

УТВЕРЖДАЮ

Генеральный директор
ООО "АСПТ Спецавтоматика"

_____ Петренко Д.И.

" ___ " _____ 2021 г.

Методика расчета времени выхода огнетушащего вещества для систем газового пожаротушения на основе углекислоты

Данная методика предназначена для проведения расчета (с использованием компьютерной техники) времени выхода в помещение необходимого количества газового огнетушащего вещества для систем газового пожаротушения, в которых огнетушащее вещество представляет собой углекислоту (двуокись углерода CO_2), находящуюся в баллонах (установки высокого давления) или изотермических емкостях (установки низкого давления) в жидком состоянии под давлением своих насыщенных паров. В расчете учитывается, что при движении по трубопроводу происходит частичный переход углекислоты в газообразное состояние (испарение), из-за которого ее нельзя считать несжимаемой жидкостью. В основе метода лежит физическая модель течения сжимаемой жидкости через трубопровод переменного сечения (с возможными разветвлениями). Проведение данного расчета позволяет подобрать оптимальные характеристики системы газового пожаротушения, обеспечивающей требуемое время выхода огнетушащего вещества.

Часть использованных в данной методике подходов, которая является общей для систем газового пожаротушения на основе углекислоты и хладонов, опубликована в журнале "Пожарная безопасность", см. ссылку [1] (ссылки на литературу приведены в Приложении В). При создании методики также использовались данные, приведенные в стандарте NFPA 12, посвященному пожаротушению углекислотой [2].

Проведение расчетов по данной методике вручную наталкивается на существенные трудности, поскольку требует решения большого количества сложных уравнений. Поэтому предполагается, что при применении данной методики будут использоваться специально разработанные на ее основании компьютерные программы "Vector" и "Такт-Газ-Плюс".

1. Введение

При проектировании систем газового пожаротушения возникает задача определения времени выхода в помещение необходимого количества огнетушащего вещества (ОТВ) при заданных параметрах системы. Возможность проведения такого проверочного расчета позволяет подобрать оптимальные характеристики системы газового пожаротушения, обеспечивающие требуемое время выхода необходимого количества ОТВ.

В соответствии с п. 9.7.4 СП 485.1311500.2020 [3] должна быть обеспечена подача не менее 95% массы газового ОТВ, требуемой для создания нормативной огнетушащей концентрации в защищаемом помещении, за временной интервал, не превышающий 60 с для модульных и централизованных установок объемного газового пожаротушения на основе сжиженной двуокиси углерода. Согласно п. 9.15.5 СП 485.1311500.2020 [3] для установок локального пожаротушения по объему время подачи ОТВ не должно превышать 30 с.

Данная методика обеспечивает возможность проведения указанного проверочного расчета для случая, когда углекислота (далее – ОТВ) находится в баллонах (или изотермической

емкости) в жидком состоянии под давлением своих паров. В такой системе при движении ОТВ по трубам происходит его частичное испарение (переход в газообразную форму), т. е. происходит вскипание жидкости в процессе ее течения. Это приводит к тому, что плотность возникающей газожидкостной смеси оказывается существенно отличающейся от исходной плотности жидкости, что не дает возможности с достаточным успехом применять стандартные методы гидравлических расчетов, предполагающих, что текущая жидкость несжимаема. Обзор зарубежной и отечественной литературы, в которой исследуются параметры течения многофазных сред в трубопроводах систем газового пожаротушения, проведен в работе [4].

В основе используемого в данной методике описания рассматриваемого процесса лежит физическая модель течения сжимаемой жидкости через трубопровод переменного сечения (с возможными разветвлениями). Уравнение состояния (т. е. связь между давлением и плотностью) для этой сжимаемой жидкости определяется путем изучения процесса испарения углекислоты.

Результаты расчетов, проведенных по данной методике, сравнивались с результатами, полученными при расчете согласно стандарту NFPA 12 [2]. Относительное отличие результатов составило не более 15%, причем для всех конфигураций системы время выхода ОТВ, полученное по данной методике, оказалось больше, что означает, что при ее использовании надежность системы пожаротушения только повышается. Поскольку предлагаемая модель оказывается в математическом отношении весьма сложной, проведение поверочных расчетов в ее рамках оказывается возможным только с использованием компьютерной техники.

Установка углекислотного пожаротушения высокого давления для отдельного помещения представляет собой несколько одинаковых находящихся под давлением баллонов с ОТВ, присоединенных через их запорные устройства и РВД (трубы баллонов) к общему трубопроводу (коллектору), к которому присоединяются распределительные трубопроводы, заканчивающиеся насадками-распылителями. Типичный вид такой системы изображен на рис. 1.

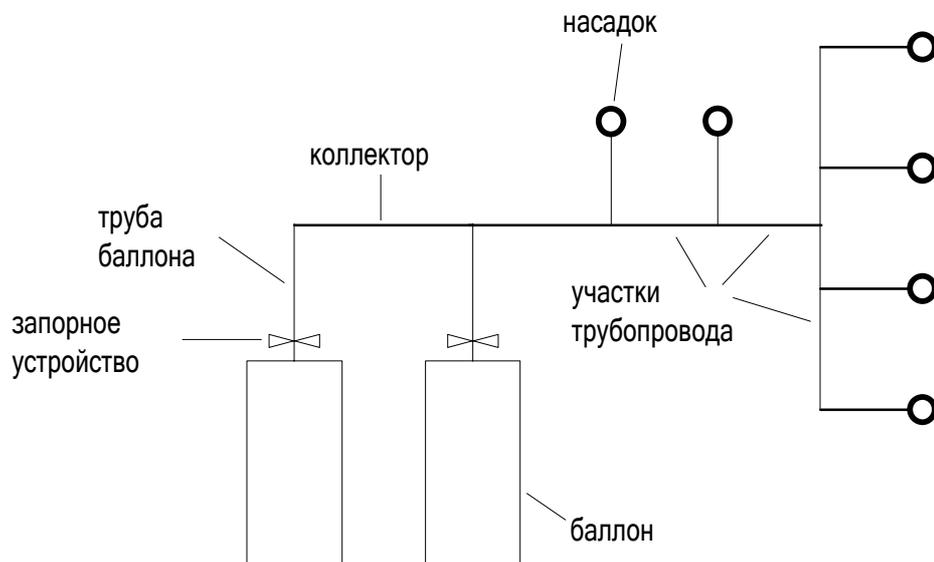


Рис. 1.

Баллон, равно как и насадок, может быть один. Для установок углекислотного пожаротушения низкого давления вместо баллонов для хранения углекислоты используются изотермические емкости, в которых при хранении поддерживается фиксированная температура, а значит и давление. В случае централизованного газового тушения в системе дополнительно присутствуют запорные устройства секций (направлений), что не является существенным с точки зрения проведения проверочных расчетов, поскольку для каждой секции нужно проводить отдельный расчет.

При срабатывании системы газового пожаротушения ОТВ из баллона через сифонную трубку, запорный клапан и трубу баллона (или РВД) поступает в коллектор, а затем через распределительные трубопроводы и насадки в защищаемое помещение. Устройство баллона показано на рис. 2.

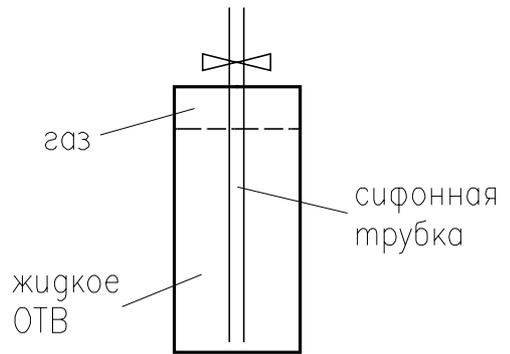


Рис. 2.

Коллектор с распределительными трубопроводами обычно имеет древовидную структуру, т. е. не содержит замкнутых контуров. Каждый участок коллектора и распределительных трубопроводов, равно как и сифонная трубка и труба баллона (РВД), характеризуется следующими величинами:

- L - длина;
- h - перепад высот;
- d - внутренний диаметр трубы.

Для баллона (изотермической емкости), кроме этого, обычно задается некоторая эквивалентная длина, включающая в себя местные потери в его сифонной трубке и запорном устройстве.

Насадки характеризуются площадью S_n сечения выпускных отверстий.

Физическая модель процессов, происходящих при движении ОТВ по трубам и через насадки, а также процессов, происходящих при этом в сосудах, в которых хранится ОТВ (это баллоны или изотермические емкости), приведена, со всеми необходимыми формулами, в Приложении А. Следующий пункт содержит описание параметров, описывающих систему и алгоритм проведения расчета, позволяющий, в конечном итоге, найти время, за которое при данной конфигурации системы через насадки пройдет требуемое количество ОТВ, а также массу ОТВ, вышедшую через каждый насадок и давление перед ним.

