов компонента A . Кристаллическая фаза K_A отбирается в качестве одного из целевых продуктов, а маточник M_A подается на стадию ректификации. При ректификации маточника M_A получается кубовый остаток W , обогащенный компонентом B , и дистиллят Π , который возвращается на стадию кристаллизации. Таким

образом, при таком разделении один из продуктов K_A получается на стадии кристаллизации, а другой W – на стадии ректификации.

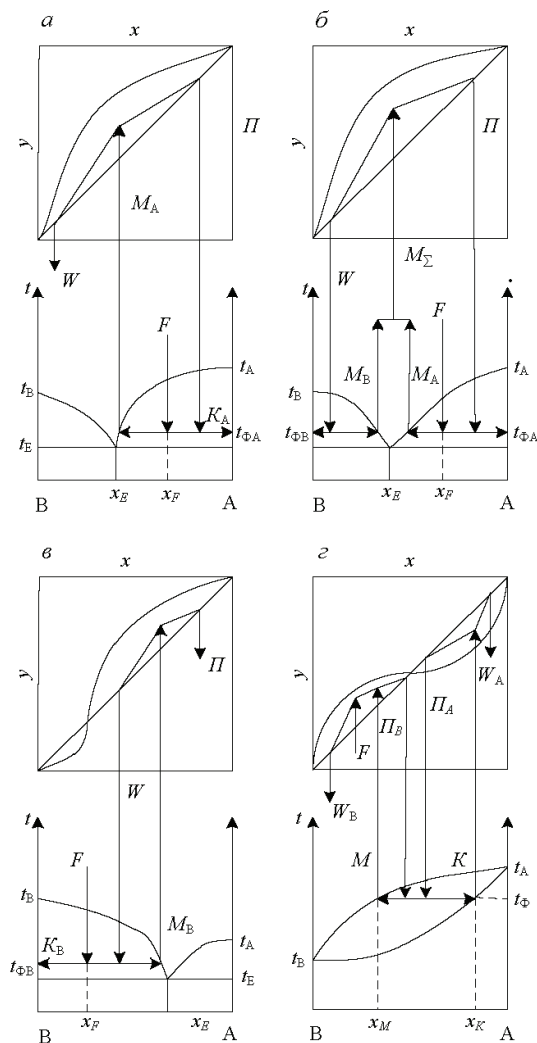


Рис. 1. Некоторые варианты разделения бинарных смесей путем сочетания процессов ректификации и фракционной кристаллизации (пояснения см. в тексте).

На рис. 1б показан вариант разделения эвтектикообразующих смесей путем сочетания ректификации и двух стадий кристаллизации. При этом стадия ректификации используется в основном для перехода через эвтектическую точку E , а целевые продукты получают на стадиях кристаллизации. В данном случае исходная смесь F с концентрацией компонента

А $x_F > x_E$ первоначально подается на стадию кристаллизации компонента А, где она охлаждается до температуры $t_{\Phi A}$. При этом образуется кристаллическая фаза K_A и маточник M_A . Последний объединяется с маточником второй стадии кристаллизации M_B и в виде объединенного потока $M_{\Sigma} = M_A + M_B$ подается на стадию ректификации. Образующийся при ректификации дистиллят Π возвращается на стадию кристаллизации компонента А, а кубовый остаток W подается на стадию кристаллизации компонента В, где охлаждается до температуры $t_{\Phi B}$. Если концентрация исходной смеси $x_F < x_E$, то ее подают на стадию кристаллизации компонента В. Исходную смесь F при таком разделении можно также первоначально подавать на стадию ректификации.

Сочетание процессов ректификации и фракционной кристаллизации особенно выгодно использовать для разделения азеотропобразующих смесей. На рис. 1в показан один из вариантов разделения такой смеси. При его применении целевой продукт, обогащенный компонентом В, получается на стадии кристаллизации, а другой продукт, обогащенный компонентом А, на стадии ректификации в виде дистиллята Π .

На рис. 1г показан вариант разделения азеотропобразующей смеси, которая при кристаллизации образует непрерывный ряд твердых растворов. В этом случае фракционную кристаллизацию можно применить для перехода через азеотропную точку. При этом используется две стадии ректификации с отбором целевых продуктов в виде кубовых остатков W_A и W_B .

