

# КОМБИНИРОВАННАЯ СИСТЕМА УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ ДИ- И ТРИЭТАНОЛАМИНА

Н. П. Песков, Э. М. Мончарж, С. В. Токарев

*Дзержинский политехнический институт (филиал)  
Нижегородского государственного технического университета им. Р. Е. Алексеева*

Поступила в редакцию 01.11.2016 г.

**Аннотация.** Рассматривается принципиально новая система управления процессом ректификации бинарной смеси диэтанолламин-триэтанолламин. Для обеспечения требований по качеству получаемых продуктов при значительных и частых возмущающих воздействиях по расходу и составу питания предложено использование комбинированной системы управления. Для реализации принципа управления по возмущению разработаны математические модели с использованием балансовых уравнений, описывающих работу ректификационной колонны. Для регулирования по отклонению двух показателей состава целевых продуктов с использованием одного управляющего воздействия путем изменения задания регулятору расхода дистиллята предложено использование нечеткого регулятора. Математическое моделирование подтвердило эффективность системы.

**Ключевые слова:** ректификация, комбинированная система управления, нечеткий регулятор, функция принадлежности, математическая модель.

**Annotation.** We consider a fundamentally new process control system rectification binary mixture diethanolamine-triethanolamine. To ensure the quality requirements of the products obtained with considerable and frequent disturbance on consumption and composition of food suggested the use of combined management system. For the implementation of the management principle indignation mathematical models using the balance equations describing the operation of the distillation column. To adjust for the deviation of the composition of the two indices of desired products using a single control action by changing the job flow controller distillate use fuzzy controller proposed. Mathematical modeling has confirmed the effectiveness of the system.

**Keywords:** distillation, combined management system, fuzzy control, membership function, a mathematical model.

## ВВЕДЕНИЕ

Автоматизация процесса ректификации – одна из наиболее сложных задач, связанных с автоматизацией химических производств. Это определяется сложностью технологического процесса, взаимной зависимостью его параметров, а также большой инерционностью и запаздыванием, присущим ректификационным колоннам как объектам управления. Прикладными исследованиями в области автоматизации управления ректификационными установками занимались Анисимов И. В., Бодров В. И., Покровский В. Б., Кафаров В. В. [1, 2] и др. Типовой задачей управления работой ректификационной ко-

лонны является обеспечение требований по качеству получаемых продуктов (дистиллята и кубовой жидкости).

Многочисленность возможных путей решения этой задачи привела к созданию большого количества схем регулирования, причем не всегда удачных [3, 4]. Простейшая система автоматизации ректификационной установки включает в себя локальные одноконтурные автоматические системы регулирования (АСР), осуществляющие стабилизацию отдельных величин. Эти АСР связываются между собой через процесс и обеспечивают соблюдение материального и теплового балансов ректификационной установки. Когда расход исходной смеси определяется предыдущим технологическим процессом и значительно изменяется во времени, большой

эффект могут дать регуляторы соотношения расходов исходной смеси и флегмы (или исходной смеси и теплоносителя, подаваемого в кипятильник) с коррекцией по составу дистиллята (или кубовой жидкости). Если же значительным изменениям подвержен и состав исходной смеси, то целесообразно установить вычислительное устройство, которое по текущим значениям параметров исходной смеси и с учетом состава целевых продуктов рассчитывает значения расходов флегмы и теплоносителя и корректирует работу соответствующих регуляторов. Одновременное регулирование составов верха и низа колонны представляет значительные трудности, так как эти координаты связаны между собой, и их одновременное регулирование с обратной связью может привести к снижению запаса устойчивости системы [5].

Добиться эффективного управления процессом ректификации смеси диэтанолamina и триэтанолamina при наличии значительных возмущающих воздействий удалось на химическом предприятии ООО «Синтез Ока» (г. Дзержинск Нижегородской области). Группа компаний «Синтез Ока» является лидером на рынке этанолaminов в России, СНГ и поставляет продукцию на международные рынки. Ввиду того, что этанолaminы как химическая продукция имеет важное народнохозяйственное значение, получать которую необходимо на уровне мировых стандартов качества по конкурентоспособным ценам, проблема управления процессом, связанная с обеспечением требуемого качества получаемых фракций этанолamina имеет большое значение для химической промышленности, а разработка эффективной системы управления данным технологическим процессом является актуальной задачей.

