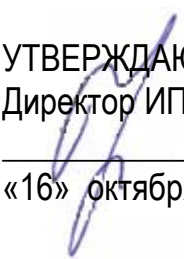


УТВЕРЖДАЮ

Директор ИПР

 А.Ю. Дмитриев

«16» октября 2015 г.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ СБОРА И ПОДГОТОВКИ ПРОДУКЦИИ НЕФТЯНЫХ И ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

Методические указания к выполнению лабораторных работ
по курсу «Сбор и подготовка продукции нефтяных и газовых скважин»
для студентов IV курса, обучающихся по направлению 21.03.01
«Нефтегазовое дело», профиль подготовки «Эксплуатация и обслуживание
объектов добычи нефти»

Авторы-составители **Л.В. Шишмина, О.В. Носова**

Издательство
Томского политехнического университета
2015

УДК 622.276.8(076.5)

ББК 39.77я73

Т38

Т38 Технологические процессы сбора и подготовки продукции нефтяных и газовых скважин : методические указания к выполнению лабораторных работ по курсу «Сбор и подготовка продукции нефтяных и газовых скважин» для студентов IV курса, обучающихся по направлению 21.03.01 «Нефтегазовое дело», профиль подготовки «Эксплуатация и обслуживание объектов добычи нефти» / авторы-сост. : Л.В. Шишмина, О.В. Носова ; Томский политехнический университет. – Томск : Изд-во Томского политехнического университета, 2015. – 74 с.

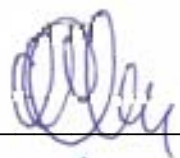
УДК 622.276.8(076.5)

ББК 39.77я73

Методические указания рассмотрены и рекомендованы
к изданию методическим семинаром кафедры
геологии и разработки нефтяных месторождений ИПР
«12 » октября 2015 г.

Зав. кафедрой геологии и разработки
нефтяных месторождений

кандидат геолого-минералогических наук



О.С. Чернова

Председатель учебно-методической
комиссии



Л.В. Шишмина

Рецензент

Кандидат технических наук,
доцент кафедры транспорта и хранения нефти и газа
В.Г. Крец

© Составление. ФГАОУ ВО НИ ТПУ, 2015

© Шишмина Л.В., Носова О.В., составление, 2015

© Оформление. Издательство Томского
политехнического университета, 2015

ОГЛАВЛЕНИЕ

1. ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ ГАЗА	4
2. ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ	19
3. СРАВНИТЕЛЬНЫЙ АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ СПОСОБОВ ОХЛАЖДЕНИЯ ГАЗА	35
4. ТЕХНОЛОГИЯ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ	41
5. АБСОРБЦИЯ. АНАЛИЗ ВЛИЯНИЯ ФАКТОРОВ НА СТЕПЕНЬ ОСУШКИ ГАЗА	54
6. МОДЕЛИРОВАНИЕ ГАЗОПРОВОДА	63

1. ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ ГАЗА

Цель работы:

1. Ознакомление с приборами для измерения влажности природного газа.
2. Ознакомление с расчетным методом определения влагосодержания природного газа.

Влагосодержание природных и попутных нефтяных газов

Газ в пластовых условиях насыщен парами влаги до равновесного содержания. При добыче газа в технологических схемах промысловой обработки происходит изменение термодинамических условий (давление, температура), при которых конденсируются пары влаги. Выпавшая капельная влага вызывает осложнения как в технологических элементах установок промысловой подготовки газа, так и при транспортировании его по магистральным газопроводам. Основное осложнение – образование гидратных пробок, которые приводят к созданию аварийных ситуаций. Поэтому перед подачей природного газа в магистральные газопроводы или на глубокую низкотемпературную переработку газ осушают.

Влагосодержанием газа называется отношение массового количества влаги, содержащейся во влажном газе, к массовому количеству сухого газа.

Абсолютная влажность – величина парциального давления водяного пара (p_n) во влажном газе. Иногда абсолютной влажностью называют массу водяного пара, содержащегося в 1 м³ влажного газа, выраженного в граммах. Численно эти две величины – парциальное давление водяного пара в миллиметрах ртутного столба и масса водяного пара в граммах на 1 м³ влажного газа – почти равны друг другу, а при температуре 16,5 °С строго равны друг другу.

Относительной влажностью газа называется отношение массы водяного пара (проценты или доли), фактически находящегося в газовой смеси, к массе насыщенного пара, который мог бы быть в данном объеме при той же температуре. Относительную влажность φ можно также выразить в виде отношения парциального давления водяного пара p_n , содержащегося во влажном газе, к давлению насыщения водяного пара p_s при данной температуре (т. е. к максимально возможному парциальному давлению водяного пара при этой температуре):

$$\varphi = \frac{p_n}{p_s}.$$

Величина φ обычно выражается в процентах. Поскольку $0 \leq p_n \leq p_s$, то $0 \leq \varphi \leq 100 \%$. Для абсолютно сухого газа $\varphi = 0$, для насыщенного газа $\varphi = 100 \%$.

Температура, при которой в данной газовой смеси происходит образование капель воды, называется **точкой росы**.

Влажность углеводородных газов выше, чем воздуха, но с повышением температуры эта разница уменьшается.

Величина влажности газа зависит от углеводородного состава его: чем больше в газе тяжелых углеводородов, тем ниже его влажность. Наличие в природном газе H_2S и CO_2 увеличивает его влажность, а азота – уменьшает ее.

1.1. Приборы для измерения влажности газа

Для определения содержания паров воды в газах используется ряд экспериментальных и аналитических методов. К экспериментальным относятся следующие методы:

- 1) визуальное определение точки росы, т. е. температуры, при которой начинается процесс конденсации паров при заданном давлении;
- 2) применение твердых сорбентов;
- 3) использование жидких сорбентов с последующим их титрованием;
- 4) вымораживание;
- 5) спектроскопические методы;
- 6) электрогигрометрический метод.

Среди многочисленных анализаторов, используемых для лабораторного анализа влажности газа, лишь считанные единицы способны работать на потоке. Можно выделить четыре основных типа таких анализаторов [1].

- Анализатор, измеряющий *температуру конденсации паров воды на охлаждаемом зеркале*. Это единственный анализатор, осуществляющий измерения в единицах температуры точки росы.
- Анализатор с *электролитической ячейкой* на основе пятиоксида фосфора, также реализующий первый принцип – закон электролиза Фарадея (связывающий количество электричества с массой поглощенной P_2O_5 воды). Измерение осуществляется в абсолютных единицах, пересчет в единицы температуры точки росы производится по таблицам ASTM или ГОСТ.
- Анализаторы, использующие *емкостные датчики Al_2O_3 или SiO_2* . Эти датчики проградуированы в единицах температуры точки росы, но измеряют не эту температуру, а парциальное давление паров воды в

газе. Емкость конденсатора, образованного двумя электродами и диэлектриком $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{SiO}_2$ изменяется при изменении давления паров воды. Результаты измерения преобразуются в единицы температуры точки росы.

- Анализатор, реализующий принцип *микровесов на основе пьезокристалла* со специальным покрытием. Вода, поглощаясь в порах полимерного покрытия кварцевого резонатора, изменяет его массу, а, следовательно, и его частоту. Анализатор измеряет абсолютную влажность, и для преобразования в температуру точки росы используются таблицы ASTM или ГОСТ.

Несмотря на различие способов измерения для первых трех типов анализаторов, все они реализуют равновесный принцип измерения. Это значит, что для достоверных измерений необходимо установление равновесия по воде в анализируемом газе и на чувствительном элементе анализатора. Время установления равновесия может быть значительным. Лишь последний из перечисленных приборов использует неравновесный способ измерения и не попадает под это ограничение.

Рассмотрим, как и насколько успешно решают задачу измерения влажности газа перечисленные выше приборы. При этом проанализированы принципиальные физические ограничения, характерные для того или иного метода измерения, не зависящие от конкретной модели анализатора.

Анализаторы температуры точки росы

К этому семейству принадлежат мониторы 241 (AMETEK Process Instruments), которые в настоящее время используются только для измерения температуры точки росы природного газа по углеводородам, анализаторы Конг-Прима (ОАО «Вымпел») и ряд других приборов.

Температурой точки росы называется температура, при которой на поверхности охлаждаемого зеркала осуществляется фазовый переход паров воды в конденсированное состояние: жидкость или иней.



Рис. 1.1. Анализатор Конг-Прима, разработанный ОАО «Вымпел» при участии РАО Газпром [1]

Метод идеально работает, если измеряемый газ однокомпонентный (например, азот), и время измерения не ограничено. При этом определяется «истинная» температура точки росы. Когда ее значение превышает $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($p = 1\text{ ата}$), погрешность измерения определяется только погрешностью определения температуры. Однако этот метод имеет принципиальные ограничения для измерения влажности газа на потоке.

а) *Длительное время измерения*, обусловленное равновесным методом, затрудняет определение малых концентраций (менее 20 ppm), так как для образования видимой пленки конденсата на зеркале может потребоваться несколько часов.

б) Другое естественное ограничение связано с тем, что содержащиеся в природном газе *примеси*, такие как метанол, ДЭГ, CO_2 , *растворяются* в конденсирующейся на поверхности зеркала воде. Температура точки росы *раствора* может сильно отличаться от ее значения для чистой воды. По существу это основное ограничение в использовании анализаторов такого типа, на которое, однако, редко обращают внимание.

в) Если в многокомпонентной среде – а именно таковой является природный газ – температура конденсации какого-либо компонента *выше точки конденсации паров воды*, то анализатор может принять эту температуру за истинную. Типичный пример – температура точки росы по углеводородам. В обычном природном газе она менее $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ и, как правило, существенно ниже точки росы по воде ($-15\text{ }^{\circ}\text{C}$). Однако дляпутного нефтяного газа оба этих значения находятся в одном диапазоне.

г) Присутствующий в газе *сероводород* – даже в очень небольших количествах – будет растворяться в конденсате воды на зеркале, что, в конечном итоге, приведет к эрозии его поверхности и потере чувствительности из-за ослабления отражения света.

д) Существует и ограничение, связанное с *применением элемента Пельтье* для охлаждения зеркала. На сегодняшний день этот элемент в анализаторах точки росы не может обеспечить температуру ниже $-40\ldots-50\text{ }^{\circ}\text{C}$.

е) *Калибровка* анализатора сводится в *калибровке датчика измерения температуры*, которую невозможно провести без демонтажа прибора. Безусловно, можно использовать внешние генераторы влажности, однако на такую калибровку уйдет *достаточно большое время*, а сама процедура потребует *отключения анализатора* от процесса. Отметим, что большинство генераторов влажности работает при атмосферном давлении, а измерение осуществляется при рабочем давлении, что ведет к дополнительной погрешности.

Электролитические анализаторы на основе пятиокиси фосфора

Впервые эти анализаторы были разработаны компанией DuPont Instruments (ныне AMETEK Process Instruments). Анализаторы «Байкал», использующие этот принцип, измеряют массу воды, поглощенной пятиокисью фосфора.

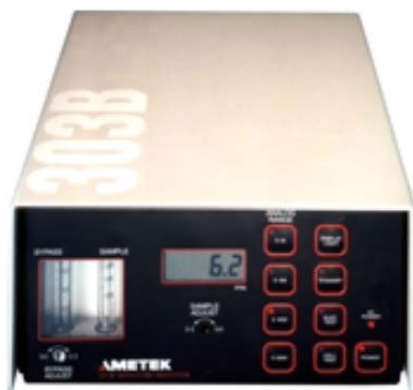


Рис. 1.2. Электролитический анализатор AMETEK 303B [1]

а) Как и в анализаторе температуры точки росы, *принцип измерения – равновесный*. Следовательно, *время отклика* в диапазоне малых концентраций *достаточно большое*. Тем не менее, электролитические приборы достаточно быстро «откликаются» на увеличение влажности и крайне медленно – на ее уменьшение.

б) Эти датчики имеют *ограничение по диапазону* как сверху, так и снизу. Реальный диапазон таких анализаторов – от 20 *ppm* до 2000 *ppm* – в целом вполне приемлем для измерения влажности природного газа. Ограничение *сверху* связано с тем, что при уровне влажности свыше 2000 *ppm* пятиокись фосфора очень быстро насыщается водой, что приводит к образованию и росту дендритных структур, закорачивающих измерительную ячейку. *Снизу* диапазон ограничен из-за высушивания пятиокиси фосфора и непрерывного уноса части порошка. Другое ограничение – существование небольших токов утечки, сопоставимых при малых концентрациях с током, вызванным диссоциацией воды.

в) Фундаментальным недостатком этих анализаторов является *неспособность отличить воду от метанола* или ДЭГа. Сигнал такого прибора будет пропорционален суммарному содержанию этих компонентов в потоке, а не концентрации воды. По этой причине такие анализаторы не подходят для управления работой установок осушки газа ДЭГом. Для установок осушки молекулярными ситами эти анализаторы также непригодны в силу ограниченности диапазона. *Калибровка* таких анализаторов, по существу, *расчетная*. Принимается, что достаточно поверить только электрическую часть. В большинстве приборов нельзя

изменить параметры калибровки чувствительного элемента, даже если выявлено расхождение показаний анализатора с эталоном влажности. Обычно такое расхождение устраняется с помощью очистки ячейки и нанесения нового слоя пятиоксида фосфора. Единственная задача, для решения которой используются эти анализаторы, – периодический мониторинг влажности в трубопроводах. Для стационарного измерения в потоке газа такой прибор мало пригоден хотя бы из-за загрязнения капиллярных каналов чувствительного элемента механическими примесями.

Емкостные анализаторы на основе Al_2O_3 или SiO_2

Наиболее характерными представителями таких анализаторов является семейство приборов, изготавливаемых компанией *Panametrics*. Эти анализаторы получили широкое распространение, в основном, благодаря низкой стоимости чувствительного элемента. К другим преимуществам можно отнести простоту монтажа, возможность организации многоканальных измерений, и простую реализацию взрывозащиты на основе искробезопасных барьеров.



Рис. 1.3. Емкостной анализатор *Panametrics* [1]

Однако эти приборы имеют серьезные недостатки при анализе природного газа на потоке.

а) Как и всякий равновесный анализатор, емкостные датчики имеют *большое время отклика при уменьшении влажности*. Так, в диапазоне 100–20 *ppm* время отклика такого датчика составляет примерно 30 минут, а в диапазоне 20–10 *ppm* – уже около одного часа. Таким образом, эти анализаторы вряд ли пригодны для управления работой установок осушки, использующих молекулярные сита.

б) На установках осушки ДЭГом непосредственное *использование этих анализаторов также невозможно*. При установке в поток датчик достаточно быстро «обрастает» пленкой ДЭГа и начинает измерять *концентрацию воды в этой пленке, а не в самом газе*. Поэтому для использования таких датчиков необходимо разрабатывать специальные системы пробоотбора, которые сводят на нет многие преимущества. Та же проблема существует и при анализе влажности газа в магистральном

трубопроводе. Следы компрессорного масла, высококипящих углеводородов и гидратов постепенно накапливаются на поверхности датчика, меняя его характеристики.

в) Такие датчики *не в состоянии отличить воду от метанола* в газе, и выдают сигнал, пропорциональный их общей концентрации в потоке.

г) Отдельно следует сказать о *погрешности этих датчиков*. Как уже отмечалось, они измеряют парциальное давление паров воды, а значение температуры точки росы получается расчетным способом. В то же время для температур ниже $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ такого перевода, нормированного ASTM или ГОСТ, просто не существует (табл. 1.1).

Таким образом, *перевод единиц измерения в температуру точки росы ниже $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ является произвольным*. Для корректности этого преобразования необходимо дополнительно измерять и температуру. В то же время, показания встроенного термометра сопротивления, которым комплектуются датчики на основе Al_2O_3 , не используются для коррекции влияния температуры на перевод давления паров в единицы температуры точки росы.

Погрешность «измерения» температуры точки росы такими датчиками, заявляемая изготовителями, составляет $\pm 1 \dots \pm 2\text{ }^{\circ}\text{C}$ в диапазоне ниже $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ (с учетом отсутствия коррекции по температуре эта погрешность намного больше!). Такая погрешность вполне достаточна для измерения влажности после осушки ДЭГом. Однако для осушки молекулярными ситами (ниже $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$) эта погрешность в абсолютных единицах – мг/м^3 – достигает 30 % от измеряемой величины (а с учетом отсутствия коррекции по температуре – до 50 %). Такое значение погрешности *неприемлемо* ни для одной задачи измерения влажности газа.

д) Основная проблема при калибровке таких датчиков – это *неустраняемый дрейф нуля*, вызванный остаточными химическими реакциями, которые используются для получения Al_2O_3 . Поэтому изготовители рекомендуют калибровать эти датчики раз в 6 месяцев. Такая калибровка производится только на заводе-изготовителе, для чего датчик должен быть демонтирован и отправлен поставщику или изготовителю. Чтобы избежать этой процедуры в дополнение к таким датчикам обычно предлагаются простейшие генераторы влажности, позволяющие проверить правильность показаний датчика при атмосферном давлении. Но и в этом случае датчик должен быть демонтирован. Таким образом, несмотря на пока еще широкое распространение в газовой промышленности, подобные датчики утрачивают лидерство, так как приведенные выше принципиальные ограничения просто невозможно преодолеть.

Таблица 1.1

Определение температуры точки росы газа по воде [3]

Давление, кПа	Температура точки росы влаги, °С, для концентрации водяных паров в г/м³ при давлении 101,325 кПа и температуре соответственно 20 и 0 °С										
	0,0075	0,0112	0,0150	0,0187	0,0225	0,030	0,0375	0,0449	0,0599	0,0749	0,112
	0,0080	0,0121	0,0161	0,0201	0,0241	0,0322	0,0402	0,0482	0,0643	0,0804	0,121
98	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
490	—	—	—	—	—	—	—39,0	—37,0	—34,0	—31,5	—27,0
981	—	—	—	—39,5	—38,0	—35,5	—33,0	—30,5	—27,5	—25,0	—20,0
1471	—	—	—39,0	36,5	34,5	—31,0	29,0	27,0	23,5	21,0	15,5
1961	—	—40,0	—36,5	—34,0	—32,0	—28,5	—26,5	—24,0	—20,5	—18,0	—12,5
2452	—	—38,0	—35,0	—32,0	—30,0	—27,0	—24,0	—22,0	—18,0	—15,0	—10,0
2942	—	—37,0	—33,5	—31,0	—28,5	—25,5	—22,5	—20,5	—16,5	—13,5	—8,0
3432	—	—36,0	—32,5	—30,0	—27,5	—24,0	—21,0	—19,0	—15,5	—12,0	—6,5
3923	—40,0	—35,0	—31,5	—29,0	—26,5	—23,0	—20,0	—18,0	—14,5	—11,0	—5,0
4413	—39,0	—34,0	—30,5	—28,0	—25,5	—22,0	—19,0	—17,0	—13,5	—10,0	—4,0
4903	—38,5	—33,5	—30,0	—27,0	—24,5	—21,0	—18,0	—16,0	—12,5	—9,0	—3,0
5394	—38,0	—33,0	—29,5	—26,5	—24,0	—20,0	—17,0	—15,0	—11,5	—8,0	—2,0
5884	—37,5	—32,5	—29,0	—26,0	—23,5	—19,5	—16,5	—14,0	—10,5	—7,0	—1,0
6374	—37,0	—32,0	—28,5	—25,5	—23,0	—19,0	—16,0	—13,5	—9,5	—6,0	—0
6865	—36,5	—31,5	—28,0	—25,0	—22,5	—18,5	—15,6	—13,0	—9,0	—5,5	+0,5
7355	—36,0	—31,0	—27,5	—24,5	—22,0	—18,0	—15,0	—12,5	—8,5	—5,0	+1,0
7845	—36,0	—31,0	—27,0	—24,0	—21,5	—17,5	—14,5	—12,0	—8,0	—4,5	+1,5

Давление, кПа	Температура точки росы влаги, °С, для концентрации водяных паров в г/м³ при давлении 101,325 кПа и температуре соответственно 20 и 0 °С							
	0,150	0,187	0,225	0,300	0,375	0,449	0,599	0,749
	0,161	0,201	0,241	0,322	0,402	0,482	0,643	0,804
98	—40,0	—38,0	—36,0	—33,0	—30,5	—28,5	—25,0	—23,0
490	—24,0	—21,5	—19,0	—15,5	—13,0	—10,5	—7,0	—4,0
981	—16,5	—13,5	—12,0	—7,0	—4,0	—2,0	+1,5	+5,0
1471	—12,0	—9,0	—6,5	—2,5	+0,5	+3,5	+7,5	+11,0
1961	—8,5	—5,5	—3,5	+1,0	+4,5	+7,0	+11,0	+15,0
2452	—6,0	—3,0	—0,5	+4,0	+7,5	+10,0	+14,5	+18,5
2942	—4,0	—1,0	+1,5	+6,0	+9,5	+12,0	+17,0	+21,0
3432	—2,5	+1,0	+3,5	+8,0	+11,5	+14,0	+19,0	+23,0
3923	—1,0	+2,5	+5,0	+9,5	+13,5	+16,0	+21,0	+25,0
4413	+0,5	+4,0	+6,5	+11,0	+15,0	+18,0	+23,0	+27,0
4903	+1,5	+5,0	+8,0	+12,5	+16,5	+19,5	+24,5	+28,5
5394	+2,5	+6,0	+9,0	+13,5	+17,5	+20,5	+25,5	+30,0
5884	+3,5	+7,0	+10,0	+14,5	+18,5	+21,5	+26,5	+31,0
6374	+4,5	+8,0	+11,0	+15,5	+19,5	+22,5	+27,5	+32,0
6865	+5,0	+9,0	+12,0	+16,5	+20,5	+23,5	+28,5	+33,0
7355	+5,5	+9,5	+12,5	+17,5	+21,5	+24,5	+29,5	+34,0
7845	+6,0	+10,0	+13,0	+18,0	+22,0	+25,5	+30,5	+35,0

Анализаторы влажности на основе кварцевого кристалла

Анализаторы влажности этого типа, иногда называемые кварцевыми микровесами, изготавливаются только компанией AMETEK Process Instruments. Конструкция, а также принцип измерения этих приборов подробно описаны в различных статьях (www.artvik.ru).



