

МЕЖДУНАРОДНЫЙ
НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКИЙ ЖУРНАЛ
**ПРОБЛЕМЫ
УПРАВЛЕНИЯ И
ИНФОРМАТИКИ**

5'2016

**Институт кибернетики им. В.М. Глушкова
НАН Украины**

**Институт космических исследований
НАН Украины и ГКА Украины**

Уважаемые читатели!

Продолжается подписка на «Международный научно-технический журнал «Проблемы управления и информатики» (старое название — «Автоматика») на 2017 год. Подписной индекс 74002, в каталоге МААН — 10033. В каталогах журнал представлен под буквой «М».

Журнал является единственным в Украине периодическим изданием в течение шестидесяти лет (основан в январе 1956 года) публикующим работы фундаментального и прикладного характера в широком спектре проблем автоматического управления и информатики.

Ведущие тематические разделы: проблемы динамики управляемых систем; методы идентификации и адаптивного управления; оптимальное управление и методы оптимизации; конфликтно-управляемые процессы и методы принятия решений; математическое моделирование и исследование сложных управляемых систем; общие проблемы исследования космоса; управление физическими объектами и техническими системами; управление и оптимизация систем с распределенными параметрами; методы управления и оценивания в условиях неопределенности; качественные методы в теории управляемых систем; методы обработки информации; космические информационные технологии и системы; технические средства для измерений и управления; космический мониторинг; экономические и управленческие системы; управление в биологических и природных системах; роботы и системы искусственного интеллекта; проблемы защиты информации. В журнале регулярно публикуются труды научных конференций и семинаров по автоматическому управлению, по перспективным космическим исследованиям.

Журнал издается при творческом участии

Украинской Ассоциации по автоматическому управлению; Государственного космического агентства Украины; академических и отраслевых научных учреждений; ведущих вузов Украины и стран СНГ; ученых и специалистов стран дальнего зарубежья.

Главный редактор журнала — почетный директор Института космических исследований НАН Украины и ГКА Украины, Президент Украинской ассоциации по автоматическому управлению академик НАН Украины КУНЦЕВИЧ Всеволод Михайлович.

«Международный научно-технический журнал «Проблемы управления и информатики» в полном объеме переиздается на английском языке с 1968 года, в настоящее время издательской фирмой Begell House, Inc. (США) под названием «Journal of Automation and Information Sciences» (www.begellhouse.com).

Журнал включен в перечень профильных научных изданий ВАК Украины; регулярно реферировается в отечественных и зарубежных изданиях: «Джерело» (Украина, Киев), «Реферативный журнал» (Россия, Москва, ВИНТИ), «Математическое ревю» («Math. Review», США, Американское математическое общество), «Прикладная механика» («Applied Mechanics Reviews», США, Американское общество инженеров-механиков); журнал введен в базу данных американского Института научной информатики Томсона (ISI), в реферативную базу данных Scopus.

Информация о журнале включена в:

Каталог периодических изданий Украины и Казахстана по подписке на 2017 год; Каталог Агентства «Роспечать» на 2017 год; Сводный каталог периодических изданий академий наук — членов МААН на 2017 год; Экспортный каталог на 2017 год.

Внимание! «Международный научно-технический журнал «Проблемы управления и информатики» распространяется только по подписке!

Наш адрес:

03680 ГСП Киев 187, проспект Академика Глушкова, 40, корпус 4/1, Институт космических исследований НАН Украины и ГКА Украины, редакция «Международного научно-технического журнала «Проблемы управления и информатики», комн. 106; <http://inform.icybcluster.org.ua>
тел. + 38 044 526-22-29, 522-58-46.

E-mail: red@nonnared.kiev.ua, turnonnared@gmail.com

Редакторы: Л.И. Лесько, Е.Д. Давидян, О.И. Жудра, Е.П. Перестюк
Компьютерная группа: Т.В. Иванова, И.Б. Перекрестенко, А.А. Туроверов

Подп. в печ. 30.09.2016. Формат 70×108/16. Бум. офсет. Гарнитура Таймс. Печать цифровая.
Уч.-изд. л. 14. Тираж 199 экз. Заказ 66. Цена 100 грн. (Украина), 15 у.е. (Россия и страны СНГ)
Свидетельство о государственной регистрации КВ № 15605-4077 ПР от 09.09.2009

