

А.В. Кравцов, Н.В. Ушева, А.С. Князев, О.В. Шкроботько

E-mail: kas854@mail.ru

В последние годы роль газа, как наиболее экологически чистого вида топлива, значительно возрастает. Осушка газа остается наиболее распространенной технологией, необходимой практически на любом месторождении газа и газоперерабатывающем заводе. Второй по распространенности в промысловых и заводских условиях является технология извлечения из пластового газа конденсата, т.е. жидких углеводородов (пентана и более высококипящих). Квалифицированная подготовка к транспорту газового конденсата невозможна без применения технологий стабилизации конденсата с использованием процессов ректификации [1].

Разработка современных технологических процессов переработки природного углеводородного сырья и оптимальная эксплуатация действующих производств неэффективна без применения моделирующих программ, имеющих высокую точность описания параметров технологических процессов и позволяющих без значительных материальных и временных затрат производить исследования этих процессов. Такие модельные исследования имеют большое значение не только для проектирования, но для функционирования существующих производств, так как позволяют учесть влияние внешних факторов (изменение состава сырья, изменение требований к конечным и промежуточным продуктам и т.д.) на показатели действующих производств [1].

Подготовка газа и газового конденсата в настоящее время осуществляется в основном с использованием низкотемпературной сепарации. На этом принципе основаны технологические схемы подготовки сырья месторождений Западной Сибири, например, Северо-Васюганского газоконденсатного месторождения, рис. 1.

В данной технологической схеме происходит ступенчатая сепарация газа, в результате чего происходит его осушка, а также обезвоживание и стабилизация нестабильного конденсата.

Снижение содержания воды в нестабильном конденсате и сухом газе приводит к повышению качества продукции. При эксплуатации промышленной установки было установлено, что вода присутствует в стабильном конденсате, а также в незначительном количестве содержится в метан-этановой и пропан-бутановой фракциях. Это свидетельствует о низком качестве разделения метанольной воды и нестабильного конденсата в разделителях жидкости (рис. 1). Температура во втором разделителе достигает -34°C , а повышение температуры благоприятствует процессу разделения [1]. Анализ различных путей повышения температуры во втором разделителе позволил сделать вывод о том, что наиболее целесообразно применить в качестве теплоносителя в теплообменнике Т-3 пропан-бутановую фракцию, идущую с установки деэтанализации и стабилизации

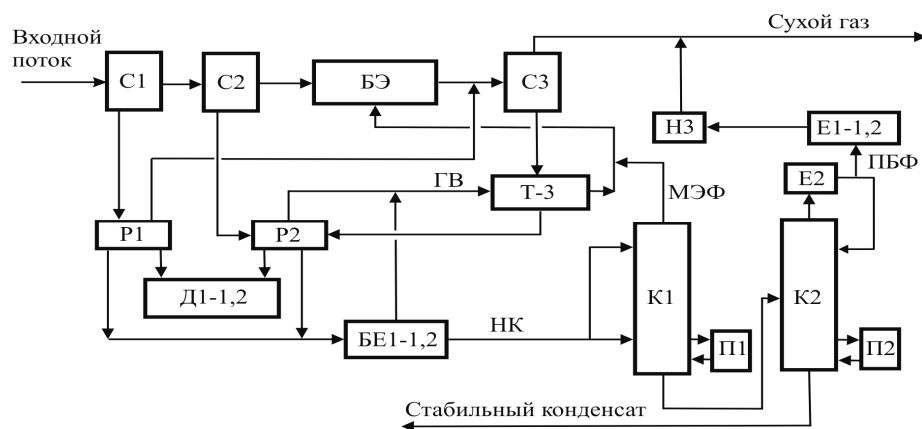


Рис. 1. Принципиальная технологическая схема подготовки газа и газового конденсата: С1, С2, С3 – первичный промежуточный и конечный сепараторы; БЭ – блок эжекторов; Т-3 – теплообменник; Р1, Р2 – трехфазные разделители; Д1-1,2 – дегазатор; БЕ1,2 – два блока сырьевых емкостей; К1, К2 – ректификационные колонны; П1, П2 – печи; Е2 – емкость орошения; Е1-1,2 – емкость сбора сжиженного газа; НЗ – насос; ПБФ – пропан-бутановая фракция; МЭФ – метан-этановая фракция; ГВ – газ выветривания; НК – нестабильный конденсат

конденсата. Для решения данной проблемы было внесено конструктивное предложение по изменению технологической схемы.

В первоначальной технологической схеме нестабильный конденсат из сепаратора СЗ подавался в межтрубное пространство теплообменника Т-3, для охлаждения газа выветривания из Р2 и БЕ1,2 (рис. 2).