Выбор того или иного варианта разделения в значительной мере зависит от физико-химических и теплофизических свойств разделяемых смесей, их составов, требований к продуктам разделения, удельных энергетических затрат и ряда других факторов. В частности, возможность использования конкретного варианта разделения зависит от вида диаграмм равновесия «жидкость–пар» и «жидкость–кристаллическая фаза», относительной летучести компонентов, коэффициентов распределения компонентов, а также от наличия и положения особых точек на диаграммах равновесия фаз. Методики выбора оптимальных параметров разделения были предложены в работах [1–3].

Здесь следует отметить, что использование рассматриваемых процессов разделения часто сопровождается значительными затратами тепловой энергии и охлаждающих агентов. При кристаллизации необходимо проводить охлаждение разделяемых смесей. При ректификации требуется подводить теплоту для испарения смесей в кубах колонн, а также осуществлять конденсацию паров дистиллята. Кроме этого, необходимо производить нагрев потоков маточника перед их подачей на стадию ректификации и охлаждать дистиллят или кубовый остаток перед их подачей на стадию кристаллизации.

На рис. 2 приведена принципиальная схема установки для варианта разделения, показанного на рис. 1а. Разделение в данном случае осуществляется с использованием ректификационной колонны РК и одного кристаллизатора Kp_A . Как уже отмечалось выше, при использовании данного варианта разделения в кристаллизаторе производится охлаждение исходной смеси F и дистиллята до температуры $t_{\Phi A}$. При этом отводится количество теплоты Q_{KP} . После разделения полученной суспензии на стадии сепарации C_A холодный маточник M_A с температурой $t_M = t_{\Phi A}$ подается в теплообменник T_1 , где он перед его подачей в ректификационную колонну нагревается до температуры t_{M1} , близкой к температуре его кипения. При этом на нагрев затрачивается количество теплоты Q_H .

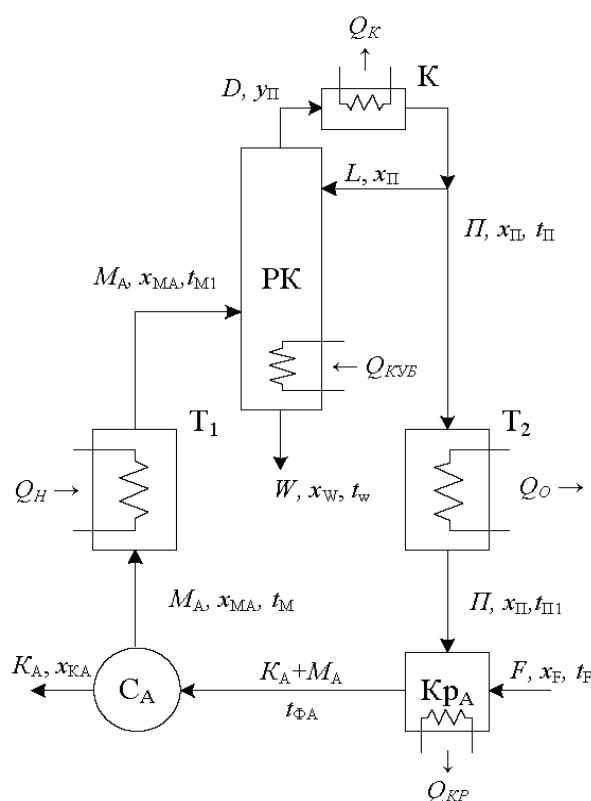


Рис. 2. Принципиальная схема разделения путем сочетания ректификации и одной стадии кристаллизации без рекуперативного теплообмена между потоками.

В кубе ректификационной колонны подводится количество тепла $Q_{КВ}$, а в конденсаторе К отводится тепловой поток Q_K . Выходящие из конденсатора поток сконденсировавшихся паров D разделяется на две части Π и L . Дистиллят Π направляется на стадию кристаллизации Kp_A , а поток L возвращается в колонну РК в качестве флегмы. Дистиллят Π перед его подачей в кристаллизатор охлаждается в теплообменнике T_2 от температуры t_{Π} до температуры $t_{\Pi 1}$. При этом от него отводится тепловой поток Q_O .