Напечатано в редакционно-издательском отделе
Института кибернетики им. В.М. Глушкова НАН Украины
03680 Киев 187, проспект Академика Глушкова, 40

ОСОБЕННОСТИ ЗАДАЧ РОБАСТНОГО УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ОБЪЕКТАМИ. Часть 1. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОБЪЕКТЫ И ИХ МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ

Введение

В статье рассматривается особый класс объектов управления: технологические процессы (ТП), технологические агрегаты (ТА), технологические комплексы (ТК), в которых одновременно осуществляются процессы тепло- и массообмена, гидродинамики, физико-химические превращения вещества для получения готового продукта заданного качества и количества. С точки зрения задач управления такие объекты имеют полный набор неблагоприятных качеств и характеристик: большая размерность; существенные нелинейность и нестационарность, запаздывания; распределенность координат; множество состояний функционирования и производственных ситуаций; неполнота, нечеткость и недостоверность информации относительно возмущений, координат состояния и управляющих действий; изменчивость целей, критериев управления, ограничений и др.

Многие технологические объекты функционируют в непрерывном режиме, который характеризуется значительными материальными и энергетическими потоками, порождающими достаточно мощные информационные потоки, когда в реальном масштабе времени необходимо измерять и анализировать сотни технологических переменных. Для повышения эффективности управления технологическими объектами необходимо использовать методы современной теории управления, некоторые из них рассмотрены в [1]. Часто требования обеспечения робастной устойчивости и качества управления вызваны необходимостью учета особых требований к качеству готовой продукции и пределам их изменений. Основные требования робастной устойчивости и качества систем управления обеспечивают также робастную устойчивость технологического процесса, что в конечном итоге приводит к получению продукта заданного качества.

Цель исследования

В настоящей статье рассматривается робастное управление выпарной установкой, характеристики которой полностью определяются «неудобными» свойствами, приведенными во введении. Для конкретизации выбрана многокорпусная выпарная установка (МВУ) сахарного завода, которая занимает особое место в теплоэнергетическом комплексе предприятия. Это связано с тем, что каждый сахарный завод имеет собственную ТЭЦ, снабжающую предприятие электроэнергией и технологическим паром, одним из основных потребителей которых является МВУ. В то же время МВУ выполняет две основные функции: сгущение диффузионного сока от 12–15 %, сухих веществ (СВ) до 65–70 %, а многократное использование греющего пара дает возможность уменьшать энергопотребление. При этом образовавшиеся в каждом из выпарных корпусов вторичные пары используются на других технологических установках (теплообменники, вакуум-аппараты, диффузионные установки и др.). Наибольшее распространение получили пятикорпусные установки, материальный поток на входе МВУ определяется, исходя из производительности завода, которую можно принять равной 3000 т свеклы/сут. Выход диффузионного сока составляет 110–115 % к весу свеклы.

© А.П. ЛАДАНИЮК, Н.Н. ЛУЦКАЯ, 2016

Особенность технологического объекта автоматизации

Учитывая достаточно противоречивые требования к процессу функционирования МВУ, необходимыми контурами регулирования и контроля технологических переменных являются: температурный режим, уровни сока в корпусах, концентрация сиропа на выходе, режимные переменные конденсаторной установки. При этом существуют достаточно жесткие требования к сиропу на выходе МВУ: его количество, содержание СВ (62–70 %), цветность, содержание инвертного сахара и др. Кроме того, существует однозначная зависимость цветности сиропа и потерь сахара от термического разложения и времени нахождения сока в МВУ.

Испарительная способность МВУ оценивается уравнением

$$S_0 \left(1 - \frac{CB_j}{CB_s} \right) = \frac{kF\Delta t}{r}, \quad (1)$$

где S_0 — количество сока на входе, т/ч; CB_j , CB_s — соответственно содержание сухих веществ в соке и сиропе, %; k — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²К); F — поверхность нагрева, м²; Δt — полезная разность температур, К; r — теплота парообразования, Дж/кг.

