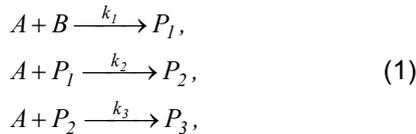


УПРАВЛЕНИЕ ХИМИЧЕСКИМ РЕАКТОРОМ В УСЛОВИЯХ ИЗМЕНЕНИЯ СПРОСА НА ПРОДУКЦИЮ

Химический реактор является основным элементом химического производства, т.к. именно в нем осуществляется технологическая операция превращения исходных реагентов в необходимые продукты, подлежащие реализации. В условиях рыночной экономики в зависимости от характера продуктов, их свойств и области применения, периодически (например, сезонно) меняется спрос на эти продукты у различных потребителей. Отсюда вытекает необходимость периодически изменять производительность установки по продуктам, т.е. с одной производительности переходить на новую производительность (другую) [1]. Этот переход может быть осуществлен оператором-технологом вручную, но более эффективно это делать с помощью системы автоматического управления.

Рассмотрим решение задачи синтеза алгоритма управления процессом перехода химического реактора с одной производительности на другую на примере аппарата емкостного типа, снабженного механической мешалкой и рубашкой для подачи хладагента. В реакторе реализуется экзотермическая многостадийная последовательно-параллельная реакция:



где A и B – исходные реагенты,

P_1, P_2, P_3 – продукты реакции,

k_1, k_2, k_3 – константы скоростей стадий. Целевым компонентом является вещество P_2 .

Исходные реагенты A и B подаются в аппарат отдельными потоками. Аппарат функционирует в политропическом режиме. Принципиальная схема реактора представлена на рис. 1.

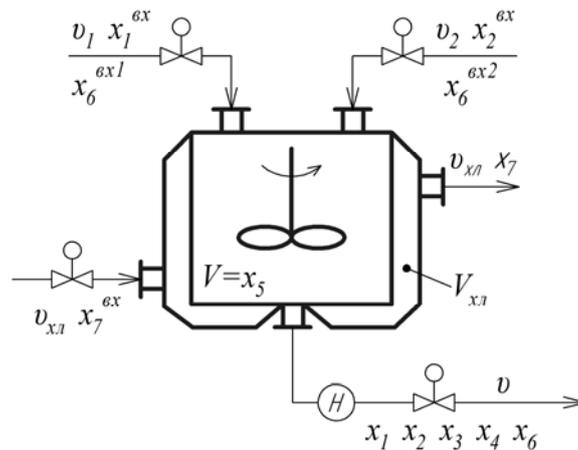


Рисунок 1. Принципиальная схема химического реактора

На рис. 1 введены следующие обозначения: x_1^{ex}, x_2^{ex} – концентрации исходных реагентов; x_6^{ex1}, x_6^{ex2} – температуры исходных реагентов; v_1, v_2 – расход исходных реагентов; v – расход смеси на выходе из аппарата; x_1, x_2, x_3, x_4 – концентрации компонентов A, B, P_1, P_2 в реакторе; v_{xl}, x_7^{ex} – расход и температура хладагента на входе в аппарат; x_7 – температура хладагента в аппарате; x_6 – температура реакционной смеси в аппарате; $V = x_5$ – объем реакционной смеси в аппарате; V_{xl} – объем хладагента в рубашке реактора.

Математическая модель реактора имеет вид:

$$\begin{aligned} \frac{dx_1}{d\tau} &= R_1 + \frac{v_1 x_1^{ex}}{x_5} - \frac{vx_1}{x_5}, & \frac{dx_2}{d\tau} &= R_2 + \frac{v_2 x_2^{ex}}{x_5} - \frac{vx_2}{x_5}, & \frac{dx_3}{d\tau} &= R_3 - \frac{vx_3}{x_5}, & \frac{dx_4}{d\tau} &= R_4 - \frac{vx_4}{x_5}, \\ \frac{dx_5}{d\tau} &= v_1 + v_2 - v, & \frac{dx_6}{d\tau} &= \frac{v_1 x_6^{ex1}}{x_5} + \frac{v_2 x_6^{ex2}}{x_5} - \frac{vx_6}{x_5} + x_1 f_1 - \frac{\beta_1 (x_6 - x_7) F_T}{x_5}, \\ \frac{dx_7}{d\tau} &= b(x_7^{ex} - x_7) v_{xl} + \beta_2 (x_6 - x_7) F_T, \end{aligned} \quad (2)$$