2. Методика приближенного описания течения ОТВ

2.1. Упрощающие предположения

2.1.1. Истечение из сосудов через трубопроводную систему находящейся в двухфазном состоянии углекислоты является нестационарным процессом, поскольку по мере выхода ОТВ из сосудов давление в них несколько понижается, а значит меняются и параметры течения во всех точках трубопровода. Однако попытка описания полностью нестационарного процесса течения, описываемого уравнениями (10) и (14) (см. формулы в Приложении А), наталкивается на существенные трудности. Если при достаточно малых диаметрах труб численное решение указанных уравнений (осуществляемое с помощью разбиения трубопровода на элементарные участки) дает разумные зависимости от времени параметров течения смеси, то при увеличении диаметров появляются явно нефизические колебания параметров течения со все

увеличивающейся амплитудой. Это, очевидно, связано с накапливанием со временем погрешностей, возникающих из-за дискретизации системы, т. е. разбиения трубопровода на элементарные участки. Поскольку рассматриваемая система описывается системой уравнений в частных производных (искомые величины являются функциями двух переменных z и t), избежать такого накопления ошибок очень сложно.

Можно рассматривать течение ОТВ как квазистационарный процесс, считая, что за некоторое малое время Δt давление в сосудах не изменяется и, поэтому, течение является стационарным (т. е. его параметры не меняются со временем), а затем происходит скачкообразное понижение давления до величины, определяемой количеством вытекшей к этому моменту из сосудов смеси. Такой подход удобно использовать для систем пожаротушения на основе хладонов, когда жидкое ОТВ при хранении находится под давлением газа-вытеснителя, см. [1].

Однако для систем пожаротушения на основе углекислоты, находящейся при хранении под давлением своих насыщенных паров без использования газа-вытеснителя, ситуация еще дополнительно упрощается. Как показано в п. А.3, в этом случае даже после выхода из сосудов, в котором хранится углекислота, всей жидкой фазы ОТВ, давление в них падает не слишком сильно, поэтому при проведении гидравлического расчета можно считать, что давление в сосудах остается постоянным, равным некоторому среднему значению, т.е. процесс течения ОТВ можно считать просто стационарным. Именно таким образом рекомендуется проводить расчет и в стандарте NFPA 12 [2].

Для хранящейся в баллонах углекислоты высокого давления среднее значение абсолютного давления при гидравлическом расчете следует брать равным 5.15 МПа. Для углекислоты низкого давления, хранящейся в изотермических емкостях, для каждого давления хранения, большего 2.15 МПа, среднее значение нужно вычислять согласно алгоритму приведенному в п. А.3. Для давления хранения 2.15 МПа среднее значение абсолютного давления при расчете следует брать равным 2.05 МПа, а, например, при давлении хранения 3.15 МПа, среднее значение абсолютного давления при расчете следует брать равным 2.95 МПа. Подробности см. в п. А.3.

2.1.2. Сделаем еще одно упрощающее предположение. Если в системе присутствуют несколько сосудов, то будем считать, что они все имеют одинаковые параметры, включая параметры трубы сосуда, а концы всех труб сосудов подсоединяются к одной точке, от которой и начинается коллектор. В реальности, обычно, происходит не так, а таким образом, как показано на рис. 1, т. е. концы труб сосуда подходят к разным точкам коллектора. Однако, если мы сделаем указанное упрощающее предположение, перейдя при расчете от реальной ситуации к модельной, как показано на рис. 3, то вычисленное время выхода ОТВ, очевидно, только немного увеличится по сравнению с реальным, и необходимые ограничения на время выхода ОТВ будут выполнены с запасом. При этом, поскольку все сосуды будут входить в систему симметрично, все их параметры, такие как давление, масса смеси и т. п., всегда будут совпадать.

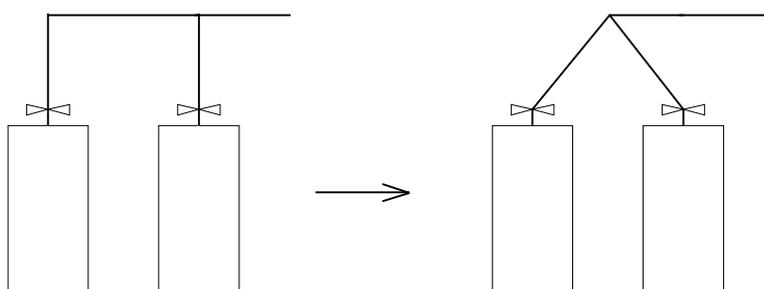


Рис. 3.

2.2. Построение таблиц возможных стационарных состояний участков системы

Поскольку, как говорилось в п. 2.1.1, при гидравлическом расчете процесс течения ОТВ будет считаться стационарным, прежде всего необходимо получить, какие возможны стационарные состояния гидравлической системы.

Под стационарным состоянием системы будем понимать значения ее параметров (расход q , давление p и выражающиеся через них плотность Γ , скорость v и величина w (см. подробности в п. А.1), заданные во всех точках системы, при которых течение ОТВ стационарно, т. е. его параметры не меняются со временем. В такой ситуации уравнения (10) и (14) переходят в уравнения (17) и (18), где искомые величины уже являются функциями одной переменной z , что существенно упрощает задачу по сравнению с проблемой решения системы уравнений (10),(14).

Опишем способ построения возможных стационарных состояний системы. В любой момент времени каждый участок трубы характеризуется следующими величинами:

q_i - расход (остаётся неизменным вдоль участка вследствие уравнения (17));

w_i^H - значение величины w , определяемой формулой (13), в начале участка;

p_i^H - давление в начале участка;

Γ_i^H - плотность смеси в начале участка;

v_i^H - скорость смеси в начале участка;

w_i^K - значение величины w в конце участка;

p_i^K - давление в конце участка;

Γ_i^K - плотность смеси в конце участка;

v_i^K - скорость смеси в конце участка;

m_i - полная масса смеси в участке.

Здесь индекс i показывает номер участка, а начало и конец участка понимаются как соответствующие движению смеси в направлении от сосудов к насадкам.

Будем для каждого участка создавать таблицу его возможных состояний. Сначала сделаем это для участков, оканчивающихся насадком. Для каждого из таких участков будем вычислять параметры возможных состояний, присваивая величине расхода q_i значения от 0 до некоторого максимального значения q_{max} с шагом $q_{ин}$. Для каждого такого значения q_i :

- Будем, подставляя в левую часть уравнения значение q_i , численно решать уравнение (34) относительно p (при этом Γ есть функция p , заданная уравнением состояния, о нахождении которой см. п. А.2). Таким путем будет найдено значение p_i^K (а, значит, и Γ_i^K).
- Будем численно решать относительно p дифференциальное уравнение (20), двигаясь от конца участка к его началу и беря в качестве начального условия значение p_i^K . В уравнении (20) величины h, L, d, S - это параметры рассматриваемого участка, а l дается формулой (8). Полученное значение p в начале участка принимаем за p_i^H . В процессе решения, находя значения плотности смеси Γ в каждой точке участка, определим величину m_i .

Если для начального значения p_i^k знаменатель правой части уравнения (20) оказывается меньше или равен нулю, это означает, что при заданном расходе скорость смеси в конце участка достигает скорости звука, поскольку из формул (11) и (30) следует, что

$$\frac{q^2}{r^2 S^2} \frac{\sqrt{r}}{\sqrt{p}} = \frac{v^2}{c_{зв}^2}. \quad (1)$$

Достижение скорости звука означает, что имеет место критический расход через данный участок (об этом эффекте упоминается в п. А.4). Такое может происходить, если имеет место расширение, т. е. площадь сечения следующего участка (или сумма площадей ответвлений, если в конце данного участка есть разветвление) больше площади сечения данного участка. Из-за эффекта запираания скорость смеси в конце участка не может превысить скорость звука, но остается равной ей, в результате чего давление p_i^k должно находиться из условия $v = c_{зв}$, которое с помощью (1) можно записать в виде

$$\frac{q^2}{r^2 S^2} \frac{\sqrt{r}}{\sqrt{p}} = 1. \quad (2)$$

При наличии критического расхода через некоторый участок оказывается, что при движении смеси через следующие за ним участки происходит отрыв потока от стенок трубы, т. е. происходит эффективное уменьшение площади сечения этих участков (см. [5], §97). Если после участка с критическим расходом встречаются разветвления, то возникает неустойчивость в распределении расходов по насадкам в этом сегменте системы, поэтому следует, по возможности, избегать расширений труб при выборе диаметров трубопроводов. Для того чтобы при решении уравнения (20) избежать обращения в ноль знаменателя его правой части, при применении уравнения (2) в его правой части нужно вместо значения 1 ставить близкое к единице, но меньшее ее число, например 0.95.

