

ЭНЕРГЕТИКА И ЭЛЕКТРОТЕХНИКА
ENERGY AND ELECTRICAL ENGINEERING

УДК 621.362:537.322

DOI: 10.21822/2073-6185-2023-50-3-14-23



Оригинальная статья /Original article

Моделирование системы низкотемпературной подготовки газа

М.П. Кузнецов

Уфимский государственный нефтяной технический университет,
450062, г. Уфа, ул. Космонавтов 1, Россия

Резюме. Цель. Целью работы является исследование влияния изменения технологических параметров на эффективность процесса сепарации и определение оптимальных технологических режимов работы УНТС газового месторождения X в процессе сепарации. **Метод.** Задача решена в компьютерной программе КВС Petro-SIM и была построена модель УНТС. Была построена модель УНТС в компьютерной программе КВС Petro-SIM. **Результат.** При текущем составе газа с понижением температуры на каждые 2 °С при прочих равных технологических показателях, удельный выход конденсата увеличивается в пределах от 15 до 30 %, причем, чем ниже температура, тем выше данный процент. При понижении давления на дросселе на каждые 0,4 МПа выход конденсата увеличивается; если давление опустится ниже 1,8 МПа, удельный выход конденсата начнет уменьшаться, что объясняется падением давления ниже линии максимальной конденсации фазовой диаграммы. Изменение расхода газа в пределах проектных значений не оказало влияния на работу низкотемпературной сепарации. Наиболее высокая эффективность УНТС достигается при поддержании давления после дросселя в пределах 1,8 - 1,9 МПа. Максимальный удельный выход газоконденсата (48,21 %) был получен при давлении на входе в УНТС 5,1 МПа, температуре после теплообменника минус 2 °С и перепаде давления на дросселе 3,05 МПа. При увеличении давления на входе в УНТС изменение удельного выхода газоконденсата незначительно, но с помощью этого параметра возможно создавать больший перепад давления на дросселе; при уменьшении температуры газа на выходе из теплообменника, удельный выход газоконденсата увеличится; при увеличении перепада давления на дросселе удельный выход газоконденсата увеличивается до момента, когда давление после дросселя достигает интервала значений 1,8 – 1,9 МПа. В этом интервале достигается максимальный удельный выход конденсата. При дальнейшем увеличении перепада давлений на дросселе удельный выход газоконденсата уменьшается. Это объясняется явлением ретроградной конденсации, поскольку линия максимальной конденсации находится в интервале данных давлений. **Вывод.** Для решения возникающих серий задач можно использовать разработанный программный модуль. Результаты работы показывают пригодность предлагаемого метода для практических целей.

Ключевые слова: моделирование, природный газ, газоконденсат, теплообменник, низкотемпературная сепарация, оптимизация, газовое месторождение, фазовое равновесие.

Для цитирования: М.П. Кузнецов. Моделирование системы низкотемпературной подготовки газа. Вестник Дагестанского государственного технического университета. Технические науки. 2023; 50(3):14-23. DOI:10.21822/2073-6185-2023-50-3-14-23

Modeling of a low-temperature gas treatment system

M.P. Kuznetsov

Ufa State Petroleum Technological University,
1 Kosmonavtov St., Ufa 450064, Russia

Abstract. Objective. The main purpose of the work is: investigation of the effect of changes in technological parameters on the efficiency of the separation process and determination

of optimal technological modes of operation of gas field X CNTS in the separation process. **Method.** The problem was solved in the KBC Petro-SIM computer program and the LTS model was built. To conduct the study, a model of the LTS was built in the KBC Petro-SIM computer program. **Result.** The results obtained with the help of it showed: with the current composition of the gas with a decrease in temperature for every 2 °C, with other technological indicators being equal, the specific condensate yield increases in the range from 15 to 30%, and the lower the temperature, the higher this percentage. When the pressure on the throttle decreases by every 0.4 MPa, the condensate output increases, if the pressure drops below 1.8 MPa, the specific condensate output will begin to decrease, which is explained by the pressure drop below the maximum condensation line of the phase diagram. The change in gas flow within the design values did not affect the operation of low-temperature separation. At any available low temperature and high pressure at the inlet to the ILTS, the most optimal mode will be when the pressure after the throttle is maintained within 1.8 - 1.9 MPa. The maximum specific yield of gas condensate (48.21%) was obtained at a pressure at the inlet to the ILTS of 5.1 MPa, a temperature after the heat exchanger of minus 2 °C and a pressure drop at the throttle of 3.05 MPa. As part of the numerical research, the following results were obtained: with an increase in the pressure at the inlet to the ILTC, the change in the specific output of the gas condensate is insignificant, but with this parameter it is possible to create a larger pressure drop on the throttle; with a decrease in the gas temperature at the outlet of the heat exchanger, the specific yield of the gas condensate will increase; with an increase in the pressure drop at the throttle, the specific output of the gas condensate increases until the pressure after the throttle reaches the range of values of 1.8 – 1.9 MPa. In this interval, the maximum specific condensate yield is achieved. With a further increase in the pressure drop on the throttle, the specific output of the gas condensate decreases. This is explained by the phenomenon of retrograde condensation, since the maximum condensation line is in the range of these pressures. **Conclusion.** Based on the results of the work, it was found that the developed software module can be used to solve the emerging series of problems. The results of the work show the suitability of the proposed method for practical purposes.

Keywords: modeling, natural gas, gas condensate, heat exchanger, low-temperature separation, optimization, field, phase equilibrium.

For citation: M.P. Kuznetsov. Modeling of a low-temperature gas treatment system. Herald of Daghestan State Technical University. Technical Science. 2023; 50(3):14-23. DOI:10.21822/2073-6185-2023-50-3-14-23

Введение. Со второй половины 20 века природный газ становится наиболее эффективным экологически чистым природным топливом. В настоящее время мировое потребление природного газа по сравнению с другими видами энергии растёт интенсивными темпами. В России, за последние 50 лет доля природного газа в топливно-энергетическом балансе страны увеличилась с 1 до 50 %. Несмотря на снижение общего объёма добычи газа, энергетическая стратегия России, предусматривает в будущем его увеличение удельного веса в производстве первичных энергоресурсов. В последние годы в эксплуатацию были введены гигантские газовые и газоконденсатные месторождения с высокопроизводительными установками комплексной подготовки газа (УКПГ) к транспорту, которые расположены в районах Сибири и Крайнего Севера: Медвежье, Уренгойское, Заполярное, Ямбургское, Юбилейное, Комсомольское и другие [1]. При промышленной подготовке газов чаще всего используется технология низкотемпературной сепарации (НТС). Данная технология хорошо изучена, на практике широко применяется и является экономически обоснованной [2]. В связи с повышенными требованиями к качеству предназначенного для продажи газа, технология сепарации и, применяемое для этой цели, оборудование постоянно совершенствуются.