где $R_1 = -k_1 x_1 x_2 - k_2 x_1 x_3 - k_3 x_1 x_4$,

$R_2 = -k_1 x_1 x_2$,

$R_3 = k_1 x_1 x_2 - k_2 x_1 x_3$,

$R_4 = k_2 x_1 x_3 - k_3 x_1 x_4$ – скорость реакции по компонентам;

$f_1 = \alpha_1 k_1 x_2 + \alpha_2 k_2 x_3 + \alpha_3 k_3 x_4$; $\alpha_i = \Delta H_i / (\rho C)$, $i = 1, \dots, 3$;

ΔH_i , $i = 1, \dots, 3$ – тепловые эффекты соответствующих стадий реакции;

$\beta_1 = K_T / (\rho C)$;

$\beta_2 = K_T / (\rho_{xl} C_{xl} V_{xl})$;

$b = 1 / V_{xl}$; K_T ,

F_T – коэффициент теплопередачи и поверхность теплообмена;

ρ , C – плотность и удельная теплоемкость реакционной смеси;

ρ_{xl} , C_{xl} – плотность и удельная теплоемкость хладагента.

Качественный анализ системы (2) показывает, что основной проблемой при синтезе алгоритмов управления химическими реакторами является их нелинейность, многомерность и многосвязность [2, 3]. В работах [4-6] рассмотрены задачи стабилизации концентрации целевого компонента и температуры на оптимальном уровне при действии возмущений.

Задача управления химическим реактором формулируется следующим образом: необходимо синтезировать закон управления, обеспечивающий перевод аппарата с одной производительности $G = \bar{x}_4 \cdot v$ на новую производительность $\bar{G} = \bar{x}_4 \cdot \bar{v}$. При этом в переходном режиме должно выполняться требование к качеству продукции, которое заключается в поддержании концентрации целевого компонента в некотором интервале в окрестности заданного значения \bar{x}_4 . Кроме того, поскольку реактор работает в политропическом режиме, необходимо поддерживать температуру реакционной смеси в аппарате на заданном значении. Таким образом, изменение производительности по существу обеспечивается изменением расхода реакционной массы со значения v на значение \bar{v} по какому-либо закону, в частности – ступенчато.

Согласно теории химических реакторов, при заданной температуре процесса переход на новую производительность \bar{G} с обеспечением требуемого значения концентрации \bar{x}_4 возможен путем подбора определенного значения среднего времени пребывания реакционной смеси в аппарате – $\bar{\tau}$ [7]. При заданных \bar{G} , \bar{x}_4 , \bar{v} необходимое среднее время пребывания можно обеспечить путем изменения объема смеси в аппарате. В качестве управляющего воздействия для регулирования объема предлагается использовать поток исходного реагента v_2 на входе в аппарат. Кроме того, необходимо также выбрать управление для стабилизации концентрации x_4 на заданном уровне в условиях действия возмущений. Анализ структуры уравнений математической модели реактора (2) показывает, что в качестве внутренних управлений для x_4 могут выступать переменные x_1 и x_3 . Однако, непосредственно оказывать внешнее воздействие возможно только на величину x_1 путем изменения расхода исходного реагента v_1 на входе в реактор. Управляющим воздействием для температуры в реакторе следует выбрать расход хладагента, подаваемого в рубашку, который воздействует на переменную x_6 через переменную x_7 . Таким образом, каналы управления концентрацией целевого компонента, объемом и температурой смеси в аппарате запишутся: $v_1 \rightarrow x_1 \rightarrow x_4$, $v_2 \rightarrow x_5$, $v_{xl} \rightarrow x_7 \rightarrow x_6$, где $v_1 = u_1$, $v_2 = u_2$, $v_{xl} = u_3$.

Для решения задачи управления динамикой необходимо иметь значения времени пребывания для различных производительностей, которые определяются из решения задачи оптимального синтеза реакторного узла [8]. С точки зрения теории автоматического управления сформулированную задачу можно отнести к задаче терминального управления, т.к. по существу определяется векторное управление, переводящее объект из некоторого начального состояния в заданное конечное состояние при нефиксированном времени перехода.

