

РАЗДЕЛЕНИЕ БИНАРНЫХ СМЕСЕЙ ПУТЁМ СОЧЕТАНИЯ ПРОЦЕССОВ ФРАКЦИОННОЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ И ФРАКЦИОННОГО ПЛАВЛЕНИЯ

Г.А. Носов, профессор, А.А. Бессонов, аспирант, В.В. Карасёв, доцент

кафедра Процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина

МИТХТ им. М.В. Ломоносова

e-mail: 89265621474@mail.ru

Выполнен теоретический анализ разделения бинарных смесей путем сочетания процессов фракционной кристаллизации и фракционного плавления с рециркуляцией маточника со стадии плавления на стадию кристаллизации

Ключевые слова: кристаллизация, фракционное плавление, разделение смесей, очистка веществ, сочетание процессов.

Для разделения многих технологических смесей и очистки веществ (нафталина, бензола, дихлорбензолов, изомеров ксилола, парафина, монохлоруксусной кислоты и др.) от примесей довольно часто используются процессы фракционной кристаллизации и фракционного плавления [1]. При этом достигаемый эффект сильно зависит от равновесия фаз разделяемых смесей, ее состава, параметров разделения получаемых кристаллических суспензий и других факторов. Часто при использовании указанных выше процессов по отдельности все же не удается достичь требуемой степени разделения. В этом случае можно использовать

сочетание процессов фракционной кристаллизации и фракционного плавления в единой технологической схеме разделения, что часто позволяет существенно расширить диапазон возможного разделения или же повысить его эффективность [1, 2]. В данной статье нами теоретически рассмотрен один из возможных вариантов разделения бинарных смесей путем сочетания процессов однократной фракционной кристаллизации и непрерывного фракционного плавления. Используя полученные теоретические зависимости, проведен анализ влияния основных параметров рассматриваемого процесса на его эффективность.

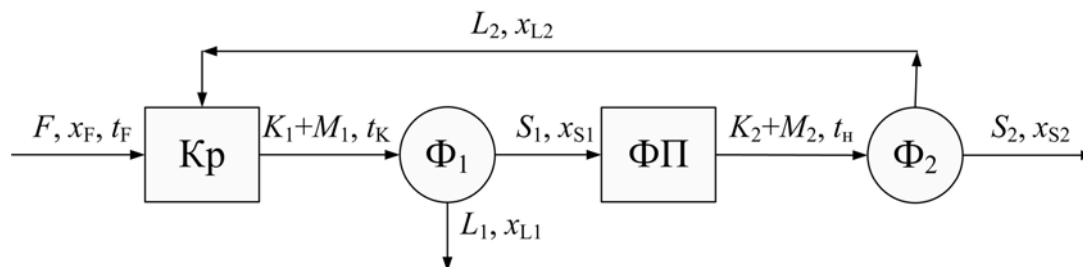


Рис. 1. Принципиальная схема процесса разделения путем сочетания фракционной кристаллизации и фракционного плавления с рециркуляцией маточника, получаемого на стадии плавления.

Принципиальная схема рассматриваемого процесса разделения представлена на рис. 1, а на рис. 2 показано его изображение на диаграмме равновесия фаз для бинарной смеси, образующей непрерывный ряд твердых растворов.

Процесс разделения осуществляется следующим образом. Первоначально исходная смесь F в жидком состоянии с концентрацией целевого компонента x_F при температуре t_F подается на стадию кристаллизации K_p , где она охлаждается до температуры t_K , лежащей между температурами ликвидуса t_L и солидуса t_C (рис. 2). При этом образуется

суспензия, состоящая из кристаллической фазы K_1 состава x_{K1} , обогащенной высокоплавким компонентом и маточника M_1 состава x_{M1} , обогащенного низкоплавким компонентом.

Полученная на стадии кристаллизации суспензия $K_1 + M_1$ поступает на стадию сепарации Φ_1 , где происходит отделение кристаллической фазы S_1 с концентрацией x_{S1} от маточника L_1 , имеющего концентрацию x_{L1} . Сепарация может осуществляться с помощью фильтров, фильтрующих центрифуг или другими способами.