Для уменьшения расходов теплоносителей и хладагентов можно организовать рекуперативный теплообмен между входящими и отводимыми потоками, а также между рециркулирующими потоками маточников, дистиллята и кубового остатка. Принципиальная схема такого процесса (для варианта разделения, показанного на рис. 1а) приведена на рис. 3. В данном случае маточник M_A первоначально нагревается в теплообменнике T_1 от температуры t_M до температуры t_{M1} в результате рекуперативного теплообмена с потоком дистиллята II . При этом дистиллят охлаждается от температуры t_{II} до температуры t_{II1} . После теплообменника T_1 маточник подается в теплообменник T_2 , где он за счет рекуперативного теплообмена с кубовым остатком W нагревается до температуры t_{M2} . В свою очередь, кубовый остаток W в теплообменнике T_2 охлаждается от температуры t_W до температуры t_{W1} . Для повышения энергетической эффективности рассматриваемого разделения можно также организовать рекуперативный теплообмен между потоками исходной смеси F и отводимой кристаллической фазы K_A . Это позволяет снизить температуру исходной смеси перед ее подачей в кристаллизатор и тем самым несколько уменьшить количество отводимого тепла на стадии кристаллизации.

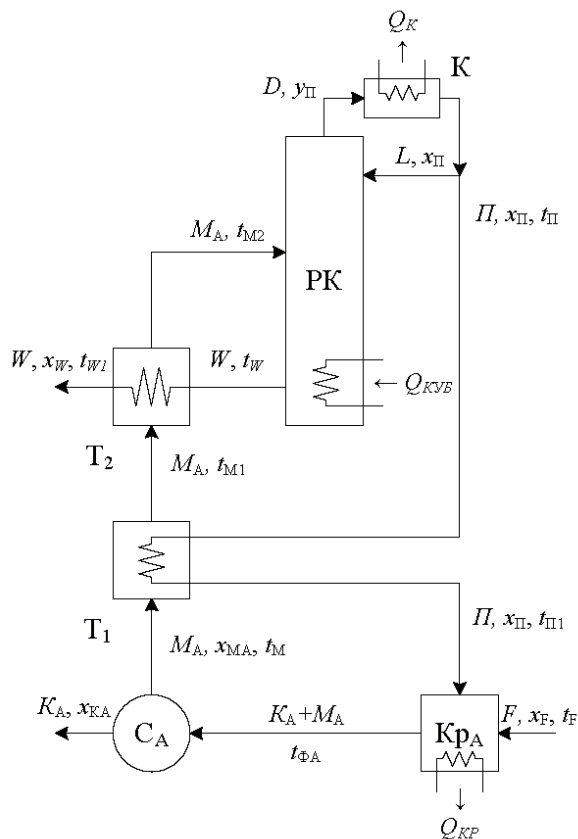


Рис. 3. Принципиальная схема разделения путем сочетания ректификации и одной стадии кристаллизации с рекуперативным теплообменом между потоками маточника, дистиллята и кубового остатка.

Эффективность рекуперативного теплообмена в значительной мере зависит от расходов потоков, участвующих в теплообмене, и от их температурных потенциалов. Последние, как известно, определяют движущую силу теплообмена. Эффективность рекуперативного теплообмена между технологическими потоками может быть существенно повышена при использовании тепловых насосов открытого или закрытого типа, с помощью которых можно изменять температурные потенциалы потоков [5–11]. Заметим, что в тепловых насосах открытого типа в качестве «рабочих тел» (теплоносителей) выступают технологические потоки, находящиеся в парообразном состоянии, а в тепловых насосах закрытого типа используются какие-либо промежуточные теплоносители [7].

Здесь следует также отметить, что для снижения расхода тепла в кубе ректификационной колонны рециркулирующие маточники желательно подавать в колонну как можно с более высокой температурой (в виде насыщенных паров или даже в парообразном виде). В то же время при обычной ректификации температура конденсации дистиллятов обычно существенно ниже температуры кипения исходной разделяемой смеси. Поэтому без использования тепловых насосов не удастся за счет конденсации паров дистиллятов проводить нагрев исходных смесей до их температуры кипения. При использовании же тепловых насосов появляется возможность решить данную задачу.

