

Radionov Ivan Alekseevich

Taganrog Institute of Technology – Federal State-Owned Autonomy Educational Establishment of Higher Vocational Education “Southern Federal University”.

E-mail: radionov87@gmail.com.

2, Chehov Street, Ap. 403, Taganrog, 347900, Russia.

Phone: +78634360707.

The Department of Synergetics and Control; Postgraduate Student.

УДК 681.5.017:66.08.012-52

С.Е. Абрамкин, С.Е. Душин, Н.Н. Кузьмин

**МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ УПРАВЛЯЕМЫХ МАССО-
И ТЕПЛООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В ТЕХНОЛОГИЧЕСКОМ
КОМПЛЕКСЕ СИСТЕМ «АБСОРБЦИЯ-ДЕСОРБЦИЯ»**

Приведены основные ограничения и допущения, положенные в основу получения математических моделей систем «Абсорбция» и «Десорбция». Разработаны нелинейные динамические модели взаимосвязанных управляемых массообменных и теплообменных процессов замкнутого технологического комплекса систем «АБСОРБЦИЯ-ДЕСОРБЦИЯ». Компьютерное моделирование проводилось с использованием программного средства MATLAB/Simulink. Особое внимание уделено получению математических моделей подсистем «Выпаривание» и «Воздушное охлаждение».

Математическая модель; структурная схема; природный газ; абсорбция; десорбция; массообмен; теплообмен; управляемый процесс.

S.E. Abramkin, S.E. Dushin, N.N. Kuzmin

**MATHEMATICAL MODELS OF CONTROLLED MASS- AND HEAT
EXCHANGE PROCESSES IN TECHNOLOGIC COMPLEX OF SYSTEMS
«ABSORPTION-DESORPTION»**

Paper shows the results of analysis of the gas dewatering process. The basic restrictions and the assumptions taken as a principle of reception of mathematical models of systems absorption and desorption are presented. Nonlinear dynamic models interconnected controlled mass and heat exchange processes of the closed technological complex of the systems «ABSORPTION-DESORPTION» are developed. Computer modeling was carried out with use of software MATLAB/Simulink. The special attention is given reception of mathematical models of subsystems «Evaporation» and «Air cooling».

Mathematical model; structure scheme; natural gas; absorption; desorption; mass exchange; heat exchange; controlled process.

В настоящее время газовая промышленность составляет значительную часть российской экономики. Необходимость удовлетворения как внутреннего, так и внешнего спроса на газ определяет актуальность проблем управления процессами в добыче, подготовке и транспортировке газа. В программах ОАО «Газпром» декларируется переход к малолюдным технологиям. Такой переход может быть осуществлен в результате разработки современных автоматических систем управления процессами добычи, подготовки и транспортировки природного газа. В рамках данного направления развития газовой отрасли проводится реконструкция технологических аппаратов и внедрение автоматизированных систем управления технологическими процессами на газовых промыслах. Проведение данных работ определено высокими требованиями к качеству подготовки природного газа для его

транспортировки, повышением надежности технологического оборудования в связи с непрерывным характером производства и стремлением к оптимизации режимов работы скважин и установок комплексной подготовки газа (УКПГ).

Реализация вышеуказанной задачи, задачи создания современных автоматических систем управления для газовой отрасли требует проведения глубокого физико-математического исследования всех технологических процессов и постановки вычислительных экспериментов.

В докладе приводятся результаты исследования технологического процесса абсорбционной осушки природного газа. Данный процесс является основным в технологии подготовки природного газа к транспорту на газоконденсатных месторождениях Крайнего Севера.

Технологический процесс подготовки природного газа методом абсорбционной осушки на УКПГ, осуществляемый по замкнутому циклу (по жидкой поглощающей фазе), можно представить как системный комплекс «Абсорбция – Десорбция», в который входят две взаимосвязанные системы «Абсорбция газа» и «Десорбция абсорбента» [1]. Процесс физической абсорбции газа протекает при низкой температуре и высоком давлении, а процесс десорбции, напротив, происходит при высокой температуре и низком давлении.