- С помощью формулы (11) по r_i^H и q_i найдем v_i^H .
- С помощью формулы (13) по v_i^H и p_i^H найдем w_i^H (фигурирующая в (13) функция $f(p)$, определяемая формулой (12), должна быть заранее численно определена по уравнению состояния).

Затем начнем создавать таблицы возможных состояний прочих участков, начиная с тех из них, для которых такая таблица уже имеется. Для каждого из таких участков будем делать следующее. Пусть этот участок имеет номер i . Обозначим номера участков, которые присоединяются к его концу, через $i(l)$, где l нумерует эти участки, а через i' обозначим номер участка, к концу которого присоединен участок i . Зададим диапазон возможных значений w_i^k как пересечение диапазонов возможных значений $w_{i(l)}^H$, т. е. будем рассматривать такие значения w_i^k , которые можно обнаружить среди значений (или между значениями, в этом случае будем использовать интерполяцию отрезками) w^H в таблицах возможных состояний каждого из участков, присоединенных к концу рассматриваемого участка. Для каждого значения w_i^k , взятого с некоторым шагом из указанного диапазона:

- Найдем соответствующее величине w_i^k значение q_i по формуле

$$q_i = \mathring{a}_l q_{i(l)}, \quad (3)$$

где $q_{i(l)}$ - величина, взятая (с помощью интерполяции) из таблицы возможных состояний участка $i(l)$, и соответствующая значению $w_{i(l)}^h$ равному w_i^k . Обоснование формулы (3), а также того факта, что w_i^k должно совпадать с каждым из $w_{i(l)}^h$, дается в п. А.1.

- Если рассматриваемый участок является трубой сосуда, уменьшим величину q_i в n_σ раз, где n_σ - число сосудов в системе. Это необходимо сделать, поскольку втекающий в коллектор поток складывается из n_σ экземпляров потока в трубе сосуда (напомним, что сосуды и трубы сосудов считаются одинаковыми).
- Найдем p_i^k , решая относительно p систему уравнений (11),(13), в которой в качестве q и w подставлены q_i и w_i^k , а Γ есть задаваемая уравнением состояния функция p . Причем будем рассматривать только дозвуковое решение, т. е. такое, для которого $v < c_{36}$. Если решение не существует, это означает, что при заданном расходе скорость смеси в конце участка достигает скорости звука, т. е. имеет место критический расход через данный участок. В этом случае для нахождения величины p_i^k вместо уравнений (11),(13) нужно использовать уравнение (2) (подробнее о такой ситуации уже говорилось выше).
- Будем численно решать относительно p дифференциальное уравнение (20), двигаясь от конца участка к его началу и беря в качестве начального условия значение p_i^k . В уравнении (20) величины h, L, d, S - это параметры рассматриваемого участка, а Γ дается формулой (8). Полученное значение p в начале участка принимаем за p_i^h . В процессе решения, находя значения плотности смеси Γ в каждой точке участка, определим величину m_i .
- С помощью формулы (11) по Γ_i^h и q_i найдем v_i^h .
- С помощью формулы (13) по v_i^h и p_i^h найдем w_i^h (фигурирующая в (13) функция $f(p)$, определяемая формулой (12), должна быть заранее численно определена по уравнению состояния).

Описанным образом можно последовательно создать таблицы возможных состояний всех участков, включая трубы сосудов (или РВД) и их сифонные трубки.

2.3. Нахождение времени выхода заданного количества ОТВ

Используя созданные описанным в п. 2.2 способом таблицы возможных состояний всех участков гидравлической системы, несложно построить и полное стационарное состояние всей системы.

Для этого следует задать давление в сосуде p как принятое в данном расчете среднее значение абсолютного давления, определенное согласно п. 2.1.1 в зависимости от типа хранения углекислоты (баллоны или изотермическая емкость) и давления хранения в случае использования изотермической емкости. Далее, прежде всего, находим значение величины w в сосуде, а, следовательно, и в начале его сифонной трубки, по формуле

$$w = f(p) \quad (4)$$

(использована формула (13) и учтено, что скорость смеси в сосуде пренебрежимо мала). Затем, используя построенные в п. 2.2 таблицы возможных состояний участков, а также условие совпадения значений величины w в конце некоторого участка и в начале присоединенных к нему участков, сразу получаем состояния всех участков, в частности - расходы q_i через них и

давления p_i^h, p_i^k в их начале и конце. При этом среди прочего становятся известны значения расходов q_k^{nac} через каждый из насадков (индекс k показывает номер насадка), а также давлений p_k^{nac} перед ними, поскольку расход q_k^{nac} совпадает с расходом q_i участка, на котором расположен этот насадок, а давление p_k^{nac} совпадает с давлением p_i^k в конце этого участка.

После этого можно найти время выхода $t_{вых}$ в помещение требуемого количества ОТВ. Если M - масса ОТВ, требуемая для создания нормативной огнетушащей концентрации в защищаемом помещении, то время выхода 95% этой массы можно найти по формуле

$$t_{вых} = \frac{0.95M}{\sum_k \dot{a} q_k^{nac}}, \quad (5)$$

где сумма берется по всем насадкам. При этом несложно найти и массу M_k^{nac} ОТВ, которая в конечном итоге выйдет из каждого насадка:

$$M_k^{nac} = M \frac{q_k^{nac}}{\sum_k \dot{a} q_k^{nac}}. \quad (6)$$

Для обеспечения нормального режима выхода ОТВ из насадка необходимо, чтобы перед ним были достаточно высокие давление и плотность смеси, поэтому необходимо контролировать получаемые в результате расчета значения минимального относительного полного напора Dp (32) перед насадками (см. подробнее в п. А.4), соответствующие p_k^{nac} . Необходимо требовать, чтобы величина Dp была не ниже, чем 2 МПа в случае хранящейся в баллонах углекислоты высокого давления, и не ниже, чем 1 МПа в случае углекислоты, хранящейся в изотермических емкостях при относительном давлении 2.05 МПа. Для изотермических емкостей с другими давлениями хранения соответствующее минимальное значение необходимо определять согласно изложенному в п. А.4. Например, при относительном давлении 3.05 МПа, это значение, как показывает вычисление, составит 1.35 МПа.

Как несложно заметить, применение изложенного алгоритма расчета сопряжено с достаточно серьезными вычислительными трудностями, поскольку требует решения большого количества сложных уравнений при построении стационарных состояний системы. Поэтому предполагается, что при применении данной методики будут использоваться специально разработанные на ее основании компьютерные программы "Vector" и "Такт-Газ-Плюс".

Методику разработал:

С.А. Пастон, доктор физ.-мат. наук, профессор

Физическая модель происходящих процессов

Будем рассматривать ОТВ (углекислота), которое в сосуде находится в основном в жидком состоянии, но присутствуют и его насыщенные пары. Под действием давления насыщенных паров после открытия запорного устройства ОТВ начинает с большой скоростью двигаться по трубам, а затем через насадки. В процессе движения его давление падает, в результате чего в жидкости образуются пузырьки, в которые начинает испаряться ОТВ - происходит вскипание жидкости. Таким образом, по трубопроводной системе движется двухфазная смесь, состоящая из жидкого и газообразного ОТВ.

Необходимо, прежде всего, описать процесс течения смеси, происходящий в трубопроводах, включая сифонные трубки и трубы сосудов. Кроме этого, необходимо обсудить процесс расширения газа в верхней части сосуда, а также описать процесс истечения смеси через насадки.

А.1. Движение смеси по трубам

Описание движения двухфазной смеси в общем случае является чрезвычайно сложной задачей, см., например, [6]. Ситуация несколько упрощается, если считать, что смесь является гомогенной, т. е. жидкая и газообразная фазы равномерно перемешаны, и описывать ее как сжимаемую жидкость с заданным уравнением состояния $\Gamma(p)$, где p - давление (здесь и далее под давлением понимается статическое абсолютное давление), Γ - плотность среды. Уравнение состояния должно быть получено из рассмотрения процесса испарения ОТВ (этому посвящен п. А.2). Тогда задача сводится к изучению движения по трубе вязкой сжимаемой жидкости.

Поскольку это движение происходит с достаточно большими скоростями, а трубы являются шероховатыми, ситуация соответствует так называемой квадратичной области течения жидкости, в которой потери давления на трение пропорциональны квадрату скорости (формула Вейсбаха-Дарси, см. [7], формула (1.59)):

$$\Delta p_{\text{тр}} = l \frac{L v^2}{d} \Gamma . \quad (7)$$

Здесь L - длина участка трубы, d - ее внутренний диаметр, v - скорость течения жидкости, Γ - ее плотность, а l - коэффициент потерь на трение, находящийся по формуле Шифринсона:

$$l = 0.11 \frac{\alpha d}{\epsilon d} \frac{\Gamma}{\rho} . \quad (8)$$

(см. [7], формула (1.103)), где d - абсолютный размер шероховатостей трубы. Эта величина должна определяться из сравнения с опытом, причем не исключено, что наилучшее совпадение с опытом для течения по трубе двухфазной смеси может происходить при значении, отличном от используемого при описании течения воды. Как показывает сравнение с приведенными в [2] данными (см. ниже, текст после формулы (24)) совпадение дает значение $d = 0.045 \text{ мм}$.