На рис. 4 приведена принципиальная схема процесса разделения с использованием теплового насоса закрытого типа для варианта сопряженного разделения, который изображен рис. 1а. При проведении такого процесса разделения подогрев рециркулируемого маточника M_A перед его подачей в ректификационную колонну РК осуществляется путем его рекуперативного теплообмена с потоками дистиллята II и кубового остатка W в теплообменниках T_1 и T_2 , что изменяет температуру первоначально от $t_{\Phi A}$ до t_{M1} , а затем от t_{M1} до t_{M2} . Окончательный нагрев маточника M_A до температуры t_{M3} производится за счет использования теплоты конденсации паров дистиллята D в конденсаторе K .

Как уже указывалось выше, при использовании закрытых тепловых насосов используется промежуточный теплоноситель G_{II} , который в нашем случае циркулирует в замкнутом контуре между конденсатором паров дистиллята K и подогревателем маточника P . При этом в конденсаторе K при давлении p_1 происходит теплообмен между конденсирующимися парами D и испаряющимся теплоносителем G_{II} . Выходящие из конденсатора пары теплоносителя G_{II} сжимаются компрессором ТК до давления p_2 . При этом повышается их температурный потенциал. Далее сжатые пары теплоносителя подаются в подогрева-

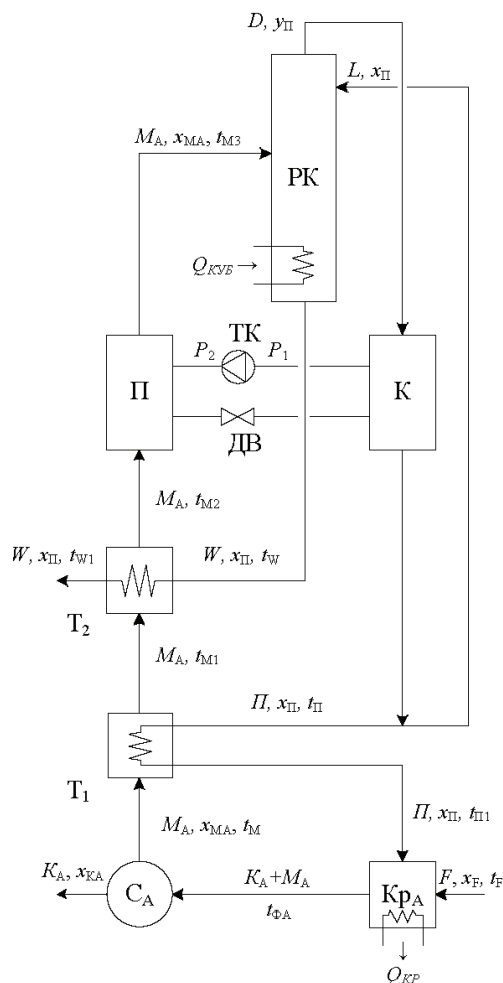


Рис. 4. Принципиальная схема разделения путем сочетания ректификации и одной стадии кристаллизации с использованием теплового насоса закрытого типа для нагрева рециркулирующего маточника.

тель П, где в результате их конденсации при давлении p_2 производится нагрев маточника M_A . Сконденсированный теплоноситель после подогревателя П проходит через дроссельный вентиль ДВ, в результате чего его давление снижается от p_2 до p_1 . Затем жидкий теплоноситель снова подается в конденсатор К.

Заметим, что в зависимости от теплофизических свойств разделяемой смеси, режимов проведения стадий кристаллизации, а также степени сжатия промежуточного теплоносителя компрессором теплового насоса, в подогревателе П маточник M_A может нагреваться вплоть до температуры его кипения. В результате этого он может поступать в ректификационную колонну в недогретом виде, при температуре кипения, в парожидкостном состоянии или даже в виде перегретого пара.

