

Метод НТС применяется для извлечения из газа воды и углеводородного конденсата. Очищение газа от воды осуществляется в целях предотвращения создания аварийных ситуаций на магистральных газопроводах. Главным продуктом данного процесса является нестабильный углеводородный конденсат. Он служит ценным сырьем для нефтехимического производства. Процессы очистки и осушки осуществляются посредством охлаждения газа и последующей сепарацией образовавшейся жидкой фазы. Отметим, что получение низких температур в установках НТС возможно 2 способами: дросселированием газа и искусственным охлаждением, с помощью специальных машин и установок [5].

Сырой газ из скважин подается в С0 для предварительной очистки. Здесь от него отделяется капельная влага и механические примеси.

Затем газ подается в сепаратор-десорбер С1, где происходит тепломассообменный процесс отдувки метанола из водометанольного раствора (ВМР). Данный процесс осуществляется в противоточном движении газовой и жидкой фаз. Газ подается снизу, 30% ВМР сверху под верхнюю отбойную тарелку. Взаимодействие газа и ВМР осуществляется на массообменных тарелках. В результате контакта происходит насыщение газа метанолом. В жидкой фазе после массообмена остается не более 5% метанола. Далее газ направляется в трубное пространство теплообменника Т1, состоящего из 2 секций. Здесь газ, проходя по трубному пространству охлаждается встречным потоком холодного осушенного газа, подаваемого в межтрубное пространство. Далее охлажденная газоконденсатная смесь подается на II ступень сепарации.

Процесс на II ступени сепарации аналогичен I ступени. Здесь продукт поступает в С2, где осуществляется отделение газа от жидкости под действием силы гравитации. После чего он подается в Т2, где охлаждается встречным потоком газа, подступающего из С3.

Из II ступени сепарации газ направляется в эжектор. В него из Р1 как пассивный поток подается газ выветривания, а из С2 как активный поток – газоконденсатная смесь для редуцирования. В камере смешения эжектора происходит смешивание активного и пассивного потоков газа. Далее в диффузоре эжектора происходит торможение потока полученной смеси. В результате возникновения перепада давления и сужения сечения в сопле достигаются высокие скорости с критическими параметрами, и обеспечивается локальное снижение давления (эффект Бернулли). Снижение давления на выходе потока сопровождается эффектом Джоуля-Гомпсона. Таким образом достигается снижение температуры газа до минус 30°C. Далее газ поступает на III ступень сепарации в С3.

В низкотемпературном сепараторе С3 происходит окончательное отделение газа от жидкости, после чего осушенный газ возвращается на нагрев в теплообменниках Т2 и Т1 и далее в магистральный газопровод.

Полученная в С3 смесь конденсата и метанола отводится в Т3, где подогревается встречным потоком конденсата, поступающего из Р1 и далее он направляется в Р2.

В разделителях Р1, Р2 и Р3 жидкая фаза разделяется на 3 продукта: метанольную воду, нестабильный конденсат и из нее выветривается газ. В Р1 жидкая фаза поступает из С1 и С2. Здесь происходит выделение углеводородного конденсата, который затем подается в Т3 на охлаждение. Далее он направляется в Р3, где смешивается с потоком из Р2.

Для обеспечения без гидратных режимов работы в трубопроводы и сепараторы подается 90% метанол.

III. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ ПРОЦЕССА НТС

Разработка математического описания процесса НТС в целом является достаточно сложной задачей. Поэтому необходимо осуществить декомпозицию процесса на сравнительно просто математически описываемые технологические операции.

Установка НТС характеризуется процессами:

- сепарации;
- теплообмена;
- дросселирования;
- разделение жидкой фазы.

A. Сепарация

В процессе НТС применяется сепарационное оборудование с различной внутренней структурой. Этим обусловлено различие в их математическом описании. Отметим, что в сепараторах С0, С2 и С3 газожидкостная смесь имеет однонаправленное движение до момента ее разделения. После физического разделения фаз, конденсат отводится по трубкам в кубовую часть сепараторов.

В сепараторе – десорбере С1 конденсат, отделившийся на тарелках под воздействием силы тяжести скапливается в кубовой части устройства. Это позволяет сделать допущение о противоточном движении фаз.