Наибольшее влияние на процесс выпаривания и качество процесса регулирования оказывает коэффициент теплопередачи k , который можно определить следующей зависимостью:

$$k = \left[\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_c}{\lambda_c} + \frac{1}{\alpha_2} + R_n \right]^{-1}. \quad (2)$$

Здесь α_1 , α_2 — соответственно коэффициенты теплоотдачи от пара к стенке и от стенки к нагреваемой жидкости, Вт/(м² К); λ_c — коэффициент теплопроводности стенки, Вт/(м К); δ_c — толщина стенки, м; R_n — термическое сопротивление накипи, Вт/(м² К). В свою очередь, α_1 и α_2 зависят соответственно от полезной разности температур и длины труб (α_1), а также температуры сока, концентрации и температурного напора (α_2). Кроме того, α_2 имеет экстремальную зависимость от уровня сока в трубах. Термическое сопротивление накипи R_n — также величина непостоянная, распределенная неравномерно по поверхности труб, ее численное значение увеличивается с увеличением слоя накипи на стенках трубы, а также с уменьшением скорости сока.

В общем случае для условий конвективного теплообмена без изменения агрегатного состояния вещества обобщенной оценкой может являться зависимость в виде критериального уравнения [2]:

$$Nu = f(Re, Gr, Pr), \quad (3)$$

где Nu — критерий теплового подобия, зависящий от коэффициента теплоотдачи, коэффициента теплопроводности и линейного размера системы; другие критерии характеризуют режимы вынужденного движения среды (Re), свободной конвекции, сопровождающей основное движение (Gr), физические свойства рабочего тела (Pr), которые определяют температуру среды через содержащиеся в критериях физические параметры.

Таким образом, коэффициент теплопередачи k — величина непостоянная, которую рассчитать или измерить в реальном времени невозможно; известна приблизительная оценка значения k в зависимости от других величин МВУ. Напри-

мер, при изменении полезной разности температур до 10 К коэффициент теплопередачи увеличивается в 1,5–2 раза, при увеличении концентрации раствора на 10 % уменьшается на 500 Вт/(м²К), при увеличении продолжительности работы МВУ уменьшается до двух раз, при изменении относительного уровня сока в корпусах от 10 до 90 % имеет экстремальную зависимость (рис. 1), величина пика которой составляет 500 Вт/(м²К) от среднего.

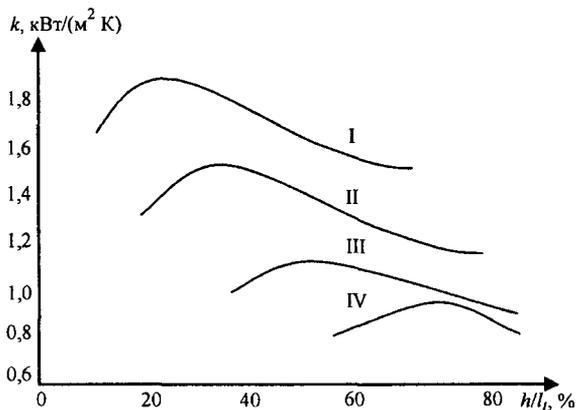


Рис. 1

В [3] показано, что зона оптимального уровня перемещается в зависимости от тепловой нагрузки аппаратов, а также от концентрации и расхода сока. Так, при увеличении расхода сока в отбор с корпуса I на 50–100 % от номинального значения происходит уменьшение величины оптимального уровня на 5–7 %, а на последующих корпусах при таких же возмущениях по отбору пара величина оптимального уровня уменьшается на 7–12 %. Значение оптимального уровня можно определить по следующей эмпирической зависимости:

$$\frac{h_i}{l_{ii}} = 26 + 0,14(\rho_i - \rho_w), \quad i = 1, \dots, 5, \quad (4)$$

где h_i — уровень в i -м аппарате, м; l_{ii} — длина трубы в i -м аппарате, м; ρ_i , ρ_w — плотность рабочей жидкости в i -м аппарате и воды соответственно, кг/м³. Однако часто плотность сока в корпусах МВУ не измеряется, что приводит к неопределенности критерия оптимизации.

Следовательно, для увеличения продуктивности МВУ по выпаренной воде необходимо в первую очередь поддерживать уровень в корпусах на оптимальном значении, и только на следующем этапе синтеза регулировать температурный режим установки. Поддержание технологического режима соответствует, с одной стороны, устойчивости ТП, а с другой — устойчивости и качеству процесса регулирования. Коэффициент теплопередачи k влияет на оба эти показателя. Таким образом, приведенные выше причины и границы изменения параметров математической модели объекта требуют постановки и реализации задачи робастной устойчивости и робастного качества, которая, в свою очередь, для технологического объекта определяет не только качество процесса функционирования, но и качество готового продукта.