На рис. 5 показан один из вариантов разделения с использованием теплового насоса открытого типа. В этом варианте пары D , выходящие из ректификационной колонны РК, подаются в компрессор тепло-

вого насоса ТК, где они сжимаются от давления p_1 до давления p_2 . Далее сжатые пары направляются в конденсатор К, где они конденсируются, нагревая тем самым маточник M_A до температуры t_{M3} . Образующийся конденсат проходит через дроссельный вентиль ДВ, в результате чего его давление снижается от p_2 до p_1 . Затем конденсат, как и в схемах с закрытым тепловым насосом, разделяется на дистиллят П и флегмовый поток L. Поток L возвращается в ректификационную колонну РК, а дистиллят П после его охлаждения в теплообменнике T_1 от температуры $t_{П}$ до $t_{П1}$ подается на стадию кристаллизации Кр_A. Отводимый из колонны кубовый остаток W, как и в рассмотренных выше схемах разделения, направляется в теплообменник T_2 , где он охлаждается от температуры t_W до t_{W1} в результате теплообмена с потоком нагреваемого маточника M_A .

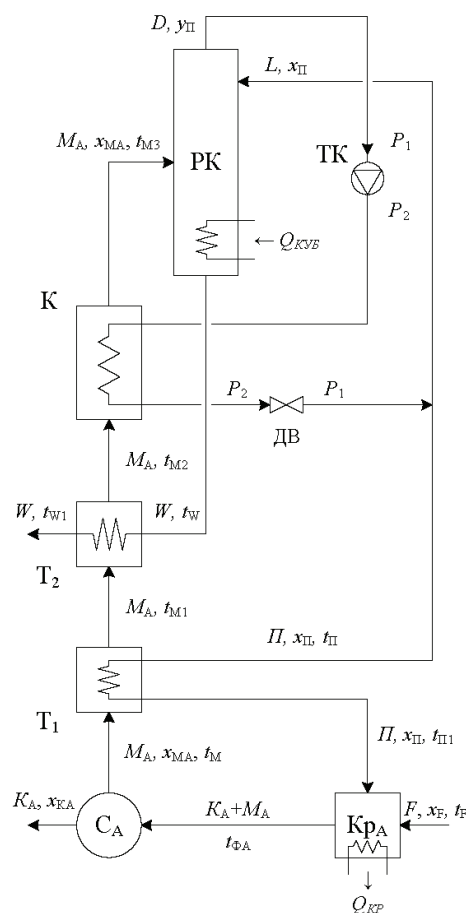


Рис. 5. Принципиальная схема разделения путем сочетания ректификации и одной стадии кристаллизации с использованием теплового насоса открытого типа для нагрева рециркулируемого маточника.

Отметим, что тепловые насосы могут быть использованы не только для нагрева рециркулирующих маточников перед их подачей в ректификационные колонны за счет теплоты отводимых потоков. Иногда тепловые насосы применяют для обогрева кубов рек-

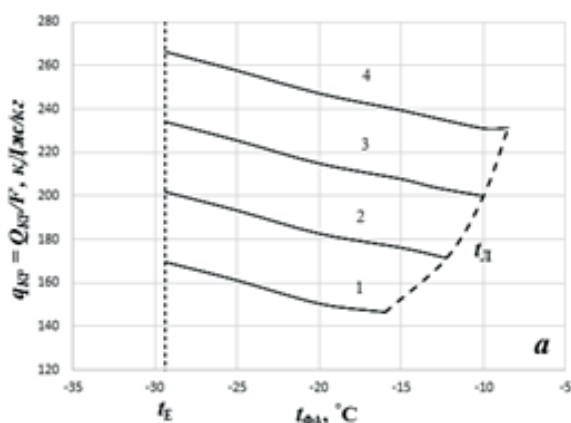
тификационных колонн, используя тепло, выделяющееся при конденсации сжатых паров дистиллятов [7, 11–15]. Это выгодно при незначительных различиях температур кипения разделяемых компонентов, когда требуются незначительные степени сжатия паров компрессором теплового насоса. При большой разности температур кипения разделяемых компонентов требуются значительные степени сжатия паров, что приводит к росту потребляемой мощности привода компрессоров. В этом случае применение теплового насоса при проведении процесса ректификации может оказаться невыгодным [7].

Анализ возможностей снижения энергетических затрат, связанных с проведением рассматриваемых вариантов разделения за счет организации рекуперативного теплообмена между рециркулирующими потоками и использования тепловых насосов, был выполнен нами применительно к разделению ряда бинарных эвтектикообразующих смесей. Этот анализ базировался на использовании уравнений материальных и тепловых балансов всех стадий разделения с учетом физико-химических и теплофизических свойств разделяемых смесей.