В сепараторе С3 осуществляется процесс однократной конденсации. При его моделировании необходимо учесть, что данный процесс сопровождается тепло- и массообменом. В результате данных процессов достигается термодинамическое равновесие при равенстве температур и числа молекул, переходящих из одной фазы в другую.

Уравнения для прямотока имеют вид:

$$\frac{\partial C_{ц.г.}}{\partial t} = -v_{г.}(\theta_{г.}, p_{г.}, \bar{G}_{г.}) \frac{\partial C_{ц.г.}}{\partial z} - R_{г.}(C_{ц.г.} - C_{ц.г.}^p(C_{ц.к.}));$$

$$\frac{\partial C_{ц.к.}}{\partial t} = -v_{к.} \frac{\partial C_{ц.к.}}{\partial z} - R_{к.}(C_{ц.г.} - C_{ц.г.}^p(C_{ц.к.})),$$

где $C_{ц.г.}$, $C_{ц.к.}$ – концентрация целевого компонента (ЦК) (конденсата) в газовой и жидкой фазах, кг/м³; v_g , v_k – скорость газовой и жидкой фаз, м/с; θ_g – температура газа, °С; p_g – давление газа (рабочее), МПа; \bar{G}_g – расход газа, кмоль/с; R_g , R_k – физико-технологические коэффициенты газовой и жидкой фаз; $C_{ц.г.}^p$ ($C_{ц.к.}^p$) – равновесная концентрация ЦК в газовой фазе, зависящая от концентрации ЦК в жидкой фазе.

Очевидно, что при движении газожидкостной смеси в сепараторе концентрация ЦК в жидкой фазе будет увеличиваться, а в газовой – уменьшаться.

Основным результатом моделирования в данном случае является определение безвозвратных потерь ЦК с газовой фазой. Потери ЦК можно скомпенсировать двумя методами: усовершенствованием технологического процесса (разработка новых конструкций сепарационных элементов) или осуществления управления им (поддержание материального баланса в сепараторе).

В. Теплообменные процессы

Математическое описание процесса теплообмена в теплообменниках Т1 и Т2 аналогичны и состоят из 3 уравнений, так как в них учтена тепловая емкость разделяющей стенки:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \theta_{о.г.}}{\partial t} &= -v_{о.г.}(\theta_{о.г.}, p_{о.г.}, \bar{G}_{о.г.}) \frac{\partial \theta_{о.г.}}{\partial x} + R_1(\theta_{ст} - \theta_{о.г.}); \\ \frac{\partial \theta_{н.г.}}{\partial t} &= -v_{н.г.}(\theta_{н.г.}, p_{н.г.}, \bar{G}_{н.г.}) \frac{\partial \theta_{н.г.}}{\partial x} + R_4(\theta_{ст} - \theta_{н.г.}); \\ \frac{d\theta_{ст}}{dt} &= R_2(\theta_{о.г.} - \theta_{ст}) - R_3(\theta_{ст} - \theta_{н.г.}), \end{aligned} \quad (1)$$

где $\theta_{о.г.}$, $\theta_{н.г.}$, $\theta_{ст}$ – температура охлажденного, нагретого газов и стенки, °С; $v_{о.г.}$, $v_{н.г.}$ – скорости охлажденного и нагретого газов, м/с; R_1 , R_2 , R_3 , R_4 – условно-постоянные физико-технологические коэффициенты.

Отличием математической модели (ММ) процесса в Т3 от (1) является взаимодействие не газовых фаз, а жидких, т.е. охлажденного и нагретого углеводородного конденсата.

С. Дросселирование

Снижения температуры газожидкостной смеси до требуемой в технологическом процессе осуществляется методом дросселирования на основе интегрального эффекта Джоуля-Томпсона представленного равенством [5]:

$$\theta_{вых} = \theta_{вх} - K(p_{вх} - p_{вых}),$$

где $\theta_{вых}$ и $\theta_{вх}$ – температура на выходе и входе клапана соответственно, °С; K – коэффициент Джоуля-Томпсона, °С/(МПа).

