

ГАЗИФИКАЦИЯ КРИОГЕННЫХ ЖИДКОСТЕЙ

В.Г. Тонконог

Казанский национальный исследовательский технический университет им. А.Н. Туполева (КНИТУ-КАИ), г.Казань, Россия

Введение. Криогенные жидкости находят широкое применение в аэрокосмических системах, наземных транспортных энергоустановках, медицине, электронике и других отраслях техники. Технологические циклы, в которых используются криопродукты, предполагают как их хранение, так и газификацию. Например, в баках транспортных энергоустановок выгодно хранить топливо (водород или метан) в сжиженном состоянии и испарять его при подаче в энергоустановку [1]. Аналогичная ситуация возникает при снабжении природным газом локальных объектов, когда потребителю доставляется сжиженный природный газ и в последующем его газифицируют. Таким образом, разработка и создание систем газификации криогенных жидкостей является актуальной задачей.

В традиционном исполнении газификаторы включают бак с криогенной жидкостью, насос и испаритель на базе теплообменника. И такие газификаторы эффективны только в режиме низменной производительности по газу. При переменных нагрузках газификаторы с теплообменником-испарителем малоэффективны, поскольку теплообменники в общем случае обладают существенной тепловой инерцией. Последнее приводит к определенным проблемам при газификации криогенных жидкостей. Еще одним недостатком традиционных газификаторов является неизбежная потеря криогенной жидкости из емкости, в которой она хранится. Теплоприток извне приводит к испарению и потерям рабочего тела, что ограничивает время эксплуатации газификатора в запрограммированном состоянии. По опыту аэрокосмической отрасли известно, что даже в лучших космических центрах потери криопродукта при хранении доходят до 30 % [2].

Схема газификатора. Можно существенно улучшить технико-экономические характеристики газификатора (снизить теплоприток к емкости-хранилищу криогенной жидкости и повысить динамические характеристики процесса газификации), если испарение криогенной жидкости осуществлять за счет ее внутренней энергии. Такой процесс может быть реализован при адиабатном расширении жидкости в дроссельном устройстве. В процессе адиабатного расширения жидкости в дроссельном устройстве, вследствие падения давления, происходит частичное испарение жидкости и образование двухфазного потока. Важной эксплуатационной характеристикой газификатора, реализующего предлагаемый способ газификации криогенной жидкости, является то, что жидкая фаза в двухфазном потоке будет иметь температуру ниже начальной температуры жидкости. После сепарации двухфазного потока паровая фаза направляется потребителю, а жидкая фаза с температурой ниже начальной возвращается в емкость хранилища. Таким образом, в процессе газификации криогенного топлива одновременно происходит и его охлаждение. На устройство, реализующее предлагаемый способ газификации криогенной жидкости, получен патент РФ [3]. Схема газификатора представлена на рис.1.

Работа газификатора. В теплоизолированной емкости содержится криогенное топливо в состоянии насыщения с температурой T_0 и давлением, соответствующим давлению насыщения при температуре: T_0 и $p=p_s(T_0)$. Криогенное топливо поступает из емкости 1 в дрос-

сельное устройство 3 либо принудительно, либо самовытеснением, под действием давления насыщенных паров $p_s(T_0)$. Возможен подогрев криогенного топлива с помощью теплообменника 2. В дроссельном устройстве в процессе адиабатного расширения жидкости происходит частичное испарение жидкости и образование двухфазного парожидкостного потока, в котором температура жидкой фазы T_1 , вследствие затрат энергии на парообразование, будет меньше начальной температуры, $T_1 < T_0$. Далее двухфазный поток поступает в сепаратор 4, где происходит разделение его на жидкую и паровую фазы. Жидкая фаза с помощью насоса 8 возвращается в емкость 1, а паровая фаза с помощью компрессора 5 подается в энергоустановку 7. В том случае, когда адиабатное расширение в дросселе проводится до давления соответствующего атмосферному, из системы можно исключить компрессор 5.

Количество пара, образующегося в процессе адиабатного расширения (течения) в дроссельном устройстве зависит от начальных параметров процесса (p_0, T_0), давления в конце адиабатного расширения жидкости p_1 и расхода жидкости через дроссельное устройство. При неизменных параметрах процесса количество пара, образующегося в дросселе, будет определяться только расходом жидкости, величина которого может управляться изменением проходного сечения дроссельного устройства.