Заметим, что полностью отделить кристаллы

от маточной жидкости на стадии сепарации обычно не удается из-за действия адсорбционных и капиллярных сил. В идеальном случае, когда достигается полное разделение кристаллов и маточника, потоки K_1 и S_1 , а также M_1 и L_1 равны между собой по массе и составу. В реальных же условиях потоки K_1 и S_1 , M_1 и L_1 , а также их составы могут значительно отличаться друг от друга.

Как правило, при проведении фракционной кристаллизации стремятся разделить суспензии проводить при температуре, равной или близкой к температуре охлаждения смеси на стадии кристаллизации t_k , чтобы исключить подплавление кристаллов или дополнительную кристаллизацию, имеющие место при разделении в неизотермических условиях.

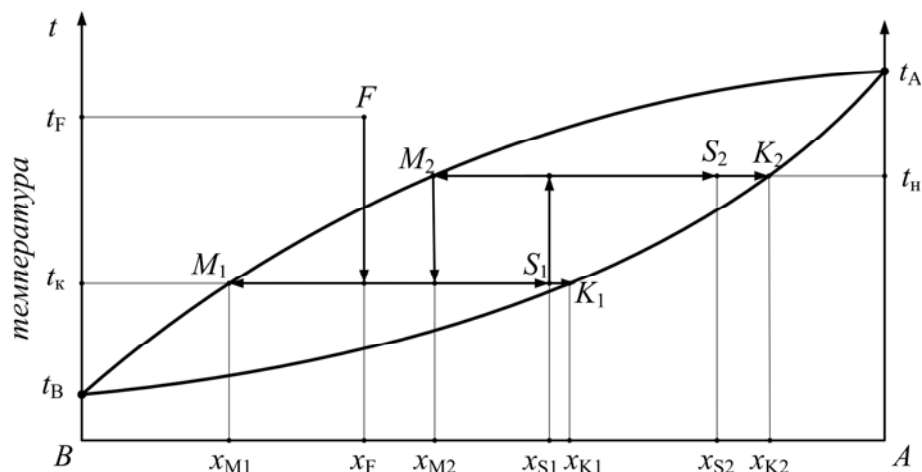


Рис. 2. Изображение процесса разделения на диаграмме равновесия фаз для бинарной смеси, образующей непрерывный ряд твердых растворов.

Полученный на стадии Φ_1 маточник L_1 с концентрацией x_{L1} целевого компонента A отбирается в качестве низкоплавкого продукта, обогащенного компонентом B . Кристаллическая же фаза S_1 далее подается на стадию фракционного плавления ФП, где она нагревается от температуры t_k до температуры t_n , также лежащей между температурами ликвидуса t_l и солидуса t_c . В результате этого часть кристаллической фазы S_1 подплавляется. При этом образуется суспензия, состоящая из кристаллической фазы K_2 состава x_{K2} и маточника M_2 состава x_{M2} .

Полученная на стадии фракционного плавления суспензия $K_2 + M_2$ поступает на стадию сепарации Φ_2 , где происходит отделение кристаллической фазы S_2 с концентрацией x_{S2} от маточника L_2 , имеющего концентрацию x_{L2} . Кристаллическая фаза S_2 является конечным продуктом, обогащенным высокоплавким компонентом A . Отделенный же на стадии сепарации Φ_2 маточник L_2 с концентрацией целевого компонента x_{L2} возвращается на стадию кристаллизации Кр в виде рециркулирующего потока.