Рис. 1.4. Анализаторы влажности природного газа AMETEK 3050 [1]

Ниже перечислены особенности анализаторов данного типа.

- Широкий динамический диапазон измерения от 0,1 *ppm* до 10 000 *ppm* позволяет использовать анализатор для автоматизации работы установок осушки и ДЭГом, и молекулярными ситами.
- Асимметричный цикл измерения (30 с анализ, 570 с сравнение с нулевым газом) при анализе природного газа решает проблему паров ДЭГа, примесей компрессорного масла и гидратов. Такой цикл уменьшает время контакта пробы с датчиком и, тем самым, значительно сокращает вероятность его загрязнения. С другой стороны, во время цикла сравнения датчик продувается очищенным сухим газом. При этом из-за высокой температуры в измерительной ячейке (60 °C) и большой разности в парциальных давлениях любые высококипящие примеси испаряются. В цикле сравнения *измерительная ячейка полностью восстанавливает свои свойства.*
- Использование в качестве сравнительного (нулевого) газа того же анализируемого природного газ, прошедшего через систему осушки, обеспечивает *независимость измерения от состава газа.*
- В силу неравновесного принципа измерения, анализатор практически *нечувствителен к наличию примесей метанола* в природном газе. По-видимому, это единственный анализатор влажности природного газа, обладающий этим свойством.
- Порог чувствительности анализатора находится *в диапазоне единиц ppm*. Таким образом, его можно использовать для измерения влажности на установках газоразделения методом глубокого охлаждения (турбоэкспандер). При этом анализатор необходимо оборудовать

специализированной системой, способной обеспечить отбор пробы газа и доставить столь малое количество воды до анализатора.

- Анализатор оснащен *встроенным генератором влажности*, который позволяет мгновенно оценить правильность показаний, если у поставщика и покупателя возникнут какие-либо разногласия по качеству газа, причем без остановки измерения, демонтажа датчика и каких-либо дополнительных средств.

- Анализатор измеряет абсолютное значение влажности (*ppm* или мг/м^3), а отображение результатов в единицах температуры точки росы осуществляется при необходимости по «зашитым» в ППЗУ таблицам ASTM или ГОСТ. Пересчет из абсолютных величин в единицы температуры точки росы осуществляется с высокой точностью даже в предположении об идеальности газа и приводит к погрешности в пределах $\pm 1^\circ\text{C}$.

Таким образом, принцип измерения, реализованный в анализаторах на основе кварцевого кристалла, представляется наилучшим для определения влажности природного газа на всех стадиях. Наибольшую экономическую выгоду использование этого анализатора дает при автоматизации работы установок осушки и на узлах коммерческого учета газа (рис. 1.5).

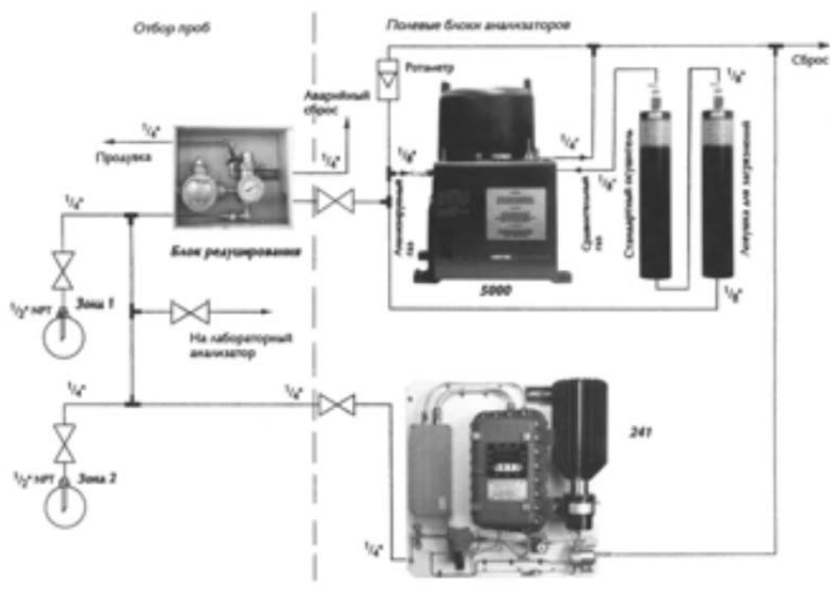


Рис. 1.5. Типичная конфигурация анализаторов на узле учета [1]

Существующие модели анализаторов АМЕТЕК охватывают все возможные приложения в газовой промышленности. В совокупности с другими анализаторами качества (газовым хроматографом для определения состава газа и его теплотворной способности, анализатором H_2S и анализатором точки росы углеводородов) эти приборы успешно решают комплекс задач, возникающих в процессах добычи, переработки, транспортировки и распределения природного газа.

Расчетный метод определения влагосодержания природного газа

Влажность исследуемого газа равна [2]:

$$W = W_{0,6} \cdot C_p \cdot C_s, \quad (1.1)$$

где $W_{0,6}$ – равновесная влажность газа, находящегося в контакте с водой, содержащей соли; C_p – поправка на плотность; C_s – поправочный коэффициент, на содержание в воде солей.

Равновесное влагосодержание, а также поправочные коэффициенты определяются по графикам (рис. А.1).

Равновесное влагосодержание можно определить по уравнению Бюкачека :

$$W_{0,6} = \left(\frac{A}{10,1 \cdot P} \right) + B, \quad (1.2)$$

где A – коэффициент, характеризующий влажность идеального газа; B – коэффициент, учитывающий отклонение влажности природного газа от относительной плотности 0,6 от показателей идеального газа.

Коэффициенты определяются в зависимости от температуры (табл. А.1).

Расчетная часть

Газ известного состава находится в контакте с пластовой водой, содержащей известное количество соли. Газ находится при определенном давлении и температуре. Определить влажность газа при этих условиях:

1. Исследовать влияние плотности газов различного состава на влажность при P_1 ; T_1 ;
2. Установить зависимость молекулярной массы газов различного состава на влажность при P_1 ; T_1 ;
3. Исследовать влияние давления ($P_1 - P_3$) на влажность на примере газа любого состава из предложенных в исходных данных;
4. Исследовать влияние температуры ($T_1 - T_3$) на влажность на примере газа любого состава из предложенных в исходных данных.
5. Результаты исследования представить в виде таблиц и графиков зависимостей $w = f(\rho)$; $w = f(P)$; $w = f(T)$ и сделать выводы о влиянии этих параметров на влажность газа.

Таблица 1.2

Исходные данные для расчета

Вариант	Содержание соли, %	Параметр	P, МПа	T, °C	Состав газа, % об.					
					CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄
1	10	P ₁ , T ₁	1	20	91,0	3,0	2,3	1,3	1,8	0,6
		P ₂ , T ₂	20	50	56,52	10,11	8,59	4,47	2,21	18,1
		P ₃ , T ₃	70	100	71,5	5,89	1,4	0,49	0,02	20,7
2	20	P ₁ , T ₁	5,0	10	58,6	14,7	7,6	5,8	5,5	7,8
		P ₂ , T ₂	15	50	91,05	2,04	0,96	2,09	2,68	1,18
		P ₃ , T ₃	40	80	78,3	4,6	6,8	5,0	4,5	0,8
3	30	P ₁ , T ₁	1,5	20	68,9	5,8	7,1	3,0	1,0	14,2
		P ₂ , T ₂	10	40	61,1	14,1	10,1	6,1	3,2	5,4
		P ₃ , T ₃	50	80	91,42	1,67	0,96	2,09	2,68	1,18
4	5	P ₁ , T ₁	2,0	20	53,4	15,1	17,7	8,2	2,5	3,1
		P ₂ , T ₂	10	60	87,13	1,14	1,1	3,19	5,73	1,71
		P ₃ , T ₃	60	110	39,9	15,6	15,6	6,7	2,3	19,9
5	15	P ₁ , T ₁	5,0	20	72,75	7,15	2,07	1,07	0,35	16,61
		P ₂ , T ₂	30	100	53,1	13,6	10,5	11,5	4,7	6,6
		P ₃ , T ₃	70	130	82,7	4,95	4,3	4,0	2,05	2,0
6	25	P ₁ , T ₁	1,0	20	44,6	10,4	14,6	17,2	10,2	3,0
		P ₂ , T ₂	15	50	59,8	8,6	12,2	8,6	1,6	9,2
		P ₃ , T ₃	40	100	69,89	10,25	8,99	4,47	4,34	2,06
7	10	P ₁ , T ₁	3,0	10	48,3	8,8	15,3	10,2	4,8	16,5
		P ₂ , T ₂	30	50	84,78	3,09	2,07	1,34	1,8	6,92
		P ₃ , T ₃	60	80	76,1	5,11	6,16	6,35	3,2	3,08
8	20	P ₁ , T ₁	0,6	20	42,8	5,5	8,4	4,2	2,15	36,95
		P ₂ , T ₂	10	40	41,3	9,0	16,1	11,1	6,0	16,5
		P ₃ , T ₃	30	80	60,7	18,9	10,5	5,7	1,4	2,8
9	30	P ₁ , T ₁	0,3	20	76,02	7,46	6,32	3,35	3,31	3,54
		P ₂ , T ₂	10	60	56,52	10,11	8,59	4,47	2,21	18,1
		P ₃ , T ₃	40	110	91,42	1,67	0,96	2,09	2,68	1,18
10	5	P ₁ , T ₁	5,0	20	61,1	14,1	10,1	6,1	3,2	5,4
		P ₂ , T ₂	50	100	82,7	4,95	4,3	4,0	2,05	2,0
		P ₃ , T ₃	70	130	48,3	8,8	15,3	10,2	4,8	16,5
11	15	P ₁ , T ₁	0,2	20	87,13	1,14	1,1	3,19	5,73	1,71
		P ₂ , T ₂	5,0	50	42,8	5,5	8,4	4,2	2,15	36,95
		P ₃ , T ₃	20	100	91,0	3,0	2,3	1,3	1,8	0,6
12	25	P ₁ , T ₁	1,0	10	69,89	10,25	8,99	4,47	4,34	2,06
		P ₂ , T ₂	10	50	91,42	1,67	0,96	2,09	2,68	1,18
		P ₃ , T ₃	30	80	41,3	9,0	16,1	11,1	6,0	16,5
13	10	P ₁ , T ₁	3,0	20	61,1	14,1	10,1	6,1	3,2	5,4
		P ₂ , T ₂	10	40	91,05	2,04	0,96	2,09	2,68	1,18
		P ₃ , T ₃	20	80	48,3	8,8	15,3	10,2	4,8	12,6
14	20	P ₁ , T ₁	1,0	20	92,39	4,13	1,79	0,25	0,94	0,5
		P ₂ , T ₂	20	60	56,52	10,11	8,59	4,47	2,21	18,1
		P ₃ , T ₃	40	110	69,89	10,25	8,99	4,47	4,34	2,06
15	30	P ₁ , T ₁	1,5	20	83,88	9,06	4,4	1,64	0,9	0,12
		P ₂ , T ₂	10	100	72,75	7,15	2,07	1,07	0,35	16,61
		P ₃ , T ₃	60	130	41,3	9,0	16,1	11,1	6,0	16,5

ПРИЛОЖЕНИЕ А

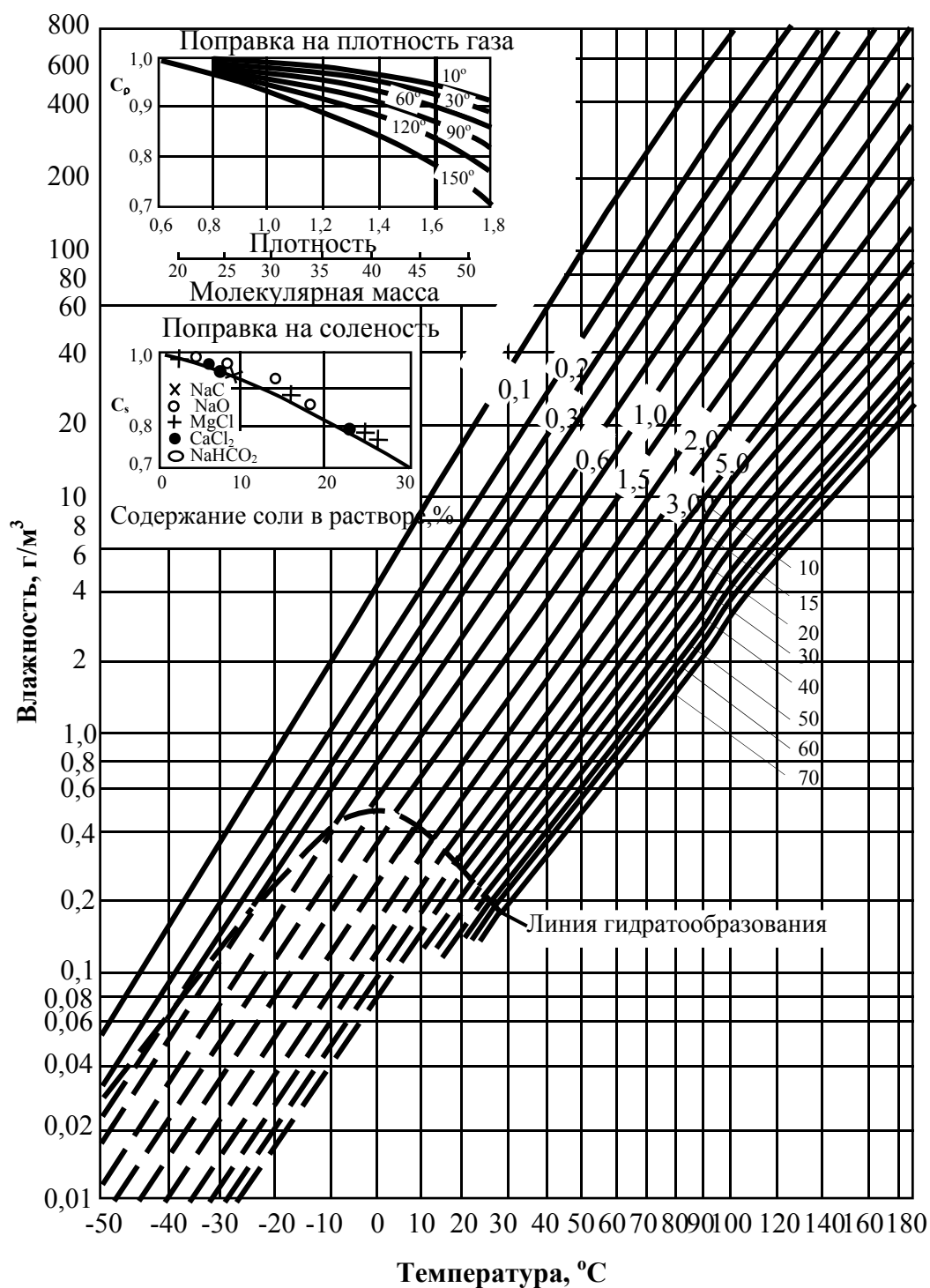


Рис. А.1. Максимальное содержание водяных паров в газе в зависимости от давления и температуры
(цифры на кривых соответствуют давлению, МПа)

Таблица А.1

*Значения коэффициентов **A** и **B** в уравнении Бюкачека для различных температур*

Темпе- ратура, °C	A	B	Темпе- ратура, °C	A	B	Темпе- ратура, °C	A	B
0	0,145	0,00347	12	10,72	0,7670	60	152,0	0,562
-38	0,178	0,00402	14	12,39	0,0855	62	166,5	0,399
-34	0,267	0,00538	16	13,94	0,0930	64	183,3	0,645
-30	0,393	0,00710	18	15,75	0,1020	66	200,5	0,691
-28	0,471	0,00806	20	17,87	0,1120	68	219,0	0,741
-26	0,566	0,00921	22	20,15'	0,1227	70	238,5	0,793
-24	0,677	0,01043	24	22,80	0,1343	72	260,0	0,841
-22	0,809	0,01168	26	25,50	0,1463	74	283,0	0,902
-20	0,960	0,01340	28	28,70	0,1595	76	306,0	0,965
-18	1,144	0,01510	30	32,30	0,1740	78	335,0	1,023
-16	1,350	0,01705	32	36,10	0,1 89	80	363,0	1,083
-14	1,590	0,01927	34	40,50	0,207	82	394,0	1,148
-12	1,868	0,02115	36	45,20	0,224	84	427,0	1,205
-10	2,188	0,02290	38	50,80	0,242	86	462,0	1,250
-8	2,550	0,02710	40	56,20	0,263	88	501,0	1,290
-6	2,990	0,03035	42	62,70	0,285	90	537,5	1,327
-4	3,480	0,03380	44	69,20	0,310	92	582,5	1,365
-2	4,030	0,03770	46	76,70	0,335	94	624,0	1,405
0	4,670	0,04180	48	85,30	0,363	96	672,0	1,445
2	5,400	0,04640	50	94,00	0,391	98	725,0	1,487
4	6,225	0,0515	52	103,00	0,422	100	776,0	1,530
6	7,150	0,0571	54	114,00	0,454	110	1093,0	2,620
8	8,200	0,0630	56	126,00	0,487	120	1520,0	3,410
10	9,390	0,0696	58	138,00	0,521	130	2080,0	4,390

Содержание отчета

1. Цель работы.
2. Исходные данные.
3. Результаты расчетов.
4. Выводы.

Контрольные вопросы

1. В каком диапазоне давлений и температур можно использовать аналитический метод расчета влажности (по Бюкачеку)?
2. В каком интервале температур метод Бюкачека дает наибольшую погрешность?
3. Как влияет давление на влагосодержание природного газа?
4. Как влияет температура на влагосодержание природного газа?
5. Как влияет молекулярная масса газа на его влагосодержание?
6. Как влияет плотность газа на его влагосодержание?
7. Какие принципы положены в основу экспериментальных методов определения влагосодержания природного газа?
8. Какой принцип положен в основу экспериментального метода определения точки росы по воде природного газа?
9. Что вносит погрешность в результаты определения точки росы конденсационным методом?

Список использованной литературы

1. http://www.artvik.ru/pdf/analyzers_appl/moisture_in_natural_gas_rev3.pdf
2. Жданова Н.В., Халиф А.Л. Осушка углеводородных газов. – Москва : Химия, 1984. – 192 с.
3. ГОСТ 20060-83. Газы горючие природные. Методы определения содержания водяных паров и точки росы влаги.
4. ISO 18453:2004. Газ природный. Корреляция между содержанием воды и точкой росы воды.
5. Истомин В.А., Смирнов В.В. и др. Анализ нормативных документов по расчетам влагосодержания и точки росы природного газа / Газовая промышленность. – 2008. – № 12. – С. 22–26.

2. ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Цель работы:

1. Ознакомление с экспериментальными методами определения плотности газов.
2. Ознакомление с аналитическими методами расчета физических свойств газов.

2.1. Определение плотности газов

Плотность определяется массой газа, заключенной в единице его объема, и равна молекулярной массе, деленной на объем одной грамм-молекулы (моля):

$$\rho = \frac{M}{V}, \quad (2.1)$$

где M – молекулярная масса газа, г, кг; V – молярный объем, л/моль, м³/моль.

Для характеристики газа пользуются понятием относительного удельного веса, который численно равен отношению веса газа к весу такого же объема воздуха при одинаковой температуре и давлении. Относительный удельный вес – величина безразмерная, показывающая, насколько данный газ легче или тяжелее воздуха, вес которого условно принят за единицу. По относительному удельному весу легко подсчитать вес 1 м³ газа в граммах, умножая его цифровое значение на 1,293, т. е. на массу 1 м³ сухого воздуха в граммах при 0° и 760 мм рт ст.

Знание величины плотности газа необходимо при эксплуатации газовых месторождений, при различных технических расчетах, для контроля работы газовых установок, где требуется определять объем или вес газа, а также для расчета процентного состава двухкомпонентного газа. Измерение плотности газа имеет значение также для характери-

стики выделенных узких фракций сложной газовой смеси.