Постановка задачи. Объектом исследования является система низкотемпературной подготовки газа на месторождении X. Основной целью работы является моделирование и определение технологических режимов процесса низкотемпературной сепарации на месторождении X с наибольшим удельным выходом газового конденсата.

Методы исследования. Для достижения этой цели были исследованы технологические режимы работы низкотемпературной сепарации. При проведении исследований варьировались значения температуры на сепараторах, давления на входе в систему подготовки газа и перепада давлений на дросселе относительно текущего режима работы промышленной установки. По проведенным расчетам был предложен наиболее эффективный режим работы для извлечения наибольшего удельного объема стабильного газоконденсата. Компонентный состав и основные физико-химические свойства природного газа представлен в табл. 1.

Таблица 1. Компонентный состав и основные физико-химические свойства природного газа

Table 1. Component composition and main physical and chemical properties of natural gas

Наименование компонента/ Component name	Содержание, % объема газа из месторождения/ Content, % volume of gas from the field
Метан/ methane	91,732
Кислород/ oxygen	0,005
Диоксид углерода/ carbon dioxide	0,547
Азот/ nitrogen	0,830
Этан/ethane	4,060
Пропан/ propane	1,564
И-бутан/ i-butane	0,421
Н-бутан/ n-butane	0,448
Нео-пентан/ neo-pentane	0,006
И-пентан/ i-pentane	0,145
Н-пентан/ n-pentane	0,093
Гексан/ hexane	0,149
Плотность относительная /Relative density	0,620
Плотность газа, кг/м ³ /Gas density, kg/m ³	0,746

Система подготовки газа предназначена для замера газа, очистки газа от капельной жидкости и сбора конденсата путем низкотемпературной сепарации.

Технология процесса заключается в ступенчатой сепарации газожидкостной смеси с применением низких температур на последней ступени сепарации и рекуперацией холода. Для предотвращения гидратообразования в скважинах учтён дозированный ввод метанола на регулирующем дросселе фонтанной арматуры и в газопроводах от скважин.

Пластовый газ с узла входа шлейфов поступает по трубопроводу на первую ступень сепарации в вертикальный сепаратор С-1, где под воздействием сил гравитации происходит предварительное отделение из газового потока мехпримесей и капельной жидкости. Отсепарированная жидкая фаза (газовый конденсат, метанольная вода) и мехпримеси отводятся в разделитель жидкости Р-1. Отчасти отсепарированный газовый поток подаётся по трубопроводу из сепаратора С-1 в трубное пространство двухсекционного теплообменника «газ-газ» Т-1, там он охлаждается холодным обратным потоком осушенного газа, который проходит по межтрубному пространству теплообменника Т-1.

Для предотвращения гидратообразования учтена подача метанола по метанолопроводу сквозь узел ввода метанола в трубном пространстве Т-1, где выполняется учёт и дозирование расхода метанола. По трубопроводу прямой поток газа охлажденный в теплообменнике Т-1 поступает в сепаратор второй ступени С-2, где совершается отделение капельной жидкости, которая конденсируется вследствие понижения температуры в теплообменнике Т-1. Отсепарированные в сепараторе С-2 газовый конденсат, влага и метанол выводится в разделитель жидкости Р-2. Освобожденный от капельной жидкости основной газовый поток из С-2 поступает на регулирующей клапан давления К-2, где дросселируется и охлаждается за счет дроссель-эффекта. Данный клапан обеспечивает стабильное давление газа на входе в низкотемпературный сепаратор С-3. После клапана газовый поток направляется в сепаратор С-3. В низкотемпературном сепараторе С-3 происходит отделение капельной

жидкости. Отсепарированная жидкость выводится через клапан-регулятор К-3 с понижением давления до 0,6 МПа в разделитель Р-2.

Осушенный от влаги и углеводородного конденсата природный газ из низкотемпературного сепаратора С-3 после оперативного замера расхода газа на быстросъемной диафрагме поступает в межтрубное пространство теплообменника Т-1, где нагревается прямым потоком сырого газа.

Осушенный природный газ направляется на пункт коммерческого замера газа. Жидкая фаза из сепаратора первой ступени С-1 направляется в разделитель жидкости Р-1, где происходит разделение на углеводородный конденсат, газ и пластовую воду. Пластовая вода из Р-1 направляется в канализацию. Углеводородный конденсат из Р-1 подается в емкость дегазации Р-3 по уровню через регулирующий клапан под давлением. Газ дегазации из Р-1 подается в газопровод среднего давления.

Углеводородный конденсат и метанольная вода из сепараторов С-2 и С-3 поступают в Р-2. В разделителе жидкости происходит разделение жидкой фазы на метанольную воду и углеводородный конденсат за счёт разности плотностей и дегазации жидкой фазы.

Углеводородный конденсат из разделителя жидкости Р-2 через замерное устройство и регулирующий клапан уровня К-4 с понижением давления до 0,3 МПа направляется в емкость дегазации Р-3. Газ дегазации из Р-2 подается в газопровод среднего давления.

Стабильный углеводородный конденсат из разделителя жидкости Р-3 через замерное устройство и в технологическую емкость. Газ дегазации из Р-2 подается в котельную в качестве топлива. Водометанольная смесь из Р-2 и Р-3 направляется в канализацию.

Обсуждение результатов. Расчет низкотемпературной сепарации. Фактические данные эксплуатации установки низкотемпературной сепарации газа месторождения Х.

