

УДК 532.529+66.048.3

О.Н. Гайдук<sup>1</sup>, Г.Ф. Громыко<sup>2</sup>, А.И. Шнип<sup>3</sup>, Ю.А. Антаневич<sup>2</sup>

## МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ НЕСТАЦИОНАРНЫХ ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ ДЛЯ ДИНАМИЧЕСКОГО ТРЕНАЖЕРА В УСТАНОВКЕ ГИДРОКОНВЕРСИИ ВАКУУМНОГО ГАЗОЙЛЯ

*Предлагается нестационарная математическая модель процессов ректификации в колоннах тарельчатого типа, используемая при создании динамического тренажера для установки гидроконверсии вакуумного газойля. Процессы ректификации рассматриваются в совокупности с математическими моделями гидродинамики, описывающими движение жидкостей и газов, и моделями тепло- и массопередачи, характеризующими перенос тепла и массы в двухфазных потоках. Предлагаются неявные конечно-разностные схемы и алгоритмы реализации для аппроксимации уравнений тепло- и массопереноса. Приводятся результаты вычислительного эксперимента на примере работы стабилизационной колонны.*

### Введение

Ректификация является основным процессом при переработке нефти [1]. Современные нефтеперерабатывающие заводы оснащены системами автоматического управления технологическими процессами, обеспечивающими нужное разделение смеси. В Институте математики НАН Беларуси при участии специалистов Объединенного института проблем информатики НАН Беларуси, Института тепло- и массообмена им. А.В. Лыкова НАН Беларуси и ОАО «Мозырский НПЗ» создан динамический программный тренажер для обучения операторов работе на установке гидроконверсии вакуумного газойля (ГКВГ).

В основе динамического тренажера лежат математические модели гидродинамики, описывающие движение жидкостей и газов, модели тепло- и массопередачи, характеризующие перенос тепла и массы. Физическая картина этих процессов, как правило, упрощена для выделения основных особенностей рассматриваемых процессов. В работе [2] приведена математическая модель, входящая в состав интеллектуального ядра моделей тренажера, и вычислительные алгоритмы процесса выработки пара в установке ГКВГ.

В настоящей работе предложена математическая модель нестационарных процессов ректификации на примере стабилизационной колонны из блока стабилизации, программная реализация которой является составной частью тренажера.

Методика расчета ректификационных аппаратов и их конструкций широко представлена в литературе [3–7]. Основу процесса ректификации составляют тепло- и массообмен и гидродинамика взаимодействующих потоков. Анализ работы ректификационных колонн показал, что при функционировании действующей установки на колонну оказывает влияние множество управляемых параметров, которые меняют со временем состав сырья, его количество и др., однако в настоящее время нет достаточно полного описания динамических режимов, происходящих при ректификации.

Для отражения динамики процессов при работе колонны, а также моделирования пускового режима в состав модели включены математические модели других технологических узлов, таких как сепаратор, холодильник, теплообменники, насосы, трубопроводы, и некоторых элементов автоматического управления, в частности клапанов.

При идентификации параметров модели используются эмпирические данные реальных технологических процессов, а также некоторые справочные зависимости [7–9].

Многокомпонентность и многофазность среды, зависимость давления и температуры системы на различных участках от входящих и выходящих потоков требуют разработки математической модели ректификации и специальных алгоритмов ее реализации. Вычислительный алгоритм, предложенный в работе, отвечает определенным требованиям к быстродействию и точности рассчитываемых величин, поскольку предназначен для решения задач, связанных с отработкой операторами навыков управления производством.

В работе построены конечно-разностные неявные схемы, реализуемые с помощью итерационных процессов, которые, как показали вычислительные эксперименты, достаточно эффективны при различных входных данных, соответствующих производственному процессу.

### 1. Математическое моделирование нестационарных процессов в ректификационных колоннах

Ректификация – это тепло- и массообменный процесс, применяемый для разделения жидких смесей, компоненты которых различаются по температурам кипения. Процесс осуществляется при контактировании потоков пара и жидкости, которые имеют разные составы и температуры. Подводимые и поднимающиеся вверх легкие компоненты концентрируются в верхней части колонны и могут быть отведены из нее. Стекающие вниз в жидкой фазе тяжелые компоненты концентрируются в нижней части колонны и отводятся через низ куба.

Для создания потока паров в нижнюю часть колонны подводят тепло. Поток жидкости формируется путем введения сырья на тарелку питания, а при нормальном режиме колонны – путем введения дополнительной жидкости (орошения) на верхнюю тарелку колонны из сконденсировавшихся после охлаждения выводимых из колонны паров.

Рассмотрим колонны тарельчатого типа с переливными устройствами, которые в настоящее время применяются наиболее широко. Они относятся к основной группе аппаратов с поверхностью контакта, образуемой в процессе движения потоков. Переливные тарелки обеспечивают контакт между жидкостью и паром, поэтому эффективность массообмена в значительной степени зависит от гидродинамических условий на тарелке.

Основными рабочими параметрами процесса ректификации являются температура жидкости на тарелках, температура паровой фазы над тарелками, давление, а также соотношение потоков жидкости и пара в межтарельчатом пространстве (рис. 1).

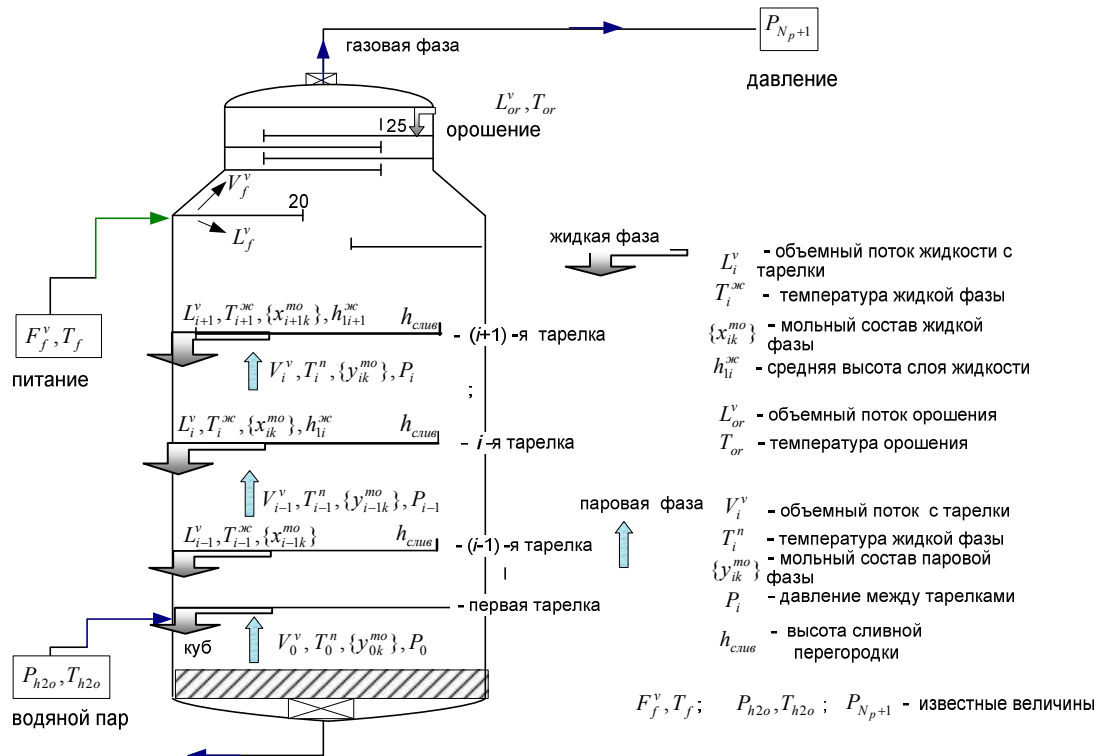


Рис. 1. Схема движения потоков внутри колонны. Основные обозначения

Основными входными технологическими параметрами являются водяной пар и питание с соответствующими расходами и температурой. Для процесса ректификации в колонне внешним параметром является орошение, поступающее на верхнюю тарелку колонны. Однако если рассматривать колонну в составе некоторой гидравлической сети, то орошение является внут-

ренним параметром и может быть найдено с использованием более общей модели гидравлической сети, в которой колонна рассматривается как некоторый узел этой сети.