Динамика движения вязкой сжимаемой среды описывается уравнениями Навье-Стокса (см. [8], т. 2, Гл. 2, формула (4.9)). Их нужно переписать для рассматриваемого случая движения по трубе и изменить вклад силы трения на соответствующий квадратичной области течения жидкости, согласно (7). В результате получится уравнение

$$\frac{\partial v}{\partial t} = -v \frac{\partial v}{\partial z} - \frac{1}{r} \frac{\partial p}{\partial z} - \frac{gh}{L} - \frac{1}{2d} v^2, \quad (9)$$

где t - время, z - расстояние вдоль трубы, h - перепад высот (в направлении течения жидкости) участка трубы, движение по которому рассматривается, g - ускорение силы тяжести. Должно также выполняться уравнение неразрывности (см. [8], т. 2, Гл. 2, формула (4.10)), которое в случае движения по трубе можно записать в виде

$$S \frac{\partial r}{\partial t} = - \frac{\partial q}{\partial z}, \quad (10)$$

где S - площадь сечения трубы, которая, вообще говоря, может меняться вдоль трубы, т. е. зависеть от z , а q - массовый расход жидкости, определяемый формулой

$$q = r v S. \quad (11)$$

Из уравнения (10) видно, что если имеет место скачок площади сечения трубы S , то расход q должен при этом оставаться непрерывным, иначе правая часть этого уравнения обратилась бы в бесконечность, в то время как величины r и v могут испытывать скачок. Отсюда также следует, что в случае разветвления трубопровода расход перед разветвлением должен быть равен сумме расходов в трубах после разветвления, поскольку поток в трубе до разветвления можно разделить на части, текущие каждая в свое ответвление.

Для того чтобы понять, какая еще величина, кроме q , остается непрерывной при скачке площади и при разветвлении труб, введем величины

$$f(p) = \int_{p^0}^p \frac{dp}{r(p)}, \quad (12)$$

где p^0 - некоторая константа,

и

$$w = \frac{v^2}{2} + f(p). \quad (13)$$

Тогда уравнение (9) можно переписать в виде

$$\frac{\partial v}{\partial t} = - \frac{\partial w}{\partial z} - \frac{gh}{L} - \frac{1}{2d} v^2. \quad (14)$$

Из такой формы уравнения видно, что при скачке площади, кроме q , должна оставаться непрерывной величина w , являющаяся функцией скорости v и давления p . Эта же величина должна оставаться непрерывной и при разветвлении труб, поскольку, как уже говорилось выше, поток в трубе до разветвления можно разделить на части, текущие каждая в свое ответвление.

В частном случае несжимаемой жидкости, когда $r(p) = const$, легко заметить, что

$$f(p) = \frac{p - p^0}{r}, \quad w = \frac{1}{r} \left(p + r \frac{v^2}{2} \right) - \frac{p^0}{r}. \quad (15)$$

Видно, что в этом случае величина w , с точностью до вычитания константы $\frac{p^0}{r}$ и деления на константу r , совпадает с используемой обычно для несжимаемой жидкости величиной

$$p + r \frac{v^2}{2}, \quad (16)$$

называемой полным давлением (или полным напором). Для сжимаемой же жидкости введение понятия полного давления смысла не имеет, вместо него нужно использовать даваемую формулой (13) величину w , потому что именно она остается непрерывной при скачке площади.

Таким образом, для того чтобы можно было рассматривать скачкообразные изменения площади сечения трубы в системе, наиболее естественно в качестве независимых переменных брать величины q и w , а скорость v , давление p и плотность Γ выражать через них с помощью формул (11), (13) и уравнения состояния. При этом изменение со временем этих независимых переменных определяется уравнениями (10) и (14), в левых частях которых величины Γ и v должны быть выражены через q и w .

Важным частным случаем рассматриваемого процесса течения сжимаемой жидкости является стационарное течение, когда все его параметры не меняются со временем (такая ситуация используется в п. 2). В этом случае уравнения (10) и (14) переходят в уравнения

$$\frac{\partial q}{\partial z} = 0, \quad (17)$$

$$\frac{\partial w}{\partial z} = -\frac{gh}{L} - \frac{l}{2d} v^2, \quad (18)$$

первое из которых просто означает, что расход q не меняется вдоль трубы между точками ветвления. Второе уравнение удобно представить в виде уравнения на p . Для этого используем в нем для w определение (13), а вместо скорости v подставим ее выражение из формулы (11). Получим

$$-\frac{q^2}{r^3 S^2} \frac{\partial r}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial p}{\partial z} = -\frac{gh}{L} - \frac{l}{2d} \frac{q^2}{r^2 S^2}, \quad (19)$$

откуда находим

$$\frac{\partial p}{\partial z} = -\frac{r \frac{\partial gh}{\partial z} + \frac{l}{2d} \frac{q^2}{r^2 S^2} \frac{\partial r}{\partial z}}{1 - \frac{q^2}{r^2 S^2} \frac{\partial r}{\partial p}}. \quad (20)$$

Уравнения (17), (20) описывают процесс течения смеси, происходящий в трубопроводе, включая сифонные трубки и трубы сосудов.

Заметим, что для горизонтального участка трубы длины L постоянного диаметра d и площади S полученную формулу (20) можно переписать в виде

$$r \frac{\partial p}{\partial z} - \frac{q^2}{S^2 r} \frac{\partial r}{\partial z} = -\frac{l}{2d} \frac{q^2}{S^2}. \quad (21)$$

Проинтегрировав это равенство по z от начала до конца рассматриваемого участка, легко получить соотношение

$$\int_{p_1}^{p_2} dp - \frac{q^2}{S^2} \ln \frac{r_2}{r_1} = -\frac{l}{2d} \frac{L q^2}{S^2}, \quad (22)$$

где $p_{1,2}$ и $\Gamma_{1,2}$ - давления и плотности в начале и конце участка. Используя введенные в [2], Annex C.1, обозначения

$$Y(p) = -\int_{p^0}^p dp, \quad Z(p) = \ln \frac{\Gamma^0}{\Gamma(p)} \quad (23)$$

это соотношение можно переписать в виде

$$\frac{S^2}{q^2}Y(p_2) - Z(p_2) = \frac{S^2}{q^2}Y(p_1) - Z(p_1) + \frac{l L}{2d}. \quad (24)$$

С учетом (8), это соотношение в точности воспроизводит предлагаемый в [2] способ нахождения давления в конце участка по заданным расходу и давлению в его начале. Таким образом, используемое в данной методике описание движения ОТВ по участкам трубопроводов воспроизводит используемое в стандарте NFPA 12 [2]. Это позволяет определить значение используемого в формуле (8) параметра d , соответствующее течению по трубам двухфазной смеси, состоящей из жидкой и газообразной углекислоты. Сравнение с приведенными в [2] данными дает значение $d = 0.045$ мм. Для повышения надежности результатов вычислений, в данной методике будем использовать значение $d = 0.1$ мм, что соответствует уменьшению на 10% значений расхода q при заданных давлениях.

А.2. Уравнение состояния среды

Уравнением состояния сжимаемой жидкости называется зависимость ее плотности от абсолютного давления $\Gamma(p)$. В частном случае несжимаемой жидкости эта зависимость имеет вид $\Gamma(p) = const$.

Поскольку смесь из сосуда в гидравлическую систему поступает через сифонную трубку (см. рис. 2), присутствующая в верхней части сосуда чисто газообразная фаза попадает в систему только после полного освобождения сосуда от жидкой фазы.

В п. А.5 рассматривается, что происходит с некоторым элементом жидкой фазы в процессе его движения сначала по сифонной трубке, а затем по остальной гидравлической системе. При этом предполагается, что этот элемент не успевает перемешиваться с соседними элементами, он может только расширяться, в результате чего его давление и плотность, а также температура, уменьшаются. При расширении элемента среды в жидкости возникают пузырьки, в которые происходит испарение ОТВ, т.е. происходит процесс вскипания. Таким образом, текущая по трубам среда становится двухфазной газожидкостной смесью. Закон, который связывает давление и плотность такой смеси дает искомое уравнение состояния $\Gamma(p)$. Приведенный в п. А.5 метод расчета позволяет численно находить уравнение состояния $\Gamma(p)$ для рассматриваемой системы при заданной величине начального давления p^0 .