Система «Абсорбция газа» включает в себя подсистему сепарации, в которой происходят процессы отделения от газа механических примесей и капельной жидкости, и непосредственно подсистему абсорбции, в которой из газа выделяется влага при помощи поглощающего абсорбента, а также подсистему разделения фаз. При этом подсистема абсорбции входит в состав замкнутого контура абсорбционной осушки и определяет в нем основные фазовые потоки.

Система «Десорбция абсорбента» также состоит из ряда подсистем, основными из которых являются: подсистема «Ректификация» (колонна регенерации), подсистема «Выпаривание» (испаритель) и подсистема «Воздушное охлаждение», предназначенная для охлаждения флегмы (рефлюкса) в аппарате воздушного охлаждения. Такой выбор обусловлен доминирующим влиянием этих подсистем комплекса на процесс осушки.

В настоящее время при исследовании технологических процессов абсорбции и десорбции основное внимание уделяется статическим и линейным динамическим моделям отдельных устройств, а не всего комплекса в целом. Статические модели получают при составлении материальных и тепловых балансов в установившихся (равновесных) режимах. Они, по существу, определяют основные потоки субстанций при нормальной эксплуатации промышленных установок. Методы расчета статических режимов достаточно хорошо известны. Линейные динамические модели формируются в результате линеаризации при малых отклонениях от равновесных режимов и находят применение для разработки локальных контуров регулирования.

Всестороннее изучение вопроса абсорбционной осушки газа [2], [3] показало, что при построении адекватных математических моделей (ММ) процессов абсорбции и десорбции важная роль должна отводиться нелинейным динамическим моделям, которым свойственны нестационарные (переходные) режимы «в большом». Только нелинейные ММ позволяют выявить и исследовать взаимосвязь массо- и теплообменных процессов.

Работа замкнутого комплекса систем «Абсорбция–Десорбция» может сопровождаться тремя видами нестационарных процессов, обусловленных:

- 1) установлением стационарного рабочего режима;
- 2) изменением внешних условий (например, состоянием газового пласта, климатическими и погодными возмущениями и т. п.);
- 3) собственными неустойчивыми колебательными и гидродинамическими процессами.

Нестационарные процессы первого вида возникают во время подачи абсорбента в абсорберы при настройке систем «Десорбция» и «Абсорбция» на рабочие параметры, а также при пусках и остановках комплекса. Также нестационарные процессы первого вида возникают при переключениях УКПГ с одной технологической линии на другую.

Нестационарные процессы второго вида можно наблюдать при изменении отбора природного газа (снижение или увеличение), что влечет за собой перенастройка режима работы всего комплекса систем. При этом происходит перенастройка локальных систем автоматического регулирования с целью устранения полученного возмущения, так как изменение расхода газа приводит к изменению расхода абсорбента, что, в свою очередь, ведет к отклонению параметров тепловых и массообменных процессов от установочных значений в системе «Десорбция».

В рассматриваемых условиях функционирования комплекса при установленных ограничениях и правильной его эксплуатации, нестационарные процессы третьего вида, вызванные неустойчивостью движений, не выявлены.

При разработке ММ технологических процессов важной задачей является правильный выбор физических принципов и закономерностей, допущений и ограничений, накладываемых на модель. В результате анализа поведения систем «Абсорбция» и «Десорбция» в части массообменных процессов были приняты следующие допущения:

- ◆ жидкость (абсорбент) в насадках колонн (абсорбционной и регенерирующей) полностью перемешивается (модель идеального перемешивания);
- ◆ в основе получения ММ массообменных процессов лежит гидродинамическая модель полного вытеснения (поршневого режима течения фаз);
- ◆ режим продольного перемешивания фаз отсутствует;
- ◆ скорости газа v_g , пара v_n и жидкости v_a одинаковы по сечениям аппаратов;
- ◆ концентрации газа C_g , пара C_n и абсорбента C_a одинаковы по сечениям аппаратов;
- ◆ массопередача на насадках эквимолярная, т. е. через поверхность раздела фаз в противоположных направлениях переносится одинаковое количество целевого компонента;
- ◆ абсорбент, проходя через насадку, не задерживается, что исключает образование зон простоя в насадках, а также исключается зависание абсорбента в насадках;
- ◆ зависимость равновесной концентрации целевого компонента в газе $C_{га}^p(C_{жа})$ для процесса абсорбции принимается линейной (выполнение закона Генри), для процесса десорбции – как линейной, так и нелинейной;
- ◆ температурные профили газа и абсорбента по всей высоте абсорбера принимаются постоянными.

С учетом принятых допущений нелинейная динамическая ММ управляемого массообменного процесса в абсорбере может быть представлена системой дифференциальных уравнений в частных производных (ДУЧП):

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_{гг}}{\partial t} &= -v_{гг} \frac{\partial C_{гг}}{\partial z} - R_g [C_{гг} - C_{гг}^p(C_{жа})]; \\ \frac{\partial C_{жа}}{\partial t} &= f(u) \frac{\partial C_{жа}}{\partial z} + R_a [C_{гг} - C_{гг}^p(C_{жа})], \\ 0 < z < l_a, \quad t > 0, \end{aligned} \quad (1)$$

где $C_{цг}$, $C_{ца}$ – концентрации целевого компонента в газе и жидкости (абсорбенте); $C_{цг}^p$, $C_{ца}^p$ – равновесные концентрации целевого компонента; $v_{цг}$ – скорость целевого компонента в газе, которая не меняется по высоте абсорбера; l_a – высота абсорбера. Постоянные коэффициенты R_g и R_a определяются физическими свойствами фаз и геометрическими особенностями аппарата. Управление процессом абсорбции осуществляется изменением подачи жидкого компонента в абсорбер, что отражено в модели введением сомножителя $f(u)$. Соответствующая ММ структурная схема приведена на рис. 1.

При выполнении закона Генри система уравнений (1) приобретает вид:

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_{цг}}{\partial t} &= -v_{цг} \frac{\partial C_{цг}}{\partial z} - R_g (C_{цг} - E_p C_{ца}); \\ \frac{\partial C_{ца}}{\partial t} &= f(u) \frac{\partial C_{ца}}{\partial z} + R_a (C_{цг} - E_p C_{ца}), \end{aligned} \tag{2}$$

где E_p – коэффициент фазового равновесия, пропорциональный коэффициенту Генри, для массовых концентраций. В силу присутствия управляющего воздействия во втором уравнении модель (2) сохраняет нелинейный характер.

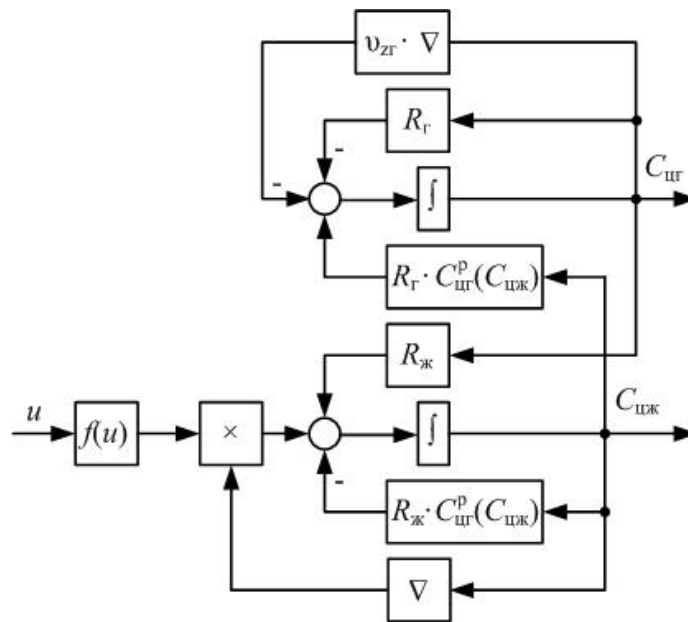


Рис. 1. Структурная схема ММ управляемого массообменного процесса в абсорбере

ММ управляемого массообменного процесса (2) дополняется граничными условиями первого рода на входах аппарата, а также начальными профилями концентраций газа и жидкости по высоте абсорбера.