Процессы получения и разделения этанолaminов являются непрерывными. В их основе лежит технология получения этанолaminов из окиси этилена и аммиака. Заключительной стадией данного производства является разделение трехкомпонентной смеси моноэтанолamina (МЭА), диэтанолamina (ДЭА) и триэтанолamina (ТЭА) путем ректификации в двух колоннах насадочного типа. Управление

работой последней из этих колонн по разделению ДЭА и ТЭА вследствие того, что оба ее выходных потока являются целевыми, требует регулирования показателей состава как дистиллята, так и кубовой жидкости. Цель управления состоит в обеспечении заданного значения мольной доли ДЭА в дистилляте и в кубовой жидкости. Количественно эту цель можно выразить в виде условий.

$$X_d = X_d^{зад}, \quad (1)$$

$$X_w = X_w^{зад}, \quad (2)$$

где  $X_d$  – мольная доля ДЭА в дистилляте, кмоль/кмоль;  $X_d^{зад}$  – регламентное значение мольной доли ДЭА в дистилляте, кмоль/кмоль;  $X_w$  – мольная доля ДЭА в кубовой жидкости, кмоль/кмоль;  $X_w^{зад}$  – регламентное значение мольной доли ДЭА в кубовой жидкости, кмоль/кмоль.

#### РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ КОМБИНИРОВАННОЙ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ

Для получения целевых продуктов высокой чистоты при значительных и частых возмущающих воздействиях по расходу и составу питания предложено использование комбинированной системы управления. В работе комбинированной системы управления сочетаются два принципа управления – по отклонению регулируемых величин и по возмущающим воздействиям, вызывающим эти отклонения. Использование комбинированных систем управления позволяет оперативно компенсировать возникающие возмущающие воздействия при сохранении требуемой точности регулирования, присущей системам управления по отклонению. Требуемые для реализации принципа управления по возмущению математические модели могут быть получены с использованием балансовых уравнений, описывающих работу ректификационной колонны. Так, из уравнений материального баланса с учетом условий (1) и (2) для величины расхода дистиллята  $D$  следует соотношение

$$D = (X_f - X_w^{зад}) \cdot F / (X_d^{зад} - X_w^{зад}), \quad (3)$$

где  $D$  – расход дистиллята, кмоль/ч;  $X_f$  – мольная доля ДЭА в потоке питания, кмоль/кмоль;  $F$  – расход питания, кмоль/ч.

Для обеспечения выполнения цели управления процессом при текущих значениях возмущающих параметров  $X_f$  и  $F$  по уравнению (3) определяется величина  $D$  и устанавливается в качестве задания регулятору расхода дистиллята. Кроме задания регулятору расхода дистиллята значения  $D$  компенсация возмущающих воздействий выполняется расчетом расхода флегмы  $L$ , а также производительности кипятильника колонны  $G$  по следующим уравнениям:

$$L = \alpha \cdot D, \quad (4)$$

где  $L$  – расход флегмы, кмоль/ч;  $\alpha$  – флегмовое число.

$$G = (1 + \alpha) \cdot D, \quad (5)$$

где  $G$  – паропроизводительность кипятильника, кмоль/ч.

Рассчитанная по уравнению (5) величина  $G$  устанавливается как задание регулятору производительности кипятильника, а вели-

чина  $L$  устанавливается по разности между величинами  $G$  и  $D$ . Функциональная схема автоматизации процесса ректификационного разделения смеси ДЭА и ТЭА представлена на рис. 1.

В состав данной системы автоматизации входят регуляторы технологических параметров, работающие по отклонению:

- 1) регулятор давления в колонне ректификации изменением расхода хладагента, подаваемого в дефлегматор (поз. 1);
- 2) регулятор расхода дистиллята (поз. 2);
- 3) регулятор производительности кипятильника колонны изменением давления греющего пара в рубашке кипятильника (поз. 3);
- 4) регулятор уровня кубовой жидкости изменением расхода ее выгрузки (поз. 4);
- 5) нечеткий регулятор [6] состава дистиллята и кубовой жидкости изменением задания регулятору расхода дистиллята (поз. 5). Оптимальная настройка нечеткого регулятора, работающего в составе каскадной схемы, выполнена при минимальном значении сум-