Технологические данные теплообменника находящегося перед сепаратором С-2 и после сепаратора С-3, температуры воздуха, расхода газа в замерных узлах, давления на входе и выходе из системы установки низкотемпературной сепарации (УНТС) представлены в табл. 2.

Таблица 2. Фактические технологические данные месторождения Х

Table 2. Actual technological data of field X

№ замера/ Measurement No.	1	2	3	4	5
Температура газа на входе в трубное пространство теплообменника, °С / Gas temperature at the pipe inlet heat exchanger space, °С	19	20	19	21	20
Температура газа на выходе из трубного пространства теплообменника, °С / Gas temperature at the pipe outlet heat exchanger space, °С	6	5	1	5	2
Охлаждение газа в теплообменнике, °С / Gas cooling in heat exchanger, °С	13	15	18	16	18
Температура газа на входе в межтрубное пространство теплообменника, °С / Gas temperature at the inlet to the annulus heat exchanger space, °С	-5	-6	-6	1	-2
Температура газа на выходе из межтрубного пространства теплообменника, °С / Gas temperature at the exit from the annulus of the heat exchanger, °С	16	18	17	17	18
Нагрев газа в теплообменнике, °С / Gas heating in the heat exchanger, °С	21	24	23	16	20
Давление на входе в УНТС, атм / Pressure at the inlet to the CNT, atm	52	47	43	37	36
Давление на входе в УНТС, атм / Pressure at the inlet to the CNT, atm	22	23	27	29	27
Разность давлений, атм / Pressure difference, atm	30	24	16	8	9

Для анализа работы УНТС была смоделирована и построена схема в компьютерной программе КВС Petro-SIM, представленная на рис. 1.

Для исследования варьировались три параметра: давление газа на входе в УНТС (поток «сырой газ»), от 5,1 до 3,5 МПа; давление газа после дросселя (поток 7), до 1,5 МПа; температура газа на выходе из трубного пространства теплообменника (поток 4), от 6 до минус 2 °С. Расчеты проводились при расходе газа в 1 млн м³/день. Потери давления на оборудовании до дросселя составили 0,15 МПа. Ограничения по исследованию: давление газа не ниже 1,5 МПа, температура газа не ниже минус 20 °С на всей УНТС.

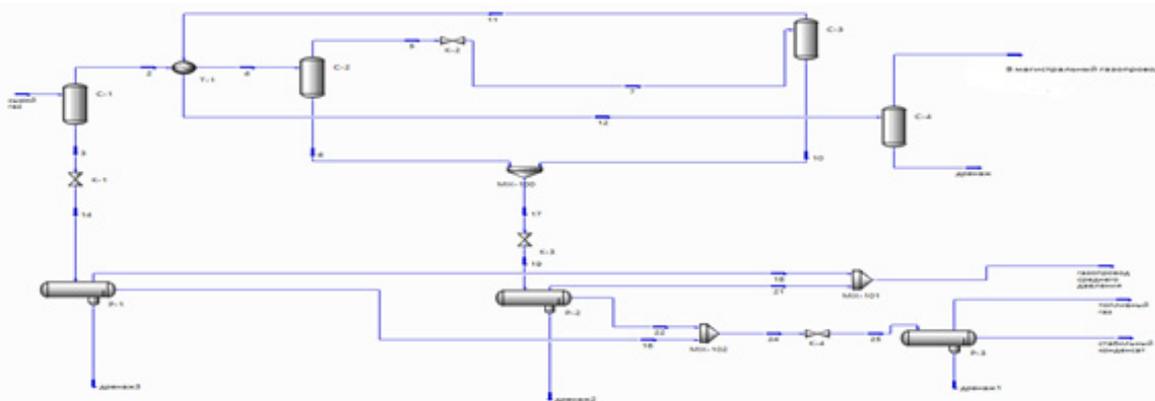


Рис. 1. Принципиальная схема УНТС месторождения X, построенная в программе KBC Petro-SIM

- 1) C-1 – первичный сепаратор; 2) Т-1 – теплообменник ‘газ-газ’ С-2,С-3 – низкотемпературные сепараторы;
 3) К-1, К-2, К-3, К-4 – краны-регуляторы (изоэнтальпийные клапаны);
 4) MIX-100, MIX-101, MIX-102 – смесители; 5) Р-1, Р-2, Р-3 – ёмкости выветривания

Fig. 1. Schematic diagram of CTS of deposit X, built in the KBC Petro-SIM program

- 1) S-1 – primary separator; 2) T-1 – gas-to-gas heat exchanger C-2, C-3 – low-temperature separators;
 3) K-1, K-2, K-3, K-4 – regulator valves (isenthalpy valves); 4) MIX-100, MIX-101, MIX-102 – mixers;
 5) R-1, R-2, R-3 – weathering tanks

Полученные в ходе исследования результаты представлены в табл. 3 – 7.

Таблица 3. Результаты исследования при температуре газа 6 °С на выходе из трубного пространства теплообменника

Table 3. Results of the study at gas temperature of 6 °C at the exit from the tube space of the heat exchanger