Плотность газа может быть определена различными методами: пикнометрическим, эффузионным и рассчитана по известному составу газа. Наиболее точным является метод непосредственного взвешивания определенного объема газа в тонкостенном стеклянном баллоне (пикнометре) на аналитических весах [1].

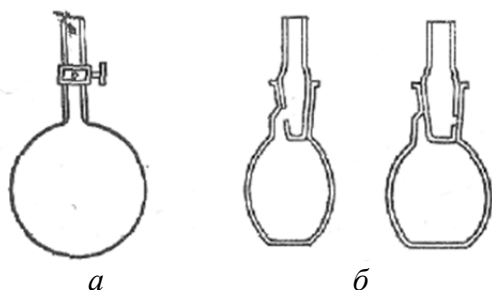


Рис. 2.1 – Пикнометры:
а – с краном, б – без крана

Пикнометрический метод

Пикнометр для определения плотности газа (рис. 2.1) представляет собой мерный стеклянный сосуд. Емкость пикнометра 150–300 мл. Пикнометр, наполненный воздухом, выдерживают 20 мин, затем на короткое время открывают кран. Быстро закрыв кран, отмечают температуру, атмосферное давление и взвешивают его на аналитических весах с точностью до 0,0002 г. После этого присоединяют пикнометр к вакуум-насосу, открывают кран и в течение 10 мин из него откачивают воздух. Закрыв кран, взвешивают эвакуированный пикнометр. По разности массы пикнометра с воздухом и без него определяют массу воздуха в объеме пикнометра. Операцию определения массы воздуха повторяют и, если расхождение между первым и вторым измерениями не превышает 0,0004 г, записывают среднюю массу воздуха в объеме пикнометра. Затем определяют массу исследуемого газа. Соединяют градуированную газовую пипетку, наполненную исследуемым газом, с хлоркальциевой трубкой и продувают ее газом. Для движения газа к пипетке присоединяют напорный сосуд с солевым раствором. Промытую исследуемым газом хлоркальциевую трубку присоединяют к горлышку эвакуированного пикнометра. Перед наполнением пикнометра газом пикнометр и пипетку с газом выдерживают в течение 20 мин для выравнивания температур. Затем поднимают напорный сосуд, открывают оба крана газовой пипетки и кран пикнометра. Количество газа в пикнометре определяют по количеству поступившего из напорного сосуда в градуированную пипетку раствора соли.

Закрыв кран пикнометра и краны пипетки, отсоединяют пикнометр от хлоркальциевой трубки и мгновенным поворотом крана выравнивают давление газа в пикнометре с атмосферным. После этого пикнометр с анализируемым газом взвешивают, одновременно замеряя температуру и атмосферное давление. Определение массы газа производят с той же точностью, с которой была определена масса воздуха.

Для определения плотности нужно произвести несложный расчет:

$$\rho = \frac{G_{\Gamma} - G}{G_{\text{В}} - G}, \quad (2.2)$$

где ρ – плотность газа; G_{Γ} – масса пикнометра с газом, определенная путем взвешивания, кг; G – масса пустого пикнометра с газом, определенная путем взвешивания, кг; $G_{\text{В}}$ – масса пикнометра с воздухом, определенная путем взвешивания, кг.

Эффузионный метод

Метод основан на том, что между квадратами времени истечения газа и воздуха (или другого газа), находящихся в одинаковых условиях, и их плотностями существует зависимость:

$$\frac{\tau_1^2}{\tau_2^2} = \frac{\rho_1}{\rho_2}, \quad (2.3)$$

где τ_1 — время истечения газа, с; τ_2 — время истечения воздуха, с; ρ_1 — плотность газа, кг/м³; ρ_2 — плотность воздуха, кг/м³.

Способ заключается в измерении времени истечения в атмосферу через отверстие малого диаметра равных объемов исследуемого газа и воздуха, находящихся под одинаковым давлением и имеющих одинаковую температуру.

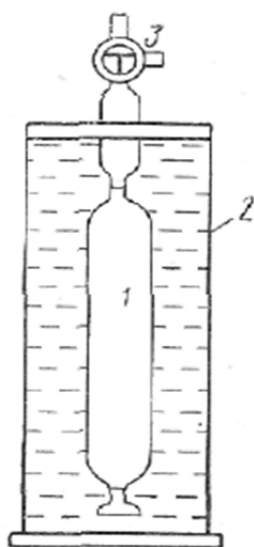


Рис. 2.2.
Эффузиометр

Скорость истечения газа и воздуха определяется при помощи эффузиометра (рис. 2.2). В стеклянный цилиндр 2, наполненный подкрашенной дистиллированной водой для лучшего наблюдения за ее уровнем, помещена трубка 1 с двумя сужениями, на которых нанесены метки для фиксации определенного объема. Нижнее отверстие трубки открыто, а верхнее снабжено трехходовым краном 3 с двумя отводами. Один отвод служит для присоединения эффузиометра к источнику газа или воздуха, а другой представляет собой трубку, внутри которой имеется платиновая пластинка с калиброванным отверстием маленького диаметра. Во избежание засорения отверстия после работы трубку необходимо закрывать колпачком. При засорении отверстие промывают спиртом или ацетоном.

При выполнении определения к боковому отводу эффузиометра при помощи резиновой трубки присоединяют аспиратор или другую емкость с воздухом. Поворачивают пробку трехходового крана так, чтобы горизонтальный штуцер крана 3 соединялся с сосудом эффузиометра (рис. 2.2). Поднятием уравнильной склянки аспиратора набирают воздух до половины трубки 1. Затем трехходовой кран ставят в такое положение, чтобы трубка сообщалась с атмосферой, и выпускают воздух в атмосферу. Для гарантированного освобождения трубки от газа предыдущего опыта операцию повторяют 5–6 раз.

В подготовленный прибор из того же аспиратора набирают воздух, вытесняя воду из трубки 1, и закрывают кран. Пробку трехходового

крана поворачивают, подключая отвод с платиновой пластинкой к трубке 1. Когда уровень воды достигнет нижней метки, пускают секундомер и останавливают его тогда, когда вода поднимется до верхней метки. Эту операцию проводят несколько раз до получения результатов, отличающихся между собой не более чем на 3 с. Аналогично определяют время истечения пробы анализируемого газа при том же давлении и той же температуре. Трубку 1 необходимо полно освободить от воздуха и анализируемого газа. В противном случае результаты определений не будут воспроизводиться.

Из близких результатов вычисляют среднеарифметические значения скорости истечения воздуха и газа.

Плотность анализируемого газа рассчитывается по формуле:

$$\rho = 1,293 \left(\frac{\tau_1}{\tau_2} \right)^2, \text{ г/л} \quad (2.3)$$

где 1,293 – плотность воздуха при нормальных условиях, г/л.

Эффузионный метод менее точен, чем пикнометрический, но он более прост в исполнении и требует меньше времени.

2.2. Расчет плотности газов

Типовые задачи по теме 2

Типовая задача 2.1

По молярному составу газовой смеси найти плотность газа при давлении 7 МПа и температуре +15 °С [2].

Таблица 2.1

Компонент	ММ, кг/кмоль	Содержание, % мольн.	Критическое давление, МПа	Критическая температура, К
CH ₄	16	92,0	4,641	190,55
C ₂ H ₆	30	4,0	4,913	305,50
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	58	2,0	3,570	407,90
N ₂	28	1,0	3,396	126,25
H ₂ S	34	1,0	8,721	373,56

Решение

1. Расчет молярной массы смеси:

$$M = 16,042 \cdot 0,92 + 30,068 \cdot 0,04 + 58,12 \cdot 0,02 + 28,016 \cdot 0,01 + 34,900 \cdot 0,01 = 17,753 \text{ кг/кмоль.}$$

2. Расчет газовой постоянной смеси:

$$R = \frac{R_o}{M} = \frac{8314}{17,753} = 468,3 \text{ Дж} / (\text{кг} \cdot \text{К}).$$

3. Расчет средних значений критических параметров газовой смеси:

$$p_{\text{кр см}} = \sum_{i=1}^n (p_{\text{кр } i} \cdot N_i) = 4,641 \cdot 0,92 + 4,913 \cdot 0,04 + 3,570 \cdot 0,02 + \\ + 3,396 \cdot 0,01 + 8,721 \cdot 0,01 = 4,659 \text{ МПа};$$

$$T_{\text{кр см}} = \sum_{i=1}^n (T_{\text{кр } i} \cdot N_i) = 190,55 \cdot 0,92 + 305,5 \cdot 0,04 + 407,90 \cdot 0,02 + \\ + 126,25 \cdot 0,01 + 373,56 \cdot 0,01 = 200,68 \text{ К}.$$

4. Расчет приведенных параметров газовой смеси:

$$\bar{p} = \frac{7,0}{4,659} = 1,502, \quad \bar{T} = \frac{273 + 15}{200,68} = 1,435.$$

5. Расчет коэффициента сжимаемости $z(\bar{p}, \bar{T})$ по аппроксимационной формуле:

$$z(\bar{p}, \bar{T}) = 1 - 0,4273 \cdot \bar{p} \cdot \bar{T}^{-3,668} = 1 - 0,4273 \cdot 1,502 \cdot 1,435^{-3,668} = 0,829.$$

6. Расчет плотности газа:

$$\rho = \frac{p}{zRT} = \frac{7 \cdot 10^6}{0,829 \cdot 468,3 \cdot 288} = 62,61 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

Типовая задача 2.2

Давление газа в начале участка газопровода равно 5,5 МПа, а температура +30 °С. В конце участка эти параметры составляют 3,5 МПа и +10 °С. Считая газ совершенным, найти во сколько раз плотность газа в конце участка меньше, чем в его начале. Уточнить решение задачи, отказавшись от допущения о совершенности газа и используя значения критических параметров газа: $p_{\text{кр}} = 4,6 \text{ МПа}$, $T_{\text{кр}} = 190 \text{ К}$ [2].

Решение

1. Для совершенного газа справедливы будут следующие равенства:

$$p_{\text{н}} = \rho_{\text{н}} \cdot RT_{\text{н}}, \quad p_{\text{к}} = \rho_{\text{к}} \cdot RT_{\text{к}} \Rightarrow \frac{p_{\text{н}}}{p_{\text{к}}} = \frac{\rho_{\text{н}}}{\rho_{\text{к}}} \cdot \frac{T_{\text{н}}}{T_{\text{к}}}.$$

2. Отсюда:

$$\frac{\rho_{\text{н}}}{\rho_{\text{к}}} = \frac{p_{\text{н}}}{p_{\text{к}}} \cdot \frac{T_{\text{к}}}{T_{\text{н}}} = \frac{5,5 \cdot 283}{3,5 \cdot 303} = 1,468.$$

3. Уравнение состояния для не совершенного газа будет иметь вид:

$$p = z \left(\bar{p}, \bar{T} \right) \cdot \rho R T.$$

Поэтому вычислим приведенные параметры газа в начале и конце участка газопровода:

$$\bar{p}_{\text{н}} = \frac{5,5}{4,6} = 1,196, \quad \bar{T}_{\text{н}} = \frac{303}{190} = 1,595;$$

$$\bar{p}_{\text{к}} = \frac{3,5}{4,6} = 0,761, \quad \bar{T}_{\text{к}} = \frac{283}{190} = 1,489.$$

4. Находим коэффициент сжимаемости газа:

$$z \left(\bar{p}, \bar{T} \right)_{\text{н}} = 1 - 0,4273 \cdot 1,196 \cdot 1,595^{-3,668} = 0,908,$$

$$z \left(\bar{p}, \bar{T} \right)_{\text{к}} = 1 - 0,4273 \cdot 0,761 \cdot 1,489^{-3,668} = 0,925.$$

5. Вычислим отношение плотностей газа:

$$\frac{\rho_{\text{н}}}{\rho_{\text{к}}} = \frac{p_{\text{н}}}{p_{\text{к}}} \cdot \frac{T_{\text{к}}}{T_{\text{н}}} \cdot \frac{z_{\text{к}}}{z_{\text{н}}} = \frac{5,5 \cdot 283 \cdot 0,925}{3,5 \cdot 303 \cdot 0,908} = 1,495.$$

Типовая задача 2.3

Расчет содержания тяжелых углеводородов в смеси

Для полной характеристики природного газа необходимо знать содержание в нем тяжелых углеводородов.

Если дан массовый или молярный состав газа, то содержание тяжелых углеводородов (в г/м³) определяется по формуле [2]:

$$A = 10 \cdot g \cdot \rho_{\text{см}} = 10 \cdot y \cdot \rho \quad (2.4)$$

где g – массовое содержание данного тяжелого углеводорода в газе, %; $\rho_{\text{см}}$ – средняя плотность природного газа, кг/м³; y – молярное содержание данного тяжелого углеводорода в газе, %; ρ – плотность данного тяжелого углеводорода, кг/м³.

После определения содержания в газе отдельных компонентов пересчитывают содержание в нем n -бутана и газового бензина. При этом считают, что в газовый бензин целиком переходит пентан плюс вышекипящие и часть нормального бутана, по величине равная половине содержания пентана плюс вышекипящие.

Задача. По данному массовому составу газа требуется определить содержание в нем пропана, бутана и газового бензина в г/м³. Массовый состав газа, %; метан 19,50; этан 11,80; пропан 37,95; *i*-бутан 3,25; *n*-бутан 12,05; пентан и высшие 8,15; азот 7,30.

Решение

Для определения средней плотности газа сначала найдем среднюю молекулярную массу газа:

$$M_{\text{см}} = 100 / \left(\frac{19,50}{16,04} + \frac{11,80}{30,07} + \frac{37,95}{44,10} + \frac{15,30}{58,12} + \frac{8,15}{72,15} + \frac{7,3}{28,02} \right) = 100 / 3,11 = 32,15$$

Средняя плотность газа по формуле:

$$\rho_{\text{см}} = 32,15 / 22,41 = 1,43 \text{ кг/м}^3.$$

Содержание тяжелых углеводородов определяем по формуле (2.4):

$$\text{пропан } 10 \cdot 37,95 \cdot 1,43 = 542$$

$$\text{i-бутан } 10 \cdot 3,25 \cdot 1,43 = 46,5$$

$$\text{n-бутан } 10 \cdot 12,05 \cdot 1,43 = 172$$

$$\text{пентан плюс высшие } 10 \cdot 8,15 \cdot 1,43 = 117$$

$$\text{Итого: } 877,5 \text{ г/м}^3$$

Следовательно, газового бензина (пентан целиком) и *n*-бутана (по величине, равной половине пентана) в составе газа будет $117 + 117/2 = 175,5 \text{ г/м}^3$. Остаток *n*-бутана в смеси: $172 - 117/2 = 113,5 \text{ г/м}^3$.

Количество изобутана и пропана в смеси остается прежним (соответственно по 46,5 и 542 г/м³).

Ответ: Всего тяжелых углеводородов в смеси содержится 877,5 г/м³ ($175,5 + 113,5 + 46,5 + 542$).

Типовая задача 2.4

Аналитический метод расчета плотности нестабильного углеводородного конденсата по приведенной плотности

Аналитический метод является универсальным, поскольку расчет проводится по приведенным параметрам. Приведенная плотность определяется по корреляционной зависимости ее от среднекритического коэффициента сжимаемости или от приведенных давления и температуры нестабильного конденсата [2].

$$\rho_{p,t} = \left[\left(\sum_{i=1}^n (x_i M_i) \right) \cdot \rho_{\text{пр}} \right] / \sum_{i=1}^n (x_i V_{\text{кр } i}), \quad (2.5)$$

где $\rho_{\text{пр}}$ – приведенная плотность; $V_{\text{кр } i}$ – критический молярный объем *i*-го компонента в смеси.

Приведенную плотность по среднекритическому коэффициенту сжимаемости нестабильного углеводородного конденсата определим по формуле Вика:

$$\rho_{\text{пр}} = 1,20 + (5,563 - 11,03 \cdot z_{\text{ск}}) \cdot (1 - T_{\text{пр}})^{0,8z_{\text{ск}} + 0,31}, \quad (2.6)$$

где $z_{\text{ск}}$ – среднекритический коэффициент сжимаемости нестабильного конденсата,

$$z_{\text{ск}} = \sum_{i=1}^n (x_i z_{\text{кр}i}), \quad (2.7)$$

где $z_{\text{кр}i}$ – критический коэффициент сжимаемости i -го компонента, который можно взять из таблицы или определить по формуле Ганна и Ямады:

$$z_{\text{кр}i} = 0,2918 - 0,0928 \cdot \omega_i. \quad (2.8)$$

$T_{\text{пр}}$ – приведенная температура нестабильного углеводородного конденсата:

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{\sum_{i=1}^n (x_i T_{\text{кр}i})}, \quad 0,3 \leq T_{\text{пр}} \leq 0,99. \quad (2.9)$$

Критический молярный объем i -го компонента найдем из выражения:

$$V_{\text{кр}i} = \frac{z_{\text{кр}i} R T_{\text{кр}i}}{P_{\text{кр}i}}, \quad (2.10)$$

где универсальная газовая постоянная $R = 82,057 \cdot 10^{-1}$, см³·МПа/(моль·К).

Алгоритм расчета плотности нестабильного углеводородного конденсата:

$p_{\text{кр} C_{7+}} \rightarrow T_{\text{кр} C_{7+}} \rightarrow T_{\text{кр} C_{7+}} / T_{\text{кин}} \rightarrow \omega_{C_{7+}} \rightarrow z_{\text{кр} C_{7+}} \rightarrow z_{\text{ск}} \rightarrow V_{\text{кр} C_{7+}} \rightarrow V_{\text{с кр}} \rightarrow$ $\rightarrow p_{\text{кр см}} \rightarrow T_{\text{кр см}} \rightarrow p_{\text{пр}} \rightarrow T_{\text{пр}} \rightarrow \rho_{\text{пр}} \rightarrow \sum (x_i M_i) \rightarrow \rho_{p,t}.$

Задача. Определить плотность нестабильного углеводородного конденсата по приведенному давлению и температуре, используя зависимость приведенной плотности от критического коэффициента сжимаемости. Компонентный состав жидкого углеводородного конденсата в молярных долях при абсолютном давлении $P = 7$ МПа и абсолютной температуре $T = 399,8$ К, результаты вычислений приведены в табл. 2.2.

$$M_{C_{7+}} = 295 ; \rho_{C_{7+}} = 0,8838;$$

Решение

1. Расчет псевдокритических параметров остатка C_{7+} по измеряемым величинам – его молекулярной массе $M_{C_{7+}}$ и относительной (по воде) плотности $\rho_{C_{7+}}$:

$$p_{кр\ C_{7+}} = 0,1 \cdot \left(\frac{3570}{M_{C_{7+}}} \right) \cdot \left(\frac{\rho_{C_{7+}}}{0,8} \right) = 0,1 \cdot \left(\frac{3570}{295} \right) \cdot \left(\frac{0,8838}{0,8} \right) = 1,335 \text{ МПа};$$

$$T_{кр\ C_{7+}} = \left(353,5 + 22,35 \cdot M_{C_{7+}}^{0,5} \right) \cdot \left(\frac{\rho_{C_{7+}}}{0,8} \right)^{0,5} =$$

$$= \left(353,5 + 22,35 \cdot 295^{0,5} \right) \cdot \left(\frac{0,8838}{0,8} \right)^{0,5} = 775 \text{ К}$$

$$\text{при } 100 \leq M_{C_{7+}} \leq 240 \quad \text{и} \quad 0,70 \leq \rho_{C_{7+}} \leq 0,95.$$

2. По корреляционной зависимости Гуревича Г.Р.:

$$\frac{T_{кр\ C_{7+}}}{T_{кип}} = 2,1898 - 0,1735 \left(\frac{T_{кр\ i}}{100} \right) + 0,006854 \left(\frac{T_{кр\ i}}{100} \right)^2 =$$

$$= 2,1898 - 0,1735 \left(\frac{775}{100} \right) + 0,006854 \left(\frac{775}{100} \right)^2 = 1,26;$$

3. Расчет ацентрического фактора для компонента C_{7+} по формуле Эдмистера:

$$\omega_i = \frac{3}{7} \cdot \left[\lg \frac{p_{кр\ i}}{p_{ат}} / \left(\frac{T_{кр\ i}}{T_{кип}} - 1 \right) \right] - 1 = \frac{3}{7} \cdot \left[\frac{\lg 13,35}{(1,26 - 1)} \right] - 1 = 0,855;$$

4. Расчет критического коэффициента сжимаемости для компонента C_{7+} по формуле Ганна и Ямады:

$$z_{кр\ i} = 0,2918 - 0,0928 \cdot \omega_i = 0,2918 - 0,0928 \cdot 0,855 = 0,21;$$

5. Расчет критического молярного объема для компонента C_{7+} :

$$V_{кр\ C_{7+}} = 0,21 \cdot 82,057 \cdot 775 / 13,35 = 1000 \text{ см}^3 / \text{моль};$$

6. Расчет критических параметров нестабильного конденсата

Таблица 2.2

Компонент	x_i , мольн. д.	$P_{кр}$	$x_i P_{кр\ i}^2$, кг/см ²	$T_{кр}$	$x_i T_{кр\ i}$, К	$V_{кр}$	$x_i V_{кр\ i}$, см ³ /моль	$Z_{кр}$	$x_i z_{кр\ i}$	M_M	$x_i M_i$
CH ₄	0,22006		10,08		41,90		21,90		0,0640		3,52
C ₂ H ₆	0,02130		1,03		6,51		3,15		0,0061		0,64
C ₃ H ₈	0,01270		0,54		4,70		2,54		0,0035		0,56
i-C ₄ H ₁₀	0,01240		0,46		5,04		3,26		0,0035		0,72

Окончание табл. 2.2

Компонент	x_i , мольн. д.	$P_{кр}$	$x_i P_{кри}$, кг/см ²	$T_{кр}$	$x_i T_{кри}$, К	$V_{кр}$	$x_i V_{кри}$, см ³ /моль	$Z_{кр}$	$x_i Z_{кри}$	M_M	$x_i M_i$
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0,00815		0,47		3,47		2,08		0,0022		0,47
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	0,00770		0,25		3,55		2,37		0,0021		0,56
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	0,00446		0,15		2,10		1,39		0,0012		0,32
C ₆ H ₁₄	0,00783		0,23		4,00		2,88		0,0021		0,67
C ₇ H _{16+вышние}	0,70523		9,41		546		705,23		0,1480		208,00
N ₂	0,00017		0,06		0,02		0,01		0,0001		0
Σ	1		22,68		617,29		744,81		0,2328		215,46

7. Расчет приведенной температуры нестабильного конденсата:

$$T_{пр} = \frac{T}{T_{кр см}} = \frac{399,8}{617,29} = 0,647;$$

8. Расчет приведенной плотности нестабильного конденсата по формуле Вика:

$$\rho_{пр} = 1,20 + (5,563 - 11,03 \cdot Z_{кр см}) \cdot (1 - T_{пр})^{0,8 \cdot Z_{кр см} + 0,31};$$

$$\rho_{пр} = 1,20 + (5,563 - 11,03 \cdot 0,2328) \cdot (1 - 0,647)^{0,8 \cdot 0,2328 + 0,31} = 2,99;$$

9. Расчет плотности нестабильного конденсата по приведенной плотности:

$$\rho_{p,t} = \rho_{кр см} \cdot \rho_{пр} = \frac{M_{см}}{V_{кр см}} \cdot \rho_{пр} \quad \text{г / см}^3.$$

$$\rho_{p,t} = \frac{215,46}{744,81} \cdot 2,99 = 0,863 \quad \text{г / см}^3.$$

Задачи для домашней и самостоятельной работы

Расчетная задача 2.1

Решить типовую задачу 2.1, используя исходные данные соответствующего варианта (табл. 2.1).