Математическая модель процессов ректификации, предназначенная для тренажера, упрощена без существенной потери точности за счет следующих допущений:

- в элементарном участке достигается полное (идеальное) перемешивание жидкости и полное вытеснение пара, что соответствует предположению о конденсации его на тарелке;
- движущая сила массообменного процесса пропорциональна разности концентраций компонентов в паровой фазе и равновесной;
- движущая сила теплообменного процесса пропорциональна разности температур жидкой и паровой фаз;
- кинетика массообменного процесса характеризуется коэффициентом массопередачи;
- движение потоков одномерное, что соответствует равномерному распределению потоков и режиму идеального вытеснения;
- перемешивание в направлении движения отсутствует;
- теплота смешения потоков пара и жидкости равна нулю.

Математическое описание нестационарных процессов, происходящих в ректификационной колонне, основывается на уравнениях материального и теплового балансов, являющихся количественным выражением основных законов сохранения. Математическая модель включает следующие взаимосвязанные динамические модели нестационарных процессов:

- ректификации двухфазной многокомпонентной смеси;
- гидравлики колонны;
- теплообмена для двух фаз.

### 1.1. Нестационарная модель процессов ректификации двухфазной многокомпонентной смеси

Для рассмотрения процессов разделения будем предполагать, что смесь содержит  $N_K$  псевдокомпонент, различающихся температурой кипения, и может находиться в двух фазах: жидкой и паровой.

Разобьем пространство внутри колонны на элементарные объемы  $\omega_i = S_{сеч,i} \times [z_i, z_{i+1}]$ , где  $S_{сеч,i}$  – площадь сечения  $i$ -й тарелки,  $z_i$  – высота, на которой располагается  $i$ -я тарелка,  $z_0 = 0$ . Индекс  $i = 0$  соответствует размерам куба,  $i = \overline{1, N_p}$  – тарелкам,  $i = N_p + 1$  – трубе выхода паровой фазы из колонны.

Для каждого элементарного объема  $\omega_i$  уравнение материального баланса для  $k$ -го компонента в жидкой фазе с учетом задержки жидкости на тарелке имеет вид

$$\begin{cases} S_{сеч,i} \frac{d}{dt} \left( h_{1,i}^{\alpha} \frac{\rho_{см,i}^{\alpha}}{\mu_{см,i}^{\alpha}} x_{i,k}^{mo} \right) = L_{i+1}^{mo} x_{i+1,k}^{mo} - L_i^{mo} x_{i,k}^{mo} + \delta_f L_f^{mo} x_{f,k}^{mo} - k_{mo,i,k} (Y_{i,k}^* - y_{i,k}^{mo}); \\ L_{N_p+1}^{mo} = L_{or}^{mo}, \quad x_{N_p+1,k}^{mo} = x_{or,k}^{mo}, \quad k = \overline{1, N_K}, \quad i = \overline{1, N_p}, \end{cases} \quad (1)$$

где  $L_i^{mo}$ ,  $\rho_{см,i}^{\alpha}$ ,  $\mu_{см,i}^{\alpha}$  – соответственно мольный поток, плотность, молярная масса жидкости с  $i$ -й тарелки;  $x_{i,k}^{mo}$ ,  $y_{i,k}^{mo}$  – мольная доля  $k$ -го компонента в жидкой и газовой фазах соответственно;  $h_{1,i}^{\alpha}$  – средняя высота слоя жидкости на  $i$ -й тарелке;  $\delta_f$  – дельта-функции Дирака;  $L_f^{mo}$ ,  $L_{or}^{mo}$  – мольный поток питания в жидкой фазе и мольный поток орошения;  $k_{mo,i,k}$  – коэффициент массопередачи.

Для  $k$ -го компонента в паровой фазе над  $i$ -й тарелкой уравнение материального баланса имеет вид

$$\left\{ \begin{aligned} S_{сеч,i} \frac{d}{dt} ((H_{p,i} - h_{1,i}^{жс}) \frac{\rho_{см,i}^n}{\mu_{см,i}^n} y_{i,k}^{mo}) &= V_{i-1}^{mo} y_{i-1,k}^{mo} - V_i^{mo} y_{i,k}^{mo} + \delta_f V_f^{mo} y_{f,k}^{mo} + \delta_{1,h_2,0} V_{h_2,0}^{mo} + \\ &+ k_{mo,i,k} (Y_{i,k}^* - y_{i,k}^{mo}), \quad k = \overline{1, N_K}, \quad i = \overline{1, N_p}, \end{aligned} \right. \quad (2)$$

где  $V_i^{mo}$ ,  $\rho_{см,i}^n$ ,  $\mu_{см,i}^n$  – соответственно мольный поток, плотность, молярная масса паровой фазы с  $i$ -й тарелки; функция  $\delta_{1,h_2,0} = 1$  только для  $i=1$  и компоненты  $k$ , соответствующей воде, для других  $i, k$   $\delta_{1,h_2,0} = 0$ ;  $H_{p,i} = z_{i+1} - z_i$  – расстояние между тарелками.

В уравнениях (1), (2)  $Y_{i,k}^*$  – равновесная концентрация  $k$ -го компонента с константой фазового равновесия  $K_{ik}$ , для которой составы пара и жидкости связаны соотношением

$$Y_{i,k}^* = K_{ik} x_{i,k}^{mo}. \quad (3)$$

В общем случае константа фазового равновесия  $k$ -го компонента  $K_{ik}$  есть функция от температуры кипения компонента  $T_{m,k}$ , температуры жидкой фазы  $T_i^{жс}$  на тарелке и давления  $P_i$  над  $i$ -й тарелкой, т. е.  $K_{ik} = K_{ik}(T_{m,k}, T_i^{жс}, P_i)$ . Ее можно определять по одной из известных номограмм. В частности, для нефтяных фракций с температурой кипения  $0 - 800^\circ \text{C}$  и давлением  $0,001 - 100$  МПа будем пользоваться номограммой Максвелла [3]:

$$K_{ik} = 0,1 \exp(0,7944 Y) / P_i, \quad (4)$$

где  $Y = 10,4 \frac{F_i - F_k}{31,6 - F_k} + 0,1$ ,  $F_i = 37 T_i^{жс} / (T_i^{жс} + 273,16)$ ,  $F_k = 37 T_{m,k} / (T_{m,k} + 273,16)$ , для остальных индивидуальных компонент – номограммой Редлихса – Квонга [9]:

$$K_{ik} = P_{C,k} 10^{-G \frac{T_{C,k}}{T_i^{жс}} \left[ 1 - \left( \frac{T_i^{жс}}{T_{C,k}} \right)^2 + g \left( 1 - \frac{T_i^{жс}}{T_{C,k}} \right)^3 \right]} / P_i, \quad (5)$$

где  $g = [h / G - (1 + T_{m,k} / T_{C,k})] / (1 - T_{m,k} / T_{C,k})^2$ ;  $h = T_{m,k} \lg(P_{C,k} 10) / [T_{C,k} (1 - T_{m,k} / T_{C,k})]$ ;  $G = 0,2271 + 0,4525h$ ;  $T_{C,k}$ ,  $P_{C,k}$  – критические температура и давление компонента.

Согласно определению  $x_{i,k}^{mo}$  и  $y_{i,k}^{mo}$  должны выполняться условия

$$\sum_{k=1}^{N_k} x_{i,k}^{mo} = 1; \quad \sum_{k=1}^{N_k} y_{i,k}^{mo} = 1. \quad (6)$$

Коэффициент массопередачи  $k_{mo,i,k}$  имеет сложную зависимость от теплофизических параметров процесса, конструктивных характеристик тарелок, составов разделяемой смеси и др. Достаточно точной аналитической зависимости для его расчета в литературе нет. Наиболее простой, дающей удовлетворительные результаты является следующая зависимость [6], в которой коэффициент массопередачи пропорционален мольному паровому потоку  $V_i^{mo}$ :

$$k_{mo,i,k} = \tilde{k}_{mo,i,k} V_i^{mo}, \quad \tilde{k}_{mo,i,k} = f(D_k, r_b, v_b, h_{слив}),$$

где  $D_k$  – коэффициент молекулярной диффузии  $k$ -го компонента;  $r_b$ ,  $v_b$  – соответственно радиус и скорость всплывания одиночного пузыря в слое жидкости.