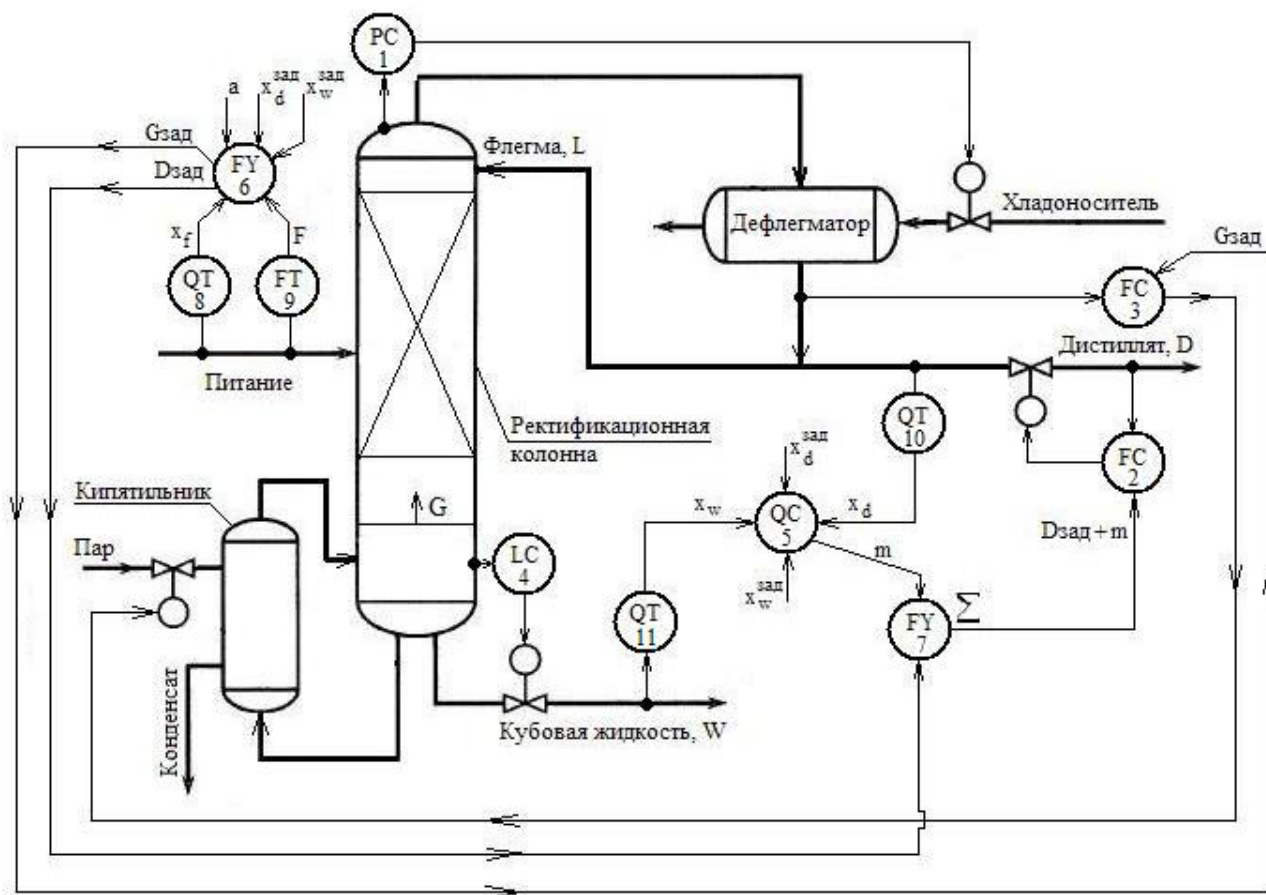


Рис. 1. Функциональная схема автоматизации процесса ректификации смеси ДЭА и ТЭА

мы интегральных квадратичных критериев регулирования состава дистиллята  $X_d$  и кубовой жидкости  $X_w$  путем математического моделирования переходного процесса в системе управления.