Получение ММ подсистемы «Ректификация» системы «Десорбция» основывается на ранее принятых допущениях, что позволяет представить процессы массообмена нелинейной системой ДУЧП:

$$\begin{aligned}\frac{\partial C_{\text{ца}}}{\partial t} &= -v_a \frac{\partial C_{\text{ца}}}{\partial z} - R_a [C_{\text{ца}} - C_{\text{ца}}^p(C_{\text{цп}})]; \\ \frac{\partial C_{\text{цп}}}{\partial t} &= v_n(\theta_n) \frac{\partial C_{\text{цп}}}{\partial z} + R_n(\theta_n) [C_{\text{ца}} - C_{\text{ца}}^p(C_{\text{цп}})]; \\ 0 < z < l_k, \quad t > 0,\end{aligned}\tag{3}$$

где $C_{\text{ца}}$, $C_{\text{цп}}$ – концентрации целевого компонента в потоках абсорбента и пара; $C_{\text{ца}}^p$ – равновесная концентрация целевого компонента в абсорбенте; v_a , v_n – скорости потоков абсорбента и пара; θ_n – температура пара; l_k – высота регенерационной колонны. Коэффициенты R_a и R_n определяются физическим состоянием фаз и геометрическими размерами аппарата. При этом скорость пара v_n и коэффициент R_n зависят от температуры пара.

При выполнении закона Генри система уравнений (3) принимает вид:

$$\begin{aligned}\frac{\partial C_{\text{ца}}}{\partial t} &= -v_a \frac{\partial C_{\text{ца}}}{\partial z} - R_a (C_{\text{ца}} - E(\theta_a) C_{\text{цп}}); \\ \frac{\partial C_{\text{цп}}}{\partial t} &= v_n(\theta_n) \frac{\partial C_{\text{цп}}}{\partial z} + R_n(\theta_n) (C_{\text{ца}} - E(\theta_a) C_{\text{цп}}),\end{aligned}\tag{4}$$

причем коэффициент фазового равновесия $E(\theta_a)$ зависит от температуры абсорбента. Следует отметить, что ММ (4) будет линейной только в случае, когда температуры абсорбента θ_a и пара θ_n постоянны. Модель дополняется граничными и начальными условиями.

Для подсистемы «Ректификация» в переходных режимах температурные профили пара и абсорбента по высоте колонны не постоянны. В связи с этим было проведено моделирование тепловых процессов, протекающих в колонне:

$$\begin{aligned}\frac{\partial \theta_n}{\partial t} &= -v_n(\theta_n) \frac{\partial \theta_n}{\partial z} - R_{\theta n}(\theta_n)(\theta_n - \theta_a), \\ \frac{\partial \theta_a}{\partial t} &= v_a \frac{\partial \theta_a}{\partial z} + R_{\theta a}(\theta_n - \theta_a),\end{aligned}\tag{5}$$

где θ_n , θ_a – температуры пара и абсорбента; v_n , v_a – скорости тепловых потоков пара и абсорбента; $R_{\theta n}$, $R_{\theta a}$ – теплофизические коэффициенты. В данной модели учитывается влияние температуры пара на его физические характеристики. Представленная ММ (5) дополняется граничными условиями и начальными профилями распределения температур вдоль колонны. Структурная схема подсистемы «Ректификация» приведена на рис. 2.

Следует заметить, что полученная модель теплообмена в противоточном движении фаз не учитывает накопления теплоты в стенках аппарата. В реальных условиях такое накопление мало влияет на процесс теплообмена, если теплоемкость стенок мала и если достаточно велика интенсивность теплообмена пара и абсорбента.