Использование идей синергетики в задачах управления предполагает разработку и реализацию способа направленной целевой самоорганизации диссипативных нелинейных систем "объект-регулятор" [3]. При этом цель движения системы формулируется в виде желаемого инвариантного многообразия в фазовом пространстве объекта, выполняющего роль целевого аттрактора. В общем виде задача синергетического синтеза системы управления формулируется следующим образом: необходимо найти закон управления $u = (u_1, u_2, u_3)^T$ как функцию переменных состояния объекта $u_1(x_1, \dots, x_7)$, $u_2(x_1, \dots, x_7)$, $u_3(x_1, \dots, x_7)$, который переводит изображающую точку (ИТ) системы из произвольного начального состояния в окрестность задаваемых инвариантных многообразий $\psi_i(x_1, \dots, x_7) = 0$, $i = 1, \dots, m$ и дальнейшее движение вдоль пересечения многообразий в некоторую стационарную точку или в некоторый динамический режим. При этом на траектории движения должен достигаться минимум критерия оптимальности системы и гарантироваться ее устойчивость.

Поскольку модель объекта (2) содержит три управляющих воздействия, то в соответствии с теорией аналитического конструирования агрегированных регуляторов (АКАР) [3] необходимо использовать параллельно-последовательную процедуру введения в рассмотрение инвариантных многообразий. На первом этапе рассмотрим три многообразия:

$$\begin{aligned} \psi_1(x_1, \dots, x_7) &= 0, \\ \psi_2(x_1, \dots, x_7) &= 0, \\ \psi_3(x_1, \dots, x_7) &= 0. \end{aligned} \quad (3)$$

Данные параллельно введенные многообразия играют роль притягивающих аттракторов. ИТ замкнутой системы при синтезированном законе $u = (u_1, u_2, u_3)^T$ перемещается в фазовом пространстве на пересечение многообразий $\psi_1 = 0$, $\psi_2 = 0$, $\psi_3 = 0$. Поскольку первое управление u_1 входит в первое уравнение системы (2) и непосредственно не влияет на концентрацию x_4 , то необходимо сконструировать функцию $\psi_1(x_1, \dots, x_7) = 0$, которая связывала бы переменную x_1 с переменной x_4 . Зададим эту функцию в виде: $\psi_1 = x_1 + v_1(x_4)$, где $v_1(x_4)$ – некоторая функция, зависящая от концентрации целевого компонента в реакторе. Второе управление u_2 входит в пятое уравнение системы (2) и непосредственно влияет на объем смеси в аппарате. Тогда макропеременную ψ_2 можно задать в виде: $\psi_2 = x_5 - \bar{x}_5$, где \bar{x}_5 – заданное значение объема смеси в аппарате. Поскольку третье управление u_3 входит в седьмое уравнение системы (2) и непосредственно не влияет на температуру x_6 , то необходимо сконструировать функцию $\psi_3(x_1, \dots, x_7) = 0$, которая связывала бы переменную x_7 с переменной x_6 . Зададим эту функцию в виде: $\psi_3 = x_7 + v_2(x_6)$, где $v_2(x_6)$ – некоторая функция, зависящая от температуры смеси в реакторе.

Предположим, нам удалось синтезировать управления $u_1(x_1, \dots, x_7)$, $u_2(x_1, \dots, x_7)$, $u_3(x_1, \dots, x_7)$, которые переводят ИТ в окрестность пересечения многообразий

$$\begin{aligned} x_1 + v_1(x_4) &= 0, \\ x_5 - \bar{x}_5 &= 0, \\ x_7 + v_2(x_6) &= 0. \end{aligned} \quad (4)$$

Изменение макропеременных ψ_1 , ψ_2 , ψ_3 подчиняется функциональному уравнению

$$T_i \dot{\psi}_i(\tau) + \psi_i(\tau) = 0, \quad i = 1, \dots, 3. \quad (5)$$

При $T_i > 0$ движение ψ_i устойчиво и через время $\tau_p = (3 \div 5)T_i$ значение $\psi_i \approx 0$ [3]. С учетом (4) система уравнений (5) в силу модели (2) примет вид:

$$\begin{aligned}
T_1 \left[R_1 + \frac{u_1 x_1^{ex}}{x_5} - \frac{\bar{v} x_1}{x_5} + \frac{\partial v_1}{\partial x_4} \cdot \left(R_4 - \frac{\bar{v} x_4}{x_5} \right) \right] + x_1 + v_1 &= 0, \quad T_2 (u_1 + u_2 - \bar{v}) + x_5 - \bar{x}_5 = 0, \\
T_3 \left[b(x_7^{ex} - x_7) u_3 + \beta_2 (x_6 - x_7) F_T + \frac{\partial v_2}{\partial x_6} \cdot \left(\frac{u_1 x_6^{ex1}}{x_5} + \frac{u_2 x_6^{ex2}}{x_5} - \frac{\bar{v} x_6}{x_5} + x_1 f_1 - \frac{\beta_1 (x_6 - x_7) F_T}{x_5} \right) \right] + x_7 + v_2 &= 0,
\end{aligned} \tag{6}$$

где \bar{v} – новое заданное значение расхода на выходе реактора, определяющее требуемую производительность.