В состав комбинированной системы управления процессом ректификации кроме этого входит ряд функциональных блоков:

1) компенсатор возмущающих воздействий (поз.6) по изменению расхода и состава питающего потока, рассчитывающий требуемый расход дистиллята  $D$  по уравнению (3) и требуемую производительность кипятильника  $G$  по уравнению (5), которые выдаются в качестве заданий регуляторам расхода дистиллята и производительности кипятильника;

2) сумматор (поз. 7) задания по расходу дистиллята  $D$  и его коррекции  $m$ , выдаваемой нечетким регулятором поз. 5.

На функциональной схеме автоматизации указаны следующие измерительные преобразователи:

1) анализатор состава потока питания колонны (поз. 8);

2) расходомер потока питания колонны (поз. 9);

3) анализатор состава потока дистиллята (поз. 10);

4) анализатор состава потока кубовой жидкости (поз. 11).

Все три анализатора (поз. 8, поз. 10, поз. 11) являются промышленными хроматографами, приборами периодического действия. Поскольку анализируемая среда является двухкомпонентной (ДЭА и ТЭА) и требуется измерять содержание только одного компонента (ДЭА) интервал дискретности съема информации по составу может быть принят  $T = 10$  минут.

Поскольку регулятор поз. 5 для регулирования двух параметров  $X_d$  и  $X_w$  использует только одно управляющее воздействие, то для решения этой задачи может быть применен нечеткий регулятор [6]. В качестве входных параметров нечеткого регулятора примем: отклонение показателя состава дистиллята  $\Theta_1 = X_d - X_d^{sad}$ ; отклонение показателя состава кубовой жидкости  $\Theta_2 = X_w - X_w^{sad}$  и первые производные по вре-

мени этих отклонений  $\Theta_3 = d\Theta_1 / dt$  и  $\Theta_4 = d\Theta_2 / dt$ . В качестве выходного параметра нечеткого регулятора примем изменение расхода дистиллята  $m$  по сравнению с расходом  $D$ , установленным компенсатором возмущающих воздействий поз. 6. Величины  $m$  и  $D$  суммируются. Для переменных, связанных с работой нечеткого регулятора, выбираем три лингвистических термина: «отрицательная», «положительная» и «близкая к нулю». Как показано [6], увеличение числа термов до пяти или семи незначительно улучшает качество регулирования технологических параметров. Функции принадлежности значений переменных лингвистическим терминам треугольного вида представлены на рис. 2.

Алгоритм работы нечеткого регулятора состоит в считывании информации с датчиков состава дистиллята поз. 10 и состава кубовой жидкости поз. 11, определении отклонений  $\Theta_1$  и  $\Theta_2$  от заданных уставок текущих значений показателей состава  $X_d$  и  $X_w$ , а также производных от этих отклонений путем численного дифференцирования. Для четырех входных переменных  $\Theta_i$  ( $i = 1, 2, 3, 4$ ) определяются их относительные значения (по отношению к заданному диапазону изменения переменных  $\Theta_i^{\min}$  и  $\Theta_i^{\max}$ )  $U_i = (\Theta_i - \Theta_i^{\min}) / (\Theta_i^{\max} - \Theta_i^{\min})$  ( $i = 1, 2, 3, 4$ ), затем по относительным значениям переменных  $U_i$  определяются функции принадлежности (рис. 2).

$$\mu_1(U_i) = 1 - U_i, \text{ для } U_i \in [0, 1];$$

$$\mu_2(U_i) = U_i, \text{ для } U_i \in [0, 1];$$

$$\mu_3(U_i) = 2U_i, \text{ для } U_i \in [0, 0.5];$$

$$\mu_4(U_i) = 2 - 2U_i, \text{ для } U_i \in [0.5, 1];$$

Значения функций принадлежности определяют параметры результирующей фигуры (которая в свою очередь определяет величину управляющего воздействия):

$$A = \min[\mu_1(U_1), \mu_1(U_2), \mu_1(U_3), \mu_1(U_4)],$$

$$B = \min[\mu_2(U_1), \mu_2(U_2), \mu_2(U_3), \mu_2(U_4)],$$

$$C = \min[\mu_3(U_1), \mu_3(U_2), \mu_3(U_3), \mu_3(U_4)].$$

Результирующая фигура (образованная осью  $U$  и ломанной  $AA'CC'BB'$ ) и ее параме-