Предлагаемая система газификации криогенных топлив обладает хорошей динамикой и легко управляется путем регулирования проходного сечения дроссельного устройства, либо

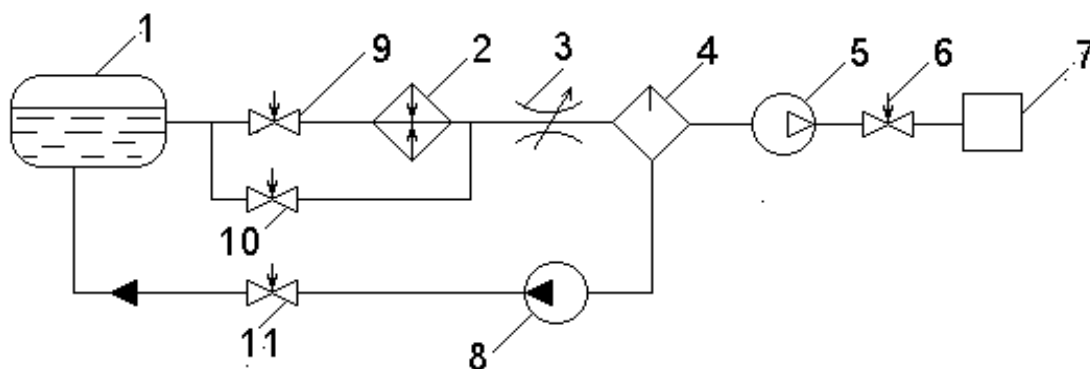


Рис.1. Схема газификатора.

1-теплоизолированная емкость с криогенным топливом; 2-теплообменник; 3-дроссельное устройство; 4-сепаратор; 5-компрессор, 6,9,10,11-запорные и регулирующие вентили; 7- энергоустановка; 8-насос.

изменением (управлением) подачи жидкости в дроссельное устройство с помощью насоса и т.д. Представляет практический интерес и то, что в процессе работы устройства неиспарившаяся часть топлива будет иметь температуру T_1 , меньшую начальной температуры T_0 . Эта часть, возвращаемая в емкость, снижает температуру в емкости и тем самым уменьшает количество криогенного топлива, которое неизбежно должно попадать в дренаж, как компенсация внешних теплопритоков. Таким образом, данная система газификации криогенного топлива при подаче его в энергоустановку обладает не только хорошими динамическими характеристиками, но и позволяет увеличить коэффициент использования криогенного топлива.

Задачи и направления исследований. Для расчета и проектирования устройств, реализующих предлагаемый способ газификации криогенных жидкостей, необходимо знать количество паровой фазы, образующейся в дроссельном устройстве, расход рабочего тела, претерпевающего фазовые превращения, через парогенерирующий канал, структуру потока (последнее необходимо для организации эффективной сепарации фаз в парожидкостном потоке). Для решения перечисленных и ряда смежных вопросов выполнено численное и экспериментальное моделирование характеристик двухфазного потока, образующегося в дроссельном устройстве газификатора.

Численные исследования проводились с водородом, метаном, азотом. Экспериментальные исследования проводились с азотом на стенде НИИХимМаш. Стенд выполнен по схеме разомкнутого расходного контура и оснащен средствами измерения расхода (турбинные датчики расхода), температуры (платиновые термометры сопротивления), давления (датчики давления ДДМ). В экспериментах исследовалось течение насыщенного и недогретого до состояния насыщения азота через осесимметричные сопла Лавалья с углами раствора расширяющейся части сопла $\alpha = 6^\circ \dots 12^\circ$. Исследования проводились для случая критического истечения азота через сопло Лавалья, когда расход через экспериментальный канал достигал максимального значения (при неизменных температуре и давлении на входе в канал) и не зависел от вариаций противодавления за срезом канала.