Материальный баланс рассматриваемого процесса разделения описывается уравнениями:

$$F = L_1 + S_2 ; \quad (1)$$

$$Fx_F = L_1x_{L1} + S_2x_{S1} . \quad (2)$$

При совместном решении уравнений (1) и (2) можно получить зависимость для расчета выхода продуктов разделения. При этом выход высокоплавкого продукта φ_{S2} , обогащенного компонентом A , составляет

$$\varphi_{S2} = \frac{S_2}{F} = \frac{x_F - x_{L1}}{x_{S2} - x_{L1}} , \quad (3)$$

а выход низкоплавкого продукта φ_{L1} , обогащенного компонентом B , равен

$$\varphi_{L1} = \frac{L_1}{F} = 1 - \varphi_{S2} = \frac{x_{S2} - x_F}{x_{S2} - x_{L1}} . \quad (4)$$

Степень извлечения целевого компонента A с конечным высокоплавким компонентом S_2 составляет

$$\eta_{S2} = \frac{S_2x_{S2}}{Fx_F} = \varphi_{S2} \frac{x_{S2}}{x_F} = \frac{(x_F - x_{L1})x_{S2}}{(x_{S2} - x_{L1})x_F} \quad (5)$$

В зависимости (3) – (5) входят пока неизвестные концентрации x_{L2} и x_{S2} . Для их определения рассмотрим подробнее основные стадии разделения.

Стадия кристаллизации

Как уже отмечалось выше, на стадии кристаллизации Кр производится смешение потока исходной смеси F с потоком рециркулирующего маточника L_2 и охлаждение полученной смеси до заданной температуры t_k .

Уравнения материального баланса для данной стадии имеют вид:

$$F + L_2 = K_1 + M_1; \quad (6)$$

$$Fx_F + L_2x_{L2} = K_1x_{K1} + M_1x_{M1}. \quad (7)$$

При совместном рассмотрении уравнений (6) и (7) получается следующая зависимость для расчета массы (потока) получаемой кристаллической фазы

$$K_1 = \frac{F(x_F - x_{M1}) + L_2(x_{L2} - x_{M1})}{x_{K1} - x_{M1}} \quad (8)$$

При этом относительный выход кристаллической фазы K_1 на данной стадии составляет

$$\varphi_{K1} = \frac{K_1}{F} = \frac{(x_F - x_{M1}) + a_2(x_{L2} - x_{M1})}{x_{K1} - x_{M1}}, \quad (9)$$

где $a_2 = \varphi_{L2} = L_2/F$ – коэффициент рециркуляции (относительный выход) маточника L_2 .

Для расчета потоков K_1 и M_1 с использованием зависимостей (6) – (8) необходимо располагать значениями концентраций x_F , x_{K1} , x_{M1} и x_{L2} . Концентрация x_F обычно задана. Состав же кристаллической фазы x_{K1} и маточника x_{M1} зависят от равновесия фаз разделяемой смеси и температуры её охлаждения на стадии кристаллизации t_K . Если принять, что при кристаллизации достигается полное равновесие фаз, то концентрации x_{K1} и x_{M1} можно установить по диаграмме равновесия фаз при выбранной температуре t_K .

В случае разделения смесей, не образующих твердых растворов (смесей эвтектического типа), концентрация кристаллической фазы равна $x_K = 1$.

Если же для эвтектикообразующей смеси к тому же линии ликвидуса близки к прямым, то для аналитического описания зависимости состава маточника от температуры охлаждения $x_M = f(t_K)$ можно использовать выражение

$$x_M = 1 - p(t_A - t_K), \quad (10)$$

где $p = (1 - x_E)/(t_A - t_E)$ – постоянный коэффициент, характерный для разделяемой смеси; t_A – температура кристаллизации (плавления) компонента A ; x_E и t_E – концентрация и температура кристаллизации эвтектики.

Для многих бинарных смесей линии ликвидуса хорошо описываются уравнением Шредера, полученным для идеальных растворов

$$\ln(x_M) = b - \frac{a}{T}, \text{ или} \quad (11)$$

$$x_M = \exp\left(b - \frac{a}{T}\right),$$

где x_M – мольное содержание (концентрация) кристаллизующегося компонента в маточнике при текущей температуре t ; $b = r_A/(R \cdot T_A)$; $a = r_A/R$; r_A – мольная теплота плавления кристаллизующегося компонента; R – универсальная газовая постоянная; $T_A = 273 + t_A$ – температура плавления кристаллизующегося компонента в градусах Кельвина; $T = 273 + t$ – текущая температура охлаждения смеси в градусах Кельвина.