IV. КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛООБМЕННОГО ПРОЦЕССА

В рамках данного исследования выполнено компьютерное моделирование теплообменных процессов в теплообменнике Т1.

Для проведения вычислительного эксперимента в среде MATLAB/Simulink осуществлен переход от непрерывной ММ к дискретно-непрерывной (непрерывность по времени) [3].

В общем случае дискретно-непрерывная ММ теплообмена в Т1 описывается системой нелинейных дифференциальных уравнений вида:

$$\begin{aligned} \frac{d\theta_{о.г.i}}{dt} &= -\left(\frac{v_{о.г.}}{h} + R_1\right)\theta_{о.г.i} + \left(\frac{v_{о.г.}}{h}\right)\theta_{о.г.i-1} + R_1\theta_{стi}; \\ \frac{d\theta_{н.г.i}}{dt} &= -\left(\frac{v_{н.г.}}{h} + R_4\right)\theta_{н.г.i} + \left(\frac{v_{н.г.}}{h}\right)\theta_{н.г.i-1} + R_4\theta_{стi}; \\ \frac{d\theta_{стi}}{dt} &= R_2(\theta_{о.г.i} - \theta_{стi}) - R_3(\theta_{стi} - \theta_{н.г.i}), \\ i &= 1, 2, \dots, n. \end{aligned}$$

где h – шаг дискретизации вдоль испарителя по оси x .

Отметим особенность теплообменника Т1. Он состоит из двух соединенных между собой теплообменных аппаратов (рис.2). В связи с этим исследование процессов производилось с различным шагом дискретизации ($h = 3; 5; 6$).

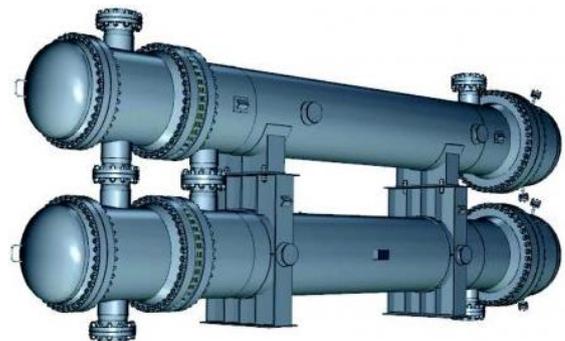


Рис. 2. Теплообменник типа «газ-газ»

При $h = 3$ дискретизация по оси x охватывает точки входа первого аппарата, межаппаратный переход и выхода второго аппарата.

При $h = 5$ точки дискретизации выбраны в начале и середине каждого аппарата, а межаппаратный переход сосредоточен в одной точке. При реализации модели принято допущение, что расстояние между 2 аппаратами равно нулю, т.е. не учитывается расстояние между корпусами. Это связано с тем, что в межаппаратном переходе газы не контактируют друг с другом (не происходит теплообмена) во время передвижения газа между емкостями.

В модели, где $h=6$ учитываются точки на входе, в середине и на выходе каждого аппарата. Расстояние между аппаратами принимается равным $1/2$ длины $T1$.

Исследование теплообменного процесса при варьируемых шагах дискретизации на установившемся режиме, показало, что каждая дискретно-непрерывная модель характеризуется различной степенью отклонения от технологических параметров. Однако следует отметить, что полученные при моделировании значения лежат в заданном диапазоне.

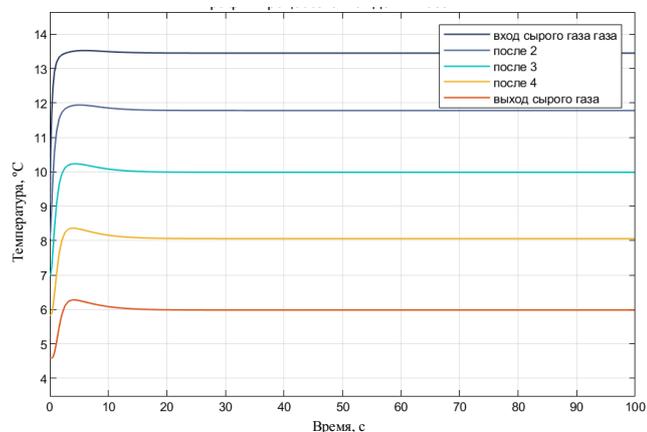


Рис. 3. Переходные процессы в трубном пространстве (охлаждение сырого газа)