Учитывая вышеизложенное, определим особенности технологических объектов, которые впоследствии будут использоваться в системах оптимального и робастного управления.

— Большие постоянные времени объекта, например, для тепловых процессов постоянная времени составляет 1,5 мин и больше, для массообменных — 10 мин и больше. В связи с этим, а также учитывая малый цикл микропроцессорного уст-

ройства управления (порядка 100–250 мс) для технологических объектов можно использовать алгоритмы оптимального синтеза, основанные на непрерывной модели.

— Многомерность объекта, при этом входные и выходные переменные имеют взаимные связи, степень которых предопределяет построение независимых подсистем, для которых синтезируется оптимальный или робастный регулятор. Например, в [3, 4] выделен класс технологических объектов как подсистем технологических комплексов, для них целесообразно построение оптимальных многомерных регуляторов.

— Нелинейность динамических характеристик объекта, при этом, как правило, синтезируется оптимальная система для линейной модели, которая линеаризуется в окрестности рабочей точки. При изменении рабочего режима необходим пересчет параметров регулятора. Например, погрешность от упрощения для линейной модели с постоянными коэффициентами выпарной установки сахарного завода без пересчета параметров составляет 20–40 %.

— Технологический объект всегда работает под действием возмущений, и не все они могут быть учтены в модели процесса, поэтому для таких объектов необходимо выбирать соответствующий алгоритм синтеза, который минимизирует влияние возмущений. Например, технологический поток сахарного завода не бывает равномерным, при этом расход продукта изменяется во времени в виде периодических, пиковых или ступенчатых аperiodических колебаний. Величина характерных ступенчатых колебаний расхода продукта составляет 10–60 % среднего расхода; длительность импульса 120–180 с и более; диапазон частот периодических колебаний расхода сока составляет $0,628\text{--}1,05\text{ с}^{-1}$.

Учитывая вышеизложенное, еще раз убеждаемся, что для технологических объектов целесообразно при построении оптимальных систем с применением линейной модели объекта использовать робастно-оптимальные алгоритмы синтеза.

Математическая модель объекта управления

В настоящее время разработаны математические модели МВУ, наиболее подробно они изложены в [3]. Если принять сосредоточенность переменных МВУ, то математическая модель четырехкорпусной выпарной установки с концентратом состоит из 25-ти дифференциальных нелинейных уравнений первого порядка. В [3] также рассчитана погрешность при моделировании на нелинейной модели, которая составляет $\approx 8\%$, а при упрощении модели до линейной погрешность увеличивается на 20–40 %.

Рассмотрим математическую модель, описывающую изменение уровней в корпусах МВУ:

$$\begin{cases} 426 \frac{d\Delta h_1}{dt} = -4,25\Delta h_1 + 4,25\Delta h_2 - 3,4\Delta f_{v1} + \Delta S_0 - \Delta W_1, \\ 612 \frac{d\Delta h_2}{dt} = 4,25\Delta h_1 - 8,25\Delta h_2 + 4,0\Delta h_3 + 3,4\Delta f_{v1} - 3,2\Delta f_{v2} - \Delta W_2, \\ 426 \frac{d\Delta h_3}{dt} = 4,0\Delta h_2 - 11,25\Delta h_3 + 7,25\Delta h_4 + 3,2\Delta f_{v2} - 2,9\Delta f_{v3} - \Delta W_3, \\ 402 \frac{d\Delta h_4}{dt} = 7,25\Delta h_3 - 10,75\Delta h_4 + 3,5\Delta h_5 + 2,9\Delta f_{v3} - 2,8\Delta f_{v4} - \Delta W_4, \\ 312 \frac{d\Delta h_5}{dt} = 3,5\Delta h_4 - 4,18\Delta h_5 + 2,8\Delta f_{v4} - 2,7\Delta f_{v5} - \Delta W_5. \end{cases} \quad (5)$$

Здесь h_i — уровень в i -м корпусе, м; S_0 — расход сока на входе в МВУ, $\text{м}^3/\text{с}$; $f_{v1}, f_{v2}, f_{v3}, f_{v4}, f_{v5}$ — единицы хода регулирующего органа после соответствующего корпуса установки, отн. ед.; W_i — расход вторичного пара в i -м корпусе МВУ, $\text{м}^3/\text{с}$.