Если равновесие рассматриваемой смеси сильно отличается от поведения идеальных растворов, то для описания зависимости $x_M = f(t)$ можно использовать уравнения полинома.

Для частного случая разделения эвтектикообразующих смесей с линиями ликвидуса, близкими к прямым, уравнение для расчета выхода кристаллической фазы (9) с учетом зависимости (10) имеет вид

$$\varphi_{K1} = \frac{x_F + a_2x_{L2} - (1 + a_2)[1 - p(t_A - t_K)]}{p(t_A - t_K)} \quad (12)$$

В выражение (12) входят неизвестная пока концентрация рециркулирующего маточника x_{L2} . Эта концентрация зависит от температуры нагрева смеси t_H на стадии фракционного плавления ФП, диаграммы равновесия фаз разделяемой смеси, а также от режимов стадии сепарации Ф₂. Если принять, что стадия сепарации Ф₂ производится при той же температуре t_H , что и стадия фракционного плавления ФП, то концентрацию x_{L2} для рассматриваемого случая можно представить как

$$x_{L2} = x_{M2} = 1 - p(t_A - t_K). \quad (13)$$

При подстановке зависимости (13) в выражение (12) получаем

$$\varphi_{K1} = \frac{x_F + a_2[1 - p(t_A - t_K)]}{p(t_A - t_K)} - \frac{(1 + a_2)[1 - p(t_A - t_K)]}{p(t_A - t_K)} \quad (14)$$

Аналогичные же зависимости можно получить для расчета выхода кристаллов φ_{K1} и для случая, когда равновесие фаз описывается уравнением Шредера [1].

При проведении процессов кристаллизации и фракционного плавления важной характеристикой разделения является относительное содержание кристаллической фазы в получаемой суспензии. В процессах разделения без рециркуляции потоков содержание кристаллической и жидкой фаз в получаемой суспензии обычно совпадает с их выходами. В процессах же с рециркуляцией потоков относительный выход фаз обычно отличается от их содержания в суспензии. Это имеет место в рассматриваемом нами процессе.

В нашем случае содержание (доля) кристаллической фазы в получаемой суспензии β_{K1} составляет

$$\beta_{K1} = \frac{K_1}{F + L_2} = \frac{K_1}{K_1 + M_1}. \quad (15)$$

С учетом зависимости (9) выражение (15) можно представить в виде

$$\beta_{K1} = \frac{\varphi_{K1}}{1 + a_2} = \frac{(x_F - x_{M1}) + a_2(x_{L2} - x_{M1})}{(1 + a_2)(x_{K1} - x_{M1})} \quad (16)$$

В частном случае разделение эвтектикообразующих смесей, когда справедливыми являются зависимости (10) и (13), величину β_{K1} можно определить по выражению

$$b_{K1} = \frac{x_F + a_2[1 - p(t_A - t_K)]}{p(t_A - t_K)(1 + a_2)} - \frac{(1 + a_2)[1 - p(t_A - t_K)]}{p(t_A - t_K)(1 + a_2)} \quad (17)$$

Связь между потоками фаз и температурой охлаждения t_K на стадии кристаллизации можно установить, используя уравнение теплового баланса данной стадии

$$F c_F t_F + K_1 r_K + L_2 c_{L2} t_{L2} = K_1 c_{K1} t_K + M_1 c_{M1} t_K + Q_0, \quad (18)$$

где c_F , c_{K1} , c_{M1} , c_{L2} , – теплоемкость исходной смеси F , кристаллической фазы K_1 , маточника M_1 и рециркулирующего маточника L_2 ; r_K – удельная теплота кристаллизации вещества.

Из уравнения (18) можно определить количество тепла Q_0 , которое необходимо отвести от кристаллизующейся смеси при ее охлаждении от температуры t_F до температуры t_K

$$Q_0 = F c_F t_F + K_1(r_K - c_{K1} t_K) + L_2 c_{L2} t_{L2} - M_1 c_{M1} t_K \quad (19)$$

Значения теплоемкостей потоков и теплота кристаллизации зависят от их состава и температуры. Их можно определить

используя правило аддитивности.