Давление на входе в УНТС, МПа	Перепад давления на дросселе, МПа	Давление после дросселя, МПа	Выход стабильного конденсата, кг\ч	Удельный выход конденсата, %	Выход топливного газа, кг\ч	Температура на сепараторе С-3, °С	Температура на сепараторе С-4, °С
3,5	0,4	2,95	30,31	5,24	0,227	3,9	17,2
3,5	0,8	2,55	37,98	6,56	0,281	1,7	15,3
3,5	1,2	2,15	45,28	7,82	0,327	-0,5	13,3
3,5	1,55	1,8	47,33	8,18	0,33	-2,5	11,5
3,5	1,6	1,75	47,29	8,17	0,328	-2,8	11,2
3,5	1,85	1,5	45,67	7,89	0,307	-4,3	9,9
3,9	0,4	3,35	33,17	5,73	0,259	3,9	17,2
3,9	0,8	2,95	44,33	7,66	0,345	-0,3	15,5
3,9	1,2	2,55	55,92	9,66	0,431	-0,4	13,3
3,9	1,6	2,15	63,16	10,91	0,473	-2,7	11,3
3,9	1,9	1,85	65,28	11,28	0,473	-4,4	9,8
3,9	2	1,75	65,18	11,26	0,466	-5	9,2
3,9	2,25	1,5	62,87	10,86	0,433	-6,5	7,9
4,3	0,4	3,75	34,1	5,89	0,275	3,9	17,2
4,3	0,8	3,35	52,12	9,00	0,389	-0,4	15,5
4,3	1,2	2,95	64,28	11,10	0,523	-0,4	13,4
4,3	1,6	2,55	76,76	13,26	0,615	-2,6	11,4
4,3	2	2,15	85,04	14,69	0,66	-4,9	9,4
4,3	2,3	1,85	87,25	15,07	0,653	-6,7	7,8
4,3	2,4	1,75	87,02	15,03	0,642	-7,3	7,2
4,3	2,65	1,5	83,96	14,50	0,592	-8,8	5,9
4,7	0,4	4,15	33,17	5,73	0,274	3,9	17,2
4,7	0,8	3,75	49,63	8,57	0,416	1,9	15,3
4,7	1,2	3,35	70,2	12,13	0,596	-0,3	13,4
4,7	1,6	2,95	87,57	15,13	0,741	-2,5	11,5
4,7	2	2,55	101,8	17,59	0,848	-4,8	9,5
4,7	2,4	2,15	111,1	19,19	0,895	-7,1	7,4
4,7	2,7	1,85	113,4	19,59	0,877	-8,9	5,8
4,7	2,8	1,75	113	19,52	0,86	-9,5	5,2
5,1	0,4	4,55	30,5	5,27	0,257	4	17,2
5,1	0,8	4,15	49,67	8,58	0,427	1,9	15,3
5,1	1,2	3,75	73,61	12,72	0,646	-0,2	13,4
5,1	1,6	3,35	95,42	16,48	0,845	-2,4	11,5
5,1	2	2,95	115,2	19,90	1,016	-4,6	9,6
5,1	2,4	2,55	131,2	22,66	1,137	-6,9	7,5
5,1	2,8	2,15	141,3	24,41	1,181	-9,3	5,4
5,1	3,05	1,9	143,5	24,79	1,16	-10,8	4,1
5,1	3,2	1,75	143	24,70	1,127	-11,8	3,3

**Таблица 4. Результаты исследования при температуре газа 4 °С
на выходе из трубного пространства теплообменника**

Table 4. Results of the study at gas temperature of 4 °C at the exit from the tube space of the heat exchanger

Давление на входе в УНТС, МПа	Перепад давления на дросселе, МПа	Давление после дросселя, МПа	Выход стабильного конденсата, кг\ч	Удельный выход конденсата, %	Выход топливного газа, кг\ч	Температура на сепараторе С-3, °С	Температура на сепараторе С-4, °С
3.5	0.4	2.95	43.89	7.58	0.341	1.9	17.3
3.5	0.8	2.55	54.35	9.39	0.42	-0.3	15.4
3.5	1.2	2.15	61.29	10.59	0.465	-2.6	13.4
3.5	1.55	1.8	63.58	10.98	0.47	-4.6	11.6
3.5	1.6	1.75	63.54	10.98	0.467	-4.9	11.4
3.5	1.85	1.5	61.7	10.66	0.443	-6.4	10.1
3.9	0.4	3.35	46.6	8.05	0.377	1.9	17.3
3.9	0.8	2.95	61.92	10.70	0.503	-0.3	15.4
3.9	1.2	2.55	73.79	12.75	0.594	-2.5	13.5
3.9	1.6	2.15	81.96	14.16	0.645	-4.8	11.5
3.9	1.9	1.8	84.38	14.58	0.642	-6.9	9.6
3.9	2	1.75	84.27	14.56	0.638	-7.2	9.4
3.9	2.25	1.5	81.7	14.11	0.6	-8.7	8
4.3	0.4	3.75	48.09	8.31	0.401	1.9	17.3
4.3	0.8	3.35	66.98	11.57	0.565	-0.3	15.4
4.3	1.2	2.95	83.58	14.44	0.706	-2.5	13.5
4.3	1.6	2.55	97.6	16.86	0.816	-4.7	11.5
4.3	2	2.15	106.9	18.47	0.871	-7	9.5
4.3	2.3	1.85	109.5	18.92	0.864	-8.8	7.9
4.3	2.4	1.75	109.2	18.86	0.851	-9.5	7.4
4.3	2.65	1.5	105.9	18.29	0.795	-11	6
4.7	0.4	4.15	47.35	8.18	0.403	1.9	17.3
4.7	0.8	3.75	69.53	12.01	0.604	-0.2	15.4
4.7	1.2	3.35	90.51	15.63	0.795	-2.4	13.5
4.7	1.6	2.95	110	19.00	0.967	-4.6	11.6
4.7	2	2.55	126	21.77	1.094	-6.9	9.6
4.7	2.4	2.15	136.3	23.54	1.15	-9.3	7.6
4.7	2.7	1.85	138.9	23.99	1.132	-11.1	6
4.7	2.8	1.75	138.5	23.92	1.113	-11.7	5.4
5.1	0.4	4.55	44.53	7.69	0.385	1.9	17.2
5.1	0.8	4.15	69.61	12.02	0.619	0.1	15.4
5.1	1.2	3.75	94.53	16.33	0.857	-2.3	13.6
5.1	1.6	3.35	119	20.56	1.089	-4.5	11.7
5.1	2	2.95	141	24.36	1.291	-6.8	9.7
5.1	2.4	2.55	158.7	27.41	1.433	-9.1	7.7
5.1	2.8	2.15	170	29.37	1.488	-11.5	5.6
5.1	3.05	1.9	172.5	29.80	1.466	-13.1	4.3
5.1	3.2	1.75	172	29.71	1.429	-14	3.5

**Таблица 5. Результаты исследования при температуре газа 2 °С
на выходе из трубного пространства теплообменника**

Table 5. Results of the study at gas temperature of 2 °C at the exit from the tube space of the heat exchanger