После преобразований получим следующие законы трехканального взаимосвязанного управления:

$$\begin{aligned}
u_1 &= -\frac{(x_1 + v_1)x_5}{T_1 x_1^{ex}} - \frac{R_1 x_5}{x_1^{ex}} + \frac{\bar{v} x_1}{x_1^{ex}} - \frac{\partial v_1}{\partial x_4} \cdot \frac{(R_4 x_5 - x_4 \bar{v})}{x_1^{ex}}, \quad u_2 = -\frac{(x_5 - \bar{x}_5)}{T_2} + \bar{v} - u_1, \\
u_3 &= -\frac{(x_7 + v_2)}{T_3 b(x_7^{ex} - x_7)} - \frac{\beta_2 (x_6 - x_7) F_T}{T_3 b(x_7^{ex} - x_7)} - \\
&\quad - \frac{\partial v_2}{\partial x_6} \cdot \left[\frac{u_1 x_6^{ex1}}{x_5 b(x_7^{ex} - x_7)} + \frac{u_2 x_6^{ex2}}{x_5 b(x_7^{ex} - x_7)} - \frac{\bar{v} x_6}{x_5 b(x_7^{ex} - x_7)} + \frac{x_1 f_1}{b(x_7^{ex} - x_7)} - \frac{\beta_1 (x_6 - x_7) F_T}{x_5 b(x_7^{ex} - x_7)} \right],
\end{aligned} \tag{7}$$

Таким образом, на первом шаге мы получили в явном виде закон управления объемом смеси в реакторе. На втором шаге необходимо определить закон управления концентрацией и температурой.

Движение вдоль пересечения многообразий $\psi_1 = \psi_2 = \psi_3 = 0$ описывается уже декомпозированной системой, в которой исключены уравнения, описывающие динамику (изменение) переменных x_1, x_5, x_7 . С учетом соотношений $x_1 = -v_1, x_7 = -v_2, v = \bar{v}$ декомпозированная система примет вид:

$$\begin{aligned}
\frac{dx_2}{d\tau} &= R'_2 + \frac{u_2 x_2^{ex}}{x_5} - \frac{\bar{v} x_2}{x_5}, \quad \frac{dx_3}{d\tau} = R'_3 - \frac{\bar{v} x_3}{x_5}, \quad \frac{dx_4}{d\tau} = R'_4 - \frac{\bar{v} x_4}{x_5}, \\
\frac{dx_6}{d\tau} &= \frac{u_1 x_6^{ex1}}{x_5} + \frac{u_2 x_6^{ex2}}{x_5} - \frac{\bar{v} x_6}{x_5} - v_1 f_1 - \frac{\beta_1 (x_6 + v_2) F_T}{x_5},
\end{aligned} \tag{8}$$

где $R'_2 = k_1 v_1 x_2, R'_3 = -k_1 v_1 x_2 + k_2 v_1 x_3, R'_4 = -k_2 v_1 x_3 + k_3 v_1 x_4$.

уНКЦИИ $v_1(x_4), v_2(x_6)$ становятся внутренними управлениями, под воздействием которых система должна перейти в окрестность пересечения многообразий $\psi_4(x_2, x_3, x_4, x_6) = 0, \psi_5(x_2, x_3, x_4, x_6) = 0$.

Сформируем макропеременные ψ_4, ψ_5 с учетом цели управления:

$$\psi_4 = x_4 - \bar{x}_4, \quad \psi_5 = x_6 - \bar{x}_6. \tag{9}$$

Функциональное уравнение $T_i \dot{\psi}_i(\tau) + \psi_i(\tau) = 0, i = 4, 5$, описывающее движение ИТ в силу уравнений (8) примет вид:

$$\begin{aligned}
T_4 \left(-k_2 v_1 x_3 + k_3 v_1 x_4 - \frac{\bar{v} x_4}{x_5} \right) + (x_4 - \bar{x}_4) &= 0, \\
T_5 \left(\frac{u_1 x_6^{ex1}}{x_5} + \frac{u_2 x_6^{ex2}}{x_5} - \frac{\bar{v} x_6}{x_5} - v_1 f_1 - \frac{\beta_1 F_T x_6}{x_5} - \frac{\beta_1 F_T v_2}{x_5} \right) + (x_6 - \bar{x}_6) &= 0.
\end{aligned} \tag{10}$$

