



## Влияние температурного режима реактора на величину рециркулирующего потока

С.Л. Назанский<sup>@</sup>, А.В. Солохин

МИРЭА – Российский технологический университет (Институт тонких химических технологий имени М.В.Ломоносова), Москва 119571, Россия

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

**Цели.** Исследование влияния температурного режима в реакторе на величину рецикла, обеспечивающего заданную конверсию в рециркуляционной системе «реактор – блок разделения».

**Методы.** Математическое моделирование на основе уравнений материального баланса и химической кинетики. Предполагается, что блок разделения может создавать рецикл и выходной поток любого заданного состава.

**Результаты.** В вычислительном эксперименте определены величины рециклов, обеспечивающие 100%-ную конверсию в системе в зависимости от типа реактора и температурного режима в нем. Было установлено, что для эндотермических реакций зависимость величины рецикла от температуры имеет монотонно убывающий характер. Наибольший интерес представляет случай экзотермических реакций, для которых зависимость рецикла от температуры имеет вид кривой с минимумом. Показано, что для случая реактора идеального вытеснения оптимальный рециркулирующий поток меньше, чем для случая реактора идеального смешения. Для случая адиабатического реактора исследована зависимость рецикла, обеспечивающего 100%-ную конверсию в системе от температуры на входе в реактор. Установлено, что оптимальной является некоторая минимальная температура, ниже которой 100%-ная конверсия не может быть достигнута.

**Заключение.** Изотермический режим в реакторе идеального вытеснения является наилучшим с точки зрения величины рецикла, обеспечивающей заданную конверсию в системе «реактор – блок разделения».

**Ключевые слова:** рециркуляционные системы, температурный режим реактора, рецикловые потоки, конверсия в системе.

**Для цитирования:** Назанский С.Л., Солохин А.В. Влияние температурного режима реактора на величину рециркулирующего потока. *Тонкие химические технологии*. 2019;14(5):31-38. <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2019-14-5-31-38>

## Influence of reactor temperature conditions on the recycle flow rate

Sergey L. Nazanskiy<sup>@</sup>, Arkadiy V. Solokhin

MIREA – Russian Technological University (M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies), Moscow 119571, Russia

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

**Objectives.** The problem of optimizing chemical flow sheets according to energy costs associated with recycling flows is at present quite relevant. The current article investigates the influence of temperature conditions on the recycle flow rate, securing the specified conversion of the recycled flow sheet “reactor – separation unit.”

**Methods.** The study’s main method is the mathematical simulation of a recycled flow sheet based on material balance and chemical kinetics equations. This model assumes that the separation unit can form the recycle and outlet flows of any specified compositions.

**Results.** The mathematical model recycle flows provides the full reagent conversion of recycled flow sheet depends on the reactor type and the temperature conditions in it. It was established that the dependence of the recycle flow rate on the reactor temperature for endothermic reactions has monotonously decreasing shape. The most interesting are exothermic reactions for which the dependence of the recycle flow rate on the reactor temperature curve has a minimum. It is proved that the “reactor – separation unit” system with the plug flow reactor has lower optimal recycle flow rate than the recycled system with the continuous stirred tank reactor. For the adiabatic reactor the dependence of total conversion recycle flow rate on the inlet reactor temperature was investigated. It has been proven that the optimal recycle flow rate is equal to the minimum recycle flow rate for total conversion in the “reactor – separation unit” system.

**Conclusions.** It has been established that isothermal operation conditions are the best in terms of the recycle flow rate, securing the specified conversion for the system.

**Keywords:** recycled systems, reactor temperature conditions, recycle flows, conversion on system.

**For citation:** Nazanskiy S.L., Solokhin A.V. Influence of reactor temperature conditions on the recycle flow rate. *Tonkie Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2019;14(5):31-38 (in Russ.). <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2019-14-5-31-38>