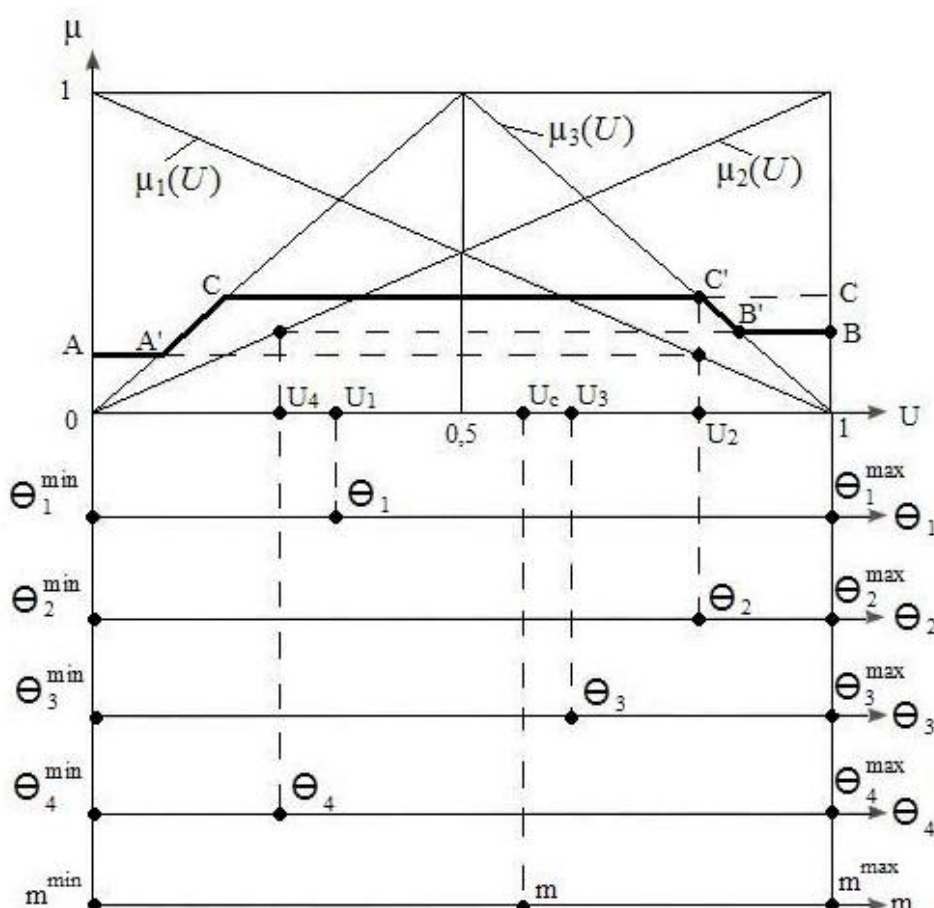


Рис. 2. Функции принадлежности для трех термов. Результирующая фигура для определения величины управляющего воздействия

тры для частного случая значений входных переменных нечеткого регулятора представлены на рис. 2.

Относительное (по отношению к диапазону изменения  $U_c = (m - m_{\min}) / (m_{\max} - m_{\min})$ ) значение управляющего воздействия  $U_c$  определяется как координата центра тяжести результирующей фигуры [6]. Величина  $U_c$  используется для определения управляющего воздействия  $m$ :

$$m = U_c \cdot (m_{\max} - m_{\min}) + m_{\min},$$

где  $m_{\max}$  и  $m_{\min}$  – параметры диапазона изменения величины управляющего воздействия. Величины  $\Theta_i^{\max}$  и  $\Theta_i^{\min}$  ( $i = 1, 2, 3, 4$ ), а также  $m_{\max}$  и  $m_{\min}$  являются настройками нечеткого регулятора, которые для управления процессом ректификации ДЭА-ТЭА найдены путем моделирования работы системы управления. Результаты моделирования работы комбинированной системы управления процессом ректификации смеси ДЭА и ТЭА при задан-

ных значениях показателей состава дистиллята и кубовой жидкости  $X_d^{zad} = 0,98$  кмоль/кмоль и  $X_w^{zad} = 0,03$  кмоль/кмоль в случае ступенчатого изменения состава потока питания с  $X_f = 0,6$  кмоль/кмоль до  $X_f = 0,7$  кмоль/кмоль представлены на рис. 3 в форме переходной характеристики.