Коэффициенты в системе (5) получены путем линеаризации в рабочей точке и пересчета с условно принятыми константами. Их достоверность составляет $-10 \dots +20\%$ от номинальных значений, приведенных в (5).

К (5) необходимо добавить математические модели датчиков уровня, которые можно описать в виде аperiodических звеньев первого порядка:

$$T_{hi} \frac{d(\Delta h_{di}(t))}{dt} = 100\Delta h_i(t)/l_{ii} - \Delta h_{di}(t), \quad i=1, 2, \dots, 5. \quad (6)$$

Здесь h_{di} — выход датчиков соответственно, %; T_{hi} — постоянные времени датчиков уровня по корпусам, диапазон изменения которых составляет 10–30 с; l_{ii} — длина кипяtilьных труб по корпусам МВУ: $l_{i1} = 4,3$ м; $l_{i2} = 4,3$ м; $l_{i3} = 3,5$ м; $l_{i4} = 3,1$ м; $l_{i5} = 2,0$ м.

Приведем модель технологического объекта управления к виду в пространстве состояний, учитывая, что система должна отслеживать изменяющийся сигнал задания $r(t)$:

$$\begin{cases} \dot{\mathbf{x}}(t) = \mathbf{A}\mathbf{x}(t) + \mathbf{B}_1 \begin{bmatrix} \mathbf{w}(t) \\ \mathbf{r}(t) \end{bmatrix} + \mathbf{B}_2\mathbf{u}(t), \\ \begin{bmatrix} \boldsymbol{\varepsilon}(t) \\ \mathbf{u}(t) \end{bmatrix} = \mathbf{C}_1\mathbf{x}(t) + \mathbf{D}_{11} \begin{bmatrix} \mathbf{w}(t) \\ \mathbf{r}(t) \end{bmatrix} + \mathbf{D}_{12}\mathbf{u}(t), \\ \boldsymbol{\varepsilon}(t) = \mathbf{C}_2\mathbf{x}(t) + \mathbf{D}_{21} \begin{bmatrix} \mathbf{w}(t) \\ \mathbf{r}(t) \end{bmatrix} + \mathbf{D}_{22}\mathbf{u}(t). \end{cases} \quad (7)$$

Здесь $\mathbf{x}(t) = [\Delta h_1, \dots, \Delta h_5, \Delta h_{d1}, \dots, \Delta h_{d5}]^T$ — вектор координат состояния системы; $\mathbf{u}(t) = [\Delta f_{v1}, \dots, \Delta f_{v5}]^T$ — вектор управления, $\mathbf{w}(t) = [\Delta S_0, \Delta W_1, \dots, \Delta W_5]^T$ — вектор внешних возмущений; $\mathbf{r}(t) = [\Delta r_1, \dots, \Delta r_5]^T$ — вектор задающего сигнала, значение которого рассчитывается по зависимости (4); $\mathbf{z}(t) = [\boldsymbol{\varepsilon}(t), \mathbf{u}(t)]^T$ — вектор стабилизируемых выходов; $\boldsymbol{\varepsilon}(t) = \mathbf{r}(t) - \mathbf{y}(t)$ — вектор отклонений от заданного сигнала; $\mathbf{y}(t) = [\Delta h_{d1}, \dots, \Delta h_{d5}]^T$ — вектор измеряемых выходов. Матрицы из (7) имеют блочную форму вида

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} \mathbf{A}^1 & \mathbf{0}_{5 \times 5} \\ \mathbf{A}^2 & -0,05 \cdot \mathbf{I}_{5 \times 5} \end{bmatrix},$$

где

$$\mathbf{A}^1 = 10^{-3} \begin{bmatrix} -9,98 & 9,98 & 0 & 0 & 0 \\ 6,94 & -13,4 & 6,54 & 0 & 0 \\ 0 & 9,39 & -26,41 & 17,02 & 0 \\ 0 & 0 & 18,03 & -26,7 & 8,71 \\ 0 & 0 & 0 & 11,22 & -13,38 \end{bmatrix}, \quad \mathbf{A}^2 = \begin{bmatrix} 1,16 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1,16 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1,43 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1,61 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 2,5 \end{bmatrix},$$