Расчетная задача 2.2

Решить типовую задачу 2.2, используя исходные данные соответствующего варианта (табл. 2.2).

Расчетная задача 2.3

Решить типовую задачу 2.3, используя исходные данные соответствующего варианта (табл. 2.3).

Расчетная задача 2.4

Решить типовую задачу 2.4, используя исходные данные соответствующего варианта (табл. 2.4).

Исходные данные к задачам по теме 2

Исходные данные к задаче 2.1

Таблица 2.3

Вариант	P , МПа	T , °С	Состав газа, % мольн.				
			CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	Азот
1	10	22	91	5,07	1	1,6	1,33
2	9	25	92,39	4,13	2,29	0,25	0,94
3	8	18	98,52	0,02	–	–	1,46
4	12	16	90,06	5,30	2,20	1,10	1,34
5	14	14	98,26	0,15	0,04	–	1,55
6	16	15	95,13	3,50	0,18	0,24	0,95
7	12	12	90,8	5,27	2,10	0,83	1
8	14	17	90,82	5,09	2,18	1,18	0,73
9	15	20	90,14	5,72	2,39	1,02	0,73
10	18	19	87,36	6,11	3,29	1,40	1,84
11	17	21	85,02	8,60	3,80	1,68	0,9
12	19	10	87,24	6,22	3,40	1,67	1,47
13	13	13	98,17	0,17	0,01	0,02	1,63
14	11	11	78,43	10,28	6,90	2,61	1,78
15	7	24	84,43	7,47	4,47	1,90	1,73
16	10	8	86,67	7,12	3,64	1,51	1,06
17	9	23	87,1	6,82	3,46	1,56	1,06
18	8	22	98,43	0,11	0,02	–	1,44
19	12	25	92,02	4,69	2,11	0,70	0,48
20	14	18	91,92	4,73	2,12	0,72	0,51
21	16	16	91,66	4,79	2,20	0,80	0,55
22	12	14	98,4	0,07	0,01	–	1,52
23	14	15	83,88	9,06	4,40	1,64	1,02
24	15	12	99	0,40	0,20	0,10	0,3
25	18	17	83,06	8,46	5,32	1,92	1,24
26	17	20	89,2	6,07	3,06	1,13	0,54
27	19	19	84,29	8,12	4,54	1,76	1,29
28	13	21	83,36	8,03	5,15	1,96	1,5
29	11	10	92,53	5,03	1,39	0,38	0,67
30	7	13	98,63	0,03	–	–	1,34
31	10	11	96,07	2,48	0,12	0,84	0,49
32	9	24	92,98	4,66	1,34	0,55	0,47
33	8	8	99,1	0,01	–	–	0,89
34	12	23	91,39	6,94	0,28	0,36	1,03
35	14	22	89,63	7,64	1,72	0,58	0,43
36	16	25	99	0,03	–	–	0,97
37	12	18	96,37	2,89	0,05	0,03	0,66
38	14	16	96,1	2,72	0,03	0,13	1,02
39	15	14	92,31	4,99	1,56	0,80	0,34
40	18	15	91,79	4,83	1,81	0,73	0,84

Окончание табл. 2.3

Вариант	P , МПа	T , °C	Состав газа, % мольн.				
			CH_4	C_2H_6	C_3H_8	$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	Азот
41	17	12	88,68	6,51	2,34	0,60	1,87
42	19	17	88	7,06	2,07	0,56	2,31
43	13	20	91,52	5,42	0,76	0,52	1,78
44	11	19	91,44	5,19	1,79	0,59	0,99
45	7	21	90,28	6,40	1,82	0,70	0,8
46	10	10	90,57	4,30	1,21	0,79	3,13
47	9	13	96,81	1,15	0,37	0,23	1,44
48	8	11	88,88	7,00	2,55	0,84	0,73
49	12	24	83,92	7,37	4,04	1,58	3,09
50	14	8	79,24	4,53	2,34	1,02	12,87

Исходные данные к задаче 2.2

Таблица 2.4

Вариант	P_n , МПа	T_n , °C	P_k , МПа	T_k , °C
1	5,7	28	2,7	8
2	6,0	26	3,0	6
3	7,0	31	4,0	5
4	9,0	29	6,0	9
5	10,0	24	7,0	4
6	12,0	22	9,0	2
7	11,5	20	8,5	4
8	9,8	21	6,8	1
9	6,6	23	3,6	3
10	8,5	32	5,5	10
11	11,0	28	8,0	11
12	7,5	26	4,5	5
13	10,6	31	7,6	12
14	12,4	29	9,4	9
15	8,9	24	5,9	6
16	5,9	22	3,9	2
17	6,8	20	4,8	3
18	7,4	21	5,4	5
19	9,8	23	6,8	7
20	10,6	32	7,6	12
21	11,8	28	8,8	10
22	11,1	26	8,0	11
23	9,2	31	6,0	5
24	6,8	29	4,8	12
25	8,2	24	5,0	9
26	11,3	22	8,0	6
27	7,7	20	5,7	2
28	10,2	21	7,2	3
29	12,1	23	9,0	5
30	8,7	32	5,5	7

* Критические параметры принимают по основному компоненту метану.

Исходные данные к задаче 2.3

Таблица 2.5

Номер варианта	Состав газа, % об.						
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	N ₂
1	76,02	7,46	6,32	3,35	3,31	3,28	0,26
2	91	3	2,3	1,3	1,8	0,5	0,1
3	56,52	10,11	8,59	4,47	2,21	1,53	16,57
4	58,6	14,7	7,6	5,8	5,5	3,8	4
5	48	15,9	18,2	9,9	3,9	3,6	0,5
6	78,3	4,6	6,8	5	4,5	0,8	0
7	68,9	5,8	7,1	3	1	1,3	12,9
8	61,1	14,1	10,1	6,1	3,2	2,3	3,1
9	91,42	1,67	0,96	2,09	2,68	0,58	0,6
10	87,13	1,14	1,1	3,19	5,73	0,57	1,14
11	72,75	7,15	2,07	1,07	0,35	0,28	16,33
12	53,1	13,6	10,5	11,5	4,7	4,9	1,7
13	82,7	4,95	4,3	4	2,05	2	0
14	44,6	10,4	14,6	17,2	10,2	0,6	2,4
15	59,8	8,6	12,2	8,6	1,6	0,6	8,6
16	69,89	10,25	8,99	4,47	4,34	1,68	0,38
17	12,6	8,8	15,3	10,2	4,8	0,4	47,9
18	76,1	5,11	6,16	6,35	3,2	1,48	1,6
19	42,8	5,5	8,4	4,2	2,15	1,25	35,7
20	46,5	9	16,1	11,1	6	2,2	9,1
21	60,7	18,9	10,5	5,7	1,4	0,4	2,4
22	26,91	14,22	32,59	18,31	2,93	1,2	3,84
23	56,6	15,9	9,9	8	4,7	0,9	4
24	79,91	5,67	4,6	3,26	2,75	3,73	0,08
25	43,3	13,6	14,8	9,9	7,5	8,2	2,7
26	40,9	20,6	17,4	8,3	5,2	0,4	7,2
27	50,3	16,6	22,2	6,2	1,1	0,2	3,4
28	87,3	3,4	3,3	1,2	1,1	1,3	2,4
29	66	11	7,2	1,6	2,8	2,5	8,9
30	88,9	5,2	2	2	0,6	0,5	0,8
31	64	12,2	11,8	9	1,8	0,5	0,7
32	88,3	6	2,8	0,7	0,2	0,3	1,7
33	72,7	3,9	8,7	8,9	4,2	0,6	1

Исходные данные к задаче 2.4

Таблица 2.6

Вариант	P, МПа	T, °C	M _{C 6+}	$\rho_{C 6+}$	Состав конденсата, % мольный							
					CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₅ H ₁₂	i-C ₆ H ₁₄	C ₇ H _{16+в}
1	26	22	150	0,72	59,61	7,07	5,43	1,55	2,12	0,71	0,6	22,91
2	22	25	220	0,94	54,72	6,77	6,17	1,53	2,05	0,78	0,65	27,33
3	19	18	190	0,82	48,28	6,74	5,41	1,56	2,2	0,8	0,62	34,39
4	20	16	186	0,78	37,43	6,11	5,12	1,69	2,23	0,68	0,53	46,21
5	16	14	205	0,90	32,02	6	5,32	1,72	2,31	0,61	0,52	51,5
6	8	15	230	0,87	24,71	5,2	5,33	1,55	2,07	0,56	0,44	60,14
7	10	12	214	0,95	21,69	4,82	4,69	1,37	1,8	0,58	0,42	64,63
8	12	17	176	0,70	61,48	7,2	4,85	1,36	1,79	0,48	0,37	22,47
9	15	20	159	0,84	55,95	7,19	5,15	1,5	2,01	0,56	0,43	27,21
10	17	19	138	0,77	48,46	7,06	5,5	1,69	2,32	0,68	0,52	33,77
11	9	21	129	0,85	41,55	6,81	5,75	1,87	2,59	0,8	0,62	40,01
12	11	10	218	0,92	34,68	6,39	5,85	2,01	2,84	0,91	0,71	46,61
13	21	13	224	0,73	26,46	5,61	5,71	2,1	3,03	1,03	0,82	55,24
14	13	11	237	0,91	20,71	4,86	5,35	2,08	3,07	1,09	0,87	61,97
15	7	24	217	0,89	59,61	7,07	5,43	1,55	2,12	0,71	0,6	22,91
16	10	8	164	0,92	54,72	6,77	6,17	1,53	2,05	0,78	0,65	28,33
17	9	23	199	0,74	48,28	6,74	5,41	1,56	2,2	0,8	0,62	34,39
18	8	22	204	0,83	37,43	6,11	5,12	1,69	2,23	0,68	0,53	46,21
19	12	25	226	0,81	32,02	6	5,32	1,72	2,31	0,61	0,52	51,5
20	14	18	207	0,71	24,71	5,2	5,33	1,55	2,07	0,56	0,44	60,14
21	16	16	149	0,90	21,69	4,82	4,69	1,37	1,8	0,58	0,42	64,63
22	12	14	169	0,88	61,48	7,2	4,85	1,36	1,79	0,48	0,37	22,47
23	14	15	174	0,87	55,95	7,19	5,15	1,5	2,01	0,56	0,43	27,21
24	15	12	183	0,95	48,46	7,06	5,5	1,69	2,32	0,68	0,52	33,77
25	18	17	192	0,70	41,55	6,81	5,75	1,87	2,59	0,8	0,62	40,01
26	17	20	248	0,84	34,68	6,39	5,85	2,01	2,84	0,91	0,71	46,61
27	19	19	235	0,77	26,46	5,61	5,71	2,1	3,03	1,03	0,82	55,24
28	13	21	227	0,85	20,71	4,86	5,35	2,08	3,07	1,09	0,87	61,97
29	11	10	218	0,72	59,61	7,07	5,43	1,55	2,12	0,71	0,6	22,91
30	7	13	160	0,82	54,72	6,77	6,17	1,53	2,05	0,78	0,65	27,33

Рекомендуемая форма таблицы к задаче 2.4

Таблица 2.7

Компонент	x_i , мольн.д.	$P_{кр}$	$x_i p_{кр,i}$, кг/см ²	$T_{кр}$	$x_i T_{кр,i}$, К	$V_{кр}$	$x_i V_{кр,i}$, см ³ /моль	$Z_{кр}$	$x_i Z_{кр,i}$	M_B	$x_i M_i$
CH ₄											
C ₂ H ₆											
C ₃ H ₈											
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀											
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀											
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂											
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂											
C ₆ H ₁₄											
C ₇ H ₁₆ +вышше											
N ₂											
Σ	1										

Критические параметры компонентов и молярная масса

Таблица 2.8

Параметры	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	<i>i</i> -C ₆ H ₁₄	N ₂	H ₂ S
$T_{кр}$, К	190,7	306,2	369,8	407,2	425,2	461	508	126,25	373,56
$P_{кр}$, МПа	4,7	4,9	4,3	3,7	3,8	3,3	3,9	3,396	8,721
$V_{кр}$, см ³ /моль	99,5	148	200	263	255	308	368		
$Z_{кр}$	0,29	0,285	0,277	0,283	0,284	0,268	0,264		
$\omega_{кр}$	0,013	0,105	0,152	0,192	0,201	0,208	0,29		
MM	16	30	44	58	58	72	86		

Содержание отчета

1. Цель работы.
2. Исходные данные.
3. Результаты расчетов.
4. Выводы.

Контрольные вопросы

1. Какое состояние характеризуют критические параметры вещества?
2. Почему конденсат называется нестабильным?
3. Характеристика стабильного конденсата по ГОСТу Р 54389-2011.
4. Что характеризует ацентрический фактор ω ?
5. Что характеризует коэффициент сверхсжимаемости z ?
6. Какие свойства газа являются аддитивными?
7. В каком случае следует употреблять термин критические параметры газа, а в каком – псевдокритические?
8. Как рассчитать приведенные параметры?
9. Напишите структурные формулы углеводородов конденсата?
10. Какие углеводороды из состава нестабильного конденсата при нормальных условиях находятся в газовом состоянии, а какие – в жидком?

Список использованной литературы

1. Годовская К.И., Рябина Л.В., Новик Г.Ю., Гернер М.М. Технический анализ. – Москва : Высшая школа, 1972. – 488 с.
2. Ширковский А.И. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений. – Москва : Недра, 1987. – 309 с.
3. ГОСТ Р 54389-2011 Конденсат газовый стабильный. Технические условия.

3. СРАВНИТЕЛЬНЫЙ АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ СПОСОБОВ ОХЛАЖДЕНИЯ ГАЗА

Технология низкотемпературной сепарации (НТС) лежит в основе низкотемпературных процессов промышленной подготовки газового и газоконденсатного сырья [1, 2].

Охладить газ до низких температур можно используя термодинамически различные технологические процессы: изоэнтальпийные и изоэнтропийные. Первый реализуется при дросселировании газа, а второй – при расширении газа в детандере и эжектировании.

Дросселирование – расширение газа при прохождении через дроссель – местное гидравлическое сопротивление (вентиль, кран, сужение трубопровода и т.д.), сопровождающееся изменением температуры. Дросселирование – термодинамический процесс, характеризующийся постоянством энтальпии ($i = const$).

В процессе дросселирования реального природного газа при его движении через штуцер, задвижку, регулятор давления, клапан-отсекатель, колонны труб в скважине, не плотности в оборудовании промыслов температура газа уменьшается.

$$\mu_i = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_i = \frac{T \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_P - V}{C_p} \quad [3]. \quad (3.1)$$

- Изменение температуры газов и жидкостей при изоэнтальпийном расширении называется эффектом Джоуля-Томсона.

μ_i называют коэффициентом Джоуля-Томсона, дифференциальным дроссель-эффектом. Он определяет изменение температуры при бесконечно малом изменении давления.

В промышленной практике дифференциальным эффектом считается изменение температуры при изменении давления на 1 кг/см^2 .

При значительном перепаде давления на дросселе изменение температуры называется интегральным дроссель-эффектом [3]:

$$\Delta T_i = (T_1 - T_2)_i = \int_{P_1}^{P_2} \mu_i dP.$$

Абсолютные значения μ_i , ΔT_i зависят от рода и состояния вещества, давления и температуры, состава смеси.

Коэффициент Джоуля-Томсона для природных газов можно рассчитывать [3]:

$$\mu_i = \frac{\frac{T_{кр}}{P_{кр}} \cdot f(D_i)}{C_{op} + \Delta C_p},$$

через критические давление и температура газовой смеси, обобщенную функцию коэффициента **Джоуля-Томсона**, теплоемкость газовой смеси в идеальном состоянии, поправку на изобарную теплоемкость природного газа (рис. 3.1).

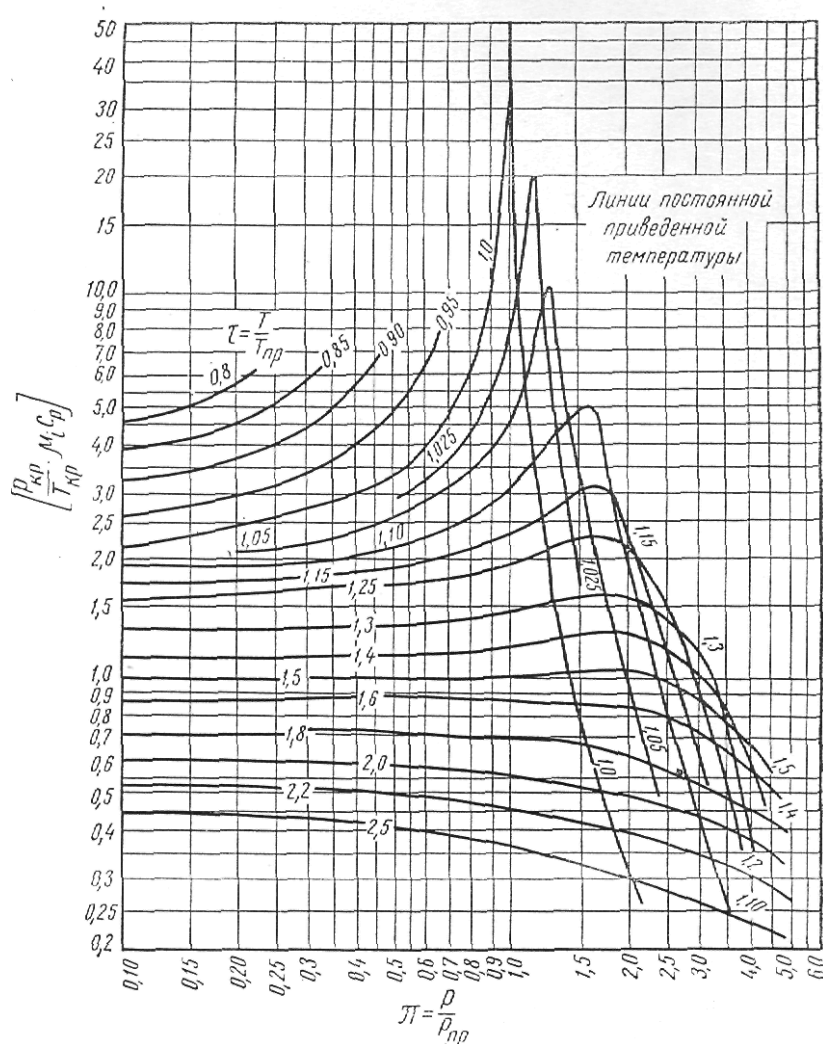


Рис. 3.1. Зависимость функции коэффициента Джоуля-Томсона от приведенных давления и температуры [3]

При расширении газового потока в детандерах поршневого или турбинного типа он совершает внешнюю работу. Дифференциальный эффект изменения температуры при изоэнтروпийном расширении:

$$\mu_s = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_s = \frac{1}{C_p} \cdot T \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p. \quad (3.2)$$

Изменение температуры газа при адиабатическом изотропическом расширении газа:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}},$$

где T_1 , T_2 , P_1 , P_2 – температуры и давления до и после расширения, соответственно К, Па; k – показатель адиабаты, $k = C_p / C_v$.