Управление взаимосвязанных массообменных и теплообменных процессов в подсистеме «Ректификация» осуществляется за счет изменения температуры в

подсистеме «Выпаривание» и поддержания температуры флегмы в подсистеме «Воздушное охлаждение».

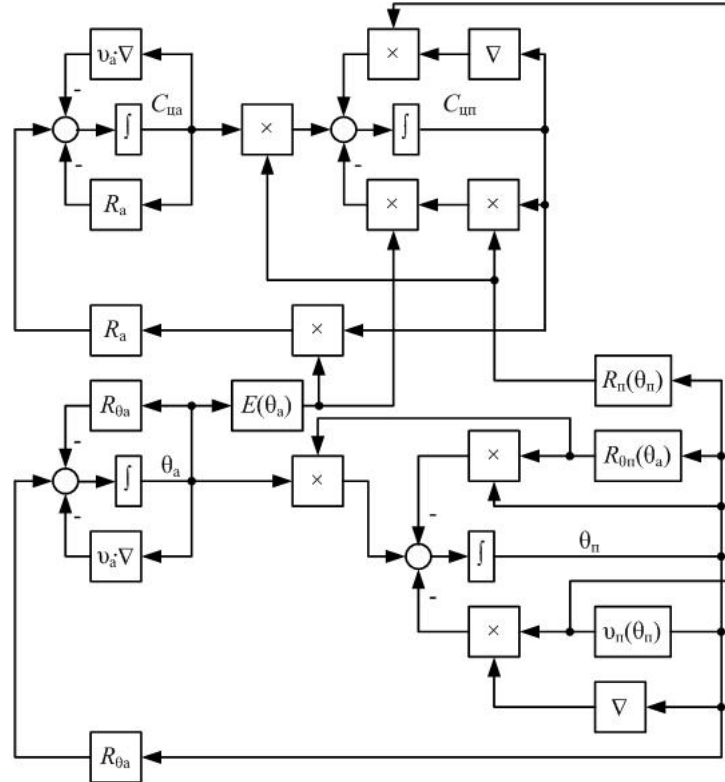


Рис. 2. Структурная схема ММ подсистемы «Ректификация»

Объектом моделирования в подсистеме «Выпаривание» является испаритель. К топочной трубе испарителя подсоединяется газовая горелка, при помощи которой происходит управление тепловыми процессами в аппарате. В топочную трубу испарителя подается пламя от газовой горелки, которое нагревает трубное пространство и в результате нагрева образуются дымовые газы, поступающие затем в жаровые трубы. Далее дымовые газы через дымовую трубу отводятся в атмосферу. В межтрубное пространство испарителя из насадочной секции ректификационной колонны стекает частично регенерированный абсорбент. Дымовые газы нагревают стенки жаровых труб. В свою очередь, за счет отдачи тепла от стенок жаровых труб осуществляется нагревание абсорбента до заданной температуры. В результате нагревания абсорбента происходит выпаривание из него паров воды. В испарителе теплообмен между фазами происходит при движении по противоточной схеме, так как абсорбент течет в одном направлении, а дымовые газы – в противоположном.

При построении динамической ММ теплообменных процессов в подсистеме «Выпаривание» учитывались следующие допущения:

- ♦ продольное перемешивание в каждом из потоков теплоносителей отсутствует, т. е. физические среды в аппарате движутся в режиме идеального вытеснения;

- ◆ поперечное перемешивание в потоках теплоносителей считается идеальным. Это предположение позволяет разрабатывать одномерную ММ, в которой учитывается изменение температуры только по длине аппарата;
- ◆ термическое сопротивление стенок теплообменника сравнительно мало. Выполнение этого условия означает, что температура стенки $\theta_{cm}(x, t)$, разделяющей теплоносители, постоянна по толщине стенки.