Мольные потоки  $L_f^{mo}$ ,  $V_f^{mo}$  и мольный состав питания  $x_{f,k}^{mo}$ ,  $y_{f,k}^{mo}$  определяются с помощью алгоритма однократной конденсации или испарения по заданной температуре питания

$T_f$ , входящему составу питания  $c_{f,k}^{mo}$  ( $\sum_{k=1}^{N_k} c_{f,k}^{mo} = 1$ ), расходу  $F_f^{mo}$  и давлению над тарелкой питания. Перед началом расчета определяется фазность системы. Если  $\sum_k^{N_k} c_{f,k}^{mo} K_{fk} < 1$ , то система находится в жидком однофазном состоянии и  $L_f^{mo} = F_f^{mo}$ ,  $V_f^{mo} = 0$ ,  $x_{f,k}^{mo} = c_{f,k}^{mo}$ . Если  $\sum_k^{N_k} c_{f,k}^{mo} / K_{fk} < 1$ , то система находится в паровой фазе и соответственно  $V_f^{mo} = F_f^{mo}$ ,  $L_f^{mo} = 0$ ,  $y_{f,k}^{mo} = c_{f,k}^{mo}$ . Для двухфазного состояния системы должны выполняться одновременно два условия:  $\sum_k^{N_k} c_{f,k}^{mo} / K_{fk} > 1$  и  $\sum_k^{N_k} c_{f,k}^{mo} K_{fk} > 1$ , где  $K_{fk} = K_{fk}(T_{m,k}, T_f, P_f)$  – константа фазового равновесия для  $k$ -го компонента в питании, определяемая согласно (4), (5);  $T_f$  – температура питания;  $P_f$  – давление над тарелкой питания. Обозначая через  $e = V_f^{mo} / F_f^{mo}$  долю отгона в исходном питании, в соответствии с алгоритмом однократной конденсации [3] итерационным методом находим долю отгона  $e$ . Тогда искомым состав жидкого потока в питании вычисляем по формуле  $x_{f,k}^{mo} = (1 - e) c_{f,k}^{mo}$ , а парового потока – по формуле  $y_{f,k}^{mo} = e c_{f,k}^{mo}$ ,  $k = \overline{1, N_K}$ .

С учетом найденного состава питания для каждого  $i = \overline{1, N_p}$  система уравнений (1), (2) – это система  $2N_K$  уравнений относительно  $2N_K$  неизвестных  $x_{i,k}^{mo}$ ,  $y_{i,k}^{mo}$ ,  $k = \overline{1, N_K}$ . Для ее решения необходимо найти  $L_i^{mo}$ ,  $V_i^{mo}$ ,  $h_{1,i}^{жс}$ ,  $T_i^{жс}$  и  $P_i$ .

### 1.2. Нестационарная гидравлическая модель колонны

Уравнения для определения потока или расхода движущейся жидкости с тарелки могут быть получены из интегральных уравнений законов сохранения. Для моделирования движения жидких потоков в тренажере достаточно воспользоваться более простой моделью. При расчетах гидродинамического режима тарелок с переливными устройствами основная трудность заключается в определении взаимосвязи расхода жидкости с тарелки и уровня жидкости в переливном патрубке, которая зависит от высоты сливной перегородки. В работе [3] предложена достаточно простая модель определения жидкого (объемного) потока с тарелки в зависимости от высоты сливной перегородки  $h_{слив}$  и периметра слива  $p_{слив}$ . Обозначим среднюю высоту слоя жидкости на тарелке через  $h_{1,i}^{жс}$ . Согласно [3] объемный поток жидкости с  $i$ -й тарелки имеет вид

$$L_i^v = L_i^v(h_{1,i}^{жс}) = Hev(h_{1,i}^{жс} - h_{слив}) \frac{2}{3} \sqrt{2g p_{слив}} \sqrt{(h_{1,i}^{жс} - h_{слив})^3}, \quad (7)$$

где  $Hev(h_{1,i}^{жс} - h_{слив}) = \begin{cases} 1, & h_{1,i}^{жс} > h_{слив} \\ 0, & h_{1,i}^{жс} \leq h_{слив} \end{cases}$  – единичная функция Хевисайда.

Уравнение материального баланса для жидкого потока с  $i$ -й тарелки с учетом движения фаз и направления массообмена в нестационарном режиме имеет вид

$$\begin{cases} S_{\tilde{n}i,i}^v \frac{dh_1^e}{dt} = L_{i+1}^v - L_i^v + \delta_f L_f^v - S_{i,mo}^v, & i = \overline{1, N_p}; \\ L_{N_p+1}^v = L_{or}^v, \end{cases} \quad (8)$$

где  $S_{i,mo}^v = \sum_k k_{mo,i,k} (Y_{i,k}^* - y_{i,k}^{mo}) \mu_{см,i}^{жс} / \rho_{см,i}^{жс}$  – объемный поток, перешедший в газовую фазу при температуре  $T_i^{жс}$  и давлении  $P_i$  в результате массообмена между фазами;  $L_i^v$ ,  $L_f^v$  – соответ-

ственно объемный поток жидкости с  $i$ -й тарелки и входящее питание в жидкой фазе;  $S_{сеч,i}$  – площадь сечения тарелки.

Система уравнений (7), (8) является системой относительно средней высоты жидкости на тарелке  $h_{1,i}^{жс}$  и объемного потока  $L_i^v$ . Граничным условием для жидкого потока служит величина холодного орошения  $L_{or}^v$ .

Уравнение материального баланса для парового потока через  $i$ -ю тарелку имеет следующий вид:

$$S_{сеч,i} \frac{d}{dt} ((H_{p,i} - h_{1,i}^{жс}) \frac{\rho_{см,i}^n}{\mu_{см,i}^n}) = V_{i-1}^{mo} - V_i^{mo} + \delta_f V_f^{mo} + S_{i,mo}^v + \delta_{1,h_2 0} V_{h_2 0}^{mo}, \quad i = \overline{1, N_p}, \quad (9)$$

где  $\rho_{см,i}^n$ ,  $\mu_{см,i}^n$  – плотность и молярная масса парового потока над  $i$ -й тарелкой;  $V_i^{mo} = V_i^v \rho_{см,i}^n / \mu_{см,i}^n$ ,  $V_i^v = S_{сеч,i}^0 v_i$  – соответственно мольный и объемный паровые потоки;  $H_{p,i}$  – высота между  $i$ -й и  $(i+1)$ -й тарелками;  $S_{сеч,i}^0$  – площадь свободного сечения тарелки;  $V_{h_2 0}^{mo}$  – мольный поток водяных паров под первую тарелку.

Очевидно, что уравнения для потоков (8) и (9) являются следствием уравнений для компонент (1) и (2) с учетом условий (6).

Для скорости парового потока  $v_i$  рассмотрим уравнение движения вида

$$(H_{p,i} - h_{1,i}^{жс}) \frac{d(\rho_{см,i}^n v_i)}{dt} + 0,5 \rho_{см,i}^n \xi_i |v_i| v_i = -(P_{i+1} - P_i + \Delta P_{s,i}), \quad i = \overline{1, N_p}, \quad (10)$$

где  $P_i$  – давление в паровой фазе над  $i$ -й тарелкой;  $\Delta P_{s,i}$  – гидравлическое сопротивление тарелок [4], включающее перепад жидкости на сухой тарелке, перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления столба  $h_{1,i}^{жс}$  жидкости на тарелке, и перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натяжения;  $\xi_i$  – коэффициент местного сопротивления тарелок, определяемый опытным путем [4]. Граничным условием для верха является объемный расход  $V_{N_p+1}^v$  через шлемовую трубу выхода углеводородных паров, который определяется с учетом регулируемого клапана по давлению. Этот клапан позволяет удерживать давление в колонне согласно технологическому режиму. Граничным условием для низа является отсутствие расхода газовой фазы через куб колонны, т. е.  $V_0^v = 0$ . Исходными данными для расчета нестационарного процесса в колонне являются начальные значения концентраций в жидкости и паре, соответствующие начальному режиму колонны.