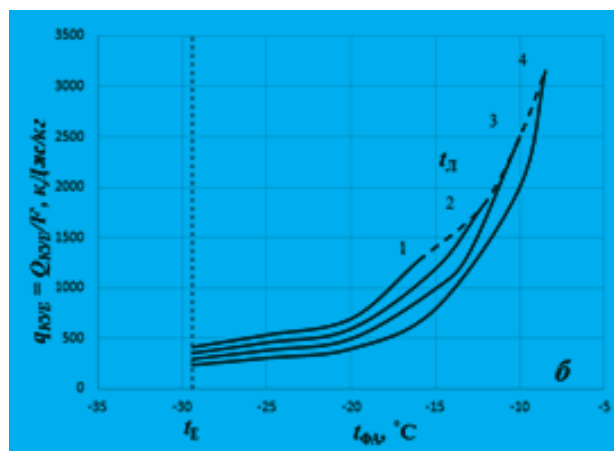
Проведенные расчеты показали, что затраты тепла на испарение смесей в кубе ректификационных колонн $Q_{\text{КУБ}}$ и нагрев маточника $Q_{\text{Н}}$, а также ко-

личество отводимого тепла при конденсации паров дистиллята $Q_{\text{К}}$, его охлаждении $Q_{\text{О}}$ и кристаллизации смесей $Q_{\text{КР}}$ сильно зависят от состава исходной смеси, температур охлаждения смесей на стадиях кристаллизации, состава маточников, дистиллятов, кубовых остатков, а также от температур смесей, с которыми они подаются на стадии ректификации и кристаллизации. При этом влияние указанных параметров на тепловые потоки для различных вариантов разделения может проявляться по-разному.

Так, для варианта разделения, показанного на рис. 2, с повышением температуры охлаждения на стадии кристаллизации $t_{\text{ФА}}$ количество отводимого тепла $Q_{\text{КР}}$ снижается, а затраты тепла на обогрев куба $Q_{\text{КУБ}}$ возрастают (рис. 6), что связано с повышением выхода маточника $M_{\text{А}}$. При этом также возрастают тепловые потоки $Q_{\text{К}}$, $Q_{\text{Н}}$ и $Q_{\text{О}}$. С увеличением содержания легколетучего компонента в исходной смеси тепловые потоки $Q_{\text{КР}}$ и $Q_{\text{Н}}$ увеличиваются, а потоки $Q_{\text{КУБ}}$, $Q_{\text{К}}$ и $Q_{\text{О}}$ снижаются. Повышение содержания легколетучего компонента в дистилляте $y_{\text{П}}$ практически не отражается на величине $Q_{\text{КР}}$. В то же время с увеличением $y_{\text{П}}$ возрастают тепловые потоки $Q_{\text{КУБ}}$ и $Q_{\text{К}}$, а потоки $Q_{\text{О}}$ и $Q_{\text{Н}}$ снижаются. Аналогичные расчеты были выполнены и для других вариантов разделения.



а



б

Рис. 6. Зависимость тепловых потоков $Q_{\text{КР}}$ (а) и $Q_{\text{КУБ}}$ (б) от температуры охлаждения смесей на стадии кристаллизации $t_{\text{ФА}}$ при различных составах исходной смеси x_{F} (смесь вода – пропионовая кислота, $x_{\text{W}}=10\%$, воды, $y_{\text{П}}=92\%$ воды): 1 – $x_{\text{F}}=30\%$ воды; 2 – 40% воды; 3 – 50% воды; 4 – 60% воды.

Анализ полученных данных показал, что для многих режимов разделения тепловые потоки $Q_{\text{О}}$ и $Q_{\text{Н}}$ близки по своим значениям. Это позволяет эффективно использовать теплоту дистиллятов для нагрева рециркулируемых потоков маточников.

На рис. 7, в частности, показаны зависимости суммарных затрат тепла на стадии нагрева от температуры охлаждения смеси $t_{\text{ФА}}$ для варианта, приве-

денного на рис. 2, без и с рекуперацией тепла между потоками. Из представленных данных видно, что организация рекуперативного теплообмена позволяет на 20-30% снизить общие энергетические затраты на осуществление рассматриваемых сопряженных процессов. Еще большая экономия тепловой энергии наблюдается при применении различных вариантов разделения с использованием тепловых насосов.