Характеристики парогенерирующего дроссельного устройства. В парогенерирующем канале дроссельного устройства происходит расширение криогенной жидкости. Вследствие падения давления рабочего тела ниже давления насыщения, в потоке жидкости создаются условия для зарождения и развития паровой фазы. С учетом малого времени пребывания рабочего тела в тракте канала процесс расширения рабочего тела можно считать адиабатным. В случае равновесного расширения паросодержание двухфазного потока, образующегося в дроссельном устройстве, может быть найдено из условий изоэнтропного ($s = \text{const}$) расширения рабочего тела. Будем считать, что начальное состояние жидкости, поступающей в парогенерирующий канал, соответствует состоянию насыщения и энтропия является известной функцией давления [4], $s = s'_0(p_0)$. Энтропия двухфазной среды в конце процесса расширения s_1 определяется на основании свойств адитивности через массовое паросодержание x и энтропии жидкой s' и паровой s'' фаз. Из условия неизменности энтропии ($s_0 = s_1$) в процессе расширения жидкости от давления p_0 до p_1 получим уравнение для определения массового паросодержания x двухфазной среды, образующейся в дросселе

$$x = \frac{s'_0 - s'_1}{s''_1 - s'_1} \quad (1)$$

Результаты расчета массовой доли пара, образующегося в процессе равновесного изоэнтропного расширения водорода и метана из состояния насыщения для различных перепада давлений $\Delta p = (p_0 - p_1)$, срабатываемых в дроссельном устройстве, представлены на рис. 2. При выполнении расчетов значения начального давления p_0 варьировались, а величина противодавления оставалась неизменной и составляла $p_1 = 0,1$ МПа.

Уравнение (1) определяет количество пара, образующегося в равновесном адиабатном процессе расширения жидкости. В реальных процессах в дроссельном канале будет образовываться неравновесный двухфазный поток, в котором жидкая фаза будет находиться в перегретом (метастабильном состоянии) [5, 6]. Вследствие неравновесности количество паровой фазы, образующееся в реальном процессе адиабатного расширения вскипающей жидкости, будет меньше, чем в равновесном процессе. Для оценки реальных характеристик двухфазного потока, образующегося в дроссельном устройстве, выполнено численное исследова-

ние параметров двухфазного потока, образующегося в процессе адиабатного течения криогенных жидкостей в каналах переменного сечения (соплах Лавалья). Сопла Лавалья, как объект моделирования, выбраны из условий максимальной производительности по пару. Моделирование параметров двухфазного потока проводилось в одномерной и двумерной постановках задачи.

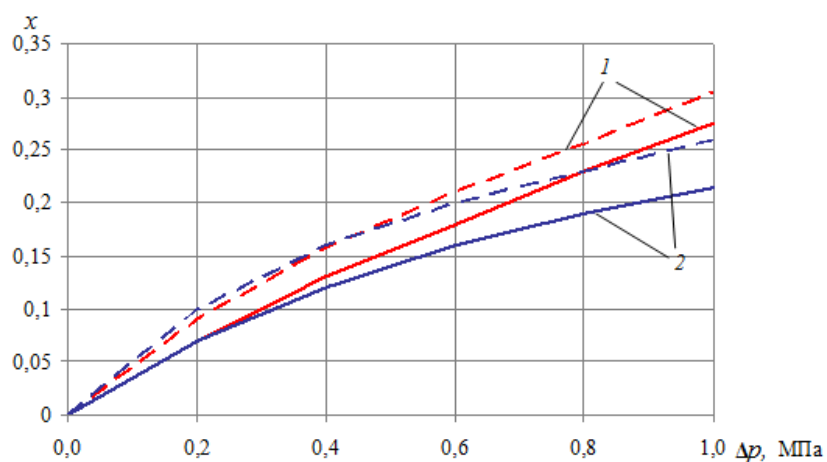


Рис.2. Массовая доля пара, образующаяся в процессе адиабатного расширения криогенных топлив в дроссельном устройстве. 1-водород (нормальный), 2 – метан.(----) – равновесный процесс; (—) – неравновесный процесс.

При построении одномерной модели принимались допущения: течение адиабатное; образование паровой фазы происходит в метастабильной области состояний при достижении в потоке капельной жидкости определенного перегрева [6], величина которого в двухфазном потоке остается неизменной; жидкая фаза в двухфазном потоке находится в перегретом состоянии; паровая фаза в потоке находится в насыщенном состоянии; фазы движутся с одинаковыми скоростями; плотность и энтальпия двухфазной среды определяется на основании свойств аддитивности через паросодержание и параметры состояния фаз; учитывается трение только жидкой фазы о стенку канала, величина которого определялась согласно рекомендациям [7]. Численное интегрирование системы уравнений осуществлялось методом Рунге-Кутты. Алгоритм расчета включал условие критического течения, при котором расход через канал стремится к критическому, $J \rightarrow J_{кр}$ и градиент давления по всему тракту канала имеет отрицательное значение, $dp/dz < 0$.