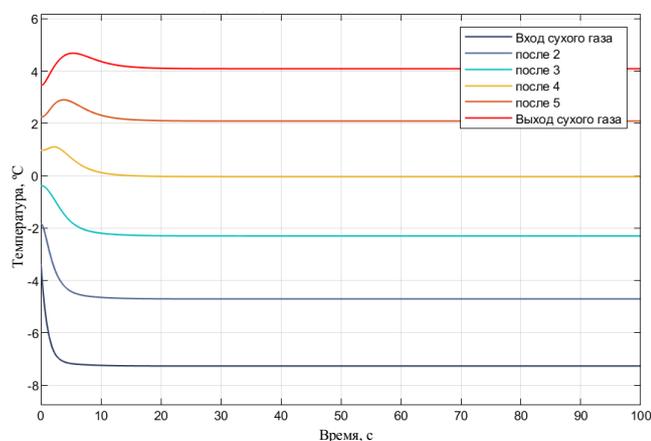


Рис. 4. Переходные процессы в межтрубном пространстве (нагревание сухого газа)

Затем исследование проводилось при подаче ступенчатых возмущений по температуре. Графики переходных процессов представлены на рис. 3 и рис. 4. Результаты моделирования показывают, что переход в новое установившееся состояние осуществляется в течении 15 с. Однако процессы не возвращаются к заданной температуре, в связи с этим требуется реализация управления теплообменными процессами в $T1$.

Следует отметить, что моделирования процесса с шагом дискретизации $h=5$ дает результаты наиболее близкие к технологическим параметрам.

V. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате исследования выявлены физические основы технологического процесса низкотемпературной сепарации. Выявлено, что основным процессом является теплообменный, который в свою очередь влияет на процессы разделения газожидкостной смеси на 2 чистых компонента: природный газ и жидкий углеводородный конденсат.

Особенностью данного процесса является то, что теплообменники, используемые в данном процессе, имеют 2, соединенных между собой, корпуса. В связи с этим предложено при компьютерном моделировании варьировать шаг дискретизации. Результаты моделирования теплообменных процессов показали, что разработанные математические и компьютерные модели адекватны реальному технологическому процессу, так как полученные значения температур близки к заводским параметрам. Следует отметить, что модель с шагом дискретизации $h=5$ дает значения наиболее схожие с заводскими.

Результаты вычислительного эксперимента подтвердили адекватность разработанной модели реальному технологическому процессу.

ВЫРАЖЕНИЕ БЛАГОДАРНОСТИ

Авторы выражают благодарность Фоминых Александре за помощь в реализации и проверке адекватности моделей в программном средстве Matlab/Simulink.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- [1] Истомин В.А., Елистратов А.В., Лаухин Ю.А., Ротов А.А., Трифонов А.В. Методические вопросы создания математических моделей газопромысловых систем // Вести газовой науки, 2012. №2 (10). С. 93-98
- [2] Маслов В.М. Концепции анализа и совершенствования техники и технологии промышленных подготовки и транспорта газа. Ташкент: Изд-во ФАНАкадемии Наук Республики Узбекистан, 1997. 662 с.
- [3] Абрамкин С.Е., Душин С.Е. Моделирование управляемых процессов абсорбционной осушки природного газа. СПб.: Изд-во СПбГЭТУ «ЛЭТИ», 2015. 160 с.
- [4] Абрамкин С.Е., Душин С.Е. Математическое моделирование управляемых технологических процессов осушки природного газа // Информационно-управляющие системы, 2015. №4. С.41-49.
- [5] Abramkin S.E., Dushin S.E. Modeling of Technological Processes in Gas Production Complexes. Proceedings of 2019 3rd International Conference on Control in Technical Systems, CTS 2019. Saint Petersburg, 2019. pp.114-117. DOI: 10.1109/CTS48763.2019.8973310.
- [6] Тараненко Б.Ф., Герман В.Т. Автоматическое управление газопромысловыми объектами. М.: Недра, 1976. 213 с.