Принимая во внимание эти допущения, была получена модель с распределенными параметрами в виде системы дифференциальных уравнений первого порядка, описывающая нестационарный теплообмен в испарителе с учетом стенки жаровой трубы, разделяющей теплоносители:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \theta_{\partial z}}{\partial t} &= -v_{\partial z} \frac{\partial \theta_{\partial z}}{\partial x} - R_{\partial z} (\theta_{\partial z} - \theta_{cm}); \\ \frac{\partial \theta_a}{\partial t} &= v_a \frac{\partial \theta_a}{\partial x} + R_a (\theta_{cm} - \theta_a); \\ \frac{\partial \theta_{cm}}{\partial t} &= R_{\partial z cm} (\theta_{\partial z} - \theta_{cm}) - R_{acm} (\theta_{cm} - \theta_a), \end{aligned} \quad (6)$$

где $\theta_{\partial z}, \theta_a, \theta_{cm}$ – температуры дымовых газов, абсорбента и стенки; $v_{\partial z}, v_a$ – скорости дымовых газов и абсорбента; $R_{\partial z}, R_a, R_{\partial z cm}, R_{acm}$ – физико-технологические коэффициенты, зависящие от физических свойств дымовых газов, абсорбента и материала стенки жаровой трубы.

Для ММ (6) были определены начальные распределения температур теплоносителей и граничные условия, характеризующие исследуемый процесс.

Начальные распределения температур теплоносителей:

$$\theta_{\partial z 0}(x) = \theta_{\partial z}(x, t)|_{t=0}, \quad \theta_{a 0}(x) = \theta_a(x, t)|_{t=0}.$$

Граничные условия:

$$\theta_{\partial z}(x, t)|_{x=l} = \theta_{\partial z}^{bx}(t), \quad \theta_a(x, t)|_{x=0} = \theta_a^{bx}(t).$$

Однако при исследовании ММ (6) средствами MatLab/Simulink было выявлено, что при определенных условиях температура абсорбента недопустимо уменьшалась, так как температура дымовых газов не достигала значения, необходимого для нагрева абсорбента до заданной температуры. Для решения данной проблемы была разработана нелинейная ММ управляемого теплообменного процесса в испарителе:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \theta_{\partial z}}{\partial t} &= -f(u) \frac{\partial \theta_{\partial z}}{\partial x} - R_{\partial z} (\theta_{\partial z} - \theta_{cm}); \\ \frac{\partial \theta_a}{\partial t} &= v_a \frac{\partial \theta_a}{\partial x} + R_a (\theta_{cm} - \theta_a); \\ \frac{\partial \theta_{cm}}{\partial t} &= R_{\partial z cm} (\theta_{\partial z} - \theta_{cm}) - R_{acm} (\theta_{cm} - \theta_a), \\ f(u) &= G_{mz}, \end{aligned} \quad (7)$$

где G_{mz} – управляемый расход топливного газа.

Исследование полученной ММ (7) показало, что управляемый теплообменный процесс в испарителе позволяет поддерживать температурный режим и концентрацию абсорбента на требуемом уровне. А поддержание концентрации абсорбента в установленных техническим заданием пределах и является конечной целью технологического процесса в системе «ДЕСОРБЦИЯ абсорбента».

Подсистема «Воздушное охлаждение» также представляет собой важнейший элемент в системе «ДЕСОРБЦИЯ абсорбента». Объектом исследования в данной подсистеме являются технологические процессы в аппарате воздушного охлаждения (АВО), который предназначен для конденсации паров, выходящих с верхней насадочной секции колонны регенерации. На выходе АВО, после конденсации, образуется флегма (или рефлюкс), которая возвращается для орошения верхней насадочной части колонны. Одновременно с процессом конденсации в рабочем пространстве АВО происходит накопление воздуха и других неконденсирующихся газов, которые выделяются из парожидкостной смеси, а также проникают через неплотности в соединениях аппаратуры из окружающего воздуха. Накопление неконденсирующихся газов и рост их парциального давления приводят к уменьшению разрежения в колонне регенерации. Поэтому для поддержания вакуума в колонне регенерации на заданном уровне производится непрерывный отвод из АВО неконденсирующихся газов. Для этого в системе «ДЕСОРБЦИЯ» применяется вакуум-насос, который также служит для предотвращения колебаний давления, обусловленных изменением температуры охлаждающего агента (атмосферного воздуха).