$\mathbf{0}_{5 \times 5}$ — нулевая матрица размерности 5×5 , а $\mathbf{I}_{5 \times 5}$ — единичная матрица такой же размерности;

$$\mathbf{B}_1 = \begin{bmatrix} \mathbf{B}_1^1 & \mathbf{0}_{5 \times 5} \\ \mathbf{0}_{5 \times 6} & \mathbf{0}_{5 \times 5} \end{bmatrix},$$

где

$$\mathbf{B}_1^1 = 10^{-2} \begin{bmatrix} 23,47 & -23,47 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -16,34 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -23,47 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -24,88 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -32,05 \end{bmatrix};$$

$$\mathbf{B}_2 = \begin{bmatrix} \mathbf{B}_2^1 \\ \mathbf{0}_{5 \times 5} \end{bmatrix},$$

где

$$\mathbf{B}_2^1 = 10^{-3} \begin{bmatrix} -7,98 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 5,56 & -5,23 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 7,51 & -6,81 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 7,21 & -6,97 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 8,94 & -8,65 \end{bmatrix};$$

$$\mathbf{C}_1 = \begin{bmatrix} \mathbf{0}_{5 \times 5} & -\mathbf{I}_{5 \times 5} \\ \mathbf{0}_{5 \times 5} & \mathbf{0}_{5 \times 5} \end{bmatrix}; \quad \mathbf{C}_2 = [\mathbf{0}_{5 \times 5} \quad -\mathbf{I}_{5 \times 5}];$$

$$\mathbf{D}_{11} = \begin{bmatrix} \mathbf{0}_{5 \times 6} & \mathbf{I}_{5 \times 5} \\ \mathbf{0}_{5 \times 6} & \mathbf{0}_{5 \times 5} \end{bmatrix}; \quad \mathbf{D}_{12} = \begin{bmatrix} \mathbf{0}_{5 \times 5} \\ \alpha \mathbf{I}_{5 \times 5} \end{bmatrix}; \quad \mathbf{D}_{21} = [\mathbf{0}_{5 \times 6} \quad \mathbf{I}_{5 \times 5}]; \quad \mathbf{D}_{22} = [\mathbf{0}_{5 \times 5}].$$

Отметим, что в вектор выхода $z(t)$ дополнительно введен вектор управлений $u(t)$ для его ограничения, степень влияния которого на $z(t)$ зависит от параметра α . Расчетная схема системы управления при номинальном режиме приведена на рис. 2. Здесь $G_0(s)$ — матрица передаточных функций объекта, которая выделяется из (7), $K(s)$ — матрица передаточных функций регулятора, s — комплексная переменная.

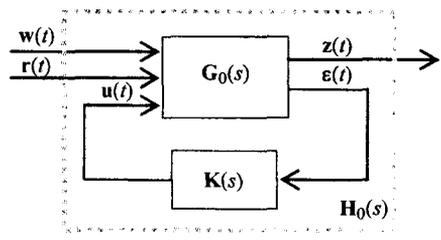


Рис. 2

Математическая модель технологического объекта (5), (6), кроме параметрических неопределенностей, имеет также структурную неопределенность, которая обусловлена выбором линейной структуры модели для нелинейного объекта, а также неучтенных факторов, не вошедших в модель:

$$\mathbf{G}(s) = \mathbf{G}_0(s)(\mathbf{I} + \mathbf{W}(s)\Delta(s)), \quad \|\Delta(s)\|_{\infty} < 1. \quad (8)$$

Здесь $\Delta(s)$ — матричная неопределенность; $W(s)$ — матричная передаточная функция, определяющая диапазон частот, при котором действует $\Delta(s)$ на объект и ее величину.

Введем природные ограничения на вектор управления и координаты состояния: f_{vi} ограничено ходом регулирующего органа ($-0,5 \leq \Delta f_{vi} \leq 0,5$), а уровень в аппарате h_i — сверху высотой кипяtilьных труб, а снизу — требованием их неполного оголения ($15\% \leq h_{di} \leq 100\%$).