Давление на входе в УНТС, МПа	Перепад давления на дросселе, МПа	Давление после дросселя, МПа	Выход стабильного конденсата, кг\ч	Удельный выход конденсата, %	Выход топливного газа, кг\ч	Температура на сепараторе С-3, °С	Температура на сепараторе С-4, °С
3.5	0.4	2.95	43.89	7.58	0.341	1.9	17.3
3.5	0.8	2.55	54.35	9.39	0.42	-0.3	15.4
3.5	1.2	2.15	61.29	10.59	0.465	-2.6	13.4
3.5	1.55	1.8	63.58	10.98	0.47	-4.6	11.6
3.5	1.6	1.75	63.54	10.98	0.467	-4.9	11.4
3.5	1.85	1.5	61.7	10.66	0.443	-6.4	10.1
3.9	0.4	3.35	46.6	8.05	0.377	1.9	17.3
3.9	0.8	2.95	61.92	10.70	0.503	-0.3	15.4
3.9	1.2	2.55	73.79	12.75	0.594	-2.5	13.5
3.9	1.6	2.15	81.96	14.16	0.645	-4.8	11.5
3.9	1.9	1.8	84.38	14.58	0.642	-6.9	9.6
3.9	2	1.75	84.27	14.56	0.638	-7.2	9.4
3.9	2.25	1.5	81.7	14.11	0.6	-8.7	8
4.3	0.4	3.75	48.09	8.31	0.401	1.9	17.3
4.3	0.8	3.35	66.98	11.57	0.565	-0.3	15.4
4.3	1.2	2.95	83.58	14.44	0.706	-2.5	13.5
4.3	1.6	2.55	97.6	16.86	0.816	-4.7	11.5
4.3	2	2.15	106.9	18.47	0.871	-7	9.5
4.3	2.3	1.85	109.5	18.92	0.864	-8.8	7.9
4.3	2.4	1.75	109.2	18.86	0.851	-9.5	7.4
4.3	2.65	1.5	105.9	18.29	0.795	-11	6
4.7	0.4	4.15	47.35	8.18	0.403	1.9	17.3
4.7	0.8	3.75	69.53	12.01	0.604	-0.2	15.4
4.7	1.2	3.35	90.51	15.63	0.795	-2.4	13.5
4.7	1.6	2.95	110	19.00	0.967	-4.6	11.6
4.7	2	2.55	126	21.77	1.094	-6.9	9.6
4.7	2.4	2.15	136.3	23.54	1.15	-9.3	7.6
4.7	2.7	1.85	138.9	23.99	1.132	-11.1	6
4.7	2.8	1.75	138.5	23.92	1.113	-11.7	5.4
5.1	0.4	4.55	44.53	7.69	0.385	1.9	17.2
5.1	0.8	4.15	69.61	12.02	0.619	0.1	15.4
5.1	1.2	3.75	94.53	16.33	0.857	-2.3	13.6
5.1	1.6	3.35	119	20.56	1.089	-4.5	11.7
5.1	2	2.95	141	24.36	1.291	-6.8	9.7
5.1	2.4	2.55	158.7	27.41	1.433	-9.1	7.7
5.1	2.8	2.15	170	29.37	1.488	-11.5	5.6
5.1	3.05	1.9	172.5	29.80	1.466	-13.1	4.3
5.1	3.2	1.75	172	29.71	1.429	-14	3.5

Таблица 6. Результаты исследования при температуре газа 0 °С на выходе из трубного пространства теплообменника**Table 6. Results of the study at gas temperature of 0 °С at the exit from the tube space of the heat exchanger**

Давление на входе в УНТС, МПа	Перепад давления на дросселе, МПа	Давление после дросселя, МПа	Выход стабильного конденсата, кг/ч	Удельный выход конденсата, %	Выход топливного газа, кг/ч	Температура на сепараторе С-3, °С	Температура на сепараторе С-4, °С
3.5	0.4	2.95	81.61	14.10	0.688	-2.2	17.61
3.5	0.8	2.55	93.5	16.15	0.786	-4.5	15.7
3.5	1.2	2.15	102.1	17.64	0.848	-6.8	13.7
3.5	1.55	1.8	105.1	18.16	0.856	-8.9	12
3.5	1.6	1.75	105	18.14	0.853	-9.2	11.7
3.5	2	1.35	99.75	17.23	0.79	-11.7	9.6
3.9	0.4	3.35	90.56	15.64	0.795	-2.6	17.6
3.9	0.8	2.95	107.9	18.64	0.951	-4.8	15.7
3.9	1.2	2.55	123	21.25	1.079	-7.1	13.81
3.9	1.6	2.15	133.4	23.04	1.515	-9.5	11.8
3.9	1.9	1.8	136.6	23.60	1.15	-11.6	10
3.9	2	1.75	136.5	23.58	1.144	-11.9	9.8
3.9	2.25	1.5	133.4	23.04	1.093	-13.51	8.4
4.3	0.4	3.75	93.1	16.08	0.84	-2.5	17.6
4.3	0.8	3.35	115	19.87	1.048	-4.7	15.7
4.3	1.2	2.95	135.9	23.48	1.244	-7	13.8
4.3	1.6	2.55	153.4	26.50	1.396	-9.3	11.9
4.3	2	2.15	165	28.50	1.474	-11.7	9.9
4.3	2.3	1.85	168.3	29.07	1.468	-13.6	8.3
4.3	2.4	1.75	168.1	29.04	1.452	-14.2	7.8
4.3	2.65	1.5	164.2	28.36	1.378	-15.8	6.4
4.7	0.4	4.15	92.62	16.00	0.85	-2.4	17.5
4.7	0.8	3.75	118.7	20.50	1.109	-4.64	15.7
4.7	1.2	3.35	145	25.05	1.372	-6.9	13.9
4.7	1.6	2.95	169	29.19	1.607	-9.2	12
4.7	2	2.55	188.5	32.56	1.781	-11.5	10
4.7	2.4	2.15	201.2	34.76	1.861	-14	8
4.7	2.7	1.85	204.5	35.33	1.842	-15.9	6.4
4.7	2.8	1.75	204.1	35.26	1.818	-16.5	5.9
5.1	0.4	4.55	87.86	15.18	0.815	-2.3	17.5
5.1	0.8	4.15	117.4	20.28	1.115	-4.4	15.7
5.1	1.2	3.75	148.4	25.63	1.438	-6.7	13.9
5.1	1.6	3.35	178.2	30.78	1.752	-8.9	12
5.1	2	2.95	204.9	35.39	2.022	-11.2	10.1
5.1	2.4	2.55	226.2	39.07	2.216	-13.64	8.1
5.1	2.8	2.15	239.8	41.42	2.297	-16.2	6.1
5.1	3.05	1.9	243	41.98	2.274	-17.7	4.7
5.1	3.2	1.75	242.5	41.89	2.229	-18.7	3.9

Графики зависимости добычи конденсата от изменяемых параметров представлены на рис. 2 - 6.