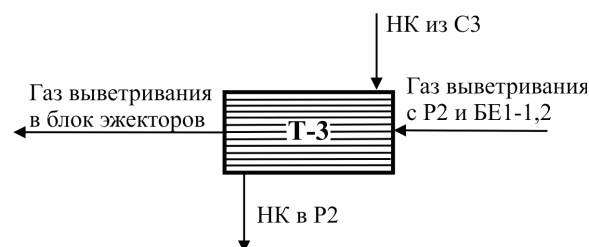


Рис. 2. Проектная схема потоков теплообменного аппарата

Предлагается в теплообменный аппарат вместо газа выветривания ввести пропан-бутановую фракцию, идущую из емкости орошения Е2 в емкости для сжиженных газов Е1,2 (рис. 3).

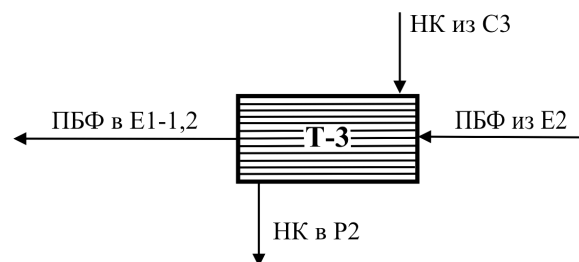


Рис. 3. Модернизированная схема потоков теплообменного аппарата

Для расчета процесса теплообмена, происходящего в Т-3, и определения температурных профилей по потокам, проходящих через данный аппарат, необходимо разработать модель данного теплообменного аппарата.

Сложность описания и расчета теплообмена с учетом реальных условий его протекания во многом объясняет тот факт, что в настоящее время теплообменную аппаратуру рассчитывают по моделям, предполагающим режим полного вытеснения, либо полного смешения [3].

Модель идеального смешения. Эта модель предполагает полное смешение хладагента. Поэтому его температура является постоянной по длине теплообменника.

Математическое описание модели будет иметь вид [2]:

$$V \rho C_p \frac{dT}{dt} = v \rho C_p (T_{BX} - T) + F K_T \Delta T,$$

где V – объем потока идеального перемешивания, м³; ρ – плотность теплоносителя, кг/м³; C_p – удельная теплоемкость теплоносителя, Дж/(кг·К); v – объемная скорость потока, м³/с; F – поверхность теплообмена, м²; K_T – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); ΔT – разность температур; T_{BX} – температура потока на входе, К; t – время, с.

Модель идеального вытеснения. В основе модели лежат следующие допущения:

- постоянство температуры в поперечном сечении;
- отсутствие продольного перемешивания.

Математическое описание модели имеет вид [2]:

$$S_B \rho C_p \frac{dT}{dt} = -v \rho C_p \frac{dT}{dl} + \frac{F}{L} K_T \Delta T,$$

где S_B – площадь поперечного сечения потока, м²; L – длина зоны идеального вытеснения, м; l – пространственная координата, изменяющаяся от 0 до L .

Теплообменник Т-3 с U-образными трубками, в межтрубное пространство которого подается нестабильный конденсат, а в трубное пространство подается газ выветривания. В табл. 1 приведены его основные характеристики.

Таблица 1. Характеристики теплообменника Т-3

Параметры	Значение
Диаметр теплообменника D , мм	800
Диаметр трубки d , мм	20×2
Количество трубок n	350
Длина теплообменника L , м	6
Длина U образной трубки l , м	12

Данный теплообменный аппарат может быть описан моделью типа «перемешивание – вытеснение».

В трубном пространстве, куда подается газ выветривания, а далее предполагается ввести ПБФ, реализуется модель идеального вытеснения:

$$S_{B1} \rho_1 C_{p1} \frac{dT_1}{dt} = -v_1 \rho_1 C_{p1} \frac{dT_1}{dl} + \frac{F}{L} K_T (T_1 - T_2).$$

В межтрубном пространстве, куда подается нестабильный конденсат, реализуется модель идеального смешения:

$$V \rho_2 C_{p2} \frac{dT_2}{dt} = v_2 \rho_2 C_{p2} (T_{2BX} - T_2) + F K_T (T_1 - T_2).$$

В стационарном режиме данные уравнения примут вид:

$$-v_1 \rho_1 C_{p1} \frac{dT_1}{dl} + \frac{F}{L} K_T (T_1 - T_2) = 0,$$

$$v_2 \rho_2 C_{p2} (T_{2BX} - T_2) + F K_T (T_1 - T_2) = 0,$$

при $l=0$, $T_1(0)=T_{1,0}$; $T_2(0)=T_{2,0}$.