Стадия сепарации Φ_1

Как уже отмечалось выше, на данной стадии производится разделение полученной на стадии кристаллизации суспензии. При этом из-за невозможности полностью отделить маточник от кристаллов масса отделенной кристаллической фазы S_1 обычно не совпадает с массой кристаллической фазы K_1 , содержащейся в суспензии. Соответственно также $L_1 \neq M_1$. В результате захвата маточника содержание целевых компонентов в отделенной кристаллической фазе x_{S1} , как правило, ниже равновесной концентрации x_{K1} , то есть $x_{S1} < x_{K1}$. В тоже время при проведении стадии сепарации при той же температуре, как и на стадии кристаллизации, концентрации x_{M1} и x_{L1} обычно близки между собой [1]. Поэтому в анализе рассматриваемого процесса можно принять $x_{L1} = x_{M1}$.

Материальный баланс стадии сепарации Φ_1 описывается уравнениями:

$$K_1 + M_1 = S_1 + L_1, \quad (20)$$

$$K_1 x_{K1} + M_1 x_{M1} = S_1 x_{S1} + L_1 x_{L1}. \quad (21)$$

При совместном рассмотрении уравнений (20) и (21) получается следующая зависимость для расчета массы отделенной кристаллической фазы

$$S_1 = K_1 \frac{x_{K1} - x_{M1}}{x_{S1} - x_{M1}} \quad (22)$$

При этом относительный выход отделенной кристаллической фазы составляет

$$\varphi_{S1} = \frac{S_1}{F} = \varphi_{K1} \frac{x_{K1} - x_{M1}}{x_{S1} - x_{M1}} \quad (23)$$

Выход отделенного маточника $\varphi_{L1} = L_1/F$ можно определить используя ранее полученную зависимость (4). Для расчета величин φ_{L1} можно также использовать зависимость, полученную при совместном рассмотрении уравнений (6) и (20)

$$\varphi_{L1} = \frac{L_1}{F} = 1 + a_2 - \varphi_{S1} \quad (24)$$

В уравнения (22) и (23) входит неизвестная пока величина x_{S1} . Она зависит от эффективности стадии сепарации (полноты отделения маточника от кристаллической фазы).

Для оценки эффективности стадии сепарации часто используют [1] коэффициент захвата маточника кристаллической фазой, который определяется по выражению

$$m = \frac{M'}{S} = \frac{x_K - x_S}{x_K - x_M}, \quad (25)$$

где M' – масса захватываемого маточника кристаллической фазой.

Применительно к рассматриваемой стадии выражение (25) будет иметь вид

$$m_1 = \frac{x_{K1} - x_{S1}}{x_{K1} - x_{M1}}, \quad (26)$$

Зная величину коэффициента захвата маточника m_1 из выражения (26) можно определить содержание целевого компонента в отделенной кристаллической фазе

$$x_{S1} = x_{K1} - m_1(x_{K1} - x_{M1}) \quad (27)$$

После подстановки x_{S1} из (27) в выражение (23) получается следующая зависимость для расчета выхода отделенной кристаллической фазы

$$\varphi_{S1} = \frac{\varphi_{K1}}{1 - m_1} \quad (28)$$

Стадия фракционного плавления

На данной стадии, как было показано в описании процесса, производится частичное подплавление кристаллической фазы S_1 . При этом образуется суспензия, состоящая из кристаллической фазы K_2 и маточника M_2 . Данному процессу соответствует следующие уравнения материального баланса:

$$S_1 = K_2 + M_2 \quad (29)$$

$$S_1 x_{S1} = K_2 x_{K2} + M_2 x_{M2} \quad (30)$$

Решая совместно (29) и (30), получаем следующую зависимость для расчета массы оставшейся после подплавления кристаллической фазы

$$K_2 = S_1 \frac{x_{S1} - x_{M2}}{x_{K2} - x_{M2}} \quad (31)$$

При этом выход кристаллической фазы составляет

$$\varphi_{K2} = \frac{K_2}{F} = \frac{S_1}{F} \cdot \frac{x_{S1} - x_{M2}}{x_{K2} - x_{M2}} = \varphi_{S1} \frac{x_{S1} - x_{M2}}{x_{K2} - x_{M2}} \quad (32)$$