P* - оптимальное для извлечения конденсата давление газа после дросселя, МПа.

Таблица 7. Результаты исследования при температуре газа -2 °С на выходе из трубного пространства теплообменника**Table 7. Results of the study at gas temperature of -2 °С at the exit from the tube space of the heat exchanger**

Давление на входе в УНТС, МПа	Перепад давления на дросселе, МПа	Давление после дросселя, МПа	Выход стабильного конденсата, кг/ч	Удельный выход конденсата, %	Выход топливного газа, кг/ч	Температура на сепараторе С-3, °С	Температура на сепараторе С-4, °С
3.5	0.4	2.95	104.6	18.07	0.917	-4.3	17.8
3.5	0.8	2.55	117.6	20.31	1.029	-6.55	15.9
3.5	1.2	2.15	127.2	21.97	1.101	-8.9	13.9
3.5	1.55	1.8	130.5	22.54	1.112	-11.1	12.1
3.5	1.6	1.75	130.5	22.54	1.109	-11.4	11.9
3.5	1.85	1.5	128.2	22.15	1.074	-12.94	10.6
3.9	0.4	3.35	111.5	19.26	1.013	-4.2	17.7
3.9	0.8	2.95	129.8	22.42	1.184	-6.5	15.9
3.9	1.2	2.55	145.9	25.20	1.326	-8.8	14
3.9	1.6	2.15	157.1	27.14	1.409	-11.2	12
3.9	1.9	1.8	160.6	27.74	1.412	-13.4	10.2
3.9	2	1.75	160.5	27.72	1.406	-13.7	9.9
3.9	2.25	1.5	157.4	27.19	1.352	-15.3	8.6
4.3	0.4	3.75	114.9	19.85	1.071	-4.2	17.7
4.3	0.8	3.35	138.2	23.87	1.3	-6.5	15.9
4.3	1.2	2.95	160.5	27.72	1.517	-8.7	14
4.3	1.6	2.55	179.1	30.94	1.687	-11.1	12
4.3	2	2.15	191.5	33.08	1.777	-13.6	10.1
4.3	2.3	1.85	195.2	33.72	1.775	-15.4	8.5

Давление на входе в УНТС, МПа	Перепад давления на дросселе, МПа	Давление после дросселя, МПа	Выход стабильного конденсата, кг/ч	Удельный выход конденсата, %	Выход топливного газа, кг/ч	Температура на сепараторе С-3, °С	Температура на сепараторе С-4, °С
4,3	2,4	1,75	195	33,68	1,758	-16,1	8
4,3	2,65	1,5	191,1	33,01	1,68	-17,7	6,6
4,7	0,4	4,15	114,8	19,83	1,098	-4,2	17,7
4,7	0,8	3,75	142,7	24,65	1,374	-6,4	15,9
4,7	1,2	3,35	170,8	29,50	1,666	-8,7	14
4,7	1,6	2,95	196,4	33,93	1,927	-11	12,1
4,7	2	2,55	217,3	37,54	2,123	-13,4	12,2
4,7	2,4	2,15	230,9	39,89	2,217	-15,9	8,2
4,7	2,7	1,85	234,6	40,53	2,201	-17,8	6,6
4,7	2,8	1,75	234,2	40,46	2,176	-18,45	6,1
5,1	0,4	4,55	111,4	19,24	1,067	-4,2	17,62
5,1	0,8	4,15	143,5	24,79	1,405	-6,3	15,8
5,1	1,2	3,75	177	30,58	1,769	-8,6	14
5,1	1,6	3,35	209,1	36,12	2,121	-10,9	12,2
5,1	2	2,95	237,8	41,08	2,426	-13,25	10,3
4,3	2	2,15	191,5	33,08	1,777	-13,6	10,1
4,3	2,3	1,85	195,2	33,72	1,775	-15,4	8,5
4,3	2,4	1,75	195	33,68	1,758	-16,1	8
4,3	2,65	1,5	191,1	33,01	1,68	-17,7	6,6
4,7	2,8	1,75	234,2	40,46	2,176	-18,45	6,1
5,1	0,4	4,55	111,4	19,24	1,067	-4,2	17,62
5,1	0,8	4,15	143,5	24,79	1,405	-6,3	15,8
5,1	1,2	3,75	177	30,58	1,769	-8,6	14
5,1	1,6	3,35	209,1	36,12	2,121	-10,9	12,2
5,1	2	2,95	237,8	41,08	2,426	-13,25	10,3
5,1	2,4	2,55	260,8	45,05	2,647	-15,7	8,3
5,1	2,8	2,15	275,5	47,59	2,744	-18,2	6,3
5,1	3,05	1,9	279,1	48,21	2,724	-19,8	5
5,1	3,2	1,75	278,6	48,13	2,667	-20,8	4,1

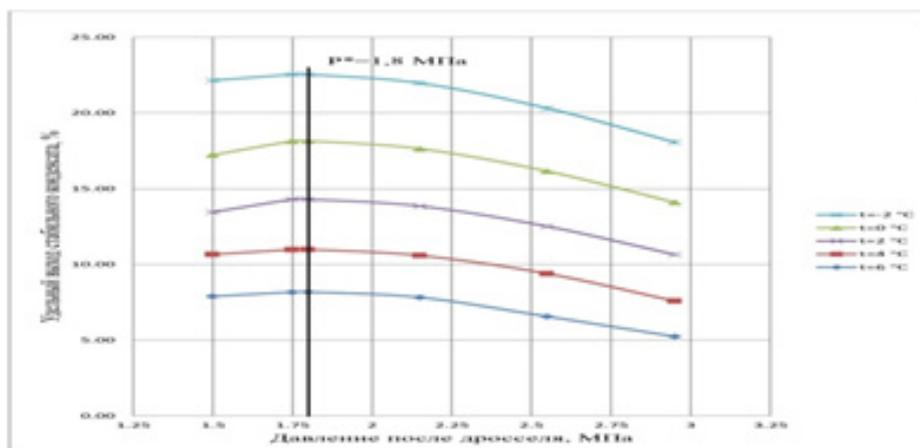


Рис. 2. Графики зависимости удельного выхода стабильного конденсата от давления после дросселя при различных температурах на выходе из теплообменника и давлении на входе в УНТС 3,5 МПа
 Fig. 2. Graphs of the dependence of the specific yield of stable condensate on the pressure after the throttle at various temperatures at the outlet of the heat exchanger and a pressure at the inlet to the CNT of 3.5 MPa