Сравнив формулы (3.1) и (3.2), получим соотношение:

$$\mu_s = \mu_i + \frac{V}{C_p},$$

которое показывает, что изменение температуры при изотропическом расширении газа всегда больше, чем при изотальпическом.

Таким образом, расширение газа в детандере позволяет более эффективно использовать энергию пласта.

Цель работы:

1. Ознакомиться с технологическими способами охлаждения газа.
2. Овладеть приемами моделирования процессов охлаждения газа в программе HYSYS.

Задача. Исследовать эффективность охлаждения газа при дросселировании и детандировании при условии, что начальные параметры охлаждаемых потоков одинаковы. Оценить влияние начальной температуры газа на степень охлаждения в изотальпическом и изотропическом процессах.

Этапы выполнения работы:

1. Создать материальный поток газа заданного состава при заданных условиях.
2. Создать моделирующую схему охлаждения потока газа при его дросселировании.
3. Рассчитать температурный коэффициент $\frac{\Delta T}{\Delta P}$.
4. Изменить начальную температуру потока газа и оценить ее влияние на величину температурного коэффициента.
5. Аналогичные исследования провести для процесса детандирования.
6. Оценить во сколько раз процесс охлаждения в детандере эффективнее охлаждения газа при дросселировании.

Исходные данные к задаче по теме 3

Таблица 3.1

Номер варианта	Диапазон давлений	Температура t_1, t_2, t_3	Состав газа, % мольные									
			CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	H ₂ S	N ₂		
1	14–6 МПа	0; 10; 20	75,38	8,94	3,62	1,51	6,43	0,1	–	4,02		
2	13–6 МПа	–5; 0; 15	79,78	7,77	3,01	1,5	5,87	1	–	1,07		
3	14–6 МПа	–20; 0; 10	86,1	4,3	1,7	0,9	3,5	0,6	0,21	2,69		
4	13–5 МПа	–10; 0; 20	77,7	7,5	4,4	1,8	4,4	0,1	–	4,1		
5	12–3 МПа	–20; 0; 5	79,9	3,2	1,2	0,7	2,2	–	–	12,8		
6	11–3 МПа	–20; –5; 5	83,77	4,6	1,64	0,81	1,88	0,87	1,49	4,94		
7	12–5 МПа	–20; 0; 15	77,03	3,84	1,77	1,17	3,61	1,83	7,71	3,04		
8	10–2 МПа	–20; –5; 0	83,7	7,1	2,8	2,2	1,2	2,6	0,4	–		
9	11–7 МПа	–10; 0; 10	63,66	1,56	0,61	0,4	3,49	12,93	16,98	0,37		
10	13–8 МПа	0; 10; 20	73,8	5,4	2,6	1,37	7,18	5,28	3,66	0,71		
11	10–4 МПа	–20; –10; 0	89,0	5,15	2,33	1,08	1,44	0,19	–	0,81		
12	10–4 МПа	–20; –10; 0	81,2	7,16	3,33	1,33	6,27	0,38	–	0,33		
13	13–7 МПа	–5; 5; 20	75,85	5,42	2,34	0,81	7,82	2,57	4,57	0,62		
14	12–5 МПа	–5; 5; 20	80,24	3,61	1,65	14,28	0,22	–	–	–		
15	13–7 МПа	0; 10; 20	74,43	6,72	2,9	1,52	7,02	0,35	4,44	2,62		
16	10–3 МПа	–20; –10; 0	80,04	3,8	1,71	1,04	1,3	1,59	6,96	3,56		
17	13–5 МПа	–20; 0; 20	88,84	1,92	1,6	0,76	4,3	0,79	0,03	1,76		
18	13–5 МПа	–5; 5; 20	80,69	6,57	4,3	0,66	6,16	0,95	–	0,66		
19	10–4 МПа	–20; –10; 0	80,3	9,86	2,78	0,46	1,62	1,6	–	3,36		
20	11–4 МПа	–20; –5; 5	72,74	10,22	4,77	2,61	1,04	0,99	–	7,63		
21	12–4 МПа	–20; 0; 10	78,5	6,4	3,4	2,0	2,8	0,6	–	0,63		
22	12–4 МПа	–20; –5; 5	80,46	3,22	1,21	0,7	2,01	–	–	12,39		
23	11–4 МПа	–10; 0; 10	75,4	9,9	6,1	5,0	1,1	0,5	–	2,0		
24	13–6 МПа	0; 10; 20	72,81	6,02	2,75	1,19	7,04	3,78	5,84	0,58		
25	14–7 МПа	–10; 0; 10	82,1	4,66	2,36	0,81	6,82	0,08	–	3,14		
26	11–4 МПа	–20; 0; 10	80,1	8,23	4,21	2,1	2,81	–	–	2,55		
27	11–4 МПа	–20; 0; 10	82,8	5,38	2,54	1,29	4,08	0,09	–	3,81		
28	11–4 МПа	–20; –5; 5	85,67	6,84	2,31	0,36	2,02	0,4	–	2,4		
29	11–4 МПа	–20; –5; 5	87,97	5,27	1,55	0,56	2,69	0,35	–	1,61		
30	9–2 МПа	–20; –5; 5	80,69	9,67	2,73	0,45	1,59	1,57	–	3,3		

Порядок работы

Для начала расчета необходимо [4]:

1. Задать материальный поток из кассы объектов:



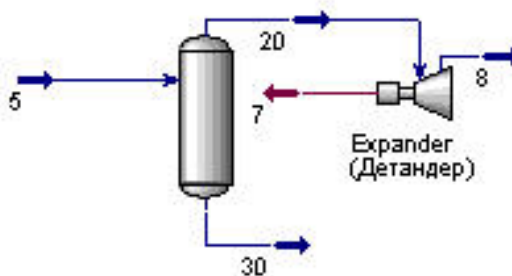
Потоку задаем:

- состав (табл. 3.2),
- условия:
- давление (P_1 , МПа) взять из таблицы по нижнему пределу указанного диапазона давлений;
- расход – 1000 моль/ч
- температуру (t_1 , °С) взять из таблицы по среднему значению указанного диапазона температур.

2. Создать моделирующие схемы:



а



б

Рис. 3.2. Моделирующие схемы: а) дросселирования; б) детандирования

3. Выходящим потокам задаем давление $P = 5$ МПа. Если входящий поток включает в себя и жидкую и паровую фазу, то перед тем как направить поток в детандер необходимо отделить жидкую и газовую фазы в сепараторе, а затем направить газовый поток на детандер.

4. Сравнить выходящие потоки по температуре.

5. Рассчитать температурный коэффициент: $\frac{\Delta T}{\Delta P}$.

6. Сравнить два процесса.

7. Сделать вывод, во сколько раз охлаждение в детандере эффективнее, чем охлаждение газа при дросселировании.

8. Оценить влияние начальной температуры на температурный коэффициент.

Содержание отчета

1. Цель работы.
2. Исходные данные (вариант).
3. Моделирующие схемы.
4. Результаты:
 - Температурный коэффициент: $\frac{\Delta T}{\Delta P}$ для дросселирования и детандирования.
 - Оценка сравнительной эффективности охлаждения газа в процессах дросселирования и детандирования.
5. Заключение о влиянии начальной температуры на температурный коэффициент при изохнтальпийном и изохнтропийном процессах.

Контрольные вопросы

1. Способы охлаждения газа при осуществлении процесса низкотемпературной сепарации.
2. Что такое «исчерпание» дроссель-эффекта?
3. Почему процесс детандирования эффективнее процесса дросселирования газа?
4. Размерность коэффициента Джоуля-Томсона.
5. Средняя величина коэффициента Джоуля-Томсона.
6. В каком случае эффект называется положительным, а в каком – отрицательным?
7. Чему равен коэффициент Джоуля-Томсона для идеального газа?
8. Чем идеальный газ отличается от реального?
9. Что такое энтальпия газа? Размерность величины.
10. Что такое энтропия газа? Размерность величины.

Список использованной литературы

1. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России / А.И. Гриценко, В.А. Истомин, А.Н. Кульков, Р.С. Сулейманов – Москва : Недра, 1999.
2. Ширковский А.И. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений. – Москва : Недра, 1987.
3. Подготовка газа к транспорту / Ю.П. Коротаев, Б.П. Гвоздев, А.И. Гриценко, Л.М. Саркисян. – Москва : Недра, 1973.
4. Руководство пользователя программы HYSYS. V8.0. AspenTech. Inc.

4. ТЕХНОЛОГИЯ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ

Цель работы:

1. Закрепить знания по теоретическим основам процесса низкотемпературной сепарации газа.
2. Ознакомиться с технологией подготовки газа методом низкотемпературной сепарации.
3. Овладеть приемом проведения расчетного исследования (Case Study) в моделирующей программе HYSYS.

Добываемые природные газы являются многокомпонентными системами. Отдельный газ или многокомпонентная система могут находиться в одно-, двух- и трехфазном состоянии.

Фазовые превращения систем природных углеводородов в значительной степени определяют физические явления, присущие процессам разработки и эксплуатации месторождений нефти и газа. Знание закономерностей фазовых превращений и умение их прогнозировать позволяют развивать методы повышения нефте- и конденсатоотдачи пластов, проектировать эффективные технологические схемы промысловой обработки и транспортировки добываемого сырья [1].

Фазовое состояние вещества при заданных параметрах зависит от числа компонентов, входящих в систему.

Многокомпонентные системы. Сущность ретроградной конденсации

Диаграмма состояния многокомпонентной системы имеет более сложный характер, чем двухкомпонентных систем, однако закономерности остаются теми же. Рассмотрим диаграмму состояния многокомпонентной системы в координатах $p - T$ (рис. 4.1).

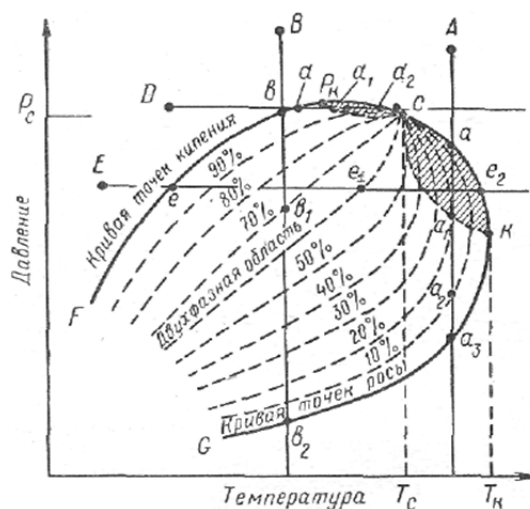


Рис. 4.1. Диаграмма состояния p – T многокомпонентной системы [1]

Кривая GC определяет состояние начала конденсации многокомпонентной системы. Ниже и правее кривой GKC многокомпонентная система находится в однофазном паровом (газовом) состоянии. Кривая FC определяет состояние начала испарения (конца конденсации) многокомпонентной системы. Выше кривой FC вся система находится в однофазном жидком состоянии. Пересечение кривых GC и FC определяет критическую точку многокомпонентной системы. Точке C соответствуют критические температура T_c и давление p_c . Область, ограниченная кривыми точек росы и точек кипения, определяет условия двухфазного состояния многокомпонентной системы. Пунктирные линии внутри этой области соответствуют процентному содержанию (по массе) смеси в жидком состоянии. Как видно из диаграммы состояния многокомпонентной системы, жидкая фаза наблюдается и при температурах, превышающих критическую, а паровая фаза присутствует при давлениях выше критического, что можно объяснить взаимной растворимостью компонентов.

Присутствие жидкой фазы при температурах выше критической для многокомпонентных систем целесообразно учитывать при разработке месторождений природных газов.

Рассмотрим характерный случай, который может происходить при разработке месторождений природного газа.

В точке A система находится в однофазном паровом (газовом) состоянии (рисунок XXX). Изотермическое снижение давления от точки A до точки a не сопровождается фазовыми переходами. В точке a появляется жидкая фаза, максимальное содержание которой достигается в точке a_1 . В точке a_1 в системе содержится 80 % паровой и 20 % жидкой фаз. Дальнейшее снижение давления сопровождается уменьшением количества жидкой фазы (в точке a_2 количество жидкой фазы равно 10 %). В точке a_3 вся система переходит в паровое состояние.

Таким образом, при снижении давления системы, характеризуемой точкой A , снижение давления от a до a_1 сопровождается конденсацией углеводородов, т. е. отмечается **обратная (ретроградная)** конденсация (область на рис. 4.1 заштрихована). Эта область, расположенная между вертикальными линиями, проведенными через точки C и K , имеет большое значение при изучении и разработке месторождений природных газов, содержащих значительное количество тяжелых углеводородов – газоконденсатных месторождений.

При разработке газоконденсатной залежи в изотермических условиях, характеризуемых точкой A , при снижении пластового давления до точки a в залежи начнется конденсация углеводородов. Количество выпадающего в пласте конденсата будет возрастать с понижением давления от a до точки a_1 (рис. 4.1). **Выпадающий конденсат будет накоп-**

ливаться в порах пласта и огромное количество его может быть безвозвратно потеряно. Кривая aa_1a_3 (рис. 4.2) характеризует потери конденсата в пласте. Теоретически потери конденсата в пласте соответствуют кривой aa_1a_3 , практически же потери соответствуют кривой aa_1X , так как на испарение выпавшего в пористой среде конденсата требуется значительно большее время, чем время разработки месторождения. Это можно объяснить тем фактом, что конденсация происходит практически мгновенно, а процесс испарения идет крайне медленно из-за влияния сорбционных сил, сил поверхностного натяжения и большой теплоты испарения.

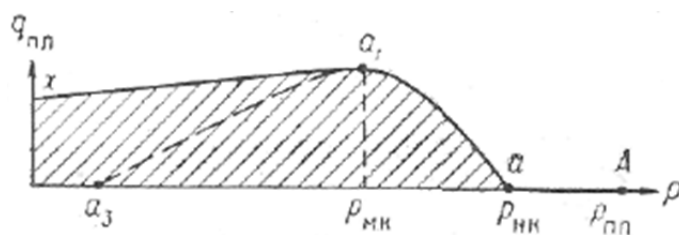


Рис. 4.2. Кривая потерь конденсата в пласте:

$q_{пл}$ — конденсатный фактор; p — давление; $p_{пл}$ — изменение пластового давления; $p_{нк}$ — давление начала конденсации; $p_{мк}$ — давление максимальной конденсации

Поэтому при разработке газоконденсатных месторождений следует применять закачку газа в пласт, чтобы давление не опустилось ниже **давления точки росы**. После добычи основного количества конденсата, месторождение можно перевести на режим истощения и добывать газ.

При помощи диаграммы состояния многокомпонентных систем можно объяснить многие процессы, происходящие при разработке и эксплуатации газоконденсатных залежей. Рассмотрим один из наиболее важных вопросов — построение **изотерм конденсации** [1].

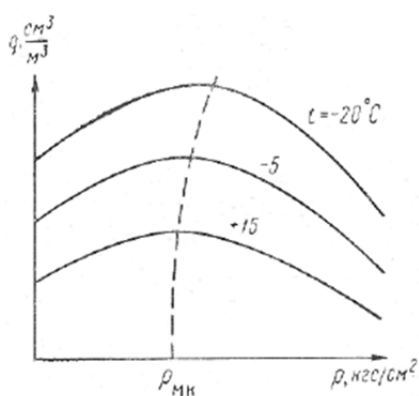


Рис. 4.3. Изотермы конденсации

При разработке газоконденсатных залежей углеводороды конденсируются не только в пласте, но и в скважине, газопроводах и аппаратах. С целью определения оптимального режима эксплуатации оборудования для разделения жидкой фазы от газа и его размещения на промысле определяют **изотермы конденсации** для каждой залежи (рис. 4.3): зависимость количества выделившегося кон-

денсата от давления при постоянной температуре. С понижением температуры количество жидкой фазы при одном и том же давлении воз-

растает, а с понижением давления (при постоянной температуре) возрастает до определенной величины (до давления, определяемого кривой Ca_1K , рис. 4.1), после чего понижается. Состав фаз постоянно изменяется и определяется **давлением, температурой и составом всей системы**. Эффективнее жидкую фазу отделять от газовой при **давлениях максимальной конденсации** – $p_{\text{мк}}$ (рис. 4.1, кривая Ca_1K и рис. 4.3 – $p_{\text{мк}}$).

Задача. Исследовать влияние давления и температуры на количество конденсата, выпадающего из газоконденсатного сырья. Определить точку росы по углеводородам товарного газа. Оценить давление насыщенных паров конденсата.

Этапы выполнения работы:

1. Создать материальный поток газа заданного состава при заданных условиях.
2. Провести расчетное исследование для построения изотермы конденсации.
3. Смоделировать принципиальную технологическую схему установки низкотемпературной сепарации газа. Подобрать оптимальные условия сепарации.
4. Определить точку росы по углеводородам товарного газа.
5. Оценить давление насыщенных паров конденсата.

Исходные данные к задаче принять по табл. 3.1.

3.1. Построение изотермы конденсации

Порядок работы

Потоку сырого газа задаем [2]:

- состав,
- условия:
- давление ($P_{\text{нач}}$, МПа),
- расход – 1000 моль/ч,
- температура t_1 (t_2 , t_3).

Переменные для расчетного исследования определяются в меню **Case Studies (Расчетное исследование)** закладки **All Items**.

Задаем расчетное исследование, нажав кнопку **Add**. В списке появится принятое по умолчанию имя первого расчетного исследования **Расчетное исследование 1 (Case Study1)**.

После этого вызываем **навигатор переменных**, нажав еще одну кнопку **Add**.

В навигаторе переменных выбираем, объект исследования и задаем необходимые для расчета переменные.

В нашем случае количество извлеченной из газа жидкой фазы (**Liquid Fraction**) зависит от **давления** и **температуры**. Добавляем (**Add**) соответствующие переменные к расчетному исследованию (рис. 4.4).

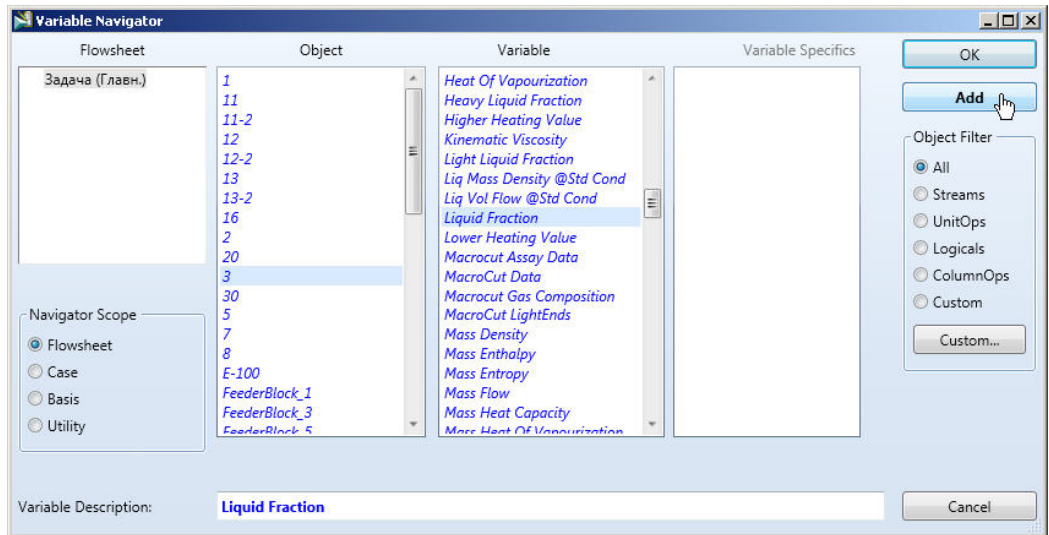


Рис. 4.4

Object	Variable	Independent	Include
3	Pressure	Yes	☒
3	Temperature	Yes	☐
3	Liquid Fraction	No	☒

Object	Variable	Independent	Include
3	Pressure	Yes	☐
3	Temperature	Yes	☒
3	Liquid Fraction	No	☒

Рис. 4.5

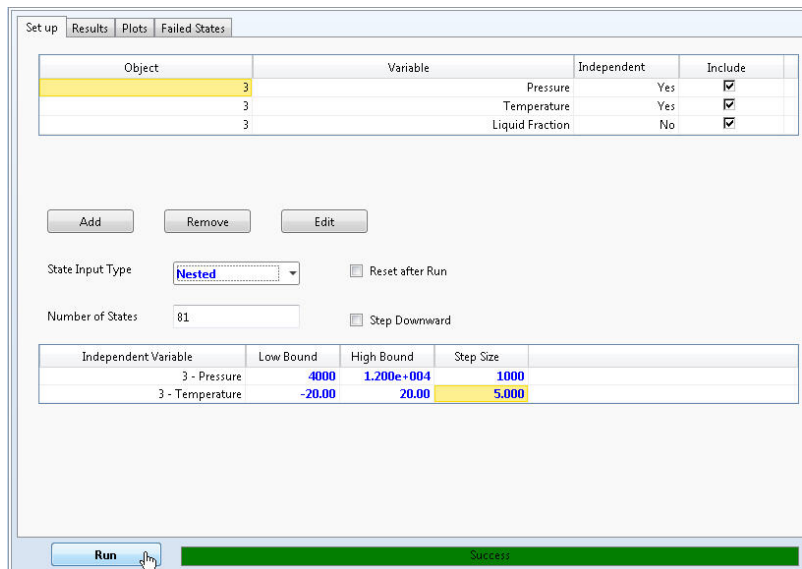


Рис. 4.6

В группе **Set up** (настройки) выводятся все переменные со страницы переменных.