С учетом зависимости (23) выражение (32) можно также представить как

$$\varphi_{K2} = \varphi_{K1} \frac{(x_{K1} - x_{M1})(x_{S1} - x_{M2})}{(x_{S1} - x_{M1})(x_{K2} - x_{M2})}, \quad (33)$$

а с учетом зависимости (27) и (28) выражение (32) будет иметь вид

$$\varphi_{K2} = \frac{\varphi_{K1}}{1 - m_1} \cdot \frac{(x_{K1} - x_{M2}) - m_1(x_{K1} - x_{M2})}{x_{K2} - x_{M2}} \quad (34)$$

Определим теперь выход маточника $\varphi_{M2} = M_2/F$. Разделив все члены уравнения (29) на F , имеем

$$\varphi_{M2} = \varphi_{S1} - \varphi_{K2} \quad (35)$$

После подстановки φ_{K2} из (32) в (35) получается зависимость

$$\varphi_{M2} = \varphi_{S1} \frac{x_{K2} - x_{S1}}{x_{K2} - x_{M2}} \quad (36)$$

С учетом зависимостей (27) и (28) выражение (36) будет иметь вид

$$\varphi_{M2} = \frac{\varphi_{K1}}{1 - m_1} \cdot \frac{x_{K1} - m_1(x_{K1} - x_{M1})}{x_{K2} - x_{M2}} \quad (37)$$

Входящие в уравнения (31) – (37) концентрации x_{K2} и x_{M2} можно определить, используя диаграмму равновесия фаз при выбранной температуре нагрева t_h . Для смесей, имеющих линии ликвидуса близкие к прямым для определения концентрации x_{M2} можно воспользоваться зависимостью (13). Если, к тому же в системе не происходит образования твердых растворов, то зависимость (35) для расчета φ_{K2} можно представить в виде

$$\varphi_{K2} = \frac{\varphi_{K1}}{1 - m_1} \cdot \frac{(t_A - t_h) - m_1(t_A - t_K)}{t_A - t_h} \quad (38)$$

Доля кристаллической фазы получаемой на стадии фракционного плавления суспензии составляет

$$\beta_{K2} = \frac{K_2}{S_1} = \frac{K_2}{K_2 + M_2} = \frac{x_{S1} - x_{M2}}{x_{K2} - x_{M2}} \quad (39)$$

При подстановке в (39) значения x_{S1} из выражения (27) получается зависимость

$$\beta_{K2} = \frac{(x_{K1} - x_{M2}) + m_1(x_{K1} - x_{M1})}{x_{K2} - x_{M2}} \quad (40)$$

В частном случае разделения эвтектикообразующих смесей величину β_{K2} с учетом зависимости (13) можно определить по выражению

$$\beta_{K2} = \frac{(t_A - t_h) - m_1(t_A - t_K)}{t_A - t_h} \quad (41)$$

Уравнение теплового баланса для стадии фракционного плавления имеет вид

$$S_1 c_{S1} t_K + Q_h = K_2 c_{K2} t_h + M_2 c_{M2} t_h + (K_1 - K_2) r_n, \quad (42)$$

где c_{K2} , c_{M2} и c_{S1} – теплоемкость кристаллической фазы K_2 , маточника M_2 и кристаллической фазы S_1 ; r_n – удельная теплота плавления вещества.

Из уравнения (42) можно определить количество тепла Q_h , которое необходимо затратить при проведении стадии ФП

$$Q_h = K_2 c_{K2} t_h + M_2 c_{M2} t_h + (K_1 - K_2) r_n - S_1 c_{S1} t_K \quad (43)$$

Значения теплоемкостей c_{K2} , c_{M2} и теплоты плавления r_n , входящие в уравнения (42) и (43), можно определить, используя правило аддитивности.