## Введение

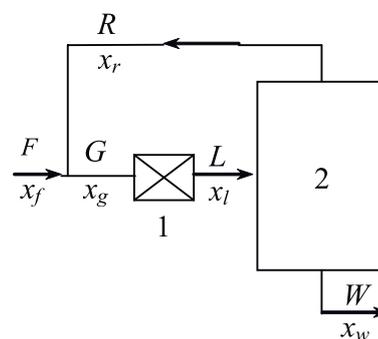
В подавляющем большинстве промышленных химико-технологических систем (ХТС) имеют место рециркулирующие потоки, наличие которых в ряде случаев позволяет достигать в системе высоких значений конверсии и селективности [1–3]. С другой стороны, величины рециркулирующих потоков напрямую влияют на энергетические затраты ХТС, связанные с перекачкой потоков и с изменением агрегатного состояния потока [4, 5]. Задача оптимизации химико-технологической системы по критерию величины энергетических затрат является актуальной. На этапе предпроектной разработки ее можно свести к задаче оптимизации ХТС по критерию величины рециркулирующего потока, необходимого для достижения заданной степени превращения (конверсии) по системе в целом.

Настоящая работа посвящена установлению характера взаимосвязи величины рецикла в системе «реактор – блок разделения» с температурным режимом в реакторах различного типа на примере простейшей обратимой реакции  $A \rightleftharpoons B$ . Система работает в стационарном режиме.

## Математическая модель

## химико-технологической системы

Структура химико-технологической системы «реактор – блок разделения» представлена на рис. 1.



**Рис. 1.** Химико-технологическая система «реактор – блок разделения»:

1 – химический реактор; 2 – блок разделения реакционной смеси (обозначения см. далее в тексте).

**Fig. 1.** “Reactor – separation unit” recycled system: 1 – chemical reactor; 2 – reaction separation unit (See further down in the text for a list of symbols).

Для формирования математической модели системы запишем материальные балансы по ее элементам (обозначения потоков приведены на рис. 1). Будем использовать мольные количества, поэтому потоки будут измеряться в кмоль/ч, а концентрации – в мольных долях.

Материальный баланс для смесителя:

$$G = F + R \quad (1)$$

$$Gx_g = Fx_f + Rx_r \quad (2)$$

для блока разделения:

$$L = W + R \quad (3)$$

$$Lx_l = Wx_w + Rx_r \quad (4)$$

для реактора:

$$G = L \quad (5)$$

$$Lx_l = Gx_g - P \quad (6)$$

и для системы в целом:

$$Fx_f - Wx_w = P \quad (8)$$

$$F = W \quad (9)$$

В уравнениях (6) и (8)  $P$  – производительность реактора, характеризующая количество реагента, превращенного в продукт в единицу времени, кмоль/ч.

Для дальнейшего анализа системы принято допущение, что блок разделения способен создавать потоки рецикла  $R$  и продукта  $W$  любого заданного состава, вплоть до чистых компонентов. На вход системы подается чистый реагент  $A$  ( $x_f = 1$ ) в количестве  $F$  (кмоль/ч). Рецикл также состоит из чистого реагента  $A$  ( $x_r = 1$ ). Скорость химической реакции  $w$  подчиняется закону действия масс в виде:

$$w = k^+x - k^-(1-x), \quad (10)$$

где  $x$  – мольная доля реагента  $A$ ;  $w = k^+$ ,  $k^-$  – константы скорости прямой и обратной реакций, соответственно, кмоль/(м<sup>3</sup> ч).

При условии 100%-ной конверсии в системе реагент  $A$  отсутствует в продуктивном потоке системы, тогда  $x_w = 0$ . В этом случае из (8) следует

$$P = F, \quad (11)$$

то есть производительность реактора соответствует количеству реагента, поданного на вход системы.

### Рециркуляционная система с реактором идеального смешения

Для реактора идеального смешения, в котором температура и состав одинаковы по всему объему, выражение для производительности представляет собой произведение объема реактора на скорость реакции и с учетом (10) имеет вид:

$$P = Vw = V(k^+ + k^-)x_l - Vk^-. \quad (12)$$

Применяя к (12) условие (11), получим выражение для состава в реакторе идеального смешения, который реализуется при 100%-ной конверсии в системе в целом:

$$x_l = x_{100} = \frac{F + Vk^-}{V(k^+ + k^-)}. \quad (13)$$

Материальный баланс блока разделения с учетом (9) запишется как:

$$L = F + R \quad (14)$$

$$Lx_l = Fx_w + Rx_r \quad (15)$$

Подставляя в (15) выражения (14) и (13), а также принимая допущение  $x_r = 1$ , получим:

$$(F + R_{100}) \frac{F + Vk^-}{V(k^+ + k^-)} = R_{100}. \quad (16)$$

Выразим из (16) величину рецикла, соответствующую 100%-ной конверсии:

$$R_{100} = \frac{F(F + Vk^-)}{Vk^+ - F}. \quad (17)$$

Как видно, величина рецикла, соответствующая 100%-ной конверсии в системе, определяется количеством реагента  $F$  на входе в систему, объемом реактора и константами скорости прямой и обратной реакций, которые, в свою очередь, зависят от температуры в соответствии с уравнением Аррениуса:

$$k^+ = k_0^+ e^{-\frac{E^+}{R_g T}}, k^- = k_0^- e^{-\frac{E^-}{R_g T}}, \quad (18)$$

где  $k_0^+$ ,  $k_0^-$  – предэкспоненциальные множители для констант скорости прямой и обратной реакций, соответственно, ч<sup>-1</sup>;  $E^+$ ,  $E^-$  – энергии активации прямой и обратной реакций, соответственно, Дж/моль;

$R_g = 8.314$  Дж/(моль К) – универсальная газовая постоянная.

Подставляя (18) в (17), получим выражение, отражающее температурную зависимость величины  $R_{100}$ :

$$R_{100} = \frac{F^2 + FVk_0^- e^{\frac{E^-}{R_g T}}}{Vk_0^+ e^{\frac{E^+}{R_g T}} - F} \quad (19)$$

Из (19) следует, что положительные значения величины рецикла  $R_{100}$  будут получаться при неотрицательных значениях знаменателя. Таким образом, при закрепленных значениях объема реактора, потока питания и параметрах уравнения Аррениуса существует минимальная температура в реакторе, при которой могут быть достигнуты заданная производительность реактора и конверсия в системе:

$$T \geq T_{\min} = \frac{E^+}{R_g} \left[ \text{Ln} \left( \frac{Vk_0^+}{F} \right) \right]^{-1} \quad (20)$$

Также из (19) видно, что  $R_{100} \rightarrow \infty$  при  $T \rightarrow T_{\min}$ . Следовательно, минимальная температура, определяемая (20), является вертикальной асимптотой зависимости (19).

При неограниченном возрастании температуры величина рецикла  $R_{100}$  стремится к предельному значению:

$$R_{100}^\infty = \lim_{T \rightarrow \infty} R_{100} = \frac{F^2 + FVk_0^-}{Vk_0^+ - F} \quad (21)$$

Для выявления характера зависимости  $R_{100}(T)$  (19) запишем выражения для производной с учетом (18):

$$\frac{dR_{100}}{dT} = - \frac{(E^+ + E^-)F^2V(k^+ + k^-) + (E^+ - E^-)F^2V^2k^+k^-}{R_g T^2 (Vk^+ - F)^2} \quad (22)$$

Из (22) видно, что при  $E^+ \geq E^-$  производная отрицательна при любых температурах, следовательно, зависимость  $R_{100}(T)$  имеет монотонно убывающий характер, представленный на рис. 2, кривая а. В случае  $E^+ < E^-$  производная может быть и положительной, и отрицательной, и тогда на зависимости  $R_{100}(T)$  могут быть экстремумы.

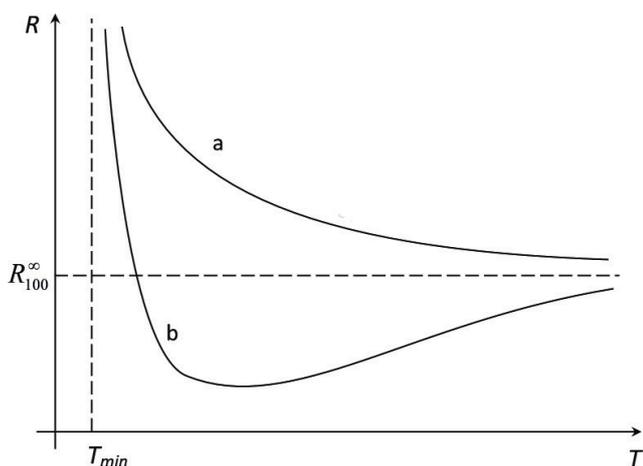


Рис. 2. Качественный вид зависимости величины рецикла  $R_{100}$  от температуры в реакторе идеального смешения. Соотношение энергий активации

прямой и обратной реакций: а)  $E^+ \geq E^-$ ; б)  $E^+ < E^-$ .