### 1.3. Нестационарная модель теплообмена двух фаз

Уравнения теплового баланса для жидкой фазы на  $i$ -й тарелке с учетом направления движения фаз имеют вид

$$\begin{cases} S_{сеч,i} \frac{d}{dt} (h_{1,i}^{жс} \rho_{см,i}^{жс} h_i) = L_{i+1}^{ma} h_{i+1} - L_i^{ma} h_i - k_{то,i} (T_i^{жс} - T_i^n) + \delta_f L_f^{ma} h_f, \\ h_{N_p+1} = h_{or}, \quad h_{or} = \sum_{k=1}^{N_k} x_{or,k}^{ma} h_{or,k}, \quad h_i = \sum_{k=1}^{N_k} x_{i,k}^{ma} h_{i,k}, \quad h_f = \sum_{k=1}^{N_k} x_{f,k}^{ma} h_{f,k}, \end{cases} \quad i = \overline{1, N_p}, \quad (11)$$

где  $h_i$  – энтальпия жидкой фазы на  $i$ -й тарелке, определяемая через суммарный состав энтальпий жидких компонент  $h_{i,k}$ ;  $h_f$  – энтальпия жидкой фазы питания;  $h_{or}$  – энтальпия орошения;  $T_i^{жс}$  – температура жидкой фазы на  $i$ -й тарелке;  $T_i^n$  – температура паровой фазы.

Уравнения теплового баланса для паровой фазы над  $i$ -й тарелкой имеют вид

$$\begin{cases} S_{сеч,i} \frac{d}{dt} ((H_{p,i} - h_{1,i}^{ж}) \rho_{см,i}^n H_i) = V_{i-1}^{ma} H_{i-1} - V_i^{ma} H_i + k_{то,i} (T_i^{ж} - T_i^n) + \\ + \delta_1 V_{h2o}^{ma} H_{h2o} + \delta_f V_f^{ma} H_f, \quad i = \overline{1, N_p}, \end{cases} \quad (12)$$

где  $H_i = \sum_{k=1}^{N_k} y_{i,k}^{ma} H_{i,k}$  – энтальпия паровой фазы над  $i$ -й тарелкой, определяемая через суммарный состав энтальпий паровых компонент  $H_{i,k}$ ;  $V_i^{ma}$ ,  $T_i^n$  – массовый поток и температура паровой фазы над  $i$ -й тарелкой;  $H_f$ ,  $V_f^{ma}$  – энтальпия паровой фазы и массовый поток питания;  $H_{h2o}$ ,  $V_{h2o}^{ma}$  – энтальпия и массовый расход входящих водяных паров;  $k_{то,i}$  – коэффициент теплообмена между фазами.

Для коэффициента теплообмена между фазами отсутствуют достаточно точные аналитические зависимости. Хорошие и адекватные результаты получаются при использовании следующей зависимости:  $k_{то,i} = \tilde{k}_{i,k} V_i^{ma}$ , где  $\tilde{k}_{i,k} = f(\lambda_{см,i}, h_{см,в}, \rho_{см,i}^n, r_b, v_b)$ ,  $\lambda_{см,i}$  – коэффициент теплопроводности газовой фазы.

Энтальпию жидких нефтепродуктов будем рассчитывать по формуле Джонсона – Грейсона [3]

$$\begin{cases} h_{i,k} = h_{i,k}^* = (4,187 / \sqrt{d_{4,k}^{20}}) (0,3886 T_i^{ж} + 0,0004 T_i^{ж^2}), \quad K = 12; \\ h_{i,k} = h_{i,k}^* (0,055K + 0,34), \quad K \neq 12, \end{cases} \quad (13)$$

где  $K$  – характеризующий фактор;  $d_{4,k}^{20}$  – плотность  $k$ -го компонента.

Энтальпия нефтяных паров описывается зависимостью

$$\begin{cases} H_{i,k} = H_{i,k}^* = 4,187 [(139 - 62,92 d_{4,k}^{20}) + (0,4576 - 0,143 d_{4,k}^{20}) T_i^i + \\ + (0,000503 - 0,000572 d_{4,k}^{20}) (T_i^i)^2 - 35 (1 - d_{4,k}^{20})^3], \quad K = 12; \\ H_{i,k} = H_{i,k}^* - 4,187 [(-0,075K + 0,888) T_i^i + (13,7K - 163)], \quad K \neq 12. \end{cases} \quad (14)$$

Для индивидуальных компонент будем использовать следующие зависимости:

$$h_{i,k} = c_k^{ж} T_i^{ж}, \quad H_{i,k} = c_k^n T_i^n + r_k, \quad (15)$$

где  $c_k^{ж}$  и  $c_k^n$  – удельные массовые теплоемкости жидкости и пара соответственно;  $r_k$  – удельная теплота испарения компонента. В общем случае энтальпии жидкой  $h_i$  и паровой  $H_i$  фаз с учетом зависимости (13)–(15) есть функции температуры:  $h_i = h_i(T_i^{ж})$ ,  $H_i = H_i(T_i^n)$ .

Используя зависимости (13)–(15) энтальпий индивидуальных компонент  $h_{i,k}$  и  $H_{i,k}$  в жидкой и паровой фазах через температуры, систему (11), (12) перепишем относительно температур жидкой  $T_i^{ж}$  и паровой  $T_i^n$  фаз:

$$\begin{cases} S_{сеч,i} \frac{d}{dt} (h_{1,i}^{ж} \rho_{см,i}^{ж} h_i(T_i^{ж})) = L_{i+1}^{ma} h_i(T_{i+1}^{ж}) - L_i^{ma} h_i(T_i^{ж}) - k_{то,i} (T_i^{ж} - T_i^n) + \delta_f L_f^{ma} h_f; \\ S_{сеч,i} \frac{d}{dt} ((H_{p,i} - h_{1,i}^{ж}) \rho_{см,i}^n H_i(T_i^n)) = V_{i-1}^{ma} H_i(T_{i-1}^n) - V_i^{ma} H_i(T_i^n) + k_{то,i} (T_i^{ж} - T_i^n) + \\ + \delta_{h2o} V_{h2o}^{ma} H_{h2o} + \delta_f V_f^{ma} H_f. \end{cases} \quad (16)$$

Система балансовых уравнений (1)–(16) – это система уравнений относительно неизвестных температур, давлений, жидких и паровых потоков и их составов для всех тарелок колонны.

Для замыкания системы уравнений необходимы начальные и граничные условия, которые определяются в соответствии с технологией процесса. Исходными начальными данными для расчета нестационарного процесса в колонне являются данные, соответствующие пусковому режиму колонны: атмосферное давление, температура окружающей среды, отсутствие жидкой фазы, соответствие начального состава газовой фазы воздуху.

## 2. Численный метод

Сложность решения систем дифференциальных уравнений, приведенных в предыдущем разделе, связана с их нелинейностью, зависимостью коэффициентов и констант равновесия от температуры, давления, состава и др., нелинейностью граничных условий, а также зависимостью граничных условий от решения.

Для численного решения будем пользоваться конечно-разностным методом [10]. Аппроксимируя производные по времени с временным шагом  $\tau$  и пользуясь стандартными обозначениями теории разностных схем [10], рассмотрим неявные конечно-разностные схемы, аппроксимирующие уравнения (1), (2), (8)–(10), (16).

Опишем численный метод для некоторого времени  $t_{n+1}$ , считая, что известно решение на предыдущем временном слое  $t_n$ :  $\tilde{h}_{1,i}^{жс} = h_{1,i}^{жс}(z_i, t_n)$ ,  $\tilde{L}_i^v = L_i^v(z_i, t_n)$ ,  $\tilde{L}_{or}^v = L_{or}^v(t_n)$  и т. д.

Для линеаризации уравнений будем использовать итерационные процессы, которые сводятся на каждой итерации к решению системы линейных уравнений. Алгоритм решения системы уравнений будем рассматривать как совокупность нескольких алгоритмов, связанных между собой, один из которых обеспечивает расчет потоков на соответствующей тарелке, другой – расчет составов, третий – расчет температуры. Поскольку эти процессы взаимосвязаны, для реализации алгоритма рассмотрим несколько итерационных процессов.