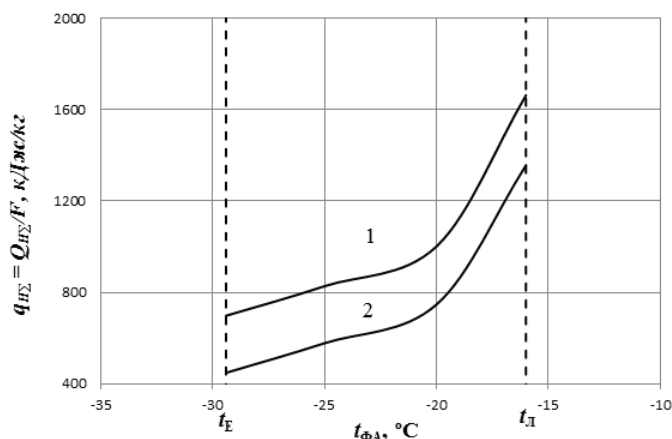


Рис. 7. Зависимость суммарных затрат тепла на нагрев потоков для всего процесса разделения от температуры охлаждения смеси на стадии кристаллизации $t_{\text{ФА}}$ (смесь вода–пропионовая кислота, $x_{\text{W}} = 10\%$ воды, $y_{\text{II}} = 92\%$ воды, $x_{\text{F}} = 30\%$ воды):
1 – без рекуперативного теплообмена; 2 – с рекуперативным теплообменом.

Список литературы:

References:

1. Clasen H. Optimale Kombination von Kristallisation und Rektifikation zur Trennung nicht – isomerisierbarer Isomerenmischen // Chemie Ing. Techn. 1967. B. 39. Heft 22. S. 1279–1285.
2. Гельперин Н.И., Носов Г.А. Разделение смесей путем сочетания некоторых массообменных процессов // Хим. пром. 1979. № 11. С. 677–681.
3. Гельперин Н.И., Носов Г.А. Основы техники фракционной кристаллизации. М.: Химия, 1986. 304 с.
4. Бессонов А.А. Разделение бинарных смесей путем сочетания процессов фракционной кристаллизации и фракционного плавления: дис. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ, 2009. 143 с.
5. Носов Г.А., Бельская В.И., Жильцов В.С. Разделение смесей путем сочетания процессов кристаллизации и непрерывной дистилляции с использованием тепловых насосов // Вестник МИТХТ. 2014. Т. 9. № 3. С. 31–35.
6. Носов Г.А., Таран А.В., Жильцов В.С. Разделение эвтектикообразующих смесей путем сочетания процессов фракционной кристаллизации и однократной дистилляции с применением тепловых насосов открытого типа // Вестник МИТХТ. 2014. Т. 9. № 5. С. 11–15.
7. Янтовский Е.И., Левин Л.А. Промышленные тепловые насосы. М.: Энергоиздат, 1989. 128 с.
8. Уваров М.Е. Перекристаллизация веществ из растворов с использованием тепловых насосов: дис. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ, 2013. 171 с.
9. Хайбулина Е.М. Разделение смесей методами фракционного плавления и противоточной кристаллизации с использованием тепловых насосов: дис. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ, 2013. 207 с.
10. Носов Г.А., Попов Д.А., Бельская В.И., Жильцов В.С., Яковлев Д.С. Анализ возможности