Пользователь должен выбрать переменные, которые будут выведены в таблицу результатов и на график. Для этого отметьте флажками в столбце **Include** (Включать) те переменные, которые участвуют в расчете. То есть поочередно можно проводить исследование влияния температуры, давления температуры и давления на выход жидкой фазы (рис. 4.5).

В окне имеется таблица, в которой необходимо задать диапазон изменения и шаг независимой переменной. ХАЙСИС автоматически рассчитывает **Число точек** (Number of States), которые будут рассчитаны (рис. 4.6).

Чтобы начать расчет, нажмите кнопку **Пуск** (Run).

Нажмите кнопку **Результаты** (Results) или **График** (Plot).

На экране появятся результаты расчетного исследования в **табличном** или **графическом** виде (рис. 4.7–4.10).

Так как мы проводили исследование с двумя независимыми переменными, программа позволяет вывести результаты в виде графика в трехмерной системе координат (рис. 4.7).

Имейте в виду, что возможности системы ограничены тремя осями координат. Если имеется более двух независимых переменных (что не рекомендуется), то результаты будут выводиться только в таблицу (рис. 4.8).

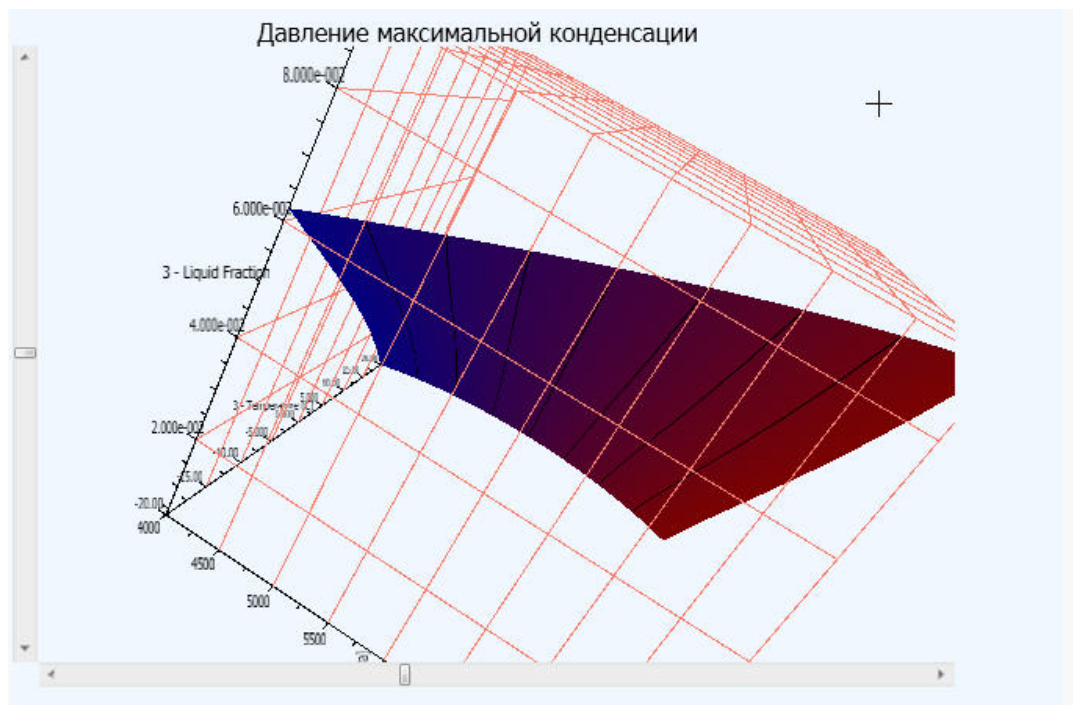


Рис. 4.7

Table

Transpose Table

Results Plot

Save Results to File

Text Filename

State	State 71	State 72	State 73	State 74	State 75	State 76	State 77
Объект1 - Temperature [C]	-5	-5	-5	-5	-5	-5	-5
Объект1 - Pressure [MPa]	5.8	5.9	6	6.1	6.2	6.3	6.4
Объект1 - Liquid Fraction	0.01023	0.01015	0.01004	0.009914	0.009755	0.009568	0.009351
State	State 78	State 79	State 80	State 81	State 82	State 83	State 84
Объект1 - Temperature [C]	-5	0	0	0	0	0	0
Объект1 - Pressure [MPa]	6.5	4	4.1	4.2	4.3	4.4	4.5
Объект1 - Liquid Fraction	0.009103	0.001396	0.00163	0.001844	0.002037	0.002209	0.002361

Рис. 4.8. Таблица результатов расчета изотермы конденсации

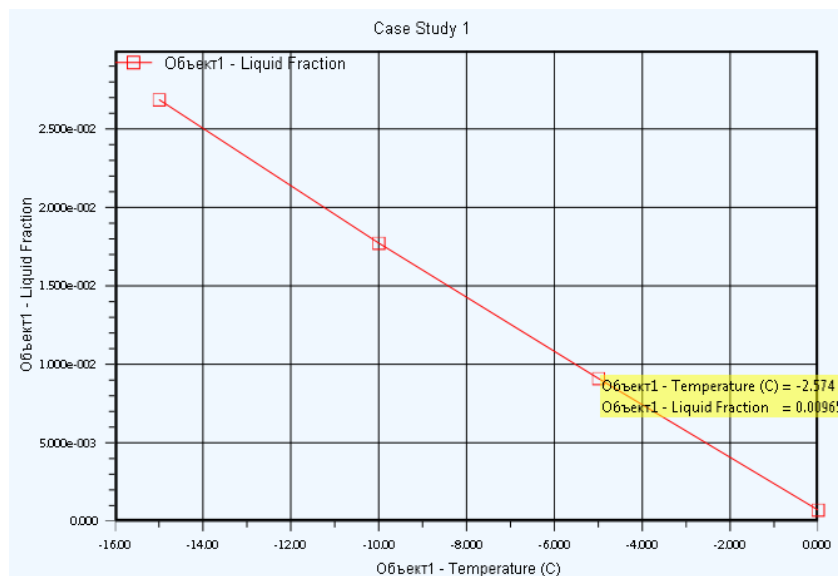


Рис. 4.9. Зависимость количества жидкой фазы от температуры

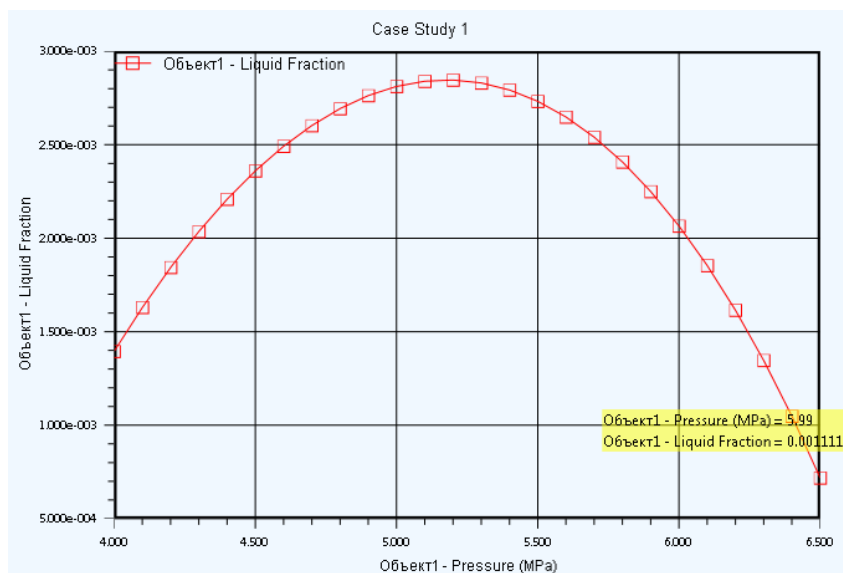


Рис. 4.10. Изотерма конденсации

Из графика (рис. 4.10) следует, что давление 5,4 МПа при температуре 0 °С соответствует давлению максимальной конденсации.

Простейший вариант технологии НТС представлен на рис. 4.11. Сырой газ со скважин поступает на первую ступень сепарации во входной сепаратор 1, где от газа отделяется водная фаза и нестабильный углеводородный конденсат, выпавшие в стволах скважин и газосборных сетях. Далее отсепарированный газ поступает в теплообменник 2 типа «газ–газ» для рекуперации холода сдросселированного газа, где охлаждается на 10–15 °С и более. Охлажденный газ из теплообменника подают на расширительное устройство 3, после которого его температура вследствие эффекта Джоуля–Томсона понижается от минус 10 до минус 30 °С. После дроссельного устройства 3 обрабатываемый газ вместе со сконденсировавшейся жидкой фазой поступает в низкотемпературный сепаратор 4, где от него отделяется жидкая фаза (водная и углеводородная), а очищенный от влаги и тяжелых углеводородов (C_{5+B}) холодный газ проходит рекуперативный теплообменник 2 в противотоке с «сырым» газом и далее поступает в газопровод в качестве товарного продукта.

Эффективность охлаждения газа посредством использования процесса изоэнтальпийного расширения газа с рекуперацией холода может достигать 10–12 °С на 1 МПа свободного перепада давления.

Расчеты показывают, что в теплообменнике, дросселе и низкотемпературном сепараторе термобарические параметры природного газа отвечают области стабильности газовых гидратов. Для предотвращения образования гидратов, используются ингибиторы гидратообразования. Первоначально на южных установках НТС применялись гликоли, однако в северных условиях более удобным ингибитором оказался метанол. Впрыск ингибитора гидратообразования предусматривается как перед теплообменником 2, так и перед дросселем, чтобы обеспечить безгидратный режим эксплуатации технологического оборудования.

Водная фаза (т. е. водный раствор ингибитора) и углеводородный конденсат, выделившиеся в сепараторе 4, поступают в разделитель 9, где углеводородный конденсат частично дегазируется. Далее конденсат направляют на установку его стабилизации. В простейшем случае это может быть выветриватель. Стабилизация может проводиться или в промысловых условиях или на ГПЗ. Дебутанизированный конденсат поступает на отдельную газофракционирующую установку с целью получения дизтоплива, бензина газоконденсатного, пропеллентов, хладагентов и других целевых продуктов. Газофракционирование конденсата проводят в заводских условиях. Газы дегазации низкого давления могут быть использованы на внутренние нужды. Отработанный водный раствор ингибитора гидратообразования (насыщенный гликоль или водный раствор метанола) направляется на установку регенерации.

Принципиальную схему технологии НТС (рис. 4.11) следует назвать схемой с двухступенчатой сепарацией газа. Ступеней сепарации газа может быть и больше двух. Так, если включить в технологическую схему перед дросселем дополнительный промежуточный сепаратор (после теплообменника 2 перед дросселем 3), то сепарация природного газа станет трехступенчатой. Схемы низкотемпературной сепарации с числом ступеней сепарации больше трех в промышленных условиях практически не используются.

Факторы

Чтобы добиться максимального извлечения компонентов C_{5+B} из природного газа, необходимо выбрать **давление и температуру** в низкотемпературном сепараторе из требования **максимальной конденсации тяжелых углеводородов** [3, 4].

Как показано Степановой [5], для всех углеводородов давление максимальной конденсации с повышением температуры имеет максимум и затем уменьшается до критического давления чистого углеводорода.

Анализ фазовых диаграмм газоконденсатных смесей свидетельствует о наличии давления максимальной конденсации углеводородов при заданной температуре сепарации. Зависимость давления максимальной конденсации от состава смеси и температуры представляет практический интерес.

Давление максимальной конденсации газоконденсатных смесей при температурах минус 20—+20 °С находится в пределах от 20 до 60 кгс/см². Составы и количество газов сепарации, дегазации насыщенного газового конденсата зависят от давления и температуры в сепараторе и установке стабилизации конденсата. Для одной и той же смеси можно получить различные по составу газы и газовые конденсаты.

С увеличением давления сепарации содержание тяжелых углеводородов в газе сепарации возрастает, а в газовом конденсате падает.

Степень конденсации каждого углеводорода (отношение количества сконденсированного углеводорода к общему его содержанию в газе) зависит от температуры и давления. Например, только при температуре минус 40 °С достигается почти полная конденсация бутанов и пентанов. Этан и пропан при этом конденсируются лишь на 50 и 79 %.

Известно, что состав добываемого газа по мере падения пластового давления значительно изменяется: растет концентрация легких углеводородов и падает — тяжелых (C_5 и выше). Следовательно, изменяется также выход и состав конденсата.

Степень извлечения компонентов газа при заданной температуре сепарации также зависит от состава газа.

Таким образом, для поддержания нужного уровня извлечения жидких углеводородов из все более облегчающегося по составу газа (по мере выработки месторождения) нужно понижать температуру сепарации, что сделать крайне трудно из-за одновременного снижения пластового давления.

В результате изменения состава сырого газа и конденсата в ходе эксплуатации меняются материальные потоки по основным технологическим аппаратам и соответственно режим их работы (давления, температуры). В этом заключается один из крупных недостатков процесса НТС [3].

Теоретически обосновано, что проведение процесса НТС в несколько ступеней приводит к меньшему выходу нестабильного конденсата, чем сепарация в одну ступень.

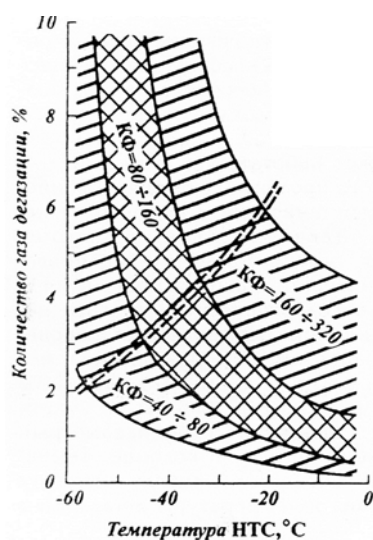


Рис. 4.12. Зависимость количества газа дегазации от температуры НТС

Как следует из расчетов, с понижением **конденсатного фактора** степень извлечения жидких углеводородов C_{5+V} уменьшается.

Понижение температуры сепарации ведет к росту количества газа конечной дегазации из-за конденсации легких углеводородов (рис. 4.12). Переход в газовую фазу легких углеводородов в конечном дегазаторе при понижении температуры НТС ниже -25°C также резко возрастает. Таким образом, конденсатный фактор определяет допустимую температуру в низкотемпературном сепараторе, ниже которой количество газа дегазации начинает резко возрастать до такой степени, что технология НТС в типовом варианте становится нерациональной.

Оставаясь в рамках стандартной технологии НТС, путем снижения температуры газа в низкотемпературном сепараторе принципиально невозможно добиться даже полного извлечения тяжелых углеводородов, не говоря уже об извлечении пропан – бутановой фракции.

Ориентировочная граница оптимальных температур НТС в зависимости от конденсатного фактора показана на рис. 4.12 двойной пунктирной линией. Например, при конденсатном факторе выше 180 г/м^3 не имеет практического смысла технологическая схема с температурой сепарации ниже $(-20) - (-25)^{\circ}\text{C}$ (если целевым продуктом помимо газа сепарации являются только жидкие углеводороды).

Приступаем к выполнению второй части задачи: создать моделирующую схему процесса низкотемпературной сепарации природного газа, найти оптимальные условия.

Порядок работы

Входящему потоку **Gas** задаем состав и условия из табл. 3.1:

- давление (P_1 , МПа) взять по верхнему пределу указанного диапазона давлений;
 - расход – 1000 моль/ч;
 - температуру (t_1 , °С) принять в диапазоне температур от 10 до 30 °С;
 - давление в низкотемпературном сепараторе может быть 2–6 МПа;
- Рассчитать схему и исследовать процесс низкотемпературной сепарации газа.

Содержание отчета

1. Цель работы.
2. Исходные данные (вариант).
3. Моделирующие схемы.

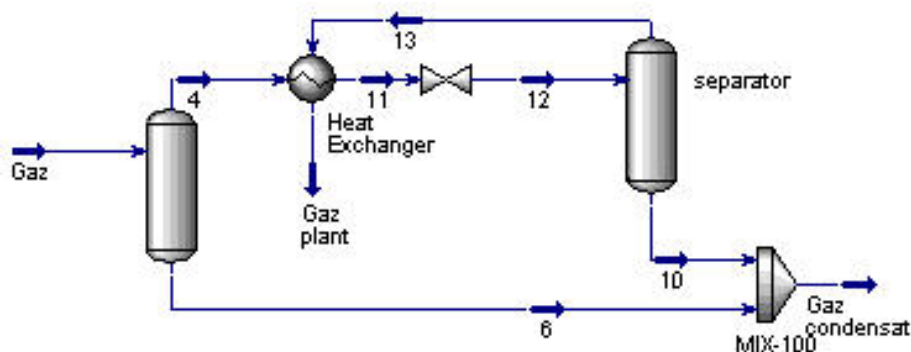


Рис. 4.8. Моделирующая схема технологии подготовки газа методом НТС

4. Результаты:
 - зависимости количества (доли) жидкой фазы в потоке от давления при постоянных температурах (t_1 , t_2 , t_3),
 - температурная зависимость давления максимальной конденсации в виде 3-х мерного графика и таблицы,
 - расчет температурного коэффициента: $\frac{\Delta T}{\Delta P}$ для дросселирования сырого газа по построенной моделирующей схеме,
 - найденные оптимальные технологические условия в низкотемпературном сепараторе,
 - определить точку росы товарного газа по углеводородам,
 - установить соответствие точки росы требованиям стандарта СТО Газпром 089-2010,
 - оценить состав и свойства полученного конденсата (ДНП, плотность, вязкость, молекулярная масса).

Контрольные вопросы

1. Способы охлаждения газа при осуществлении процесса НТС.
2. Какая зависимость называется изотермой конденсации?
3. Как зависит количество конденсата от давления?
4. Как зависит количество конденсата от температуры?
5. Как зависит давление максимальной конденсации от температуры?
6. Покажите на рис. 4.1 кривую, отражающую зависимость давления максимальной конденсации от температуры.
7. Требования СТО Газпром 089-2010 к качеству газа.

Список использованной литературы

1. Требин Ф.А., Макогон Ю.Ф., Басниев К.С. Добыча природного газа. – Москва : Недра, 1976.
2. Руководство пользователя моделирующей программы HYSYS. V8.0. AspenTech. Inc.
3. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России / Гриценко А.И., Истомин В.А. Кульков А.Н., Сулейманов Р.С. – Москва : Недра, 1999.
4. В.Б. Мельников, Н.П. Макарова Сбор и подготовка скважинной продукции газовых и газоконденсатных месторождений. – Москва : МАКС Пресс, 2010.
5. Степанова Г.С. Фазовые превращения углеводородных смесей газоконденсатных месторождений. – Москва : Недра, 1974.

5. АБСОРБЦИЯ. АНАЛИЗ ВЛИЯНИЯ ФАКТОРОВ НА СТЕПЕНЬ ОСУШКИ ГАЗА

Цель работы:

1. Ознакомиться с технологией осушки газа гликолевыми абсорбентами.
2. Овладеть приемом моделирования абсорбционной колонны в среде программы HYSYS.

Абсорбция – процесс избирательного поглощения компонентов газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом). Процесс абсорбции происходит в том случае, когда парциальное давление извлекаемого компонента в газовой смеси выше, чем в жидком абсорбенте, вступающем в контакт с этим газом, т. е. для протекания абсорбции необходимо, чтобы газ и абсорбент не находились в состоянии равновесия. Различие в парциальном давлении извлекаемого компонента в газе и жидкости является той движущей силой, под действием которой происходит поглощение (абсорбция) данного компонента жидкой фазой из газовой фазы [1].

В качестве абсорбентов при разделении углеводородных газов используют бензиновые или керосиновые фракции, газовый конденсат, при осушке – диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ). Для абсорбционной очистки газов от кислых компонентов применяют *N*-метил-2-пирролидон, гликоли, пропиленкарбонат, трибутилфосфат, метанол; в качестве химического поглотителя используются моно- и диэтаноламины.

Процесс абсорбции протекает в основном однонаправленно, т. е. абсорбент можно считать практически нелетучим.