Для нахождения средней высоты жидкости на тарелках  $h_{1,i}^{жс}$  и объемных жидких потоков  $L_i^v$  с тарелок рассмотрим неявную разностную схему

$$\begin{cases} S_{\tilde{h}_{1,i}^{жс}}(h_{1,i}^{жс} - \tilde{h}_{1,i}^{жс}) = \tau (L_{i+1}^v - L_i^v(h_{1,i}^{жс}) + \delta_f L_f^v - S_{i,mo}^v); \\ L_{N_p+1}^v = L_{or}^v, \quad i = N_p, \dots, 1. \end{cases} \quad (17)$$

В силу нелинейности потока  $L_i^v(h_{1,i}^{жс})$ , определяемого формулой (7) и зависимостью от неизвестных коэффициента  $S_{i,mo}^v = S_{i,mo}^v(y_{i,k}^{mo}, V_i^{mo}, T_i^{жс}, P_i)$ , система уравнений (17) нелинейна.

Рассмотрим следующий итерационный процесс относительно  $h_{1,i}^{жс}$ :

$$\begin{cases} \tilde{h}_{1,i}^{жс} = [S_{ceq,i}^{s+1жс} \tilde{h}_{1,i}^{жс} + \tau (L_{i+1}^{s+1v} - a_1^s + \delta_f L_f^v - S_{i,mo}^s)] / (S_{ceq,i}^{s+1жс} + \tau a_2^s), \\ L_{N_p+1}^v = L_{or}^v, \quad i = N_p, \dots, 1, \end{cases} \quad (18)$$

где  $a_1^s, a_2^s$  – известные на  $s$ -й итерации величины, получаемые из линеаризации  $L_i^v(h_{1,i}^{жс})$  в виде  $L_i^v(h_{1,i}^{жс}) = a_1^s + a_2^s h_{1,i}^{жс}$ . Величина  $S_{i,mo}^s$  зависит от состава паровой фазы, температуры на тарелке, давления и предполагается известной на предыдущей итерации. Система (18) решается рекуррентно начиная с  $i = N_p$ .

Граничным условием для жидкого потока является орошение  $L_{or}^v = L_{or}^{k v} = L_{or}^{k v}(T_{N_p}^{жс})$ , поступающее на последнюю тарелку. Верхний индекс  $k$  указывает, что температура верха является решением другого внешнего итерационного процесса по температуре во всей колонне. Для обеспечения необходимого разделения смеси нужны соответствующие температура и давление. Холодное орошение необходимо для охлаждения жидкой фазы в колонне согласно регламенту



работы колонны, и его величина определяется в зависимости от температуры жидкой фазы на последней тарелке. Величина холодного орошения находится по алгоритму, предложенному в [2], с помощью уравнения гидравлики жидких потоков после охлаждения с учетом состояния регулируемых клапанов, насосов и ручных задвижек в этой гидравлической сети.

Для нахождения состава жидкой фазы рассмотрим неявную разностную схему, аппроксимирующую уравнение (1).

В описанных методах разделения многокомпонентных смесей [1, 3–7], использующих итерационный метод поочередного уточнения концентраций с последующей нормировкой, не всегда достаточно хорошо удовлетворяются условия (6). При таком способе решения общие материальные балансы по компонентам для всей колонны оказываются нарушенными, и для устранения этого противоречия используется  $\theta$ -метод коррекции концентраций. Такая процедура корректировки найденных значений состава  $x_{i,k}$ ,  $y_{i,k}$  достаточно трудоемка.

Ниже предлагается более простой алгоритм, основанный на уравнениях материального баланса для компонент (1). Вместо неизвестных  $\rho_{см,i}^{жс}$ ,  $\mu_{см,i}^{жс}$ ,  $x_{i,k}^{мо}$  введем новую неизвестную  $u_{i,k}^{жс} = \rho_{см,i}^{жс} x_{i,k}^{мо} / \mu_{см,i}^{жс}$ , которая имеет конкретный физический смысл и обозначает количество вещества для  $k$ -го компонента в единице объема жидкой фазы. Относительно новой переменной построим итерационный процесс вида

$$\begin{cases} u_{i,k}^{s+1жс} = (S_{\tilde{n}\tilde{a}+i}^{жс} (h_{1,i}^{жс} \rho_{\tilde{n},i}^{жс} x_{i,k}^{мо} / \mu_{\tilde{n},i}^{жс})) \Big|_{t=t-\tau} + \tau L_{i+1}^{s+1мо} x_{i+1,k}^{s+1мо} + \\ + \tau k_{mo,i,k}^{s*} (Y_{i,k}^{s*} - y_{i,k}^{s*}) + \tau \delta_f L_f^{мо} x_{f,k}^{мо} / (S_{\tilde{n}\tilde{a}+i}^{жс} h_{1,i}^{жс} + \tau L_i^v), \quad k = \overline{1, N_K}, \quad i = N_p, \dots, 1. \end{cases} \quad (19)$$

Для каждой  $i$ -й тарелки рассмотрим алгоритм нахождения состава. Из выражения (19) находим  $u_{i,k}^{s+1жс}$  для  $k = \overline{1, N_K}$  и вычисляем сумму  $u_i^{s+1о} = \sum_{k=1}^{N_K} u_{i,k}^{s+1жс}$ . Мольную долю компонента

$x_{i,k}^{s+1мо}$  определим по формуле  $x_{i,k}^{s+1мо} = u_{i,k}^{s+1жс} / u_i^{s+1о}$ . Зная молярные доли  $x_{i,k}^{s+1мо}$  и молярные массы  $\mu_k$

компонент, находим молярную массу смеси  $\mu_{см,i}^{s+1жс} = \sum_{k=1}^{N_K} \mu_k x_{i,k}^{s+1мо}$ . С другой стороны, из определе-

ния  $u_{i,k}^{жс}$  и условия  $\sum_k x_{i,k}^{s+1мо} = 1$  следует, что  $u_i^{s+1о} = \rho_{см,i}^{s+1жс} / \mu_{см,i}^{s+1жс}$ . Зная молярную массу смеси,

плотность жидкой фазы определим по формуле  $\rho_{см,i}^{s+1жс} = u_i^{s+1о} / \mu_{см,i}^{s+1жс}$ . Указанный процесс повторя-

ется до выполнения условия сходимости  $\left| x_{i,k}^{s+1мо} - x_{i,k}^{s*мо} \right| < \varepsilon_1 x_{i,k}^{s*мо} + \varepsilon_2$ ,  $k = \overline{1, N_K}$ . Здесь  $\varepsilon_1$ ,  $\varepsilon_2$  – за-

данные относительная и абсолютная погрешности нахождения  $x_{i,k}^{мо}$ . После сравнения итераций

значения  $x_{i,k}^{s+1мо}$  являются искомыми значениями  $x_{i,k}^{мо}$  мольных долей компонент в жидкой фазе,

$\rho_{см,i}^{s+1жс}$  – плотности  $\rho_{см,i}^{жс}$  и  $\mu_{см,i}^{s+1жс}$  – молярной массы  $\mu_{см,i}^{жс}$  жидкой фазы на  $i$ -й тарелке. Далее процесс повторяется для следующей тарелки.

Давление в колонне – один из основных параметров технологического режима. Изменение давления влияет на процессы разделения смеси. Давление в колонне формируется под воздействием паровых потоков и является одним из неизвестных, подлежащих нахождению. Построим систему уравнений для определения давления.

Не ограничивая общности модели, будем считать газ идеальным и применим уравнение состояния [9]  $P_i = \rho_{cm,i}^n T_i^n / (\mu_{cm,i}^n R_u)$ , где  $R_u$  – универсальная газовая постоянная. В противном случае использование других уравнений состояния приводит к более громоздким вычислениям.

Интегрируя уравнение (9) по временному интервалу и используя предположение об идеальности газа, получим неявную разностную схему для паровых потоков

$$S_{сеч,i} (H_{p,i} - h_{1,i}^{жс}) R_u \left( \frac{P_i}{T_i^n} - \frac{\bar{P}_i}{\bar{T}_i^n} \right) = \tau (V_{i-1}^{mo} - V_i^{mo} + \delta_f V_f^{mo} + S_{i,mo}^v + \delta_{1,h_2 0} V_{h_2 0}^{mo}), \quad i = \overline{1, N_p}. \quad (20)$$

Учитывая, что мольный поток  $V_i^{mo} = V_i^v \rho_{cm,i}^n / \mu_{cm,i}^n$  и  $V_i^v = S_{сеч,i}^0 v_i$ , выразим его через скорости.