Стадия сепарации Φ_2

Уравнения материального баланса данной стадии имеют вид:

$$K_2 + M_2 = S_2 + L_2; \quad (44)$$

$$K_2 x_{K2} + M_2 x_{M2} = S_2 x_{S2} + L_2 x_{L2}. \quad (45)$$

Если стадия сепарации Φ_2 производится при той же температуре, что и стадия фракционного плавления Φ_1 , то можно принять условие $x_{M2} = x_{L2}$. В этом случае при решении уравнений (44) и (45) получается следующая зависимость для расчета выхода кристаллической фазы

$$\varphi_{S2} = \frac{S_2}{F} = \varphi_{K2} \frac{x_{K2} - x_{M2}}{x_{S2} - x_{M2}}. \quad (46)$$

Заметим, что для расчета величины φ_{S2} можно также использовать ранее полученную зависимость (3).

В уравнении (46) входит значение концентрации отделяемой кристаллической фазы x_{S2} . Это значение можно определить, используя коэффициент захвата маточника m_2 на данной стадии

$$m_2 = \frac{x_{K2} - x_{S2}}{x_{K2} - x_{M2}}. \quad (47)$$

Из выражения (47) имеем

$$x_{S2} = x_{K2} - m_2 (x_{K2} - x_{M2}). \quad (48)$$

После подстановки значения x_{S2} из (48) в выражение (46) получается следующая зависимость для расчета выхода кристаллической фазы со стадии Φ_2

$$\varphi_{S2} = \frac{\varphi_{K2}}{1 - m_2}. \quad (49)$$

Для расчета процесса необходимо также знать массу или выход отделенного маточника L_2 или $\varphi_{L2} = L_2 / F$.

При делении всех членов уравнения (44) на величину F имеем

$$\varphi_{K2} + \varphi_{M2} = \varphi_{S2} + \varphi_{L2}. \quad (50)$$

Выражение (50) с учетом зависимости (49) имеет вид

$$\varphi_{L2} = \varphi_{M2} - \frac{m_2}{1 - m_2} \varphi_{K2} \quad (51)$$

Используя полученные теоретические зависимости, нами был произведен анализ влияния различных технологических параметров на ход процесса разделения. Такой анализ был выполнен применительно к разделению бинарной смеси нафталин-

дифенил, имеющей диаграмму равновесия фаз эвтектического типа [3]. При этом состав исходных смесей x_F был таким, чтобы процессы кристаллизации и плавления происходили в фазовом поле нафталина. Расчеты процесса разделения производили итерационным методом. При этом на базе полученных уравнений была разработана соответствующая расчетная программа.

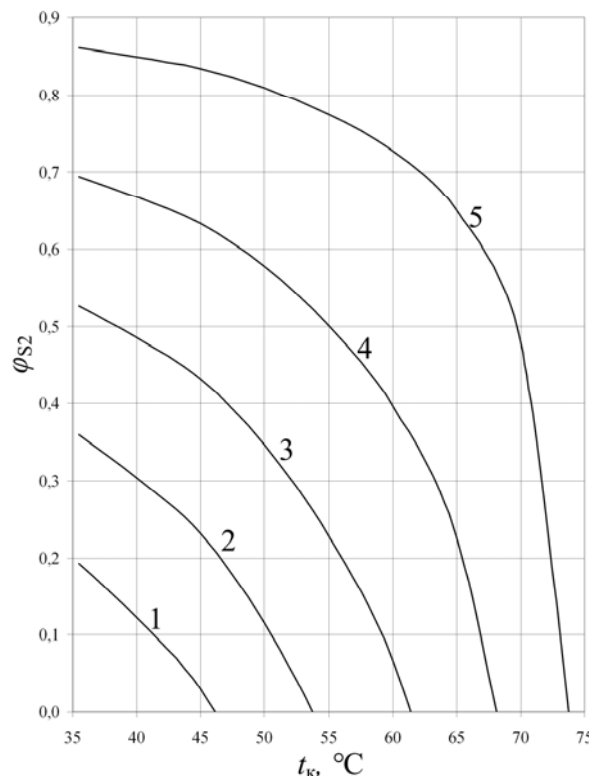


Рис. 3. Зависимость выхода высокоплавкого продукта φ_{S2} от температуры охлаждения смеси на стадии кристаллизации t_K (система нафталин–дифенил; $t_n = 70^\circ\text{C}$; $m_1 = m_2 = 0.1$); 1 – $x_F = 50\%$ нафт.; 2 – 60%; 3 – 70%; 4 – 80%; 5 – 90%.