Отсюда формулы для внутренних управлений запишутся следующим образом:

$$\begin{aligned}
v_1 &= \frac{(x_4 - \bar{x}_4)}{T_4 (k_2 x_3 - k_3 x_4)} - \frac{\bar{v} x_4}{x_5 (k_2 x_3 - k_3 x_4)}, \\
v_2 &= \frac{(x_6 - \bar{x}_6) x_5}{T_5 \beta_1 F_T} + \frac{u_1 x_6^{ex1}}{\beta_1 F_T} + \frac{u_2 x_6^{ex2}}{\beta_1 F_T} - \frac{\bar{v} x_6}{\beta_1 F_T} - \frac{v_1 f_1 x_5}{\beta_1 F_T} - x_6.
\end{aligned} \tag{11}$$

Используя (11), можно получить выражения для производных $\partial v_1 / \partial x_4$, $\partial v_2 / \partial x_6$. Подставив эти выражения, а также v_1 и v_2 в (7), получим в явном виде закон управления концентрацией целевого компонента и температурой в реакторе.

Параметрами настройки закона управления являются величины T_i , $i = 1, \dots, 5$. Задавая их различными значениями, можно изменять время регулирования. Условия устойчивости замкнутой системы имеют вид: $T_i > 0$, $i = 1, \dots, 5$.

Для проверки работоспособности синтезированного закона управления химическим реактором было проведено компьютерное моделирование замкнутой системы "объект-регулятор". Исследовались такие свойства системы управления, как способность перехода химического реактора на новую производительность, инвариантность к возмущениям, ковариантность с задающим воздействием и асимптотическая устойчивость замкнутой системы.

Моделирование проводилось при следующих технологических и конструктивных параметрах объекта: $V = 500$ (л); $V_{xl} = 290$ (л); $x_1^{ex} = 19.74$ (моль/л); $x_2^{ex} = 10.93$ (моль/л); $v_1 = 1.5$ (л/мин); $v_2 = 3.5$ (л/мин); $v = 5$ (л/мин); $v_{xl} = 3.84$ (л/мин); $x_6^{ex1} = 20$ ($^{\circ}$ С); $x_6^{ex2} = 30$ ($^{\circ}$ С); $x_7^{ex} = 20$ ($^{\circ}$ С); $K_T = 12$ (кДж/[м²·мин·К]); $F_T = 2.9$ (м²); $\rho = 0.9$ (кг/л); $C = 2$ (кДж/[кг·К]); $\rho_{xl} = 1$ (кг/л); $C_{xl} = 4.18$ (кДж/[кг·К]); $\Delta H_1 = \Delta H_2 = \Delta H_3 = 80$ (кДж/моль); энергия активации $E_1 = 48635$ (Дж/моль); предэкспоненциальный множитель константы скорости k_1 $k_{10} = 109860$ (л/[моль·мин]); соотношения констант скоростей последовательных стадий $k_2/k_1 = 2$, $k_3/k_1 = 2.5$; заданное значение концентрации целевого компонента $\bar{x}_4 = 0.652$ (моль/л); заданное значение температуры смеси в аппарате $\bar{x}_6 = 140$ ($^{\circ}$ С); заданное значение объема смеси в аппарате $\bar{x}_5 = 500$ (л). Исходя из физического смысла, при моделировании системы на управляющие воздействия были наложены ограничения.

На рис. 2 приведен пример переходных процессов управления в замкнутой системе "объект-регулятор" при переходе с производительности $G = \bar{x}_4 \cdot v = 3.3$ (моль/мин) на производительность $\bar{G} = \bar{x}_4 \cdot \bar{v} = 2.6$ (моль/мин), путем ступенчатого уменьшения нагрузки v на 20%. При этом новое значение объема, обеспечивающее сохранение времени пребывания, должно быть $\bar{x}_5 = 400$ (л).