На рис. 4 (сплошной линией) приведены графики полученной таким способом функции $\Gamma(p)$ для двух значений начального абсолютного давления – для $p^0 = 2.05$ МПа, что соответствует хранению углекислоты в изотермических емкостях (углекислота низкого давления), и для $p^0 = 5.15$ МПа, что соответствует хранению в сосудах (углекислота высокого давления). Для сравнения на этих же графиках пунктирной линией показаны соответствующие результаты, полученные по табличным данным, приведенным в стандарте NFPA 12 [2]. Как легко заметить, совпадение оказывается весьма хорошим – относительная погрешность не превышает 9% для $p^0 = 2.05$ МПа и 13% для $p^0 = 5.15$ МПа на нижней границе диапазона давлений (согласно рекомендациям NFPA 12 [2] давление в трубопроводах не должно опускаться ниже 1 МПа для углекислоты низкого давления и 2 МПа для углекислоты высокого давления), а по мере роста давления относительная погрешность становится еще меньше.

На рис. 5 приведены возникающие при вычислении уравнения состояния описанным в п. А.5 методом зависимости от давления p массового содержания a жидкой углекислоты в смеси также для двух значений начального давления – для $p^0 = 2.05$ МПа (углекислота низкого давления) и для $p^0 = 5.15$ МПа (углекислота высокого давления). Видно, что для

углекислоты низкого давления при подходе к нижней границе диапазона давлений успевает испариться только 12% жидкой углекислоты, а для углекислоты высокого давления – около 30%. Использованные при вычислениях теплофизические параметры углекислоты приведены в Приложении Б.

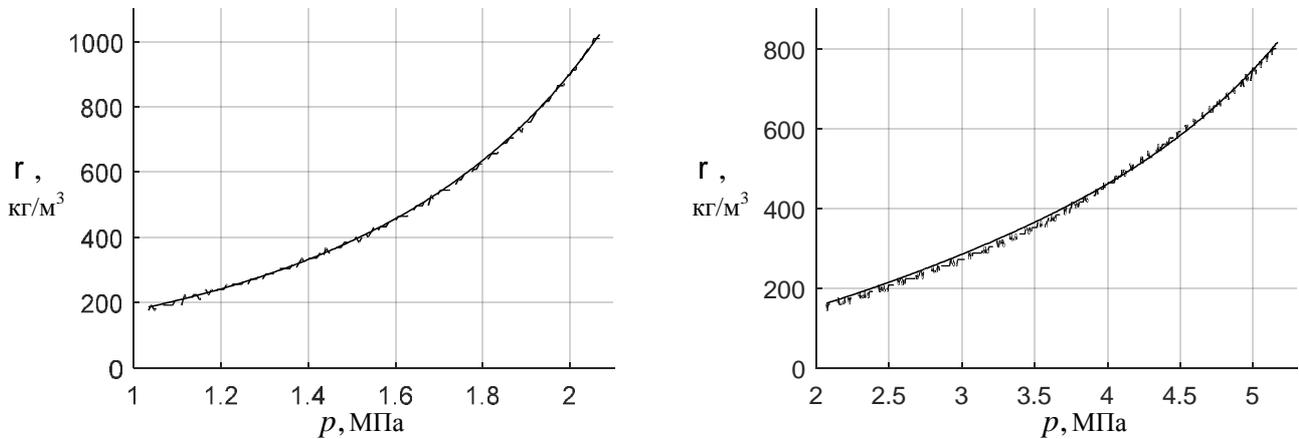


Рис. 4. Зависимости плотности Γ от давления p при начальном давлении $p^0 = 2.05$ МПа (слева) и $p^0 = 5.15$ МПа (справа). Сплошной линией показаны результаты, вычисленные по данной методике, а пунктиром – полученные по табличным данным, приведенным в стандарте NFPA 12 [2].

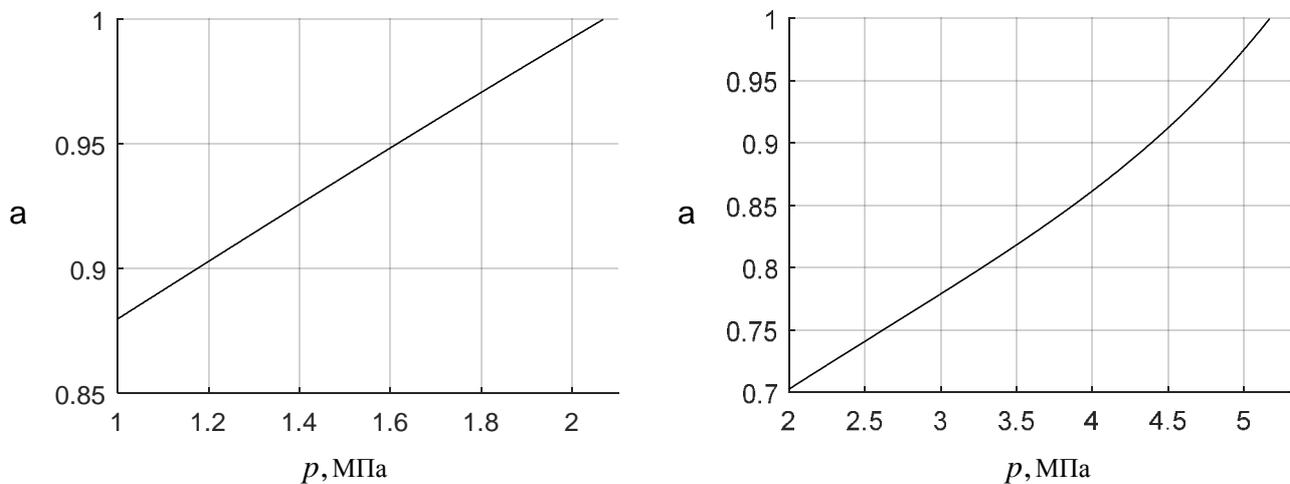


Рис. 5. Зависимости массового содержания a жидкой углекислоты в смеси от давления p при начальном давлении $p^0 = 2.05$ МПа (слева) и $p^0 = 5.15$ МПа (справа).

А.3. Испарение углекислоты в сосуде

Основная часть ОТВ (углекислоты) в сосуде находится в жидком состоянии (жидкая составляющая), но в верхней части сосуда присутствует и газообразная углекислота в виде насыщенного пара (газообразная составляющая). Рассмотрим процесс, происходящий в сосуде в процессе подачи ОТВ в защищаемое помещение. При выходе жидкого ОТВ из сосуда

давление в нем начинает понижаться и находящееся в жидком состоянии ОТВ вскипает – образуются пузырьки газообразной углекислоты, которые (в основном) поднимаются вверх и находящаяся в них углекислота присоединяется к газообразной составляющей. Поскольку процесс происходит достаточно быстро, теплообменом с окружающей средой можно пренебречь (т.е. процесс считается адиабатическим), так что испарение происходит за счет некоторого понижения температуры в сосуде, из-за чего понижается и давление в нем, всегда равное давлению насыщенных паров углекислоты при данной температуре.

Условие теплового баланса при таком процессе (закон сохранения энергии) можно записать в виде

$$pDV_2 + c_{ж}(m - m_2)DT + c_n m_2 DT + r_n Dm_2 = 0, \quad (25)$$

где p, T - давление и температура в сосуде, $c_{ж}, c_n$ - удельные (на единицу массы) теплоемкости жидкой углекислоты и ее насыщенных паров, r_n - удельная (на единицу массы) теплота парообразования углекислоты, m - полная масса ОТВ в сосуде, m_2 - масса газообразной составляющей ОТВ в сосуде (при этом $(m - m_2)$ - масса жидкой составляющей ОТВ в сосуде), V_2 - объем части сосуда, занятый в данный момент газообразной составляющей. В уравнении (25) первое слагаемое соответствует работе по расширению газообразной составляющей; второе и третье - нагреванию жидкой и газообразной составляющих; четвертое - энергии, затраченной на испарение. Используя в (25) соотношение

$$V_2 = \frac{m_2}{\rho_n}, \quad (26)$$

где ρ_n - плотность насыщенных паров углекислоты, которая, как и температура T , однозначно связана с давлением насыщенного пара p (в Приложении Б приведены формулы интерполирующих полиномов, позволяющих легко находить значения ρ_n, T и других теплофизических параметров углекислоты при любом заданном давлении насыщенного пара в диапазоне от 0.7 МПа до 7 МПа), можно получить уравнение

$$\frac{p}{\rho_n} Dm_2 - \frac{pm_2}{\rho_n^2} \frac{d\rho_n}{dp} Dp + (c_{ж}(m - m_2) + c_n m_2) DT + r_n Dm_2 = 0. \quad (27)$$

Из него можно найти связь между приращениями Dp и Dm_2 :

$$Dm_2 = Dp \frac{\frac{\partial pm_2}{\partial \rho_n^2} \frac{d\rho_n}{dp}}{c_{ж}(m - m_2) + c_n m_2} \frac{dT}{dp} + \frac{\frac{\partial r_n}{\partial \rho_n}}{\frac{\partial p}{\partial \rho_n}} + r_n \frac{\partial}{\partial \rho_n} \quad (28)$$

С помощью этой формулы можно найти изменение величины m_2 при произвольном изменении давления p .