Fig. 2. Qualitative view of the temperature dependence of recycle value  $R_{100}$  in the continuous ideally stirred-tank reactor. Ratio of activation energies of forward and reverse reactions:

а)  $E^+ \geq E^-$ ; б)  $E^+ < E^-$ .

Из литературных данных известно [6], что в случае экзотермических реакций (а это как раз случай  $E^+ < E^-$ ) зависимость производительности реактора от температуры, при закрепленных значениях нагрузки на реактор и объема реактора, имеет вид кривой с максимумом, то есть существует некоторая оптимальная температура, соответствующая максимальной производительности. Наличие максимума объясняется тем, что в случае  $E^+ < E^-$  при увеличении температуры константа скорости  $k$  возрастает быстрее константы скорости  $k^+$ . Это приводит к большему увеличению скорости обратной реакции и, как следствие, снижению производительности реактора. С другой стороны, при закрепленной температуре производительность реактора напрямую связана с нагрузкой реактора  $G$ , которая в нашем случае, в соответствии с (1), состоит из потоков питания и рецикла. Таким образом, можно ожидать, что при температурах, отличных от оптимальной, для достижения заданного значения производительности потребуется более высокое значение рецикла, чем при оптимальной температуре. Отсюда следует, что для случая  $E^+ < E^-$  кривая зависимости  $R_{100}(T)$  будет иметь минимум, как это представлено на рис. 2, кривая б.

### Рециркуляционная система с реактором идеального вытеснения

Поскольку в реакторе идеального вытеснения состав реакционной смеси, а, следовательно, и скорость реакции непрерывно изменяются по длине ре-

актора, выражение для величины производительности имеет вид:

$$P = \int_0^V w(u) du, \quad (23)$$

где  $u$  – текущий объем реактора,  $V$  – полный объем реактора.

На данном этапе рассмотрим случай изотермического реактора, температура в котором одинакова по всему объему. Получим вид зависимости скорости от текущего объема реактора, входящей в (23). Из материального баланса по бесконечно малому элементу объема следует:

$$-(F + R)dx - wdu = 0 \quad (24)$$

Выразим из (10) мольную долю  $x$ :

$$x = \frac{w + k^-}{k^+ + k^-} \quad (25)$$

Дифференцируя левую и правую часть (25), получим:

$$dx = \frac{1}{k^+ + k^-} dw \quad (26)$$

Подставляя (26) в (24), получим дифференциальное уравнение с разделяющимися переменными:

$$\frac{dw}{du} + \frac{k^+ + k^-}{F + R} w = 0,$$

решение которого с начальным условием  $w(u = 0) = w_0$  будет иметь вид:

$$w = w_0 e^{-u \frac{k^+ + k^-}{F + R}} \quad (27)$$

Из (10) следует, что при принятых допущениях о питании и рецикле, состоящих из чистого реагента, начальная скорость будет равна константе скорости прямой реакции:

$$w_0 = k^+ \quad (28)$$

Подставим (27) и (28) в (23), после интегрирования получим:

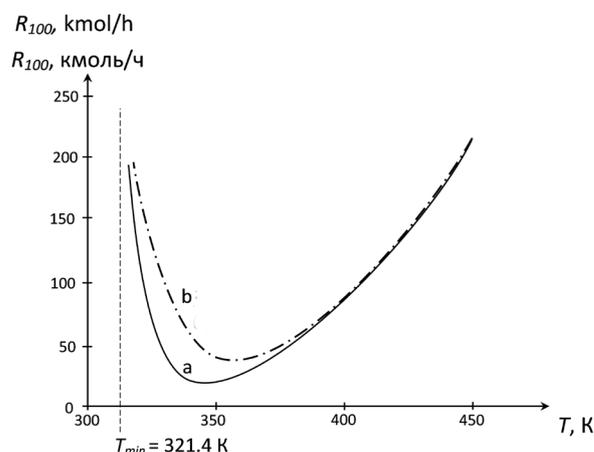
$$P = \frac{k^+ (R + F)}{k^+ + k^-} \left[ 1 - e^{-\frac{V(k^+ + k^-)}{R + F}} \right] \quad (29)$$

Объединяя (29) с условием 100%-ной конверсии (11), получим уравнение относительно величины рецикла  $R_{100}$ :

$$\frac{k^+ (R_{100} + F)}{k^+ + k^-} \left[ 1 - e^{-\frac{V(k^+ + k^-)}{R_{100} + F}} \right] - F = 0 \quad (30)$$

Из вида уравнения (30) следует, что его решение относительно величины рецикла  $R_{100}$  возможно только численными методами.