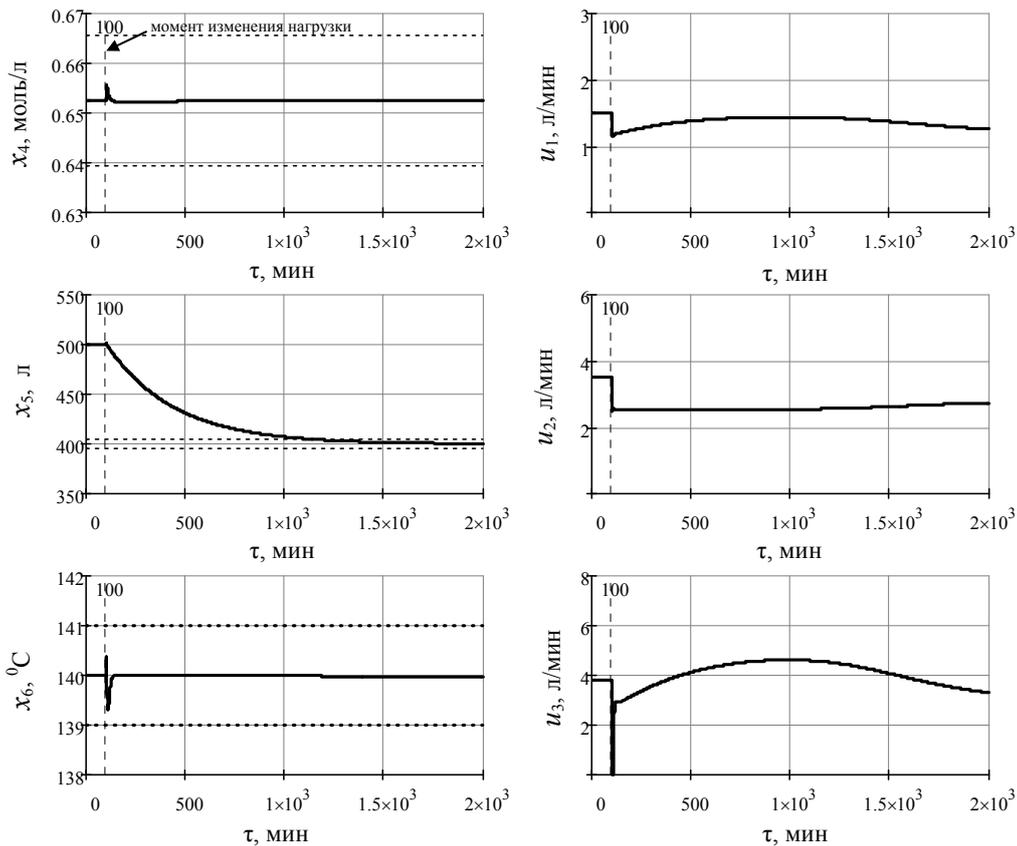


Рисунок 2. Изменение регулируемых параметров и управляющих воздействий при уменьшении нагрузки ν на 20%; $T_1=2$, $T_2=340$, $T_3=5$, $T_4=10$, $T_5=10$

На рис. 3 приведен пример переходных процессов управления в замкнутой системе “объект-регулятор” при переходе с производительности $G = \bar{x}_4 \cdot \nu = 3.3$ (моль/мин) на производительность $\bar{G} = \bar{x}_4 \cdot \bar{\nu} = 3.9$ (моль/мин), путем ступенчатого увеличения нагрузки ν на 20%. Для сохранения заданного времени пребывания смеси в реакторе необходимо увеличить объем аппарата, значение которого составит $\bar{x}_5 = 600$ (л).

На рис. 4 приведен пример переходных процессов управления в замкнутой системе “объект-регулятор”, моделирующий процесс пуска аппарата из некоторого начального состояния в заданное конечное.

На рис. 5 приведен пример переходных процессов управления в замкнутой системе “объект-регулятор” при ступенчатом уменьшении заданного значения концентрации целевого компонента на 10% и уменьшении нагрузки ν на 20%.