Для проведения расчетов по математической модели необходимо оценить основные её параметры и рассчитать физико-химические и теплофизические свойства потоков.

Объемную скорость потоков рассчитывается по формуле:

$$v = \frac{G}{\rho 3600},$$

где G – расход теплоносителя кг/ч.

Теплоемкость газа и жидкости можно рассчитывать по уравнению Джонсона-Хуанга [4]:

$$C_p = 4,1887(A + BT^2 + CT^2 + DT^3),$$

где A, B, C, D – эмпирические коэффициенты.

Коэффициент теплопередачи можно рассчитать по формуле:

$$K_T = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_{CT}}{\lambda_{CT}} + R},$$

где: α_1 и α_2 – коэффициенты теплоотдачи, Вт/(м²·К); λ_{CT} – теплопроводность материала стенки, Вт/(м·К); δ_{CT} – толщина стенки, м; R – термические сопротивления загрязнений, м²·К/Вт.

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d},$$

где: Nu – критерий Нуссельта; λ – коэффициент теплопроводности ПБФ и НК, Вт/(м·К); d – диаметр трубопровода, м.

$$Nu = 0,36 Re^{0,67} Pr^{0,33},$$

где: Re – критерий Рейнольдса ($Re > 10000$); Pr – критерий Прандтля.

$$Re = \frac{\nu d \rho}{\mu},$$

где: μ – вязкость, Па·с.

$$Pr = \frac{C_p \mu}{\lambda},$$

Вязкость ПБФ или НК рассчитывается по методу Томаса [4]:

$$\lg \mu = 0,5 \lg \rho + B_s \left(\frac{1}{\tau} - 1 \right) - 5,433,$$

где: B_s – постоянная; τ – отношение температуры вещества к его критической температуре.

Коэффициент теплопроводности можно рассчитать по методу Вебера [4]:

$$\lambda = 3,58 \cdot 10^{-9} C_p \rho \sqrt[3]{\frac{\rho}{M_{ПБФ}}},$$

где $M_{ПБФ}$ – молекулярная масса ПБФ, кг/кмоль.

Таблица 2. Результаты расчета физико-химических и теплофизических свойств

Параметр	Потоки		
	ПБФ	НК	ГВ
Объемная скорость ν , м ³ /с	0,0042	0,0046	0,2778
Теплоемкость, Дж/(кг·К)	358,50	267,8	42,29
Вязкость μ , Па·с	$6,2 \cdot 10^{-5}$	$5,8 \cdot 10^{-5}$	$4,1 \cdot 10^{-5}$
Молекулярная масса, кг/кмоль	48,33	49,01	24,22
Коэффициенты			
теплопроводности λ , Вт/(м·К)	$13 \cdot 10^{-3}$	$14 \cdot 10^{-4}$	$5,6 \cdot 10^{-7}$
теплоотдачи α , Вт/(м ² ·К)	9,32	9,46	0,0036
теплопередачи K , Вт/(м ² ·К)	НК – ГВ = 0,0026		
теплопередачи K , Вт/(м ² ·К)	НК – ПБФ = 4,7		

Были проведены расчеты теплообменного аппарата по математической модели типа «перемешивание – вытеснение» с использованием числен-

ного метода Эйлера. Программа реализована на языке Turbo Pascal 7.0; результаты расчетов приведены в табл. 3.

Таблица 3. Результаты расчета температур потоков теплообменного аппарата согласно рис. 2

Длина теплотеплообменника, м	Температура потока, °С	
	ГВ	НК
0	-10	-34
1	-10,9	-32,2
2	-11,7	-31,9
3	-12,5	-31,6
4	-13,2	-30,9
5	-13,9	-30,4
6	-14,6	-30,1
7	-15,3	-30,0
8	-15,9	-29,9
9	-16,5	-29,9
10	-17,1	-29,9
11	-17,6	-29,9
12	-18,2	-29,9

В промышленных условиях выходные температуры потоков имеют значения для:

- газа выветривания: $-17...-19$ °С;
- нестабильного конденсата: $-28...-30$ °С.

По результатам расчета выходные температуры составляют, как следует из табл. 3, для:

- газа выветривания: $-18,2$ °С;
- нестабильного конденсата: $-29,9$ °С.

Следовательно, можно сделать вывод о том, что данная модель удовлетворительно описывает процесс теплообмена в теплообменном аппарате Т-3. Поэтому можно проводить расчет этого теплообменника с другими теплоносителями с использованием разработанной математической модели.