Заметим, что в каждый момент времени полная масса m ОТВ, остающегося в сосуде, может быть связана с массой m_2 газообразной составляющей ОТВ в сосуде формулой

$$m = \rho_{ж}(V - V_2) + \rho_n V_2 = \rho_{ж} V - \frac{\rho_{ж}}{\rho_n} m_2, \quad (29)$$

где V - объем сосуда (учтено соотношение (26)). Для заданных объема сосуда V и начальных значений m и p из формулы (29) можно найти начальное значение m_2 . Далее можно пошагово находить с помощью формулы (28) изменение величины m_2 при произвольном изменении давления p и новое значение m_2 , после чего по (29) вычислять для него новое значение m . В результате можно найти, каким образом давление в сосуде падает по мере выхода ОТВ – уменьшения массы ОТВ в сосуде.

Результат такого вычисления для начального давления 2.1 МПа и коэффициента загрузки сосуда 0.95 кг/л приведен на рис. 6 (слева). Для сравнения на этом же рисунке пунктиром показан приведенный в Приложении Е СП 485.1311500.2020 [3] график падения давления в изотермическом резервуаре в зависимости от доли остающейся в нем массы ОТВ, отличие не превышает 2%.

Как легко заметить, даже при полной разрядке сосуда давление в нем падает не слишком сильно – на 35% при начальном давлении 2.1 МПа, которое чаще всего используется для углекислотного пожаротушения низкого давления. Аналогичным образом обстоит дело и для углекислотного пожаротушения высокого давления – расчет показывает падение давления на 42% при обычно используемом коэффициенте загрузки 0.7. Это позволяет при проведении гидравлического расчета, описывающего протекание ОТВ через систему трубопроводов и насадков, считать давление в сосуде постоянным, взяв некоторое среднее значение. Следует отметить, что так обстоит дело для углекислоты, которая находится под давлением своих собственных паров, в то время как в случае использования в качестве ОТВ хладонов, находящихся в сосуде под напором газа-вытеснителя, ситуация заметно меняется. Как показывают расчеты, в этом случае к концу разрядки сосуда давление в нем падает более чем в 3 раза, поэтому при проведении гидравлического расчета систем на основе хладонов с газом-вытеснителем пренебрегать падением давления в сосуде при его разрядке нельзя.

В NFPA 12 [2] для углекислоты низкого давления с абсолютным давлением хранения 2.15 МПа (что соответствует относительному давлению 2.05 МПа) рекомендуется в качестве среднего значения абсолютного давления, принимаемого для расчета, брать значение 2.05 МПа, что соответствует моменту выхода из сосуда приблизительно 18% ОТВ, см. рис. 6 (справа). Для изотермических емкостей с другим давлением хранения в качестве принимаемого для расчета среднего значения абсолютного давления будем аналогичным образом брать вычисляемое вышеописанным образом значение, соответствующее выходу из сосуда 18% ОТВ. Например, для абсолютного давления хранения 3.15 МПа (что соответствует относительному давлению 3.05 МПа), в расчете следует принимать абсолютное давление 2.95 МПа, см. рис. 6 (справа).

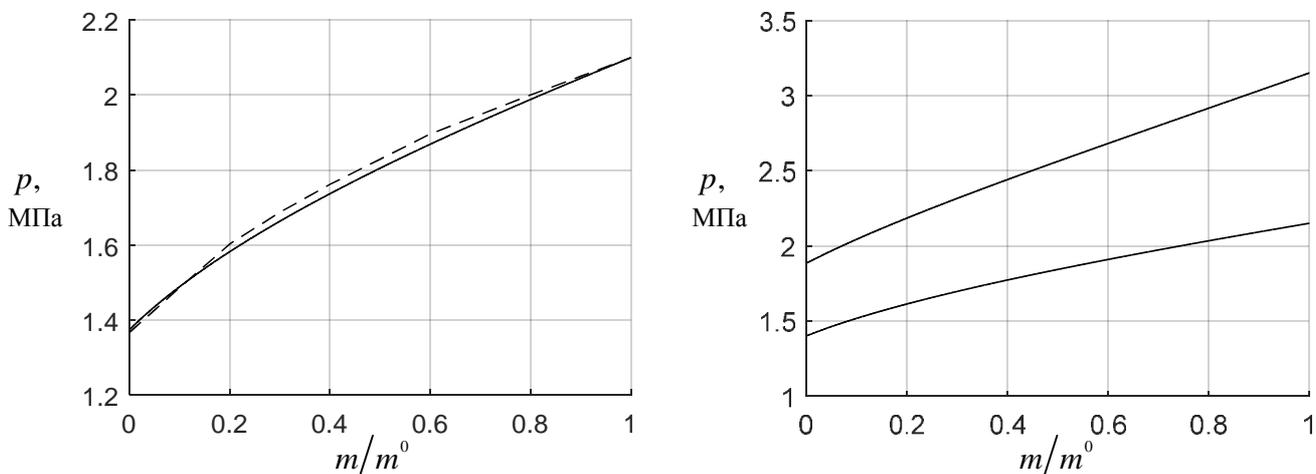


Рис. 6. Зависимость давления в сосуде (изотермической емкости) от отношения массы m остающегося в сосуде ОТВ к начальному ее значению m^0 . Слева: при начальном абсолютном давлении $p^0 = 2.1$ МПа, пунктиром показаны данные из Приложения Е СП 485.1311500.2020 [3]. Справа: при начальных абсолютных давлениях $p^0 = 2.15$ МПа (нижний график) и $p^0 = 3.15$ МПа (верхний график).

Для хранящейся в баллонах углекислоты высокого давления, температура которой не поддерживается постоянной, а изменяется в соответствии с изменением температуры в помещении, в качестве принимаемого для расчета среднего значения абсолютного давления в NFPA 12 [2] рекомендуется значение 5.15 МПа.

Таким образом, при гидравлическом расчете давление в сосудах будем во всех случаях считать постоянным, равным среднему значению. Для углекислоты высокого давления это среднее значение абсолютного давления следует брать равным 5.15 МПа, а для углекислоты низкого давления, хранящейся в изотермических емкостях, для каждого давления хранения, большего 2.15 МПа, среднее значение нужно вычислять указанным выше образом. Для абсолютного давления хранения 2.15 МПа среднее значение абсолютного давления при расчете следует брать равным 2.05 МПа, а, например, при абсолютном давлении хранения 3.15 МПа среднее значение абсолютного давления при расчете следует брать равным 2.95 МПа.

А.4. Истечение смеси через насадки

Выбор способа описания процесса истечения рассматриваемой смеси через насадок оказывается сложной задачей (некоторое обсуждение процесса истечения вскипающей жидкости из насадков см. в [9], §8.5). В этом процессе может играть роль конечность скорости звука в являющейся сжимаемой жидкостью смеси, которая дается формулой

$$c_{зв} = \sqrt{\frac{\gamma p}{\gamma r}}. \quad (30)$$

Конечность скорости звука может приводить к возможности эффекта критического расхода через насадок (эффект запираания, см., например, [10], §33), однако из-за малости времени прохождения смеси через отверстия насадка скорость звука может оказаться заметно больше, чем в процессе течения по трубам, из-за чего ситуация может оказаться ближе к течению несжимаемой жидкости, см. обсуждение этих вопросов в [1].

При истечении через насадок несжимаемой жидкости плотности Γ расход q дается формулой (см. [7], формула (1.129))

$$q = m S_n \sqrt{2 D p r}, \quad (31)$$

где S_n - суммарная площадь сечения отверстий насадка, m - коэффициент расхода насадка, учитывающий местные потери, $D p$ - разность полного давления (см. формулу (16)) перед насадком и давления снаружи, т. е.

$$D p = p + r \frac{v^2}{2} - p_{атм} \quad (32)$$

(через $p_{атм}$ обозначена величина атмосферного давления, а через v - скорость среды в трубе перед насадком). Сравнение результатов, даваемых формулой (31), с приведенными в NFPA 12 [2] данными, показывают, что хорошего согласия можно добиться, предположив, что коэффициент расхода насадка m является не константой, а некоторой универсальной (т.е. одинаковой как для углекислоты низкого, так высокого давлений) функцией от плотности смеси Γ , вычисляемой для данного давления p , которое можно взять приблизительно равным $D p$, что обычно реализуется на практике. В результате проведения указанного сравнения при описании протекания через насадок углекислоты формулу (31) можно заменить универсальной формулой

$$q = S_n \sqrt{D p} (5.94 + 0.0166 r (p)), \quad (33)$$

(приведенные значения коэффициентов соответствуют использованию системы единиц СИ) которую можно использовать при различных давлениях хранения углекислоты, находя для каждого из них зависимость $\Gamma (p)$ согласно изложенному в разделе А.5. На рис. 7 приведено сравнение полученных по этой формуле значений расхода q как функции давления перед насадком p с данными, приведенными в NFPA 12 [2] (таблицы 4.7.5.2.1, 4.7.5.3.1) для углекислоты как низкого давления 2.15 МПа, так и высокого давления.