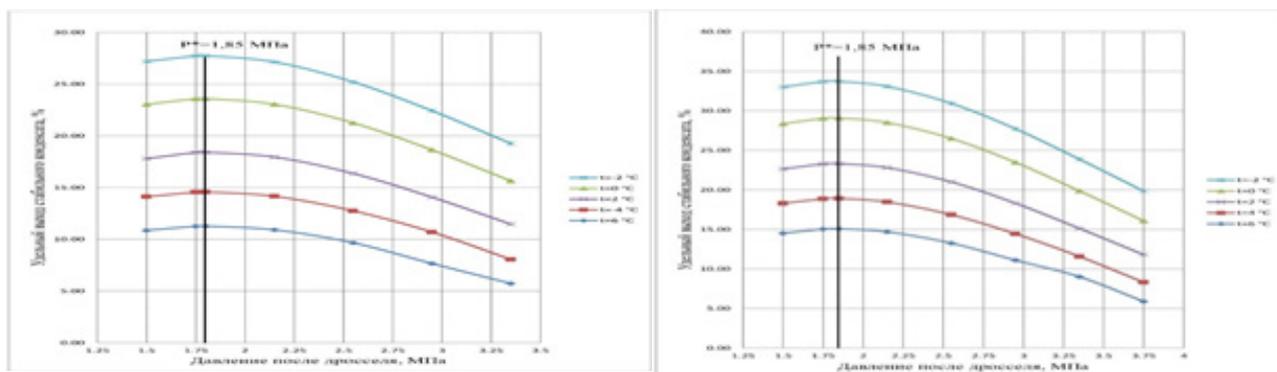


Рис. 3, 4. Графики зависимости удельного выхода стабильного конденсата от давления после дросселя при различных температурах на выходе из теплообменника и давлении на входе в УНТС 3,9 МПа (слева) и 4,3 МПа (справа)
 Fig. 3, 4. Graphs of the dependence of the specific yield of stable condensate on pressure after the throttle at different temperatures at the outlet of the heat exchanger and pressure at the inlet CNTS 3.9 MPa (left) and 4.3 MPa (right)

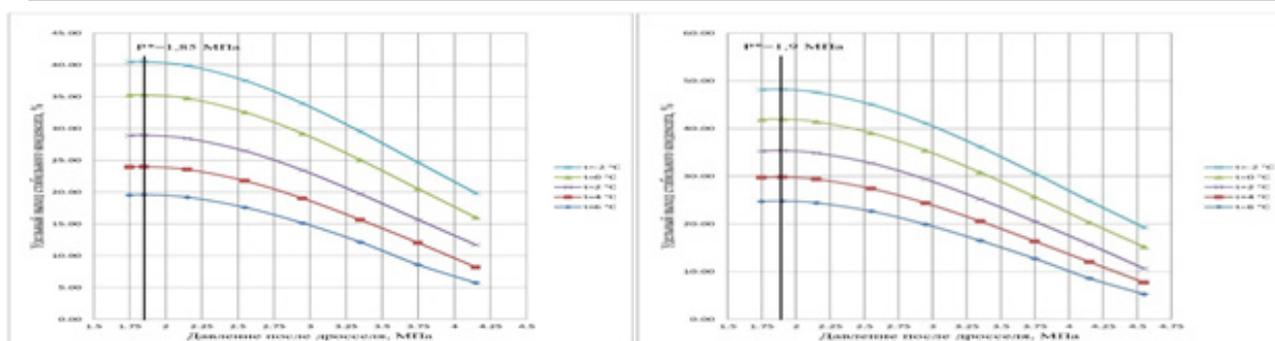


Рис. 5, 6. Графики зависимости удельного выхода стабильного конденсата от давления последресселя при различных температурах на выходе из теплообменника и давлении на входе в УНТС 4,7 МПа (слева) и 5,1 МПа (справа)

Fig. 5, 6. Graphs of the dependence of the specific yield of stable condensate on the pressure after the throttle at various temperatures at the outlet of the heat exchanger and a pressure at the inlet to the CTS of 4.7 MPa (left) and 5.1 MPa (right)

Вывод. При увеличении давления на входе в УНТС изменение удельного выхода стабильного газоконденсата незначительно, но с помощью этого параметра возможно создавать больший перепад давления на дросселе.

При уменьшении температуры газа на выходе из теплообменника, удельный выход стабильного газоконденсата увеличится. При увеличении перепада давления на дросселе удельный выход стабильного газоконденсата увеличивается до момента, когда давление после дросселя достигает интервала значений 1,8 – 1,9 МПа. В этом интервале достигается максимальный удельный выход конденсата. При дальнейшем увеличении перепада давлений на дросселе удельный выход газоконденсата уменьшается. Это объясняется явлением ретроградной конденсации, поскольку линия максимальной конденсации находится в интервале данных давлений. Наивысший удельный выход конденсата был достигнут при максимальном давлении на входе в УНТС (5,1 МПа) и оптимальном перепаде давления на дросселе (3,05 МПа) и температуре минус 2 °С – 48,21 %.

Изменение расхода сырья в пределах 1 – 8 млн м³/д показало незначительное влияние на удельный процент добычи конденсата, поэтому расход сырого газа во время исследований не менялся. При любой температуре и давлении на входе в УНТС самый оптимальный режим будет при поддержании давления после дросселя в пределах от 1,8 до 1,9 МПа.