Таблица 4. Результаты расчета температур потоков теплообменного аппарата согласно рис. 3

Длина теплотеплообменника, м	Температура потока, °С	
	ПБФ	НК
0	40	-34
1	29,8	-20,5
2	22,2	-15,3
3	16,5	-11,4
4	12,3	-8,5
5	9,2	-6,3
6	6,8	-4,7
7	-1,3	2,5
8	-5,8	3,6
9	-9,8	5,9
10	-16,4	6,5
11	-18,7	7,1
12	-20,3	8,2

Результаты расчетов показывают, что пропан-бутановая фракция охладится с 40 °С до -20 °С, а нестабильный конденсат – нагреется с -34 °С до 8 °С.

Таким образом, разработана математическая модель для расчета процессов теплообмена, проте-

кающих в теплообменных аппаратах с U -образными трубками. Показано, что модель удовлетворительно описывает данные процессы и позволяет проводить экспрессные исследования.

Было внесено конструктивное предложение по изменению технологической схемы; с использованием разработанной модели был проведен расчет температуры потоков теплообменного аппарата с учетом внесенных изменений. Согласно результа-

там расчета (табл. 4) внедрение данного предложения приведет к значительному увеличению температуры во втором разделителе (рис. 1) и к улучшению качества отделения метанольной воды от неустойчивого конденсата. В ходе исследования установлено, что пропан-бутановая фракция охладится до -20°C , а это приведет к более стабильной работе насоса НЗ (рис. 1), предназначенного для заправки ПБФ в магистральный газопровод.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Афанасьев А.И., Афанасьев Ю.М., Бекиров Т.М. Технология переработки природного газа и конденсата. Справочник: в 2 ч. – М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 2002. – Ч. 1. – 517 с.
2. Математическое моделирование основных процессов химических производств: Учебное пособие / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов. – М.: Высшая школа, 1991. – 399 с.

3. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Кузьменко Е.А., Федоров А.Ф. Математическое моделирование химико-технологических процессов. – Томск: Изд-во ТПУ, 2002. – 125 с.
4. Рид Р., Праустни Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.

УДК 669.86:536.21

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕРМОГРАВИТАЦИОННОЙ КОНВЕКЦИИ В СОПРЯЖЕННОЙ ПОСТАНОВКЕ В ЗАМКНУТОЙ ОБЛАСТИ

В.П. Вавилов, Г.В. Кузнецов, М.А. Шеремет*

Томский политехнический университет

*Томский государственный университет

E-mail: Michael-sher@yandex.ru

Решена плоская нелинейная нестационарная сопряженная задача теплопереноса в режимах свободной конвекции и кондукции в замкнутой прямоугольной области с локально сосредоточенным источником тепловыделения и неоднородными граничными условиями. Проведено сравнение полученных температурных полей с данными эксперимента и показано, что теплоперенос в типичном объекте теплоснабжения представляет собой существенно трехмерный процесс, моделирование которого на основе плоской модели приводит к заметным отклонениям по значениям характерных температур.

Введение

Моделирование теплового состояния промышленных и социальных объектов имеет большое значение. Это позволит создать теоретические основы для прогностического моделирования процессов теплопереноса в сложных объектах, а также проводить анализ тепловых потерь на объектах теплоснабжения с учетом реальных условий их работы [1].

Целью данной работы является математическое моделирование процесса сопряженного конвективно-кондуктивного теплопереноса в объекте, представляющем собой замкнутую прямоугольную область с локально сосредоточенным источником тепловыделения и неоднородными граничными условиями на внешних и внутренних границах области решения.

Постановка задачи

Рассматривается краевая задача конвективно-кондуктивного теплопереноса [2–4] для области, представленной на рис. 1.

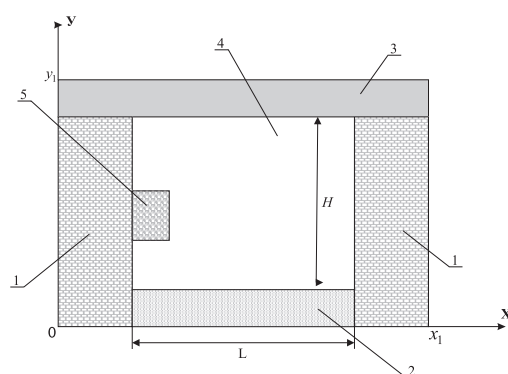


Рис. 1. Область решения задачи: 1) кирпичная стена; 2) деревянный пол; 3) бетонная плита; 4) воздух; 5) локально сосредоточенный источник тепловыделения

Область решения включает пять подобных по форме прямоугольников, имеющих разные размеры и различные теплофизические характеристики. На границах между всеми прямоугольниками и на границах с внешней по отношению к рассматриваемому объекту средой выставлены соответствующие