На рис. 3 представлены результаты решения (19) и (30) при следующих исходных данных: поток питания системы  $F = 100$  кмоль/ч; объем реактора  $V = 1$  м<sup>3</sup>; параметры уравнения Аррениуса для константы скорости прямой реакции  $k_0^+ = 4.75 \cdot 10^{14}$  кмоль/(м<sup>3</sup> ч),  $E^+ = 78000$  Дж/моль, для обратной реакции  $k_0^- = 2.37 \cdot 10^{18}$  кмоль/(м<sup>3</sup> ч),  $E^- = 107000$  Дж/моль.



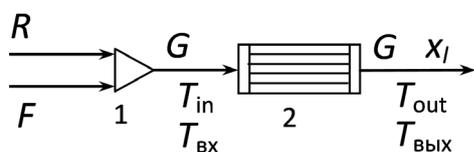
**Рис. 3.** Зависимость величины рецикла  $R_{100}$  от температуры для рециркуляционной системы с изотермическими реакторами различных типов: а) реактор идеального вытеснения; б) реактор идеального смешения.

**Fig. 3.** Temperature dependence of the recycle value  $R_{100}$  on the recirculation system with isothermal reactors of various types: а) an ideal plug-flow reactor; б) a continuous ideally stirred-tank reactor.

Из рис. 3 видно, что в рассматриваемом диапазоне температур зависимости величины рецикла от температуры для обоих типов реакторов имеют характерный минимум. Также следует отметить, что минимальное значение рецикла  $R_{100}$  для случая реактора идеального вытеснения меньше (кривая а), чем в случае реактора идеального смешения (кривая б). Это связано с тем, что при одних и тех же значениях объема и нагрузки реактор идеального вытеснения характеризуется большей производительностью, поэтому для достижения заданной производительности в нем требуется меньшая величина нагрузки, а, следовательно, и рецикла.

**Рециркуляционная система с адиабатическим реактором идеального вытеснения**

В случае адиабатического реактора идеального вытеснения температура по длине реактора изменяется в соответствии с тепловым эффектом реакции, и, следовательно, уравнение (30) для нахождения величины рецикла использовать нельзя. Для данного случая математическая модель включает в себя нелинейные дифференциальные уравнения материального и теплового баланса относительно состава и температуры, которые решить аналитически не представляется возможным. Поэтому было осуществлено моделирование адиабатического реактора с рециклом в среде программного пакета Aspen Plus в соответствии со схемой, представленной на рис. 4.



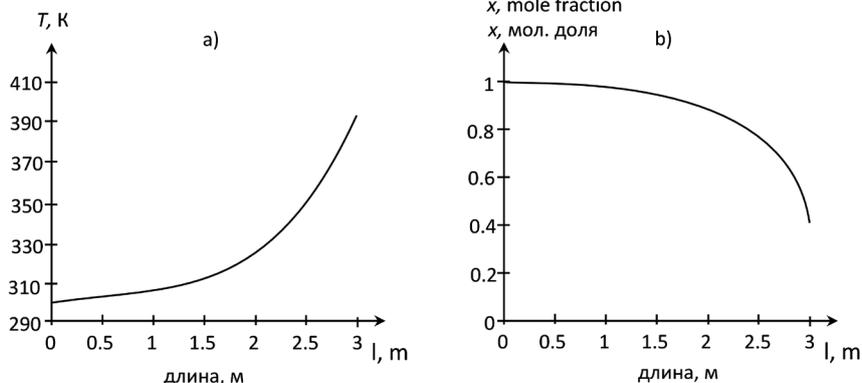
**Рис. 4.** Схема адиабатического реактора идеального вытеснения: 1 – смеситель; 2 – реактор.