Анализ переходного процесса позволяет сделать вывод о работоспособности системы управления: объект переведен из начального состояния в заданное конечное. Продолжительность переходного процесса, связанного со стабилизацией состава выходных потоков колонны ректификации  $X_d$  и  $X_w$  при существующих значениях динамических параметров ректификационной колонны как объекта управления:  $K_o = 0,9$ ;  $T_o = 320$  и  $\tau_o = 23$  (коэффициент передачи, постоянная времени и запаздывание соответственно), составляет 560 с. Качество автоматического управления технологическим процессом принято оценивать такими показателями как интегральный

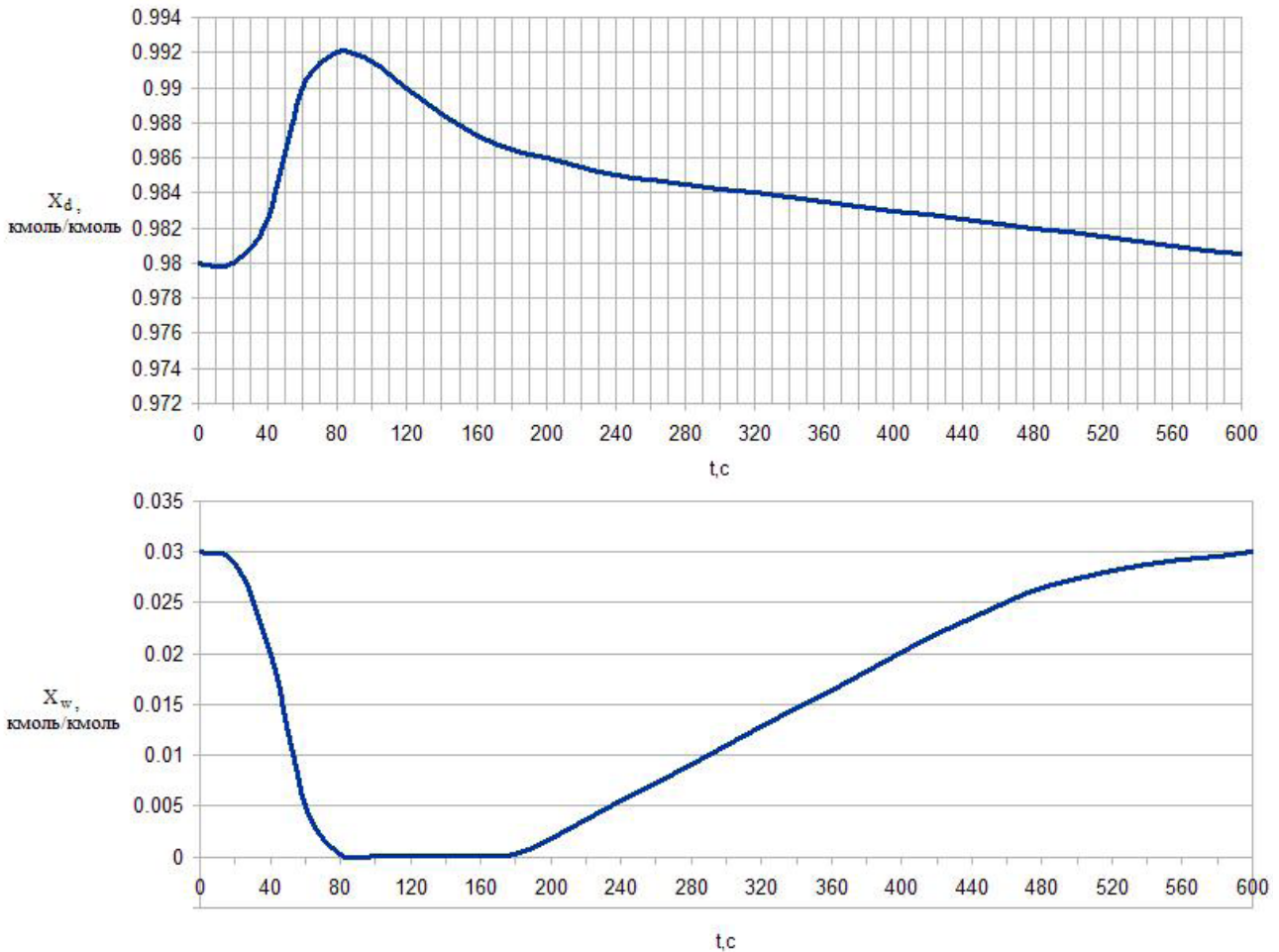


Рис. 3. Результаты моделирования работы комбинированной системы управления при ступенчатом возмущающем воздействии