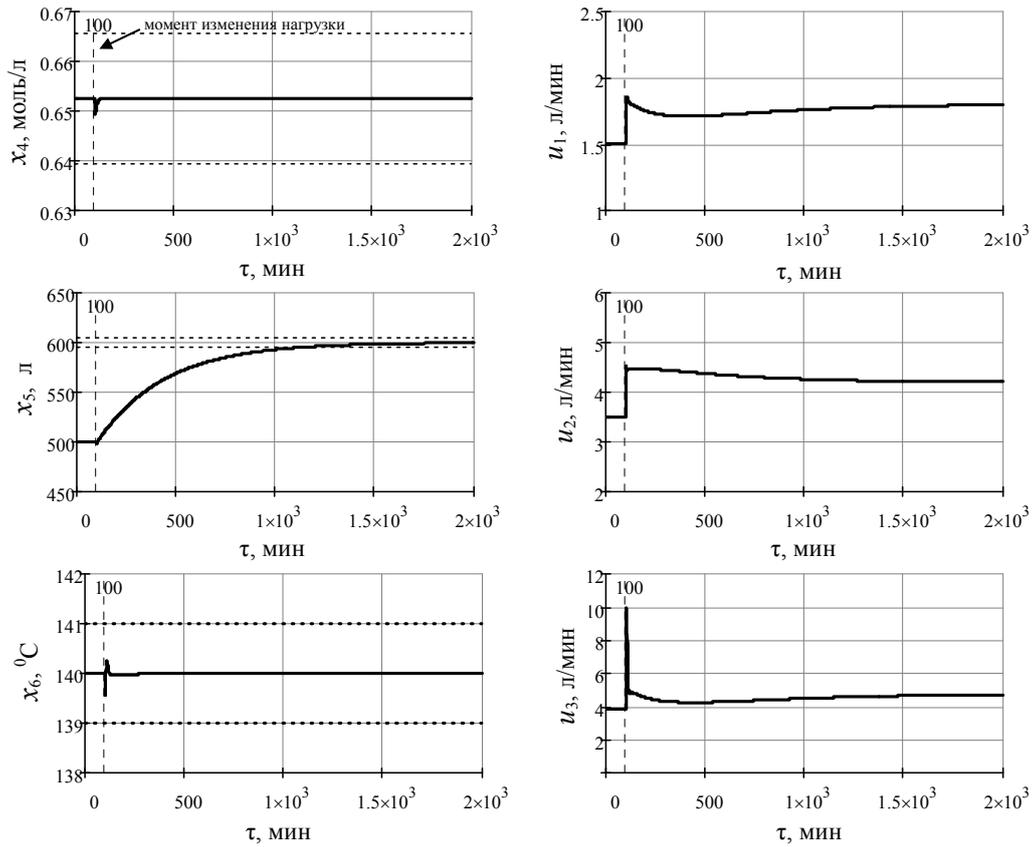


Рисунок 3. Изменение регулируемых параметров и управляющих воздействий при увеличении нагрузки ν на 20%; $T_1=2$, $T_2=340$, $T_3=5$, $T_4=10$, $T_5=10$