**Fig. 4.** Scheme of an adiabatic plug-flow reactor: 1 – mixer; 2 – reactor.

Реактор моделировался как трубчатый с диаметром трубок 0.05 м, длиной трубок 3 м. Величина питания  $F$ , кинетические параметры и объем реактора были заданы такими же, как и в предыдущем расчете для случая изотермического реактора. Изменение энтальпии реакции  $\Delta H = -30000$  Дж/моль. В ходе расчетов при различных значениях температуры входящего потока  $T_{вх}$  определялось значение рецикла  $R$ , при котором выполнялось условие:

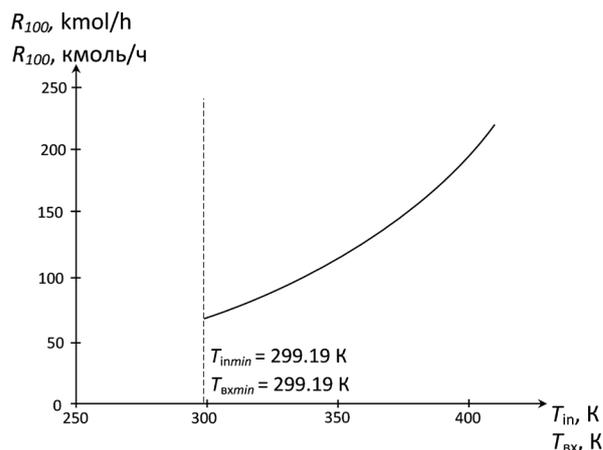
$$G(1 - x_j) = F, \tag{31}$$

которое, в свою очередь, соответствует условию 100%-ной конверсии в системе (11). Результаты расчетов представлены на рис. 5.



**Рис. 6.** Профиль температуры (а) и состава (б) по длине реактора при оптимальной величине рецикла  $R_{100} = 68.4$  кмоль/ч и  $T_{вх} = T_{вх\ min} = 299.19$  К.

**Fig. 6.** Temperature (a) and composition (b) profiles along the length of the reactor at an optimal recycle value  $R_{100} = 68.4$  kmol/h and  $T_{in} = T_{in\ min} = 299.19$  К.



**Рис. 5.** Зависимость величины рецикла  $R_{100}$  от температуры для рециркуляционной системы с адиабатическим реактором идеального вытеснения.  
**Fig. 5.** Temperature dependence of the recycle value  $R_{100}$  for a recirculation plug-flow reactor.

Из рис. 5 видно, что оптимальное по температуре на входе в реактор значение рецикла  $R_{100}$  соответствует минимальной температуре  $T_{вх\ min}$ , ниже которой производительность реактора, соответствующая условию (31), не достигается. Следовательно, при  $T < T_{вх\ min}$  достижение 100%-ной конверсии невозможно в системе с адиабатическим реактором идеального вытеснения заданного объема. На рис. 6 представлены профили температуры и концентрации реагента по длине реактора при оптимальном рецикле.

Из рис. 6 видно, что изменение температуры и состава происходит по всей длине реактора, причем скорость изменения температуры согласуется со скоростью изменения состава. Полученный результат свидетельствует об эффективной работе всего объема реактора. Для сравнения, на рис. 7 представлены профили температуры и состава при  $T_{вх} = 310$  К и  $R_{100} = 76.6$  кмоль/ч.

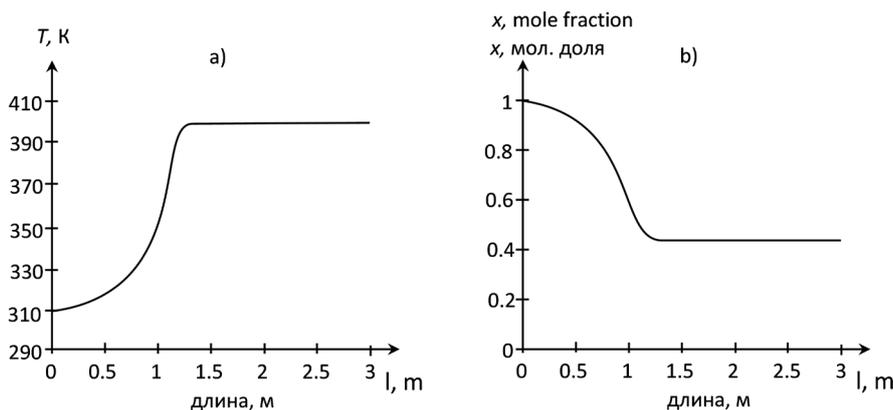


Рис. 7. Профиль температуры (а) и состава (б) по длине реактора при величине рецикла