Для нахождения скорости парового потока рассмотрим неявную разностную схему

$$(H_{p,i} - h_{1,i}^{жс}) \rho_{cm,i}^n (v_i - \bar{v}_i) / \tau + 0,5 \rho_{cm,i}^n \xi_i |v_i| v_i = -(P_{i+1} - P_i + \Delta P_{s,i}), \quad i = \overline{1, N_p}. \quad (21)$$

Построим следующий итерационный процесс:

$$(H_{p,i} - h_{1,i}^{жс}) \rho_{cm,i}^n (v_i^{s+1} - \bar{v}_i) / \tau + 0,5 \rho_{cm,i}^n \xi_i |v_i^s| v_i^{s+1} = -(P_{i+1}^{s+1} - P_i^{s+1} + \Delta P_{s,i}), \quad i = \overline{1, N_p}. \quad (22)$$

Выразим из уравнения (22) скорости  $v_i^{s+1}$  через давления

$$v_i^{s+1} = a_{1,i} (P_{i+1}^{s+1} - P_i^{s+1}) + a_{2,i}, \quad (23)$$

где  $a_{1,i} = \tau / (a_{3,i} (H_{p,i} - h_{1,i}^{жс}) \rho_{cm,i}^n)$ ,  $a_{2,i} = \bar{v}_i / a_{3,i}$ ,  $a_{3,i} = 1 + \tau 0,5 \xi_i |v_i^s| / (H_{p,i} - h_{1,i}^{жс})$  – величины, известные из предыдущей итерации.

Рассмотрим для (20) итерационный процесс и подставим в него вместо мольных потоков  $V_i^{s+1 mo}$  их значения, выраженные через объемные потоки с использованием зависимостей (23) для скоростей  $v_i^{s+1}$ . В результате преобразований получим систему уравнений относительно давлений  $P_i^{s+1}$ :

$$a_i^s P_{i-1}^{s+1} - c_i^s P_i^{s+1} + b_i^s P_{i+1}^{s+1} = f_i^s, \quad i = \overline{1, N_p}, \quad (24)$$

где  $a_i^s = a_{1,i-1}^s$ ,  $b_i^s = a_{1,i}^s$ ,  $c_i^s = S_{сеч,i} (H_{p,i} - h_{1,i}^{жс}) / (R_u T_i^n) + a_i^s + b_i^s$ ,  $f_i^s$  – известные функции. Граничные условия для давления определяются из условий, необходимых для технологического режима работы колонны, в частности таких, как отсутствие парового потока через куб колонны и потока через верх колонны, обеспечивающих нужное давление в колонне. Считая условно трубу выхода паров дополнительным контрольным объемом, в котором рассчитываются расход и скорость парового потока, граничным условием для давления является давление в конце трубы выхода паров из колонны, т. е. известное давление  $P_{N_p+1}$ .

Система (24) имеет трехдиагональную матрицу и решается методом прогонки, который в силу диагонального преобладания элементов матрицы является устойчивым.

Итерационный процесс повторяется до выполнения условия сходимости

$$|P_i^{s+1} - P_i^s| < \varepsilon_1 P_i^s + \varepsilon_2, \quad i = \overline{0, N_p + 1},$$

где  $\varepsilon_1, \varepsilon_2$  – заданные числа.

После нахождения давления нетрудно определить скорости по формуле (23).

Состав  $y_{i,k}^{mo}$ , плотность  $\rho_{cm,i}^n$  и молярную массу  $\mu_{cm,i}^n$  паровой фазы находим так же, как и для жидкой фазы, используя разностную схему для (2) и итерационный процесс, подобный (20).

Рассмотрим неявные разностные схемы для нахождения температур жидкой и паровой фаз:

$$S_{сеч,i} h_{1,i}^{жс} (\rho_{см,i}^{жс} h_i(T_i^{жс}) - \check{\rho}_{см,i}^{жс} h_i(\check{T}_i^{жс})) = \tau (L_{i+1}^{ma} h_i(T_{i+1}^{жс}) - L_i^{ma} h_i(T_i^{жс}) - k_{то,i} (T_i^{жс} - T_i^n) + \delta_f L_f^{ma} h_f),$$

$$S_{наг,i} (H_{p,i} - h_{1,i}^{е}) (\rho_{нi,i}^r H_i(T_i^r) - \check{\rho}_{нi,i}^r H_i(\check{T}_i^r)) = \tau (V_{i-1}^{ma} H_i(T_{i-1}^r) - V_i^{ma} H_i(T_i^r) + k_{то,i} (T_i^e - T_i^r) + \delta_{h2o} V_{h2o}^{ma} H_{h2o} + \delta_f V_i^{ma} H_f).$$

Система уравнений нелинейна. При найденных по предыдущим алгоритмам расходах и плотностях жидкой и паровой фаз система будет зависеть только от неизвестных температур  $T_i^{жс}$  и  $T_i^n$ . С учетом формул (13)–(15) система решается итерационным методом относительно температур. Граничным условием для температуры в жидкой фазе является температура холодного орошения.

На каждом временном слое процедура решения повторяется до тех пор, пока рассмотренные итерационные процессы будут сходящимися. В случае невыполнения критерия сходимости для какого-нибудь неизвестного временной шаг уменьшается и алгоритм повторяется с другим шагом.

### 3. Вычислительный эксперимент

Для апробации предложенного алгоритма проведен вычислительный эксперимент по моделированию процессов блока стабилизации, в котором основным технологическим аппаратом является колонна стабилизации К-301М.

Рассмотрим упрощенную схему блока стабилизации с колонной и необходимыми для поддержания ее нормальной работы трубами, клапанами, насосами, холодильниками, сепаратором (рис. 2).

Колонна имеет 25 тарелок колпачкового типа с переливными устройствами. Диаметр нижней части колонны 2,6 м для первых 20 тарелок и 1,6 м для остальных. Высота сливной перегородки 0,06 м. Подача сырья производится на 20-ю тарелку колонны. Здесь задается известный расход приходящей смеси – 180–220 м<sup>3</sup>/ч. Стабилизация вакуумного газойля осуществляется перегретым водяным паром среднего давления, который подается под первую тарелку колонны и регулируется с помощью клапана по расходу, установленного на линии подачи пара.

С верха стабилизационной колонны осуществляется отвод паров. Пары охлаждаются в воздушном конденсаторе холодильника ХК-301 с учетом температуры окружающей среды и путем изменения интенсивности охлаждения на каждой из секций холодильника. После охлаждения и конденсации паровой фазы в воздушном холодильнике ХК-301 верхний продукт поступает в сепаратор. В сепараторе С-302 при температуре 30–40<sup>0</sup> С происходит отделение жидкой фазы от газовой и разделение жидкой фазы на углеводородную фазу – бензин-отгон и воду.

Вода выводится из блока стабилизации. Уровень воды в емкости сепаратора С-302 поддерживается с помощью регулируемого клапана, установленного на линии вывода воды.

Поток паровой фазы уходит из сепаратора в виде отдувочного газа в следующий блок, а жидкий поток разделяется на два: бензин-отгон и воду. Из куба стабилизационной колонны с помощью насосов Н-311 (Н-311N) выводится продукт низа – стабильный гидрогенизат. Для установления нужной ректификации в колонне должны поддерживаться соответствующие температура и давление. Температура верха колонны должна быть в пределах 100–150<sup>0</sup> С, она регулируется контуром с помощью клапана по орошению, который в зависимости от температуры на верхней тарелке устанавливает нужный расход орошения. Уровень жидкости в кубе поддерживается регулируемым клапаном по уровню. Давление в колонне регулируется клапаном по давлению, установленным на линии выхода газа после сепаратора.