При составлении математической модели (ММ) теплообменных процессов в АВО были приняты следующие допущения:

- ◆ в конденсационных секциях среда движется в режиме идеального вытеснения;
- ◆ поперечное перемешивание считается идеальным. Данное допущение приводит к составлению одномерной модели, в которой учитывается динамическое распределение температуры только по длине конденсационных секций АВО;
- ◆ принимается, что теплообменный процесс сопровождается конденсацией насыщенного пара;
- ◆ в ММ учитывается накопление теплоты в трубах конденсационной секции;
- ◆ трубы в конденсационных секциях выполнены с оребрением.

Принимая во внимание вышечисленные допущения, была получена динамическая ММ теплообменного процесса в конденсационных секциях АВО:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \theta_{nn}(x, t)}{\partial t} &= -v_{nn} \frac{\partial \theta_{nn}(x, t)}{\partial x} - R_{nn} [\theta_{nn}(x, t) - \theta_{ca}(x, t)], \\ \frac{d\theta_{ca}}{dt} &= R_{c2}(\theta_{nn} - \theta_{ca}) - R_{c1}(\theta_{ca} - \theta_{cp}), \end{aligned} \quad (8)$$

где θ_{nn} , θ_{ca} , θ_{cp} – температуры насыщенного пара, стенки теплообменных секций АВО и окружающей среды; v_{nn} – скорость насыщенного пара; R_{nn} , R_{c1} , R_{c2} – физико-технологические коэффициенты, зависящие от физических свойств насыщенного пара и материала стенки теплообменных секций АВО.

Второе уравнение в системе (8) является обыкновенным дифференциальным уравнением первого порядка. Для его однозначного решения необходимо знать начальное условие θ_{ca} в момент времени $t=0$.

Величину θ_{cp} можно получить из экспериментальной зависимости:

$$\theta_{cp} = f(\theta_{cp0}, \theta_{yc}, G_{max}, q), \quad (9)$$

где θ_{cp0} – начальная средняя температура окружающей среды при неработающем вентиляторе; θ_{yc} – установившееся значение температуры окружающей среды;

$G_{\text{вmax}}$ – максимальный расход воздуха, нагнетаемый вентилятором; Q – коэффициент, принадлежащий интервалу значений, близких к единице.

Граничные условия для температурного профиля пара ММ (8) определяются выражениями:

$$\theta_{\text{mn}}(x, t)|_{x=0} = \theta_{\text{mn}}^{\text{ex}}(t); \theta_{\text{mn}}(x, t)|_{x=l_{\text{аво}}} = \theta_{\text{mn}}^{\text{вх}}(t),$$

где $l_{\text{аво}}$ – длина трубы теплообменника.

Начальные распределения температур вдоль трубы АВО задаются выражениями:

$$\theta_{\text{mn}}(x, t)|_{t=0} = \theta_{\text{mn}}^{\text{ex}}(x); \theta_{\text{ca}}(x, t)|_{t=0} = \theta_{\text{ca}}^{\text{ex}}(x).$$

Для обеспечения требуемой температуры флегмы на выходе из аппарата, что является основной задачей регулирования на основе ММ (8), была разработана ММ управляемого теплообменного процесса в конденсационных секциях АВО:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \theta_{\text{mn}}}{\partial t} &= -v_{\text{mn}} \frac{\partial \theta_{\text{mn}}}{\partial x} - R_{\text{mn}} [\theta_{\text{mn}} - \theta_{\text{ca}}], \\ \frac{d\theta_{\text{ca}}}{dt} &= R_{\text{c1}} f(u) + R_{\text{c2}} \theta_{\text{mn}} - R_{\text{c}} \theta_{\text{ca}}, \end{aligned} \quad (10)$$

где $R_{\text{c}} = R_{\text{c1}} + R_{\text{c2}}$, $f(u)$ – управляющее воздействие.