Уравнение массопередачи при абсорбции можно записать в виде:

$$M = KF(p_g - p_p) = K_y F(y - y_p) = K_x F(x_p - x), \quad (5.1)$$

где K – коэффициент массопередачи при абсорбции, характеризует массу вещества, переданную в единицу времени через единицу поверхности контакта фаз при движущей силе, равной единице, кг/(м²·МПа·ч); F – поверхность контакта фаз, м²; $(p_g - p_p)$ – разность парциального давления поглощаемого компонента в газовой фазе и парциального давления того же компонента в газовой фазе, находящейся в равновесии с абсорбентом; $(y - y_p)$ – разность концентраций компонента в газовой фазе; $(x_p - x)$ – разность концентраций компонента в жидкой фазе.

Абсорбер. Это массообменная колонна, снабженная слоем насадки или оборудованная тарелками с круглыми и желобчатыми колпачками либо *S*-образными элементами, обеспечивающими постоянный уровень жидкости; на тарелке. Из-за небольших удельных расходов гликолей

(10–100 л на 1000 м³ газа) устанавливать решетчатые, ситчатые или другие, аналогичные конструкции нецелесообразно, так как возможны провалы жидкости и нарушение условий массообмена на тарелке.

Поток газа G_{N+1} поступает в нижнюю часть абсорбера 1, а сверху подается поток свежего (регенерированного) абсорбента L_o (IV) (рис. 5.1). Непоглощенные компоненты газа G_1 , уходят с верха абсорбера, а из его низа выводится поток насыщенного абсорбента L_N , который поступает через теплообменник 7 и подогреватель 3 на регенерацию в десорбер 4. Регенерация осуществляется либо за счет подвода тепла Q_v в нижнюю часть десорбера, либо за счет ввода водяного пара. Регенерированный абсорбент, охлажденный в теплообменнике 7 и холодильнике 2, возвращается в абсорбер.

Такую схему применяют, когда абсорбент обладает высокой избирательностью и необходимо из смеси извлечь один компонент или одну целевую фракцию (например, извлечение из газа кислых компонентов, осушка газов).

Скорость физической абсорбции определяется диффузионными процессами.

Поглощение компонентов газовой смеси при абсорбции сопровождается выделением тепла, величина которого пропорциональна массе и теплоте растворения поглощенных компонентов.

В промышленности процессы абсорбции и десорбции обычно осуществляются на одной установке, обеспечивающей непрерывную регенерацию и циркуляцию абсорбента по замкнутому контуру между абсорбером и десорбером (рис. 5.1).

Поток влажного газа со скважин проходит входной сепаратор 1, где от него отделяется жидкая водная фаза (конденсационная вода с примесью пластовой минерализованной воды и/или водный раствор ингибитора гидратообразования, если система промыслового сбора газа функционирует в гидратоопасном режиме), далее поступает в абсорбер 2, где осушается до содержания воды не более 1 % масс., контактируя с раствором концентрированного гликоля (рис. 5.2). Осушенный газ из абсорбера поступает в магистральный газопровод и подается потребителю. В схему входит система регенерации насыщенного гликоля 3, а также насосы, теплообменники и некоторое другое оборудование.

Производительность однотипных технологических линий составляет 2,5–10 млн. м³/сут, а в перспективе и более.

Природный и нефтяной газ осушаются в сравнительно узком температурном интервале от 5 до 35°C и при давлении до 10–12 МПа.

Концентрация регенерированного ДЭГа составляет 98,5–99,3 мас. %, а насыщенного ДЭГа – на 2–2,5 % меньше, кратность циркуляции 7–12 кг/1000 м³ газа [3–5].

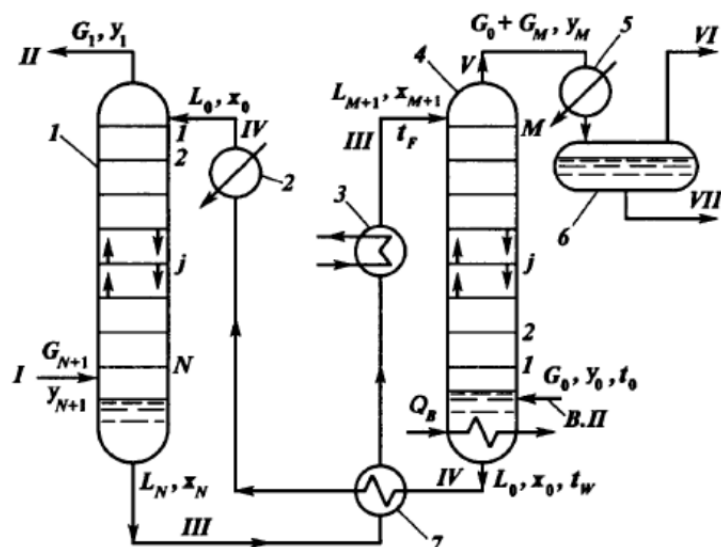


Рис. 5.1. Принципиальная схема абсорбционно-десорбционной установки [1]:
 1 – абсорбер; 2 – холодильник; 3 – подогреватель; 4 – десорбер; 5 – конденсатор;
 6 – емкость; 7 – теплообменник. Потoki: I – сырой газ; II – сухой (тощий) газ;
 III – насыщенный абсорбент; IV – регенерированный абсорбент; V – извлеченные
 компоненты; VI – несконденсированные газовые компоненты; VII – жидкий продукт

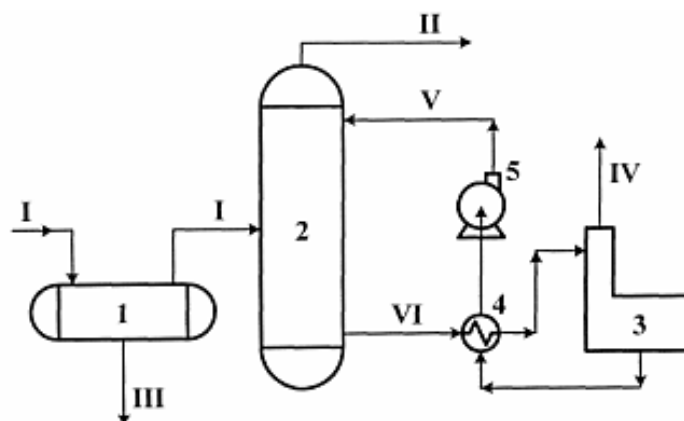


Рис. 5.2. Принципиальная схема установки гликолевой осушки газа [2]:
 I – сырой газ; II – сухой газ; III – вода; IV – пары воды; V – сухой гликоль;
 VI – сырой гликоль; 1 – сепаратор; 2 – абсорбер; 3 – регенератор гликоля;
 4 – теплообменник гликоль-гликоль; 5 – насос

Наиболее распространенной схемой установок осушки природного газа является схема с использованием вертикальных тарелочных абсорберов. Такой абсорбер имеет 15–20 тарелок.

Задача. Исследовать влияние факторов на степень осушки газа по абсорбционной технологии: давление, температура газа, концентрация, расход и природа абсорбента.

Этапы выполнения работы:

1. Создать материальный поток газа заданного состава при заданных условиях.
2. Создать материальный поток воды при тех же условиях.
3. Для того, чтобы получить влажный (насыщенный) газ, смешать потоки газа и воды.
4. Отделить свободную воду и направить поток влажного газа в абсорбер.
5. Рассчитать абсорбционную колонну (абсорбер).
6. Исследовать влияние на степень осушки газа:
 - давления в абсорбере в диапазоне 2–6 МПа,
 - температуры газа в диапазоне 10–50 °С,
 - концентрации регенерированного абсорбента в диапазоне 88–99 % масс.,
 - расход абсорбента в диапазоне 0,1–0,5 м³/ч.
7. Сравнить эффективность абсорбентов: диэтиленгликоля (ДЭГ) и триэтиленгликоля (ТЭГ) по температуре точки росы или по влажности осушенного газа при одинаковых условиях осушки:
 - давление 2 МПа,
 - температура 50 °С,
 - концентрация абсорбента 98 % масс.,
 - расход абсорбента 0,1 м³/ч.

Исходные данные к задаче по теме 3

Таблица 5.1

№ варианта	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	N ₂	CO ₂
1	0,9669	0,0120	0,0110	0,0054	0,0021	0,0010	0,0005	0,0011	–
2	0,9434	0,0202	0,0195	0,0088	0,0034	0,0017	0,0008	0,0000	0,0020
3	0,9210	0,0283	0,0270	0,0123	0,0048	0,0024	0,0012	0,0024	0,0001
4	0,8940	0,0466	0,0155	0,0099	0,0046	0,0001	0,0007	0,0038	0,0016
5	0,8563	0,0600	0,0220	0,0130	0,0066	0,0002	0,0014	0,0055	0,0330
6	0,8254	0,0769	0,0256	0,0151	0,0077	0,0010	0,0012	0,0062	0,0025
7	0,8620	0,1283	0,0008	0,0004	0,0002	0,0059	0,0010	–	0,0001
8	0,9890	0,0029	0,0016	–	0,0005	–	–	0,0040	0,0020
9	0,9903	0,00028	0,0001	–	–	–	–	0,0088	0,0006

Окончание табл. 5.1

№ варианта	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	N ₂	CO ₂
10	0,9878	0,0010	0,0002	–	–	–	–	0,0100	0,0010
11	0,9774	0,0002	0,0007	0,0007	–	–	0,0001	0,0136	0,0042
12	0,9884	0,0010	0,0003	0,0002	–	–	0,0001	0,0170	0,0030
13	0,9550	0,0330	0,0007	–	0,0025	0,0015	–	0,0020	0,0050
14	0,9558	0,0199	0,0035	–	0,0010	–	0,0005	0,0078	0,0115
15	0,9490	0,0220	0,0050	0,0050	–	0,0029	–	0,0150	0,0020
16	0,7480	0,0870	0,0390	–	0,0180	0,0640	–	0,0430	0,0010
17	0,8170	0,0400	0,0160	0,0105	–	0,0195	–	0,0680	0,0290
18	0,8400	0,0670	0,0160	0,0070	–	0,0180	–	0,0350	0,0170
19	0,9340	0,0340	0,0130	–	0,0050	–	0,0010	0,0110	0,0020
20	0,8967	0,0439	0,0164	–	0,0074	–	0,0236	0,0026	0,0094
21	0,9752	0,0015	0,0004	0,0004	–	0,0003	–	0,0189	0,0033
22	0,8828	0,0529	0,0242	0,0100	–	0,0252	–	0,0048	0,0001
23	0,9210	0,0360	0,0013	–	0,0019	–	0,0014	0,0381	0,0003
24	0,8227	0,0656	0,0324	–	0,0149	–	0,0562	0,0032	0,0050
25	0,8922	0,0660	0,0160	0,0050	–	0,0380	–	0,0150	0,0020

Порядок работы

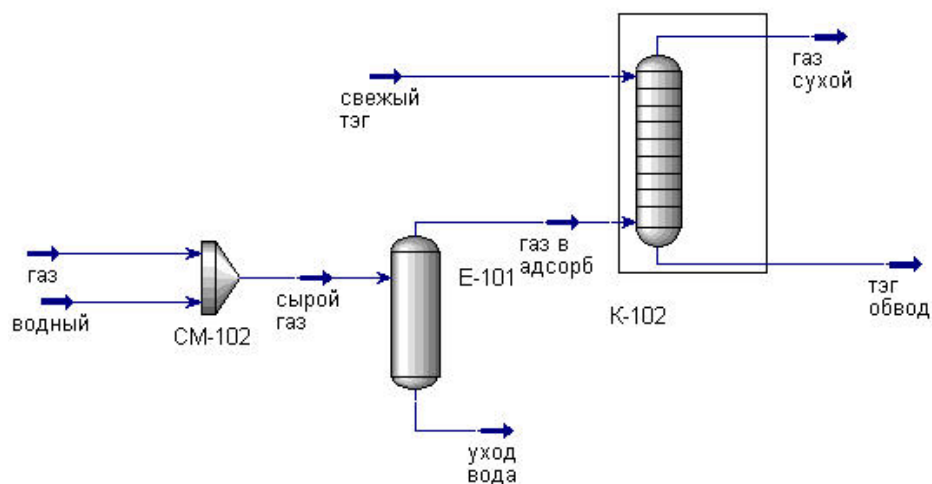


Рис. 5.3. Моделирующая схема осушки газа методом абсорбции

Для расчета свойств фаз используем уравнение Пенга-Робинсона [6]. Расчеты будем вести в системе единиц *SI*. Состав и условия потока природного газа приведены на рис. 5.4.

Material Stream: газ

Worksheet	Stream Name	газ	Unit
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	
Properties	Temperature [C]	30.00	
Composition	Pressure [kPa]	6178	
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	500.0	
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	9219	
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	27.69	
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.551e+004	-8
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	150.4	
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4.276e+007	-4
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	1
	Fluid Package	Базис-1	
	Utility Type		

Material Stream: сырье

Worksheet	Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Methane	0.8989
Properties	Ethane	0.0310
Composition	Propane	0.0148
Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0059
Petroleum Assay	i-Pentane	0.0010
K Value	n-Pentane	0.0005
User Variables	CO2	0.0284
Notes	H2S	0.0155
Cost Parameters	Nitrogen	0.0010
Normalized Yields	TEGlycol	0.0000
	H2O	0.0000
	n-Butane	0.0030

Total: 1.00000

Рис. 5.4

Условия для потока воды показаны на рисунке 5.5.

Material Stream: вода

Worksheet	Stream Name	вода	Unit
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	
Properties	Temperature [C]	30.00	
Composition	Pressure [kPa]	6178	
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	100.0	
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1802	
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1.805	
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.849e+005	-2
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	54.91	
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-2.849e+007	-2
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1.775	
	Fluid Package	Базис-1	
	Utility Type		

Рис. 5.5

Добавьте поток **Свежий ТЭГ** с содержанием 99%-го (масс.) водного раствора триэтиленгликоля.

Worksheet	Stream Name	Свежий ТЭГ	Li
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	
Properties	Temperature [C]	50.00	
Composition	Pressure [kPa]	6178	
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	3.823	
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	564.0	
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0.5000	
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.796e+005	-7
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	167.4	
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-2.981e+006	-2
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0.5007	
	Fluid Package	Базис-1	
	Utility Type		

Рис. 5.6

Чтобы установить абсорбер, нажмите соответствующую кнопку  в касе объектов. Абсорбер содержит 14 теоретических тарелок. Задайте имена входящих потоков газа и осушителя, выходящих – верхнего и нижнего продуктов колонны. Установите давление верха и низа колонны (рис. 5.7).

КПД тарелок со 2 по 13 принять равным 0,5. Для первой и последней тарелки КПД принимается равным 1,0, поскольку продукты должны отбираться с равновесных тарелок (рис. 5.8).

Column: K-100 / COL1 Fluid Pkg: Базис-1 / Peng Robinson

Design Parameters: Column Name: K-100 Sub-Flowsheet Tag: COL1

Top Stage Inlet: свежий ТЭГ

Optional Inlet Streams: Stream: << Stream >> Inlet Stage:

Bottom Stage Inlet: газ в абсорбер

Stage Numbering: ☒ Top Down ☐ Bottom Up

Num of Stages: n = 14

P1: 6178 kPa Pn: 6178 kPa

Ovhd Vapour Outlet: сухой газ

Optional Side Draws: Stream: << Stream >> Type: Draw Stage:

Bottoms Liquid Outlet: обводненный ТЭГ

Buttons: Delete, Column Environment..., Run, Reset, Converged, Update Outlets, Ignore

Рис. 5.7. Задание технологических и конструктивных параметров абсорбера

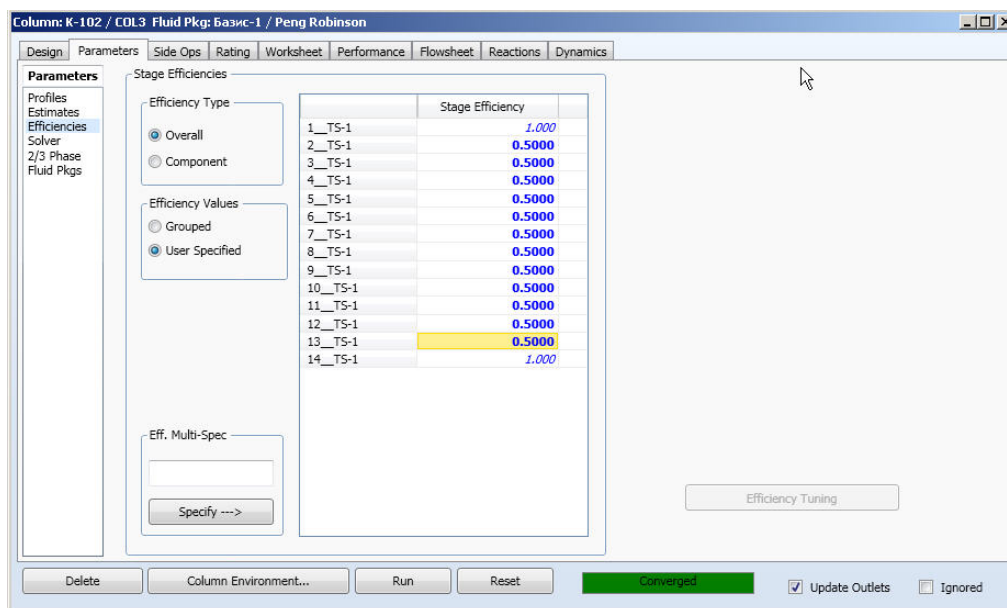


Рис. 5.8. Задание КПД тарелок

Чтобы провести расчет колонны, нажмите кнопку **Пуск**.

Используя созданную моделирующую схему, проведите заданные исследования.

Содержание отчета

1. Цель работы.
2. Исходные данные (вариант).
3. Описание технологии осушки.
4. Моделирующая схема абсорбционной колонны.
5. Представить результаты:
 - расчета колонны;
 - влияние давления в абсорбере на степень осушки газа;
 - влияние температуры газа на степень осушки газа;
 - влияние концентрации абсорбента на степень осушки газа;
 - влияние расхода абсорбента на степень осушки газа;
 - сравнительной эффективности абсорбентов: диэтиленгликоля (ДЭГ) и триэтиленгликоля (ТЭГ) по температуре точки росы или по влажности осушенного газа при одинаковых условиях осушки.

Контрольные вопросы

1. Физико-химическая сущность процесса абсорбции вещества.
2. Что является движущей силой процесса абсорбции?
3. Какие процессы подготовки природного газа основаны на абсорбционной технологии?

4. Какая технология подготовки газа на газовых месторождениях в настоящее время является основной (типовой)?
5. Как влияет понижение температуры газа на его равновесную влагоемкость?
6. Какой реагент-осушитель является наиболее эффективным?
7. Какие требования предъявляются к абсорбенту?
8. Содержание какого компонента в газе определяет его точку росы по воде?
9. Принципиальное устройство абсорбера.
10. Требования СТО Газпром 089-2010 к качеству газа, подготовленного к магистральному транспорту.

Список использованной литературы

1. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: учебник для вузов. – Москва : ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000.
2. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России/Гриценко А.И., Истомин В.А. Кульков А.Н., Сулейманов Р.С. – Москва : Недра, 1999.
3. Ширковский А.И. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений: учебник для вузов. – Москва : Недра, 1987.
4. Жданова Н.В., Халиф А.Л. Осушка природных газов. – Москва : Недра, 1975.
5. Технология переработки природного газа и конденсата: Справочник: В 2 ч. – Москва : ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. – Ч. 1.
6. Руководство пользователя моделирующей программы HYSYS. V8.0. AspenTech. Inc.

6. МОДЕЛИРОВАНИЕ ГАЗОПРОВОДА

Цель работы:

1. Закрепить знания по гидравлическому расчету газопроводов.
2. Овладеть приемом моделирования простого газопровода в среде программы HYSYS.
3. Изучить влияние параметров внешней среды на гидравлический режим трубопровода.

При движении реального газа по трубопроводу происходит значительное падение давления по длине в результате преодоления гидравлических сопротивлений. В этих условиях плотность газа уменьшается, а линейная скорость – увеличивается [1, 2].

Установившееся изотермическое ($T = \text{const}$) движение газа в газопроводе описывается системой трех уравнений:

1. Уравнение Бернулли, закон сохранения энергии:

$$dP / g \rho_r + v dv / 2g + dz + \lambda dx / d \cdot v^2 / 2g = 0. \quad (6.1)$$

2. Уравнение состояния:

$$P = r_r R_r T_r,$$

где $R_r = R / M$.

3. Закон сохранения массы, выражающийся в постоянстве массового расхода:

$$G = \rho_r v s = \text{const}.$$

При этом следует помнить, что изотермический процесс описывается уравнением Бойля-Мариотта:

$$P / \rho = \text{const}.$$

При выводе расчетной формулы вторым и третьим слагаемыми в уравнении (6.1) пренебрегают, т. к. считают, что увеличения линейных скоростей в газопроводе не происходит и газопровод проложен горизонтально [1].

$$G = \pi d^2 / 4 \sqrt{(P_1^2 - P_2^2) d / (\lambda z R_r T L)}, \text{ кг/с}. \quad (6.2)$$

Формула (6.2) является основной для расчета **массового расхода** газа по трубопроводу. В системе СИ размерности величин следующие:

G – массовый расход газа, кг/с;

d – внутренний диаметр газопровода, м;

P_1, P_2 – давление в начале и конце газопровода, соответственно, Па;

λ – коэффициент гидравлического сопротивления;

R_r – газовая постоянная, Дж/(кг·К);

R – универсальная газовая постоянная, равная 8314 Дж/(кмоль·К);

T – абсолютная температура газа, К;

L – длина газопровода, м;

v – линейная скорость газа, м/с;

ρ_{Γ} – плотность газа, кг/м³.