Библиографический список:

1. Гуревич Г.Р., Карлинский, Е.Д. Сепарация природного газа на газоконденсатных месторождениях — М.: Недрa, 1982. 197с.
2. Мурин В.И. Технология переработки природного газа и конденсата. Справочник. ч.1 – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002.-517 с.
3. Сидоренко А.В. Геология СССР. Том VIII. Крым. Полезные ископаемые. М., «Недра», 1974. 208 с.
4. Лapidус А.Л. Газохимия Ч.1. Первичная переработка углеводородных газов. М.: РГУ нефти и газа, 2004. 242 с.
5. Твердохлебов В.И. К вопросу о расчете показаний изоэнтропы природных газов. «Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений», 1972. – 32 с.
6. Кравцов А.В. Технологические основы и моделирование процессов промышленной подготовки нефти и газа: учебное пособие/А. В. Кравцов, Н.В. Ушева, Е.В. Бешагина, О.Е. Мойзес, Е.А. Кузьменко, А.А. Гавриков; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2012. – 128 с.
7. Рудаков, Г.Я., Магоматов, А.С. Переработка газа и газового конденсата – М.: Недрa, 1975. –64 с.
8. Персиянцев, М.Н. Совершенствование процессов сепарации нефти от газа в промышленных условиях. — М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 1999.- 283с.
9. Багатуров, С.А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. М.: Химия, 1974. — 439 с.
10. Молоканов, Ю.К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки. М.: Химия, 1980. — 407 с.
11. Скобло, А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. 3-е изд., перераб. и доп. М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000. —

677 с.

12. Стабников, В.В. Ректификационные аппараты. М.: Машиностроение, 1965. — 356 с.
13. Арнольд К., Стюарт М. Справочник по оборудованию для комплексной подготовки газа. Промысловая подготовка углеводородов/ Пер. с англ. М.: ООО “Премиум Инжиниринг”, 2009. 630 с.
14. Патент US № 4854955, MKU F25J 3/02. Hydrocarbon gas processing / Roy E. Campbell, John D. Wilkinson. Заявл. 17.08.88 № 194878. Оpubл. 08.08.89 UA.
15. Патент US № 4251249, MKU F25J 3/02. Low temperature process for separating propane and heaving hydrocarbons from a natural gas steam Jerry G. Gulsby. Заявл. 15.12.78 № 969990. Оpubл. 14.10.86 UA.
16. Патент US № 4617039, MKU F25J 3/02. Separating hydrocarbon gases . Loren L. Buck. Заявл. 19.11.84 № 673039. Оpubл. 17.02.81 UA.

References

1. Gurevich G.R., Karlinsky E.D. Separation of natural gas in gas condensate fields. М.: Nedra, 1982; 19
2. Murin, V.I. Technology for processing natural gas and condensate. Directory. Part 1 – М.: Nedra-Business Center LLC, 2002; 517. (In Russ)
3. Sidorenko A.V. Geology of the USSR. Crimea. Mineral resources. М., Nedra, 1974; 8:208 (In Russ)
4. Lapidus, A.L. Gas chemistry part 1. Primary processing of hydrocarbon gases. М.: Russian State University of Oil and Gas, 2004; 242. (In Russ)
5. Tverdokhlebov, V.I. On the issue of calculating the isentropic readings of natural gases. “Development and operation of gas and gas condensate fields,” 1972; 32. (In Russ)
6. Kravtsov A.V., N.V. Usheva, E.V. Beshagina, O.E. Moises, E.A. Kuzmenko, A.A. Gavrikov Technological foundations and modeling of oil and gas field preparation processes: textbook ; Tomsk Polytechnic University. – Tomsk: Tomsk Polytechnic University Publishing House, 2012; 128. (In Russ)
7. Rudakov, G. Ya., Magomadov, A.S. Processing of gas and gas condensate. М.: Nedra, 1975; 64. (In Russ)
8. Persiyantsev, M.N. Improving oil-gas separation processes in field conditions. М.: Nedra-Business Center LLC, 1999; 283. (In Russ)
9. Bagaturov, S.A. Fundamentals of the theory and calculation of distillation and rectification. М.: Chemistry, 1974; 439. (In Russ)
10. Molokanov, Yu.K. Oil and gas refining processes and apparatus. М.: Chemistry, 1980; 407. (In Russ)
11. Skoblo, A.I., Molokanov Yu.K., Vladimirov A.I., Shchelkunov V.A. Processes and devices of oil and gas refining and petrochemistry. 3rd ed., revised. М.: Nedra-Business Center LLC, 2000; 677. (In Russ)
12. Stabnikov, V.V. Rectifying devices. М.: Mechanical Engineering, 1965; 356. (In Russ)
13. Arnold K., Stuart M. Handbook of equipment for complex gas treatment. Field preparation of hydrocarbons / Per. from English – М.: Premium Engineering LLC, 2009; 630. (In Russ)
14. US Patent No. 4854955, MKU F25J 3/02. Hydrocarbon gas processing / Roy E. Campbell, John D. Wilkinson. Application 08.17.88 No. 194878. Publ. 08.08.89 UA.
15. US Patent No. 4251249, MKU F25J 3/02. Low temperature process for separating propane and heaving hydrocarbons from a natural gas steam. Jerry G. Gulsby. Application 12/15/78 No. 969990. Publ. 14.10.86 UA.
16. US Patent No. 4617039, MKU F25J 3/02. Separating hydrocarbon gases / Loren L. Buck. Application 11/19/84 No. 673039. Publ. 02/17/81 UA.

Сведения об авторе:

Кузнецов Михаил Павлович, инженер, кафедра «Разработка и эксплуатация газовых и нефтегазоконденсатных месторождений», veles1144@mail.ru

Information about author:

Mikhail P. Kuznetsov, Engineer, Department of “Development and operation of gas and oil-gas-condensate fields”, veles1144@mail.ru

Конфликт интересов/Conflict of interest.

Автор заявляет об отсутствии конфликта интересов/The author declare no conflict of interest.

Поступила в редакцию/Received 18.07.2023.

Одобрена после рецензирования/ Revised 20.08.2023.

Принята в печать/Accepted for publication 20.08.2023.