$$R_{100} = 76.6 \text{ кмоль/ч и } T_{\text{вх}} = 310 \text{ К.}$$

Fig. 7. Temperature (a) and composition (b) profiles along the length of the reactor with a recycle value

$$R_{100} = 76.6 \text{ kmol/h and } T_{\text{in}} = 310 \text{ K.}$$

Из рис. 7 видно, что при длине реактора  $l > 1.3$  м перестают изменяться температура и состав. Это происходит вследствие того, что состав в реакторе становится практически равновесным и скорость химического превращения близка к нулю. Следовательно, эта часть длины реактора не расходует реагент и не производит продукт, то есть не работает. Таким образом, при увеличении температуры входящего потока заданная производительность реактора может быть достигнута при меньшем объеме реактора, но для этого необходима большая величина рецикла. Из полученного результата можно заключить, что оптимальная величина рецикла, необходимая для достижения заданной конверсии, соответствует наиболее эффективной работе реактора. Следует отметить, что данное заключение справедливо при принятом допущении об идеализированном блоке разделения, формирующем рецикл определенного состава.

Сравнение результатов, представленных на рис. 3 и 5, показывает, что для случая изотермического реактора идеального вытеснения оптимальное значение  $R_{100}$  меньше, чем для адиабатического реактора. Следовательно, для достижения оптимального значения рецикла, соответствующего заданной конверсии в системе, нужно поддерживать изотермический режим в реакторе. При этом следует отметить, что для реакций со значительным тепловым эффектом

добиться на практике изотермического режима в реакторе намного сложнее, чем адиабатического. Кроме того, при меньшей величине рецикла для случая изотермического реактора появятся дополнительные затраты на хладагент, подаваемый в межтрубное пространство реактора для снятия тепла реакции.

### Заключение

Таким образом, на примере обратимой реакции  $A \rightleftharpoons B$  при закреплённом составе рецикла выявлена взаимосвязь между величиной рецикла, обеспечивающей заданную конверсию в системе «реактор – блок разделения», и температурой в реакторе. Для случая экзотермической реакции показана возможность существования оптимальной температуры, соответствующей минимальному значению величины рецикла.

### Благодарности

Работа выполнена при поддержке гранта РФФ № 19-19-00620.

### Acknowledgments

This work is supported by the Russian Science Foundation grant No. 19-19-00620.

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.  
The authors declare no conflict of interest.

**Список обозначений:** А, В – компоненты реакционной смеси;  $E^+$ ,  $E^-$  – энергия активации прямой и обратной реакций соответственно, Дж/моль;  $F$  – поток питания системы «реактор – блок разделения», кмоль/ч;  $G$  – поток, входящий в реактор, кмоль/ч;  $k^+$ ,  $k^-$  – константа скорости прямой и обратной реакций соответственно, кмоль/(м<sup>3</sup> ч);  $k_0^+$ ,  $k_0^-$  – предэкспоненциальный множитель в уравнении Аррениуса для прямой и обратной реакций соответственно, кмоль/(м<sup>3</sup> ч);  $l$  – длина реактора, м;  $L$  – поток, выходящий из реактора, кмоль/ч;  $P$  – производительность реактора, кмоль/ч;  $R$  – поток рецикла, кмоль/ч;  $R_{100}$  – величина потока рецикла, соответствующая 100%-ной конверсии, кмоль/ч;  $R_{100}^\infty$  – предельная величина рецикла, соответствующая бесконечной температуре, кмоль/ч;  $R_g$  – универсальная газовая постоянная, 8.314 Дж/(моль К);  $T$  – температура, К;  $T_{\text{min}}$  – минимальное значение температуры в реакторе, при котором возможно достижение 100%-ной конверсии в системе «реактор – блок разделения», К;  $T_{\text{вх}}$  – температура на входе в адиабатический реактор, К;  $T_{\text{вых}}$  – температура на выходе из адиабатического реактора, К;  $T_{\text{вх min}}$  – минимальная температура на входе в адиабатический реактор, при которой возможно достижение 100%-ной конверсии в системе «реактор – блок разделения», К;  $u$  – текущий объем реактора, переменная интегрирования (23), м<sup>3</sup>;  $V$  – полный объем реактора, м<sup>3</sup>;  $W$  – поток, выходящий из системы «реактор