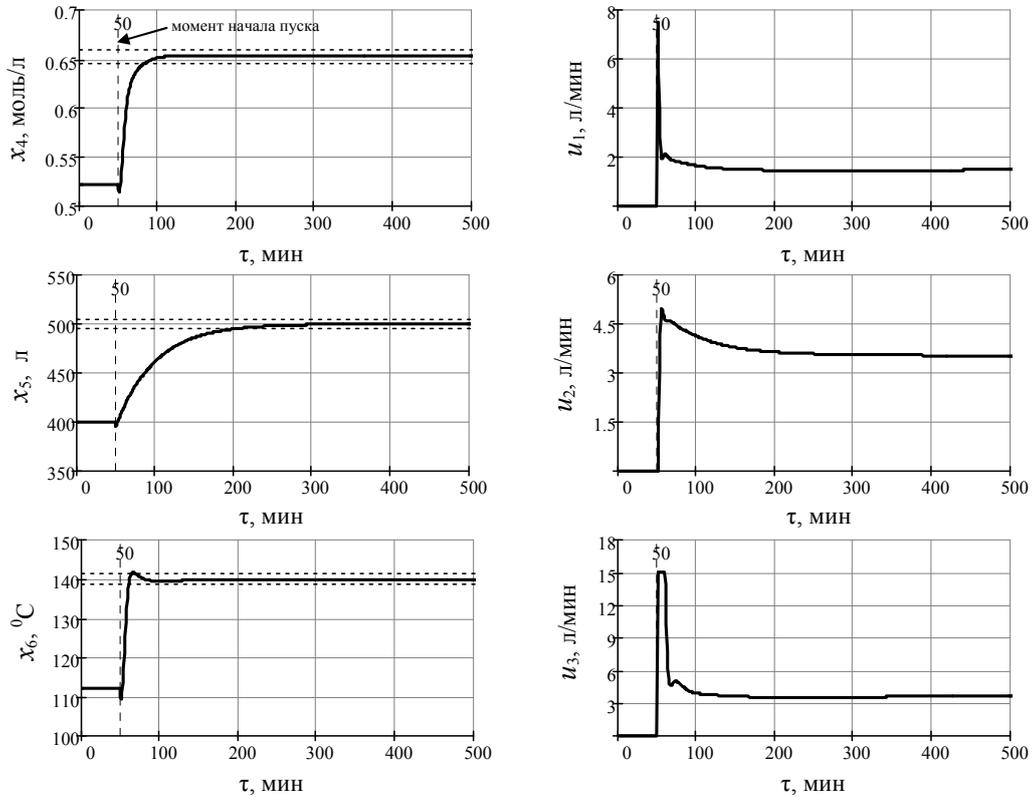


Рисунок 4. Изменение регулируемых параметров и управляющих воздействий при реализации процесса пуска аппарата; $T_1=2$, $T_2=50$, $T_3=5$, $T_4=15$, $T_5=20$

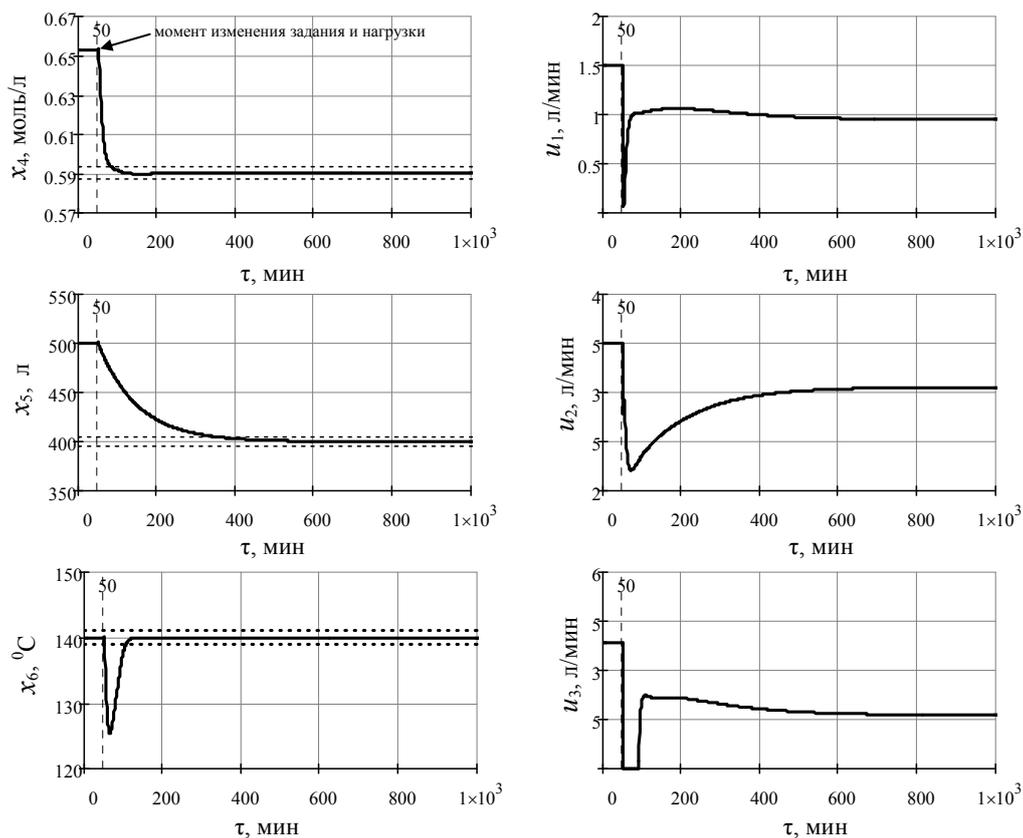


Рисунок 5. Изменение регулируемых параметров и управляющих воздействий при уменьшении заданного значения концентрации целевого компонента на 10% и уменьшении нагрузки ν на 20%; $T_1=2$, $T_2=100$, $T_3=5$, $T_4=10$, $T_5=10$

Таким образом, в работе рассмотрено использование метода АКАР для синтеза законов управления химическим реактором и тем самым предложен оригинальный (новый) подход к решению проблемы управления хорошо известным объектом. Очевидно, что предложенный вариант синтеза системы управления не является единственным, не претендует на идеальность и практическую завершенность. Тем не менее, полученный результат (в форме закона управления объектом) демонстрирует эффективность синергетического синтеза законов управления химическими реакторами – нелинейными многомерными объектами в условиях полного измерения переменных состояния объекта.