квадратичный критерий, величина перерегулирования, продолжительность переходного процесса и др. Поскольку при управлении процессом ректификации регулируются два параметра  $X_d$  и  $X_w$ , в качестве критерия оптимальности при определении оптимальных настроек нечеткого регулятора принималась сумма двух интегральных квадратичных критериев для величин  $X_d$  и  $X_w$ . Путем оптимизации обеспечивалось минимальное значение этого критерия. Перерегулирование для величины  $X_d$  составляло 0,012 кмоль/кмоль, а для величины  $X_w$  составляло 0,03 кмоль/кмоль. Продолжительность переходного процесса, составляющая 560 с, имеет достаточно приемлемое значение, поскольку постоянная времени объекта управления  $T_o = 320$  с.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Таким образом, разработана комбинированная система управления процессом ректификационного разделения смеси ДЭА и ТЭА, обеспечивающая заданный состав дистиллята и кубовой жидкости. Система управления процессом включает пять регуляторов технологических параметров по их отклонениям от заданных значений, один из которых является нечетким регулятором и входит в состав комбинированной системы управления. В состав комбинированной системы управления входит также компенсатор возмущающих воздействий по изменению расхода и состава питающего потока, который вырабатывает два управляющих воздействия по расходу дистиллята и производительности кипятильника колонны ректификации. Предлагаемая си-

стема управления процессом ректификации внедрена на предприятии ООО «Синтез Ока» (г. Дзержинск Нижегородской области). Основным результатом работы комбинированной системы управления является снижение величины  $X_w$  с 0,25–0,3 до 0,02–0,03 мольной доли, что обеспечило прекращение использования дополнительной ректификационной колонны для снижения мольной доли ДЭА в кубовой жидкости.

### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Анисимов И. В., Бодров В. И., Покровский В. Б. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок. – М. : «Химия», 1975. – 216 с.

**Песков Николай Павлович** – старший преподаватель, соискатель, кафедра автоматизации и информационных систем, Дзержинский политехнический институт.  
E-mail: peskov87@bk.ru

**Мончарж Эрнст Маркович** – канд. хим. наук, доцент, кафедра автоматизации и информационных систем, Дзержинский политехнический институт.  
E-mail: moncharzh@yandex.ru

**Токарев Сергей Владимирович** – канд. техн. наук, доцент, кафедра автоматизации и информационных систем, Дзержинский политехнический институт.  
E-mail: svtokarev@yandex.ru

2. Кафаров В. В. Основы массопередачи. – М. : «Высшая школа», 1979. – 439 с.

3. Александров И. А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. – М. : «Химия», 1981. – 352 с.

4. Агринская С. А. Разработка и исследование алгоритмов управления температурным профилем ректификационной колонны тарельчатого типа: дис. канд. техн. наук 05.13.06. – М. : 2011, 194 с.

5. Анисимов И. В. Автоматическое регулирование процесса ректификации. – М. : «Гостоптехиздат», 1961. – 180 с.

6. Гостев В. И. Проектирование нечетких регуляторов. – СПб. : БХВ-Петербург, 2011. – 416 с.

**Peskov Nikolay Pavlovich** – the senior teacher, Competitor of the Department of Automation and Information Systems, Dzerzhinsky Polytechnic Institute.  
E-mail: peskov87@bk.ru

**Moncharzh Ernst Markovic** – Ph.D., Associate Professor, Department of Automation and Information Systems, Dzerzhinsky Polytechnic Institute.  
E-mail: moncharzh@yandex.ru

**Tokarev Sergey Vladimirovich** – Ph.D., Associate Professor, Department of Automation and Information Systems, Dzerzhinsky Polytechnic Institute.  
E-mail: svtokarev@yandex.ru