Произведенные расчеты показали, что на эффективность рассматриваемого процесса разделения наиболее сильное влияние оказывает температура охлаждения исходной смеси F на стадии кристаллизации t_K , температура нагрева кристаллической фазы S_1 на стадии фракционного плавления t_n , а также состав исходной смеси x_F .

При понижении температуры t_K снижается содержание нафталина в отделяемом маточнике x_{L1} и возрастает выход кристаллической фазы φ_{S1} . При этом выход маточника φ_{L1} соответственно снижается. Повышение выхода кристаллической фазы на стадии кристаллизации φ_{S1} при понижении температуры t_K приводит также к закономерному увеличению выхода кристаллической фазы на стадии фракционного плавления φ_{S2} (рис. 3) и коэффициента извлечения нафталина из

исходной смеси η_{S2} . Однако при этом несколько снижается содержание целевого компонента (нафталина) в высокоплавком продукте x_{S2} .

Снижение температуры охлаждения на стадии кристаллизации t_k приводит также к увеличению количества тепла, отводимого на стадии кристаллизации Q_0 , и количества тепла, подводимого на стадии плавления.

Повышение содержания высокоплавкого компонента (нафталина) в исходной смеси x_F оказывает влияние на процесс разделения примерно такое же, как и понижение температуры t_k . С увеличением концентрации x_F при прочих равных условиях возрастает выход кристаллической фазы на стадиях кристаллизации φ_{S1} и фракционного плавления φ_{S2} , а также тепловые потоки Q_0 и Q_n . Характерно, что при постоянных значениях температуры t_k и t_n , а также коэффициентов захвата маточника на стадиях сепарации Φ_1 и Φ_2 изменение исходной концентрации x_F практически не отражается на составах конечных продуктов разделения x_{L1} и x_{S2} . Изменяется лишь их выход φ_{L1} и φ_{S2} .

Повышение температуры нагрева кристаллической фазы на стадии фракционного плавления t_n приводит к некоторому снижению выхода высокоплавкого

продукта φ_{S2} и увеличению выхода низкоплавкого продукта φ_{L1} . При этом концентрация x_{L1} остается неизменной, а концентрация x_{S2} несколько возрастает. Рост t_n приводит к повышению теплового потока Q_n и к повышению рециркулирующего потока φ_{L2} .

На процесс разделения оказывает определенное влияние полнота отделения маточника от кристаллической фазы на стадиях сепарации Φ_1 и Φ_2 . Увеличение коэффициента захвата маточника m_1 на стадии Φ_1 приводит к снижению концентрации x_{S1} и к увеличению потока кристаллической фазы φ_{S1} , поступающего на стадию фракционного плавления, а также затрат тепла на данной стадии Q_n . Повышение коэффициента захвата маточника m_2 на стадии Φ_2 снижает концентрацию высокоплавкого продукта x_{S2} . Поэтому при проведении рассматриваемого процесса разделения, как и при проведении других методов фракционной кристаллизации, следует стремиться к более полному отделению маточника от кристаллической фазы.

Проведенный теоретический анализ комбинированного разделения путем сочетания процессов фракционной кристаллизации и фракционного плавления показал, что при его использовании существенно возрастает выход очищенных продуктов и их качество.

ЛИТЕРАТУРА:

1. Гельперин, Н. И. Основы техники фракционной кристаллизации / Н. И. Гельперин, Г. А. Носов. – М. : Химия, 1986. – 304 с.
2. Айнштейн, В. Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов – М. : Химия, 2000. – 1760 с.
3. Макоткин, А.В. Исследование процесса кристаллизации расплавов на охлаждаемой поверхности вращающегося барабана : дис...канд. тех.наук : 05.17.08 : защищена 29.06.73 / Макоткин Александр Васильевич. – М., 1973. – 130 с.