Учитывая вышеизложенное, можно сформулировать постановку задачи робастного управления для МВУ сахарного производства: для технологического объекта, математическая модель которого в номинальном режиме задана уравнениями (7), с параметрической и структурной неопределенностью вида (8), в классе линейных стабилизирующих управлений

$$u(s) = K(s)\epsilon(s),$$

найти оптимальное управление, которое минимизирует заданный критерий качества:

$$J = \min_{K(s) \in \Omega} \|H(s)\|_{\infty}^2,$$

где $H(s)$ — передаточная функция замкнутой системы, Ω — область стабилизирующих управлений.

Приведенная постановка задачи требует особого подхода к проектированию робастной системы управления, поскольку включает как структурную, так и параметрическую неопределенность, а также ограничения на векторы координат состояния и управления.

Заключение

Эффективное управление МВУ обязательно включает множество технологических и теплоэнергетических параметров и переменных, которые определяют качество функционирования установки. Многие из них невозможно точно рассчитать или измерить, можно указать только границы, в которых находится та или иная переменная. Постоянные времени объекта и параметры регуляторов непосредственно определяются технологическими переменными и параметрами, зависящими от коэффициента теплопередачи, расходов потоков и т.д. Кроме параметрических неопределенностей, обязательно присутствующими в технологических объектах, существуют также структурные неопределенности, обусловленные нелинейностью объекта и отклонением от точки линеаризации. Все это, а также неопределенность условий функционирования (4), приводит к задаче робастного управления технологическим объектом. Ограничения на векторы координат состояния и управления требуют особого подхода к проектированию таких систем, которые пока недостаточно изучены, а в микропроцессорной структуре управления возникает необходимость использования математической модели объекта.

Во второй части статьи будут рассмотрены примеры моделирования робастного управления для технологических объектов, в частности для МВУ, сравнение результатов моделирования для различных условий воздействия возмущений с робастными регуляторами разных структур.

А.П. Ладанюк, Н.М. Луцька

ОСОБЛИВОСТІ ЗАДАЧ РОБАСТНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ОБ'ЄКТАМИ. Частина 1. ТЕХНОЛОГІЧНІ ОБ'ЄКТИ ТА ЇХ МАТЕМАТИЧНІ МОДЕЛІ

Розглянуто технологічні об'єкти в контексті побудови робастних систем керування. На прикладі багатокорпусної випарної установки цукрового за-

воду показано вплив коефіцієнта теплопередачі не тільки на тепловий режим процесу, але й на ефективність системи керування в цілому. При цьому враховано особливості теплопередачі, що призводить до необхідності підтримання рівнів рідини в корпусах випарної установки на оптимальних значеннях та реалізується робастною системою стабілізації.

A.P. Ladanyuk, N.N. Lutskaya

FEATURES OF THE PROBLEMS OF ROBUST PROCESS CONTROL. Part I. TECHNOLOGICAL PLANTS AND THEIR MATHEMATICAL MODELS

The technological plants are considered in the context of synthesizing robust process control. By the example of multiple-evaporator for sugar factory it is shown the effect of heat transfer coefficient not only on the heat mode of the process, but also on the effectiveness of the whole control system. Here the peculiarities of heat transfer are taken into account, which leads to the need of maintaining the liquid levels in the evaporator on the optimal values which is realized by the robust stabilization system.

1. *Методы классической и современной теории автоматического управления: В 5-ти т.; 2-е изд., перераб. и доп. / Под ред. К.А. Пупкова и Н.Д. Егупова. — М. : Издательство МГТУ им. Н. Э. Баумана, 2004. — 5. — 784 с.*
2. *Стабников В.Н., Лысянский В.М., Попов В.Д. Процессы и аппараты пищевых производств. — М. : Агропромиздат, 1985. — 503 с.*
3. *Белик В.Г., Костанжи И.И. Справочник по моделированию и оптимизации теплообменного оборудования сахарной промышленности. — М. : Агропромиздат, 1986. — 271 с.*
4. *Луцька Н.М. Дослідження та синтез оптимальних регуляторів для систем автоматизації технологічних комплексів неперервного типу: Дис. ... канд. техн. наук.: 05.13.07. Нац. ун-т харч. технологій. — Київ, 2006. — 223 с.*
5. *Луцкая Н.Н., Ладанюк А.П. Использование оптимальных регуляторов для многомерных технологических объектов // Проблемы управления и информатики. — 2007. — № 2. — С. 56–63.*

*Получено 18.01.2016
После доработки 03.06.2016*