По уравнению состояния для газа и воздуха имеем:

$$R_{\Gamma} \rho_{\Gamma} = R_{\text{в}} \rho_{\text{в}} \text{ или } R_{\Gamma} = R_{\text{в}} \rho_{\text{в}} / \rho_{\Gamma} = R_{\text{в}} / \rho, \quad (6.3)$$

где $\rho = \rho_{\Gamma} / \rho_{\text{в}}$ – относительная плотность газа по воздуху.

Объемный расход газа, приведенный к стандартным условиям:

$$V_{\Gamma} = G / \rho_{\text{сy}} = G / \rho \cdot \rho_{\text{в}}, \quad (6.4)$$

где $\rho_{\text{сy}}$ – плотность газа при стандартных условиях.

Или

$$V_{\Gamma} = 3,87 \cdot 10^{-2} \cdot \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2) \cdot d^5}{\lambda \cdot \rho \cdot z \cdot T \cdot L}} \quad (6.5)$$

Гидравлический расчет

Значение коэффициента гидравлического сопротивления λ рассчитывается в зависимости от режима движения газа и шероховатости труб по тем же формулам, что и для нефтепровода.

Для гидравлических гладких труб λ не зависит от шероховатости внутренней поверхности трубы и рассчитывается по формуле:

$$\lambda = 0,067 \cdot (158 / Re)^{0,2} = 0,1844 / Re^{0,2}.$$

При квадратичном режиме течения λ не зависит от Re , и является функцией относительной шероховатости:

$$\lambda = 0,067 \cdot (2\Delta / d)^{0,2}.$$

Значение числа Re для смеси газов:

$$Re_{\text{с}} = \frac{v_{\text{с}} \cdot d \cdot \rho_{\text{с}}}{\mu_{\text{с}}},$$

где $\mu_{\text{с}}$ – вязкость смеси газов; $\rho_{\text{с}}$ – плотность смеси газов в условиях трубопровода, кг/м³.

Так как в газопроводах закон падения давления по длине имеет нелинейный характер, то среднее давление определяется как среднеинтегральное:

$$P_{\text{ср}} = \frac{2}{3} \cdot \left(P_1 + \frac{P_2^2}{P_1 + P_2} \right).$$

Обычно течение газа происходит при высоких скоростях, когда сопротивление определяется только шероховатостью труб (квадратичная зона). Так как шероховатость не зависит от диаметра трубопровода, можно считать, что λ зависит только от диаметра газопровода.

Одной из формул типа $\lambda = f(d)$, получившей широкое распространение, является формула Веймаута:

$$\lambda = 0,009407 / \sqrt[3]{d} \quad (6.6)$$

Формула Веймаута может использоваться при ориентировочных расчетах диаметра и пропускной способности простого газопровода. В этом случае расчетные формулы имеют вид:

$$d = \left[\frac{G^2 \cdot z \cdot R_{\Gamma} \cdot T \cdot L}{65 \cdot (P_1^2 - P_2^2)} \right]^{3/16}, \quad (6.7)$$

$$G = d^{8/3} \sqrt{\frac{65 \cdot (P_1^2 - P_2^2)}{z \cdot R_{\Gamma} \cdot T \cdot L}}. \quad (6.8)$$

Из формулы (6.5) можно получить выражение для определения длины L , диаметра d и конечного давления P_2 при известном начальном P_1 :

$$P_2 = \sqrt{P_1^2 - \frac{\lambda \cdot \rho \cdot z \cdot T \cdot V_{\Gamma}^2 \cdot L \cdot 10^4}{3,87^2 \cdot d^5}}, \text{ Па}. \quad (6.9)$$

Задача. По газопроводу перекачивается сырой газ известного состава. Подобрать оптимальный диаметр газопровода. Проанализировать влияние вида внешней среды, в которой проложен газопровод (вода, воздух, грунт), на изменение по длине трубопровода:

- температуры газа,
- давления,
- удельных потерь давления $\Delta P/L$,
- скорости потока газа,
- режима движения,
- плотности $(\rho_1 - \rho_2)$,
- вязкости $(\mu_1 - \mu_2)$.

Обеспечить снижение температуры газа на выходе из газопровода не более чем на 5–10 °С.

Этапы выполнения работы:

1. Создать материальный поток газа заданного состава при заданных условиях.
2. Создать и рассчитать моделирующую схему газопровода.
3. Провести исследование влияния среды в которой проложен газопровод на параметры потока.
4. В случае необходимости применения изоляции подобрать тип изоляции, обеспечивающий требование по температуре газа при наименьшей толщине изоляции.

Исходные данные к задаче по теме 6

Таблица 6.1

Варианты	Размеры газопровода		Теплопередача	Условия входящего потока		
	Длина, км	Число участков	Температура внешней среды, °С	Температура, °С	Начальное давление, МПа	Расход, кг/ч
1	5	5	20	10	6	2500
2	10	10	15	12	7	3000
3	15	15	10	14	8	3300
4	20	20	5	16	9	3700
5	25	25	0	18	10	4100
6	30	30	-5	20	11	5000
7	5	5	-10	22	12	5800
8	10	10	-15	10	13	6600
9	15	15	-20	12	14	7500
10	20	20	20	14	6	8300
11	25	25	15	16	7	9000
12	25	25	10	18	9	10000
13	5	5	5	20	9	10800
14	10	10	0	22	10	11500
15	15	15	-5	10	11	12500
16	20	20	-10	12	12	13000
17	25	25	-15	14	13	14000
18	30	30	-20	16	14	15000
19	5	5	20	18	6	15800
20	10	10	15	20	7	16600
21	15	15	10	22	8	17500
22	20	20	5	10	9	18300
23	25	25	0	12	10	19100
24	30	30	-5	14	11	20000
25	5	5	-10	16	12	20800

Порядок работы

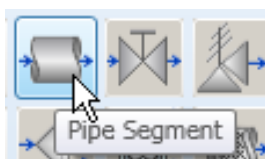
Операция **PIPE SEGMENT** производит расчет перепада давления и применяется для систем трубопроводов, перекачивающих однофазные и многофазные смеси. Эта операция может быть использована для участка горизонтальной трубы определенной длины и диаметра, а также для сложной сети, включая системы сбора и распределения. Сюда относятся сложные трубопроводные сети, состоящие из последовательных, параллельных и последовательно-параллельных участков [3].

Для этой операции необходимы следующие данные:

- Имена входного и выходного потоков (имена могут быть любой длины, но будут использованы только первые 12 символов).
- Внутренний диаметр трубопровода.
- Длина трубопровода.
- Приращение высоты, если оно не задано, принимается равным нулю.
- Температура грунта или окружающей среды – задавать необязательно. Если в соответствующем поле оставить пробел, необходимо задать температуры на обоих концах участка трубопровода. Эта опция используется вместе с заданием коэффициента теплопередачи.
- Коэффициент теплопередачи задавать необязательно. Вместе с температурой окружающей среды он используется для расчета передачи тепла между трубопроводом и окружающей средой. Если в поле оставлен пробел, должна быть задана температура на обоих концах участка трубопровода. Если задать ноль, участок трубопровода будет рассмотрен как адиабатический. Однако при этом должна быть задана температура на одном из концов участка трубопровода.
- Опция **Абсолютная шероховатость** должна быть задана. По умолчанию принято значение 0,0018 inches = 0,004572 см (эквивалентно новой стальной трубе).

Операция **PIPE SEGMENT** требует задания абсолютной шероховатости (k – задается в единицах длины) во входной форме. HYSYS рассчитывает относительную шероховатость ($e = k/D$ – безразмерная) для использования в расчёте коэффициента трения на участке трубопровода.

Из кассы объектов выберите **Трубопровод (Pipe Segment)**, дважды щелкнув по нему мышкой



Возникнет специализированное окно для **Трубопровода**, причем будет активно окно **Connections (Соединение)** на вкладке **Design (Данные)**.

- Измените в поле ввода **Имя** наименование с заданного по умолчанию (**Труба-100**) на **Трубопровод**, затем нажмите **<Enter>**.
- В поле **Inlet (Вход)** наберите название входящего потока **На входе**, затем нажмите **<Enter>**, в поле **Outlet (Выход)** название выходящего потока **На выходе**, затем нажмите **<Enter>**, а также задайте имя энергетического потока, например, **Э1** (рис. 6.1).

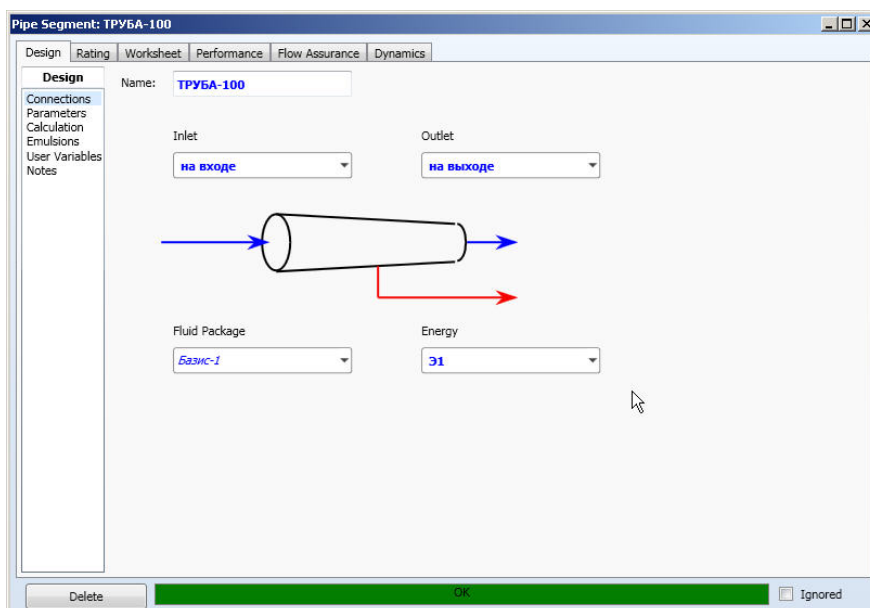


Рис. 6.1

Для того чтобы произвести расчет, задайте необходимую информацию.

- На вкладке **Rating (Расчет)** в окне **Sizing (Размеры)** нажмите кнопку **Append Segment** и в открывшееся окно введите значения – **Длина**, **Подъем** (если труба наклонная), **Внешний и внутренний диаметр**, выберите **Материал** трубы (рис. 6.2).
- Подбор **оптимального диаметра** можно произвести также средствами HYSYS (Приложение Б).

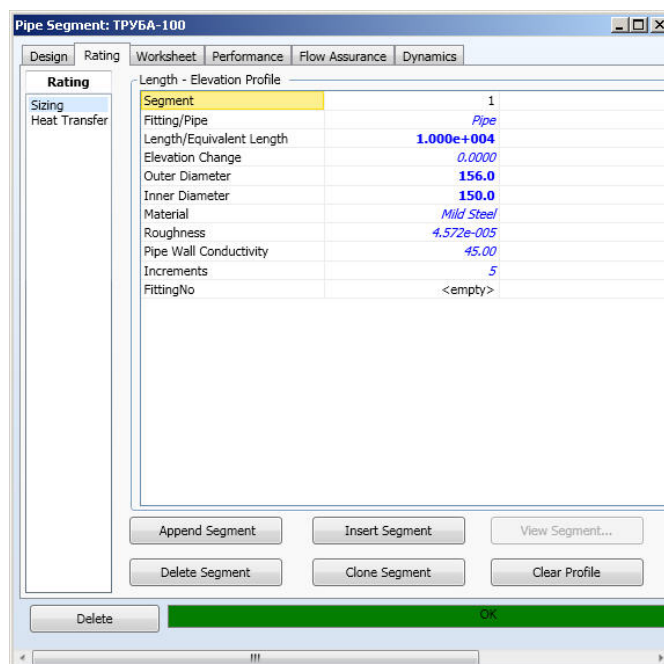


Рис. 6.2

На вкладке **Rating (Расчет)** перейдите на окно **Heat Transfer (Теплопередача)**, задайте **Ambient Temperature (Т внешней среды)** и произведите **Estimate HTC (Расчет теплопередачи)**.

Из выпадающего списка выберите **Ambient Medium (Внешнюю среду)**, в которой проложен газопровод (рис. 6.3).

Pipe Segment: ТРУБА-100

Design Rating Worksheet Performance Flow Assurance Dynamics

Rating

Sizing
Heat Transfer

Specify By

☐ Heat Loss ☐ Overall HTC ☐ Segment HTC ☒ Estimate HTC

Heat Transfer Coefficient Estimation

Ambient Temperature: 2 C

☒ Include Pipe Wall: ☒ Global ☐ By Segment

☒ Include Inner HTC: Correlation Profes

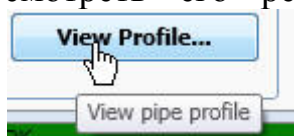
☒ Include Insulation: Insulation Type Concrete
Thermal Conductivity 1.0000 W/m-K
Thickness 1.0000e-002 m

☒ Include Outer HTC: Ambient Medium Ground
GroundType Dry Peat
Ground Conductivity 0.17000 W/m-K
Buried Depth 1.0000 m

Delete OK

Рис. 6.3

Все необходимые для расчета данные введены и теперь можно посмотреть его результаты на вкладке **Performance (Результаты)**:



Результаты представлены в виде таблиц и графиков.

Операция **PIPE SEGMENT** достаточно гибкая. Ей необходимо знать лишь состав одного из связанных потоков плюс давление и/или температуру на одном из концов участка трубопровода. Могут быть рассчитаны температура и давление на входе или выходе, или давление может быть задано на одном конце, а температура – на другом. Имея одно из этих значений, программа может рассчитать другие неизвестные величины.

Содержание отчета

1. Цель работы.
2. Исходные данные (вариант).
3. Моделирующая схема газопровода.
4. Представить результаты:

- подбора диаметра,
- зависимости изменения температуры газа, давления, удельных потерь давления $\Delta P/L$, скорости потока газа по длине трубы с учетом условий прокладки трубопровода,
- исходя из установленных зависимостей изменения параметров газа, представить результаты подбора типа и толщины изоляции,
- по режиму движения газа на отдельных участках газопровода в виде таблицы расчета газопровода на вкладке **Performance (Результаты)**.
- изменения плотности ($\rho_1 - \rho_2$) и вязкости ($\mu_1 - \mu_2$) газа.

Рекомендуемая форма представления результатов исследования влияния условий прокладки трубопровода:



Рис. 6.4

Контрольные вопросы

1. Какие трубопроводы называются сложными?
2. Какой диаметр трубопровода считается оптимальным?
3. Какая зависимость называется гидравлической характеристикой трубопровода?
4. Какие структуры газожидкостных потоков характерны для газосборных коллекторов?
5. Какие параметры определяют структурную форму газожидкостного потока?
6. Какие параметры газожидкостного потока называются расходными?

7. Что такое «расходное газосодержание» газожидкостного потока?
8. Какая формула используется для расчета температуры транспортируемой по трубопроводу среды?
9. Чем отличаются формулы для расчета температуры газа или жидкости по длине трубопровода?
10. Как изменяется массовый расход газа при установившемся изотермическом течении в газопроводе?
11. Как изменяется объемный расход газа при установившемся изотермическом течении в газопроводе?
12. Может ли температура транспортируемого газа быть ниже температуры окружающего грунта?

Список использованной литературы

1. Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. – Москва : Недра, 2005.– 318 с.
2. Бараз В.И. Добыча нефтяного газа. – Москва : Недра, 1983. – 252 с.
3. Руководство пользователя моделирующей программы HYSYS. V8.0. AspenTech. Inc.

Подбор оптимального диаметра

Подобрать оптимальный диаметр можно при помощи специальных вспомогательных инструментов. Доступ к этим инструментам осуществляется через закладку **Equipment Design**:

Для начала необходимо добавить (**Add**) операцию **Pipe Sizing**, выбрав ее из выпадающего списка (рис. Б.1).

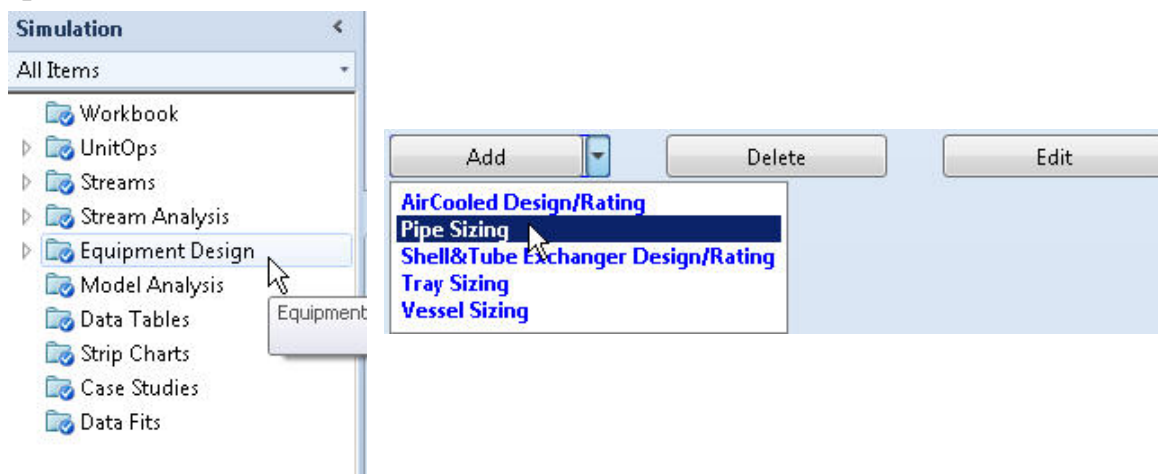


Рис. Б.1

- Нажмите кнопку **Select Stream (Выбор потока)**;
- Выберите **Object (поток)**, для которого необходимо подобрать необходимый диаметр;
- Нажмите кнопку **OK** (рис. Б.2);

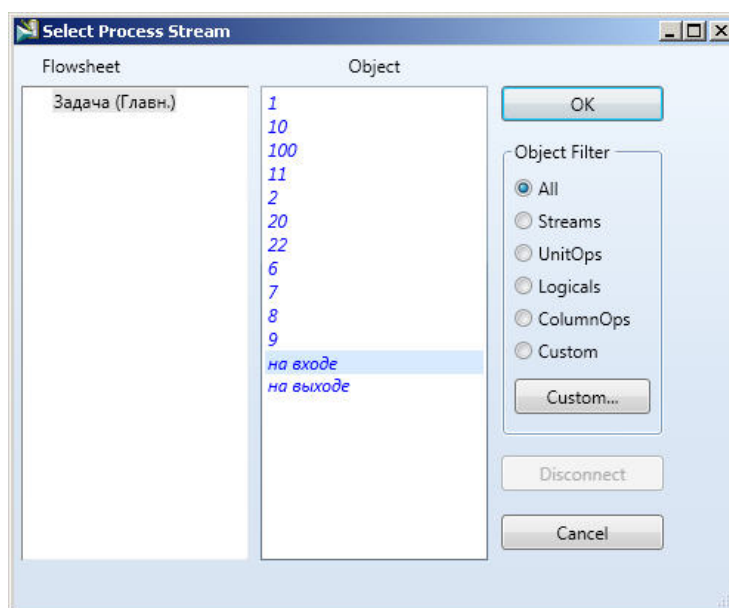


Рис. Б.2

- В окне параметров задайте сопротивление 0,1 кПа/м (рис. Б.3);

Sizing Input	
Calculation Type	Max. Diameter
Schedule	Schedule 40
Pipe Inside Diameter [mm]	<empty>
Pressure Drop [kPa/m]	0.1

Рис. Б.3

- Подтвердите ввод, нажав **Enter**.

Учебное издание

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ СБОРА И ПОДГОТОВКИ ПРОДУКЦИИ НЕФТЯНЫХ И ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

Методические указания к выполнению лабораторных работ
по курсу «Сбор и подготовка продукции нефтяных и газовых скважин»
для студентов IV курса, обучающихся по направлению 21.03.01
«Нефтегазовое дело», профиль подготовки «Эксплуатация и обслуживание
объектов добычи нефти»

Авторы-составители

ШИШМИНА Людмила Всеволодовна
НОСОВА Оксана Владимировна

Издано в авторской редакции

Компьютерная верстка *Д.В. Сотникова*

Подписано к печати 30.10.2015. Формат 60х84/16. Бумага «Снегурочка».
Печать XEROX. Усл. печ. л. 4,30. Уч.-изд. л. 3,89.
Заказ 487-15. Тираж 100 экз.



Национальный исследовательский Томский политехнический университет
Система менеджмента качества
Издательства Томского политехнического университета
Сертифицирована в соответствии с требованиями ISO 9001:2008



ИЗДАТЕЛЬСТВО  **ТПУ**, 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30
Тел./факс: 8(3822)56-35-35, www.tpu.ru