Структурная схема ММ управляемого теплообменного процесса в конденсационных секциях АВО представлена на рис. 3.

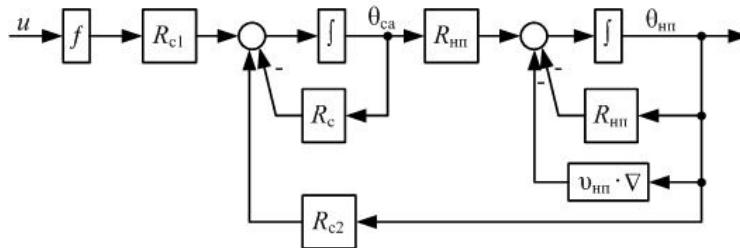


Рис. 3. Структурная схема ММ управляемого теплообменного процесса

Исследование ММ (10) проводилось с применением программного средства MatLab/Simulink. Было исследовано поведение управляемой величины (температуры флегмы в выходном коллекторе АВО) с применением линейных типовых законов регулирования. В результате параметрической настройки выбранных регуляторов было достигнуто требуемое поведение управляемой величины, которая устанавливается в заданном диапазоне температур при температурных возмущениях в сравнительно широких пределах.

Таким образом, в результате проведенных исследований были получены новые математические модели взаимосвязанных управляемых массо- и теплообменных процессов для комплекса систем «АБСОРБЦИЯ-ДЕСОРБЦИЯ», проблемно-ориентированные на задачи управления профилями концентраций и температур взаимодействующих потоков. В отличие от известных, разработанные динамические модели являются замкнутыми и учитывают нелинейный характер взаимодействия процессов.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. *Абрамкин С.Е.* Анализ технологического процесса абсорбционной осушки газа как объекта управления // Изв. СПбГЭТУ «ЛЭТИ». – 2007. – Вып. 3. – С. 24-31.
2. *Абрамкин С.Е., Душин С.Е.* Математическая модель массотеплообменных процессов технологического комплекса абсорбционной осушки газа // Материалы VI научной конференции «Управление и информационные технологии». – СПб., 2010. – С. 220-224.
3. *Абрамкин С.Е., Душин С.Е.* Разработка математической модели технологического комплекса «Абсорбция – Десорбция» // Изв. СПбГЭТУ «ЛЭТИ». – 2011. – Вып. 1. – С. 29-33.

Статью рекомендовал к опубликованию д.т.н., профессор Г.Е. Веселов.

Абрамкин Сергей Евгеньевич

Санкт-Петербургский государственный электротехнический университет «ЛЭТИ».

E-mail: abrsergey@yandex.ru.

г. Санкт-Петербург, аллея Котельникова, д. 4, кв. 11.

Тел.: +79217767124.

Кафедра автоматики и процессов управления; аспирант.

Душин Сергей Евгеньевич

E-mail: dushins@yandex.ru.

Тел.: +79219704631; 88122343798.

Профессор кафедры автоматики и процессов управления; д.т.н.; доцент.

Кузьмин Николай Николаевич

E-mail: nnkuzmin@mail.eltech.ru.

Тел.: +79591482; 88122343798.

Заведующий кафедрой автоматики и процессов управления; к.т.н.; профессор.

Abramkin Sergey Evgen'evich

Saint-Petersburg State Electrotechnical University «LETI».

E-mail: abrsergey@yandex.ru.

4-11, Kotelnikova Avenue, Saint-Petersburg.

Phone: +79217767124.

The Department of Automation and Control Processes; Post-graduate Student.

Dushin Sergey Evgen'evich

Phone: +79219704631; +28122343798.

E-mail: dushins@yandex.ru.

The Professor of the Department of Automation and Control Processes; Dr. of Eng. Sc.; Associate Professor.

Kuzmin Nikolai Nikolaevich

E-mail: nnkuzmin@mail.eltech.ru.

Phone: +79591482; work phone: +78122343798.

Head of Automation and Control Processes Department; Dr. of Phil. Sc.; Professor.