– блок разделения», кмоль/ч;  $x$  – мольная доля реагента А в реакционной массе;  $x_f$  – мольная доля реагента А в потоке питания системы «реактор – блок разделения»;  $x_g$  – мольная доля реагента А в потоке, входящем в реактор;  $x_l$  – мольная доля реагента А в потоке, выходящем из реактора;  $x_r$  – мольная доля реагента А в потоке рецикла;  $x_w$  – мольная доля реагента А в потоке, выходящем из системы «реактор – блок разделения».

**Список литературы:**

1. Нагиев М.Ф. Теория рециркуляционных процессов в химии. М.: Изд-во АН СССР, 1962. 329 с.
2. Благов С.А. Разработка метода анализа стационарных состояний рециркуляционных реакционно-ректификационных процессов: дис. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ, 1999. 187 с.
3. Солохин А.В., Назанский С.Л. Использование рециркуляции для увеличения селективности сложных обратимых параллельных химических реакций // Теоретические основы химической технологии. 2012. Т. 46. № 3. С. 333–340.
4. Raeva V.M., Frolkova A.K., Serafimov L.A. Evolution of the composition of binary azeotropes under variable external conditions // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 1996. V. 30. № 1. P. 21–27.
5. Тимофеев В.С., Серафимов Л.А., Тимошенко А.В. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза. 3-е изд. перераб. и доп. М.: Высшая школа, 2010. 535 с.
6. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов. М.: Химия, 1982. 232 с.

**References:**

1. Nagiev M.F. Theory of recycled processes in chemistry. Moscow: USSR Academy of Sciences Publ., 1962. 329 p. (in Russ.).
2. Blagov S.A. Development of steady state analysis method for recycled reaction distillation processes: Cand. of Sci. (Engineering) thesis. Moscow, 1999. 187 p. (in Russ.).
3. Solokhin A.V., Nazanskiy S.L. Using of recycling for increasing of selectivity of parallel reversible reactions. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 2012;46(3):288-295.
4. Raeva V.M., Frolkova A.K., Serafimov L.A. Evolution of the composition of binary azeotropes under variable external conditions. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 1996;30(1):21-27.
5. Timofeev V.S., Serafimov L.A., Timoshenko A.V. Principles of technology of basic organic and petrochemical synthesis. 3rd edition. Moscow: Vysshaya shkola Publ., 2010. 535 p. (in Russ.).
6. Zakgeim A.Yu. Introduction on chemical flow sheet modeling. Moscow: Khimiya Publ., 1982. 232 p. (in Russ.).

**Об авторах:**

**Назанский Сергей Леонидович**, кандидат технических наук, доцент кафедры основного органического синтеза Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). <https://orcid.org/0000-0002-6612-4343>. E-mail: nazanski@yandex.ru

**Солохин Аркадий Викторович**, доктор технических наук, профессор кафедры основного органического синтеза Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). <https://orcid.org/0000-0002-6613-6489>. E-mail: ark.solokhin@yandex.ru

**About the authors:**

**Sergey L. Nazanskiy**, Cand. of Sci. (Engineering), Associate Professor of the Chair of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow 119571, Russia). <https://orcid.org/0000-0002-6612-4343>. E-mail: nazanski@yandex.ru

**Arkadiy V. Solokhin**, Dr. of Sci. (Engineering), Professor of the Chair of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow 119571, Russia). <https://orcid.org/0000-0002-6613-6489>. E-mail: ark.solokhin@yandex.ru

*Поступила: 03.07.2019; Получена после доработки: 04.09.2019; Принята к опубликованию: 20.09.2019.  
Submitted: July 03, 2019; Reviewed: September 04, 2019; Accepted: September 20, 2019.*