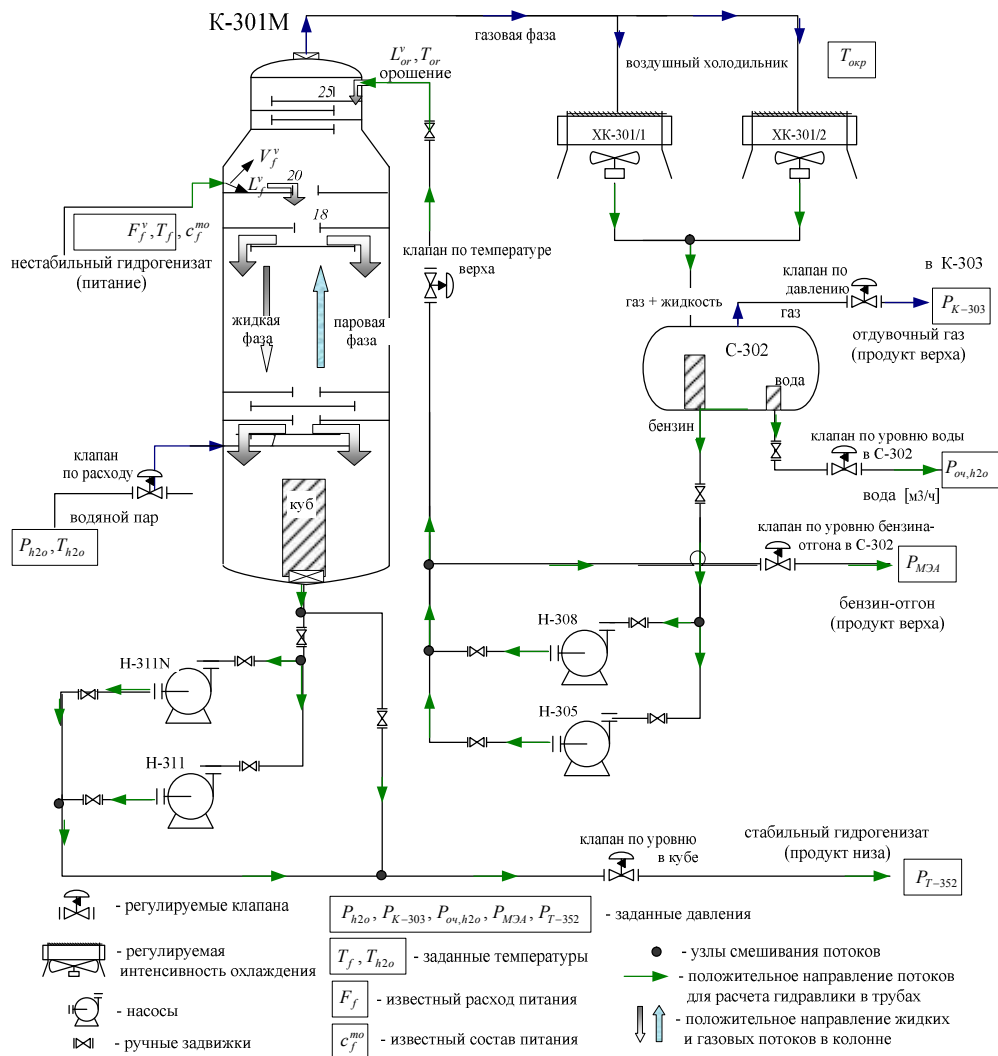


Рис. 2. Упрощенная схема блока стабилизации с основными узлами

Бензин-отгон после сепаратора С-302 выводится из блока стабилизации в следующий блок очистки и одновременно, в зависимости от температуры верха колонны, подается на верхнюю тарелку колонны в виде холодного орошения. Для нахождения расхода орошения, которое являлось граничным условием для жидких потоков в колонне, использовали систему уравнений [2] для описания движения несжимаемой жидкости по отдельным участкам гидравлической сети. Гидравлическая сеть была представлена шестью участками с тремя узлами разветвления (см. рис. 2). В точках разветвления труб рассматривались условия сопряжения потоков. Гидравлическое сопротивление трубопровода на участках сети вычислялось с учетом местного сопротивления регулируемых клапанов, ручных задвижек, насосов и скорости жидкости. К регулируемым клапанам относились клапан по поддержанию уровня бензина-отгона в сепараторе С-302, клапан по температуре верха для регулирования расхода орошения, ручных задвижек, насосов и др. на соответствующих участках гидравлической сети. В результате получали систему уравнений относительно давлений в узловых точках сети. Зная давления, находили скорости течения по трубам и расходы. Аналогично находили расход через низ куба с использованием гидравлической сети, включающей клапан по уровню в кубе, насосы и ручные задвижки.

В режиме автоматического регулирования алгоритм управления клапанами описывается с помощью PID-регулятора, задающего процент открытия клапана в зависимости от заданных значений уставок на клапане [2].

Данная модель позволяет моделировать пусковой режим, при котором происходит постепенное заполнение тарелок и формируется необходимое рабочее давление внутри колонны. Ниже приведены графики, отражающие состояние внутри колонны по тарелкам через некоторый момент времени после пуска колонны. В первоначальный момент времени в колонне находится воздух с температурой окружающей среды  $60^{\circ}\text{C}$ , затем вводится печное топливо с температурой  $100^{\circ}\text{C}$  и происходит постепенное заполнение тарелок колонны. Многокомпонентная смесь в модели была представлена 21-й компонентой.

Динамика заполнения тарелок показана на рис. 3, а, к этому моменту времени первые пять тарелок еще не заполнились. Из рис. 3, б видно, что плотность жидкой фазы на нижних тарелках больше, что соответствует процессу, при котором высококипящие компоненты собираются на нижних тарелках. В области контакта жидкой и газовой фаз температуры изменяются, что соответствует процессу теплообмена между фазами и нагреванию жидкой и газовой фаз за счет питания.

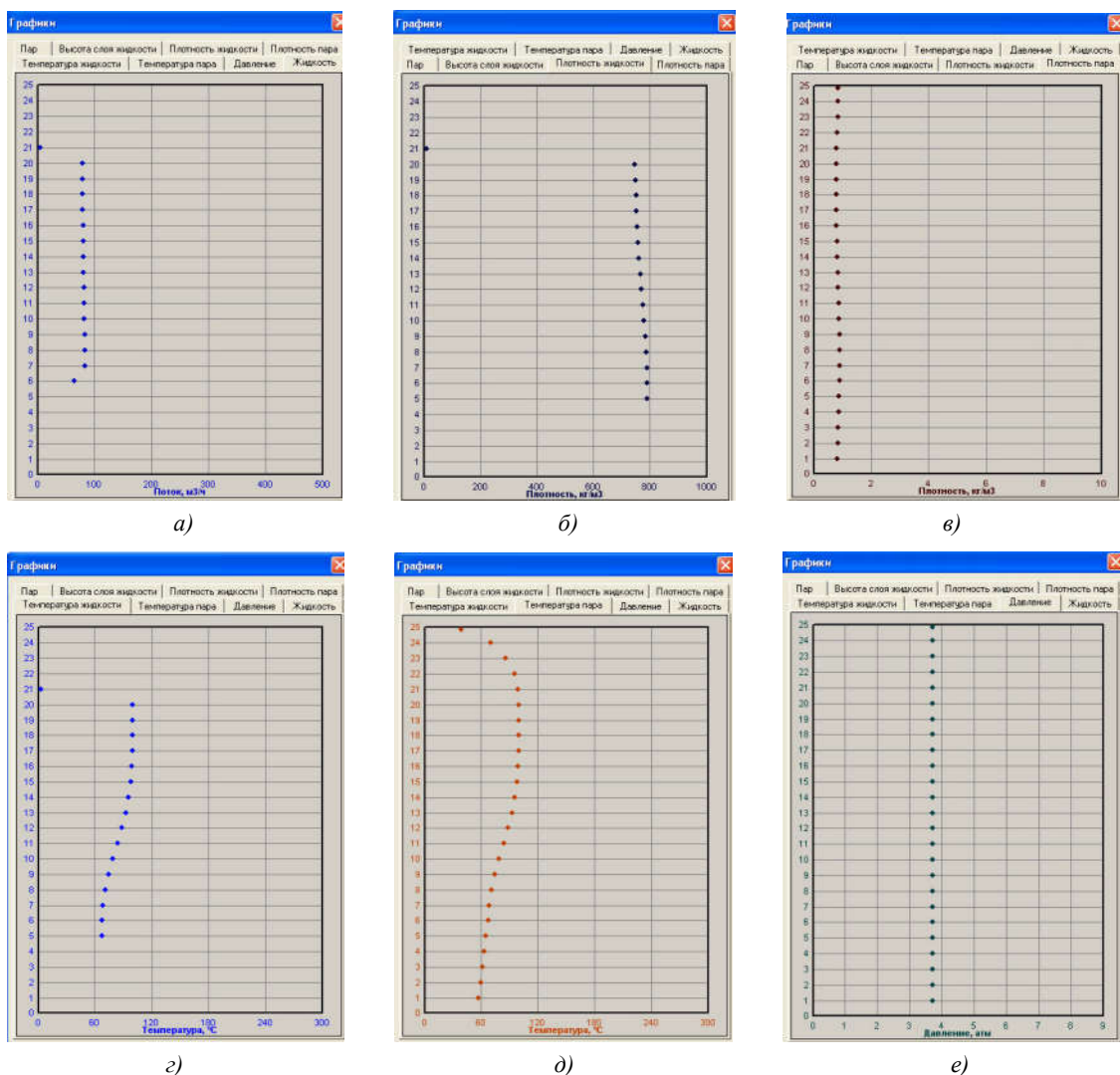


Рис. 3. Пусковой режим колонны через некоторый момент времени: а) поток жидкой фазы с тарелок; б) плотность жидкой фазы на тарелках; в) плотность жидкой газовой фазы между тарелками; г) температура жидкой фазы на тарелках; д) температура газовой фазы; е) давление между тарелками

Далее в качестве питания подается нестабильный гидрогенизат и постепенно устанавливаются необходимые для ректификации температура и давление.