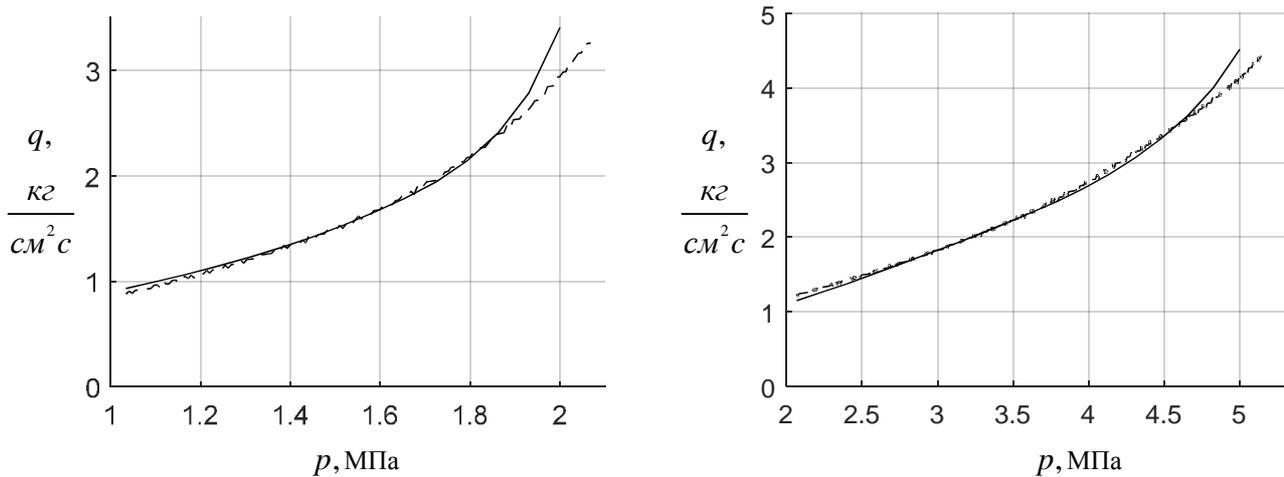


Рис. 7. Зависимость расхода q через насадок от давления p перед насадком при начальном давлении $p^0 = 2.15$ МПа (слева, углекислота низкого давления) и $p^0 = 5.15$ МПа (справа, углекислота высокого давления). Пунктиром показаны результаты вычисления по формуле (33), а сплошной линией – данные, приведенные в NFPA 12 [2].

Сравнение показывает, что в обоих случаях – для углекислоты низкого и высокого давлений – совпадение оказывается хорошим при всех значениях давления, меньших, чем 90% от соответствующего давления хранения, а при больших значениях универсальная формула (33) дает меньшие значения расхода, чем данные NFPA 12. Поскольку на насадках практически никогда не могут возникнуть такие большие давления (из-за падения давления в трубопроводе), для всех реалистичных гидравлических систем формула (33) будет давать хорошие результаты. При этом в экзотическом случае очень большого давления на насадке даваемые ей значения расхода окажутся занижены, так что время выхода ОТВ окажется не меньше, чем предсказываемое NFPA 12.

Для повышения надежности результатов вычислений, в данной методике будем определять расход q через насадок по формуле (33) с уменьшенными на 20% значениями числовых коэффициентов, что соответствует уменьшению на 20% значений расхода q при заданных давлениях. Для приближенного нахождения q можно в ней считать $Dp = p$, однако для получения более точного результата нужно подставить в нее Dp в виде (32) с использованием (11), после чего, выразить q из возникающего уравнения. В результате получается окончательная формула для расхода через насадок:

$$q = \sqrt{\frac{p - p_{амм}}{1 - \frac{1}{5S_n^2(1 + 0.0028r(p))^2 - \frac{1}{2r(p)S_{mp}^2}}}}, \quad (34)$$

где S_{mp} – площадь подходящей к насадку трубы. Будем использовать именно эту формулу для нахождения расхода через насадки.

Для обеспечения нормального режима выхода ОТВ из насадка необходимо, чтобы перед ним были достаточно высокие давление и плотность смеси. Согласно NFPA 12 [2] для хранящейся в баллонах углекислоты высокого давления необходимо обеспечить минимальное абсолютное давление перед насадком 2.05 МПа, что соответствует плотности смеси 160 кг/м³ (см. п. А.2, рис.4 справа), а для хранящейся в изотермических емкостях углекислоты низкого

давления с относительным давлением хранения 2.05 МПа необходимо обеспечить минимальное давление 1.05 МПа перед насадком, что соответствует плотности смеси 180 кг/м^3 (см. раздел А.2, рис.4 слева). В случае хранения углекислоты в изотермических емкостях с относительным давлением хранения, большим, чем 2.05 МПа, будем находить минимальное давление перед насадком как соответствующее вычисляемой согласно изложенному в п. А.2 плотности смеси $\rho = 180 \text{ кг/м}^3$.

Поскольку при непосредственном измерении давления перед насадком показания манометра соответствуют не абсолютному статическому давлению p , а приблизительно ему равному относительному полному давлению (полному напору) Dp (32), удобно требовать, чтобы именно эта величины была не меньше, чем необходимое минимальное давление перед насадком.

В результате будем использовать следующие значения минимального относительного полного напора Dp перед насадками: 2 МПа для хранящейся в баллонах углекислоты высокого давления; 1 МПа для углекислоты, хранящейся в изотермических емкостях при относительном давлении 2.05 МПа. А, например, для углекислоты, хранящейся в изотермических емкостях при относительном давлении 3.05 МПа, это значение, как показывает вычисление, составит 1.35 МПа.

А.5. Получение уравнение состояния

Рассмотрим, что происходит с некоторым элементом среды в процессе его движения сначала по сифонной трубке, а затем по остальной гидравлической системе. Будем считать, что этот элемент не успевает перемешиваться с соседними элементами, он может только расширяться, в результате чего его давление и плотность уменьшаются. Закон, который связывает при этом давление и плотность и дает искомое уравнение состояния $\rho(p)$.

Обозначим массу рассматриваемого элемента среды через m , а его объем через V . Тогда плотность элемента среды будет определяться как

$$\rho = \frac{m}{V}. \quad (35)$$

При расширении элемента среды в жидкости возникают пузырьки, в которые происходит испарение ОТВ. В результате этого рассматриваемый элемент среды становится двухфазной газожидкостной смесью. Будем считать, что пузырьки распределены по объему равномерно, т. е. смесь является гомогенной. Давление p в пузырьке, а значит и во всем элементе среды совпадает с давлением насыщенных паров ОТВ при данной температуре.

Обозначим через a отношение массы находящегося в жидком состоянии ОТВ в элементе среды к его полной массе m , тогда, учитывая, что масса газообразного ОТВ будет равна $(1 - a)m$, имеем

$$V = \frac{am}{\rho_{ж}} + \frac{(1-a)m}{\rho_{н}}, \quad (36)$$

где $\rho_{ж}$ и $\rho_{н}$ - плотности жидкого и газообразного (представляющего собой насыщенный пар) ОТВ, соответственно. Из (35) и (36) несложно найти выражение для величины a в виде:

$$a = \frac{1 - \frac{\rho}{\rho_{н}}}{1 - \frac{\rho}{\rho_{ж}}}. \quad (37)$$

Будем пометить верхним индексом "0" величины, относящиеся к начальному моменту времени, когда рассматриваемый элемент среды состоял только из жидкого ОТВ, а давление в нем совпадало с начальным давлением в сосуде, обозначаемым через p^0 . Тогда, например, $a^0 = 1$.

Для того чтобы получить уравнение состояния, необходимо учесть условие теплового баланса. Поскольку процесс происходит достаточно быстро, можно считать, что он идет адиабатически, т. е. без обмена теплом с окружением. Тогда условие теплового баланса (закон сохранения энергии) при малом изменении параметров рассматриваемого элемента среды можно записать как

$$pDV + c_{ж} a mDT + c_n (1 - a) mDT - r_n mDa = 0, \quad (38)$$

где $c_{ж}$ и c_n - удельные (на единицу массы) теплоемкости жидкого и газообразного ОТВ, соответственно, r_n - удельная (на единицу массы) теплота парообразования ОТВ. В уравнении (38) первое слагаемое соответствует работе по расширению элемента среды; второе и третье - нагреванию составных частей смеси: жидкого и газообразного ОТВ; четвертое - энергии, затраченной на испарение ОТВ.