1. Clasen H. Optimale Kombination von Kristallisation und Rektifikation zur Trennung nicht – isomerisierbarer Isomerenmischen // Chemie Ing. Techn. 1967. B. 39. Heft 22. S. 1279–1285.
2. Gelperin N.I., Nosov G.A. Separation of mixtures by combining some mass-exchange processes // Him. prom. (Chemical Industry). 1979. № 11. P. 677–681. (in Russ.).
3. Gelperin N.I., Nosov G.A. Fundamentals of fractional crystallization techniques. M.: Khimiya Publ., 1986. 304 p. (in Russ.).
4. Bessonov A.A. Separation of binary mixtures by a combination of fractional crystallization and fractional melting processes: diss. ... Ph.D. Moscow, 2009. 143 p. (in Russ.).
5. Nosov G.A., Bel'skaya V.I., Zhil'tsov V.S. Separation of mixtures by a combination of crystallization and continuous distillation processes using heat pumps // Vestnik MITHT (Fine Chemical Technologies). 2014. V. 9. № 3. P. 31–35. (in Russ.).
6. Nosov G.A., Taran V.A., Zhil'tsov V.S. Separation of eutectic mixtures by a combination of fractional crystallization and single distillation processes using open type heat pumps // Vestnik MITHT (Fine Chemical Technologies). 2014. V. 9. № 5. P. 11–15. (in Russ.).
7. Yantovsky E.I., Levin L.A. Industrial heat pumps. M.: Energoizdat Publ., 1989. 128 p. (in Russ.).
8. Uvarov M.E. Recrystallization of substances from solutions with the use of heat pumps: diss. ... Ph.D. Moscow, 2013. 171 p. (in Russ.).
9. Khaybulina E.M. Separation of mixtures by fractional melting and countercurrent crystallization with the use of heat pumps: diss. ... Ph.D. Moscow, 2013. 207 p. (in Russ.).

использования тепловых насосов при проведении вакуум-выпарной кристаллизации // Тонкие химические технологии. 2015. Т. 10. № 6. С. 64–70.

11. Sakashita S., Fujii M., Ohji K. Continuous crystallization system using a heat pump for the sugar refinery // Energy Saving System. Int. Sugar J. 1998. V. 100. № 1189. P. 35–42.

12. Supranto S., Chandra Ishwar, Unde M.B., Diggory P.J., Holland F.A. Heat pump assisted distillation. Alternative ways to minimize energy consumption in fractional distillation // Int. J. Energy Res. 1986. V.10. № 2. P. 45–161.

13. Fanyo Z., Benko N. Comparison of various heat pump assisted distillation configurations // Chem. Eng. Res. & Des. A. 1998. V. 76. № 3. P. 348–360.

14. Oliveira S.B.M., Parise I.A.R. Modelling of an ethanol – water distillation column assisted by an external heat pump // Int. J. Energy Res. 2002. V. 26. № 12. P. 1055–1072.

15. Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Ohmori T. Internally heat integrated distillation columns. A review. // Chem. Eng. Res. & Des. 2003. V. 81. № 1. P. 162–177.

10. Nosov G.A., Popov D.A., Belskaya V.I., Zhil'tsov V.S., Yakovlev D.S. The analysis of opportunities of use of heat pumps when carrying out vacuum-evaporating crystallization // Naukoemkie khimicheskie tekhnologii (High-Tech in Chemical Engineering). 2015. V. 10. № 6. P. 66–70. (in Russ.).

11. Sakashita S., Fujii M., Ohji K. Continuous crystallization system using a heat pump for the sugar refinery // Energy Saving System. Int. Sugar J. 1998. V. 100. № 1189. P. 35–42.

12. Supranto S., Chandra Ishwar, Unde M.B., Diggory P.J., Holland F.A. Heat pump assisted distillation. Alternative ways to minimize energy consumption in fractional distillation // Int. J. Energy Res. 1986. V.10. № 2. P. 45–161.

13. Fanyo Z., Benko N. Comparison of various heat pump assisted distillation configurations // Chem. Eng. Res. & Des. A. 1998. V. 76. № 3. P. 348–360.

14. Oliveira S.B.M., Parise I.A.R. Modelling of an ethanol – water distillation column assisted by an external heat pump // Int. J. Energy Res. 2002. V. 26. № 12. P. 1055–1072.

15. Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Ohmori T. Internally heat integrated distillation columns. A review. // Chem. Eng. Res. & Des. 2003. V. 81. № 1. P. 162–177.

Об авторах:

Носов Геннадий Алексеевич, доктор технических наук, профессор кафедры процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина Института тонких химических технологий ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).

Михайлов Михаил Владимирович, аспирант кафедры процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина Института тонких химических технологий ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).

Абсаттаров Артур Ильдарович, старший научный сотрудник ООО «ВНИИОС-наука» (105005, Россия, Москва, ул. Радио, д. 14., стр. 1).