Ниже приведены некоторые результаты разделения входящей смеси, массовый состав которой представлен на рис. 4, а. Температура питания подавалась  $200^{\circ}\text{C}$ , температура водяных

паров – 210<sup>0</sup>С. Расход водяных паров регулировался клапаном по расходу, установленным на линии подачи пара. Рабочее давление в колонне 4–4,5 атм и температура верха 135–140<sup>0</sup>Ñ поддерживались с помощью соответствующих клапана по давлению, установленного на линии вывода углеводородного газа, и клапана по температуре, изменяющего расход орошения на верхнюю тарелку колонны. Для контроля качества выводимых продуктов предусмотрены пробоотборные устройства.

Состав продуктов выхода из колонны показан на рис. 4, б и рис. 4, в, где нижний продукт – стабильный гидрогенизат, а верхний продукт – бензин-отгон.

Параметр	Значение
Водород	0.00300000
Метан	0.00900000
Этан	0.00750000
Пропан	0.00600000
Бутан	0.00450000
45	0.00291000
70	0.00349200
95	0.00378300
110	0.00436500
130	0.00465600
150	0.00494700
170	0.00494700
190	0.03104000
220	0.03492000
260	0.03880000
300	0.04268000
340	0.04656000
380	0.14938000
425	0.18672500
475	0.18672500
520	0.22407000
Вода (пар)	0.00000000

СОСТАВ	Массовый	Мольный	Объемный
Водород	0.00000000	0.00000000	0.00000000
Метан	0.00000154	0.00002207	0.00095787
Этан	0.00009955	0.00076094	0.06191913
Пропан	0.00006510	0.00002659	0.00317218
Бутан	0.00012220	0.00048328	0.07600849
45	0.00103514	0.00336284	0.00135582
70	0.00272486	0.00788198	0.00323226
95	0.00452954	0.01164537	0.00502876
110	0.00464937	0.01115149	0.00500333
130	0.00469369	0.01034422	0.00487690
150	0.00447584	0.00895498	0.00451452
170	0.00374074	0.00688940	0.00367734
190	0.06073874	0.10281328	0.05837289
220	0.07458983	0.11154768	0.06959646
260	0.08600802	0.11017258	0.07762089
300	0.10705090	0.11869317	0.09392201
340	0.12098389	0.11730355	0.10357961
380	0.15821686	0.13532401	0.13256381
425	0.12116156	0.09080761	0.09935066
475	0.11444424	0.07478679	0.09186618
520	0.13071888	0.07608683	0.10313907
Вода (пар)	0.00000950	0.00094134	0.00000597

СОСТАВ	Массовый	Мольный	Объемный
Водород	0.00013086	0.00781341	0.01165771
Метан	0.00001492	0.00011219	0.00132913
Этан	0.00122175	0.00490041	0.10883923
Пропан	0.00297264	0.00813176	0.26481674
Бутан	0.00515207	0.01069150	0.45897061
45	0.02901110	0.05469350	0.00378687
70	0.05846141	0.09460780	0.00722671
95	0.07063791	0.09924410	0.00840865
110	0.06117101	0.07933060	0.00715085
130	0.04742431	0.05554920	0.00543037
150	0.03977881	0.04229860	0.00474484
170	0.02216470	0.02149480	0.00245496
190	0.29029705	0.25782401	0.03171239
220	0.20362503	0.15961600	0.02184280
260	0.09643562	0.06474090	0.01013197
300	0.04466381	0.02597340	0.00460976
340	0.01757340	0.00893954	0.00178570
380	0.00746072	0.00334831	0.00074768
425	0.00147053	0.00057832	0.00014533
475	0.00027026	0.00009267	0.00002634
520	0.00006208	0.00001896	0.00000598
Вода (пар)	0.00000000	0.00000000	0.00000000

Рис. 4. Разделение состава в колонне: а) массовый состав питания; б) состав стабильного гидрогенизата; в) состав бензина-отгона

## Заключение

В статье представлена математическая модель нестационарных процессов ректификации с учетом гидравлики потоков и процессов теплопередачи, разработан численный метод реализации на основе неявных конечно-разностных методов и итерационных процессов, построены вычислительные алгоритмы для определения потоков, температур и состава жидкой и паровой фаз для любой тарелки колонны. Приведены некоторые результаты вычислительного эксперимента по математическому моделированию колонны К-301М блока стабилизации, полученные данные соответствуют данным технологического регламента.

Разработанная модель, численные алгоритмы и соответствующие программные модули включены в состав динамического тренажера для подготовки операторов установки гидроконверсии вакуумного газойля Мозырского нефтеперерабатывающего завода.

## Список литературы

1. Холланд, Ч.Д. Многокомпонентная ректификация / Ч.Д. Холланд. – М.: Химия, 1969. – 352 с.
2. Математическое моделирование процессов выработки пара в установке гидроконверсии вакуумного газойля / О.Н. Гайдук [и др.] // Информатика. – 2007. – № 1 (13). – С. 76–88.
3. Александров, И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке / И.А. Александров. – М.: Химия, 1981. – 352 с.
4. Кузнецов, А.А. Расчет процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. – М.: Химия, 1974. – 344 с.
5. Технологические расчеты установок переработки нефти / М.А. Танатаров [и др.]. – М.: Химия, 1987. – 352 с.

6. Демиденко Н.Д. Моделирование и оптимизация тепло- и массообменных процессов в химической технологии / Н.Д. Демиденко. – М.: Наука, 1991. – 240 с.
7. Кафаров В.В. Основы массопередачи / В.В. Кафаров. – М.: Наука, 1972. – 486 с.
8. Справочник по теплообменникам. Т. 1. – М.: Энергоатомиздат, 1987. – 560 с.
9. Рид, Р. Свойства газов и жидкостей / Р. Рид, Т. Шервуд. – М.: Химия, 1971. – 704 с.
10. Самарский, А.А. Теория разностных схем / А.А. Самарский. – М.: Наука, 1983. – 616 с.

Поступила 15.01.08

<sup>1</sup>ОАО «Мозырский НПЗ»,  
Мозырь-11, Гомельская обл.

<sup>2</sup>Институт математики НАН Беларуси,  
Минск, Сурганова, 11  
e-mail: grom@im.bas-net.by

<sup>3</sup>Институт тепло- и массообмена НАН Беларуси  
им. А.В. Лыкова,  
Минск, П. Бровки, 15

**O.N. Gaiduk, G.F. Gromyko, A.I. Shnip, Y.A. Antanevish**

#### **MATHEMATICAL SIMULATION OF NONSTATIONARY RECTIFICATION PROCESSES IN GAS OIL VACUUM HYDROCONVERSION PLANT**

Nonstationary rectification processes in rectification towers are considered. A nonstationary mathematic model of rectification processes in rectification towers was developed for creation of a dynamic training simulator for gas oil vacuum hydroconversion plant. Rectification processes are considered together with hydrodynamics mathematic models describing fluid and gas motion, and heat and mass transfer models characterizing the transfer of heat and mass. Implicit finite difference schemes and realization algorithms for heat and mass transfer equations approximation are proposed. The results of computational experiment are presented.