Найдем приращение величины a из формулы (37):

$$Da = \frac{r_n}{r^2} \frac{dr}{1 - \frac{r_n}{r} \frac{dr}{r}} + \frac{a}{c} \frac{da}{r} - \frac{1}{r} \frac{dr}{r} - \frac{a r}{r_{ж}^2} \frac{dr_{ж}}{r} \frac{DT}{1 - \frac{r_n}{r} \frac{dr}{r}}. \quad (39)$$

Подставляя в уравнение (38) формулу (39) и следующее из формулы (35) соотношение

$$DV = - \frac{m}{r^2} Dr, \quad (40)$$

находим связь между приращениями DT и Dr :

$$\frac{1}{r^2} \frac{dr}{c} p + \frac{r_n}{r} \frac{dr}{1 - \frac{r_n}{r} \frac{dr}{r}} = \frac{a}{c} \frac{da}{r} - \frac{1}{r} \frac{dr}{r} - \frac{a r}{r_{ж}^2} \frac{dr_{ж}}{r} \frac{DT}{1 - \frac{r_n}{r} \frac{dr}{r}}. \quad (41)$$

Полученные уравнения позволяют при заданной величине начального давления p^0 численно находить значения всех параметров системы для каждого значения p , а значит, в частности, уравнение состояния $\Gamma(p)$. Для этого нужно использовать экспериментально известные зависимости от температуры следующих теплофизических параметров углекислоты:

- плотность жидкой углекислоты $\Gamma_{ж}$,
- удельная (на единицу массы) теплоемкость жидкой углекислоты $c_{ж}$,
- удельная (на единицу массы) теплота парообразования r_n ,
- давление насыщенного пара p ,

- плотность насыщенного пара Γ_n ,
- удельная (на единицу массы) теплоемкость насыщенного пара c_n .

Зависимостью теплоемкости c_n от температуры можно пренебречь, приняв для нее значение теплоемкости газообразной углекислоты, поскольку ее влияние на результаты расчета оказывается достаточно слабым. Для остальных перечисленных теплофизических параметров углекислоты в Приложении Б приведены формулы интерполирующих полиномов, позволяющих легко находить значения каждой из этих величин, а также температуры T , при любом заданном давлении насыщенного пара в диапазоне от 0.7 МПа до 7 МПа.

Для получения уравнения состояния $\Gamma(p)$ текущей по трубопроводам смеси для заданного начального давления p^0 необходимо прежде всего задать начальные значения параметров:

$$p = p^0, \quad \Gamma = \Gamma_{жс}^0, \quad \mathbf{a} = 1 \quad (42)$$

и соответствующие начальному давлению p^0 значения величин $T, \Gamma_{жс}, \Gamma_n, c_{жс}, r_n$. Далее нужно пошагово уменьшать давление p на некоторую малую величину Dp , на каждом шаге вычисляя приращение DT из известной зависимости $p(T)$ давления насыщенного пара от температуры, а затем находя по формуле (41) приращение плотности смеси $D\Gamma$ и, следовательно, величину Γ при новом давлении. После этого нужно для соответствующей этому давлению температуры T найти значения величин $\Gamma_{жс}, \Gamma_n, c_{жс}, r_n$ и по формуле (37) найти новое значение \mathbf{a} , после чего можно переходить к следующему шагу. На каждом шаге нужно во всех формулах использовать значения параметров, полученные на предыдущем шаге.

Графики полученных таким способом зависимостей $\Gamma(p)$ и $\mathbf{a}(p)$ при начальных давлениях p^0 , равных 2.1 МПа и 5.2 МПа (соответствующих углекислоте низкого и высокого давления), приведены на рис. 4,5 в п. А.2.

**Используемые при проведении расчетов
параметры углекислоты (двуокиси углерода)**

В табл. 1 приведены использованные в расчетах параметры углекислоты на линии насыщения. Данные взяты из [11].

давление насыщенного пара, МПа	температура, °С	плотность насыщенного пара, кг/м ³	плотность жидкости, кг/м ³	удельная теплота парообразования, кДж/кг
0.68	-50	17.9	1156	339
1.00	-40	24.4	1118	326
1.42	-30	36.1	1077	308
1.97	-20	50.5	1032	287
2.64	-10	69.8	982	263
3.48	0	97	928	233
4.48	10	134	862	200
5.71	20	193	775	155
7.19	30	336	604	69

Табл. 1. Теплофизические параметры углекислоты в зависимости от температуры, значения взяты из [11].

Для удобства использования приведенных в табл. 1 данных можно найти формулы интерполирующих эти данные полиномов. В диапазоне давлений от 0.7 МПа до 7 МПа с достаточно хорошей точностью указанные данные как функция давления p (в Па) насыщенного пара воспроизводятся следующими полиномами:

Температура, °С:

$$T = -74.36 + 4.244 \times 10^{-5} p - (3.124 \times 10^{-6} p)^2 + (1.09 \times 10^{-6} p)^3 - (5.08 \times 10^{-7} p)^4$$

Плотность насыщенного пара, кг/м³:

$$r_n = 11.02 + 2.268 \times 10^{-6} p + (3.782 \times 10^{-6} p)^2 - (1.484 \times 10^{-6} p)^3 + (7.358 \times 10^{-7} p)^4$$

Плотность жидкой углекислоты, кг/м³:

$$r_{ж} = 1245 - 1.472 \times 10^{-4} p + (4.857 \times 10^{-6} p)^2 - (1.292 \times 10^{-6} p)^3$$

Удельная теплота парообразования, Дж/кг:

$$r_n = 3.772 \times 10^5 - 5.905 \times 10^{-2} p + (8.949 \times 10^{-5} p)^2 - (9.279 \times 10^{-6} p)^3$$

Аналогичные формулы интерполирующих полиномов в диапазоне давлений от 1 МПа до 5.7 МПа для удельной теплоемкости жидкой углекислоты $c_{ж}$ и теплоемкости ее насыщенного пара c_n можно найти из данных приведенных в [11],[12],[13]:

Удельная теплоемкость жидкой углекислоты, Дж/(кг °С):

$$c_{ж} = 1364 + 6.347 \times 10^{-4} p - (1.418 \times 10^{-5} p)^2 + (3.138 \times 10^{-6} p)^3$$

Удельная теплоемкость насыщенного пара, Дж/(кг °С):

$$c_n = 571 + 8.994 \times 10^{-4} p - (1.883 \times 10^{-5} p)^2 + (3.73 \times 10^{-6} p)^3$$

Литература

- [1] Цариченко С.Г., Пастон С.А., Пастон А.Р., Жаров С.А., Куянов А.В. "Расчет времени выхода огнетушащего вещества под давлением газа-вытеснителя для систем газового пожаротушения на основе сжиженных газов", Пожарная безопасность, 2007, N 4, стр. 38-44.
- [2] NFPA 12 – "Стандарт на системы пожаротушения двуокисью углерода (Standard on Carbon Dioxide Extinguishing Systems)" из стандартов Национальной Ассоциации Противопожарной Защиты США (National Fire Protection Association, NFPA), регламентирующих требования безопасности и защиты от пожаров и взрывов.
- [3] СП 485.1311500.2020 – Свод правил "Системы противопожарной защиты. Установки пожаротушения автоматические. Нормы и правила проектирования", М.:Стандартинформ, 2020.
- [4] Николаев В.М., Смирнов Н.В., Никонова Е.В., Копылов С.Н., Цариченко С.Г. "Гидродинамические параметры течения двухфазных сред в трубопроводах установок газового пожаротушения", Пожарная безопасность, 2006, N 2, стр. 91-100.
- [5] Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. "Гидродинамика". М.:Наука, 1988.
- [6] Лабунцов Д.А., Ягов В.В. "Механика двухфазных систем". М.:МЭИ, 2000.
- [7] Башта Т.М., Руднев С.С., Некрасов Б.Б. "Гидравлика, гидромашины и гидроприводы: учебник для машиностроительных вузов". М.: Машиностроение, 1982.
- [8] Кочин Н.Е., Кибель И.А., Розе Н.В. "Теоретическая гидромеханика", в 2х томах. М.:Физматгиз, 1963.
- [9] Скрипов В.П., Синицин Е.Н., Павлов П.А., Ермаков Г.В., Муратов Г.Н., Буланов Н.В., Байдаков В.Г. "Теплофизические свойства жидкостей в метастабильном состоянии". М.:Атомиздат, 1980.
- [10] Лойцянский Л.Г. "Механика жидкости и газа". Л.:Гостехиздат, 1950.
- [11] Варгафтик Н.Б. "Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей", М.: Наука, 1972.
- [12] Чиркин В.С. "Теплофизические свойства материалов", М.:Физматгиз, 1959.
- [13] Варгафтик Н.Б. "Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей", М.:Физматгиз, 1963.