Результаты расчета массовой доли пара, образующегося в процессе адиабатного расширения H_2 и CH_4 в канале переменного сечения (сопло Лавалья) представлены на рис.2. На рис. 3 представлены результаты численного моделирования пропускной способности парогенерирующего канала для случая критического течения азота при различных начальных условиях (из состояния насыщения и из состояний, лежащих выше левой пограничной кривой). На этом же рисунке приведены результаты собственных экспериментальных данных по определению критического расхода и результаты определения критического расхода при истечении вскипающего азота через сопло Лавалья R.J. Simoneau [8]. Как следует из результатов расчетов, представленных на рис.3, равновесная модель дает завышенные значения паросодержания и заниженные значения критического расхода, по сравнению с моделью, учитывающей термическую неравновесность процесса. Результаты численного моделирования расходных характеристик парогенерирующего канала по предлагаемой одномерной, неравновесной модели дают удовлетворительное согласование с собственными экспериментами и экспериментами других авторов.

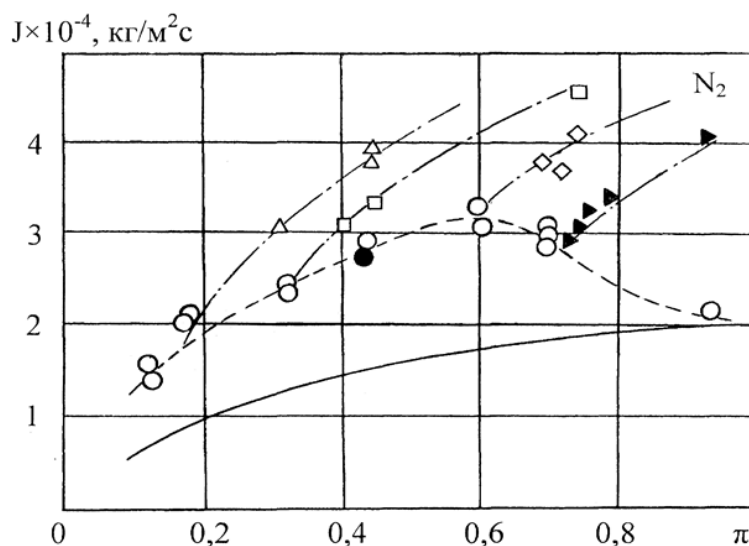


Рис. 3. Критический расход N2 через парогенерирующий канал (сопло Лавалья. ($\alpha=12^\circ$, $d_{\min}=4$ мм.))

Расчет: _____ истечение из состояния насыщения (равновесная модель); ----- истечение из состояния насыщения (неравновесная модель); - . - истечение недогретой жидкости (неравновесная модель). Эксперимент. Истечение из состояния насыщения: ● – опыты R.J. Simoneau [8]; ○ – эксперимент автора. Истечение недогретой до состояния насыщения жидкости: Δ – $T_0 = 95$ K, □ – $T_0 = 105$ K, ◇ – $T_0 = 115$ K, ► – $T_0 = 120$ K.

Следует заметить, что результаты расчета неравновесного адиабатного расширения криогенных жидкостей выполнены для случая «предельного» неравновесного процесса, когда на поток жидкости не оказываются никаких воздействий, инициирующих парообразование. В реальных устройствах, вследствие различных воздействий (термических, акустических, механических и прочих), процесс фазовых переходов может происходить с меньшим отклонением от равновесного и значения паросодержания и расхода могут приближаться к равновесным значениям x и J .

Одномерная модель позволяет определять интегральные характеристики потока, такие как расход, паросодержание (осредненное по сечению канала). Поскольку течение жидкости с фазовыми превращениями характеризуется существенной структурной неоднородностью потока, то для расчета и проектирования сепараторов, являющихся необходимым элементом газификатора криогенного топлива, наряду с интегральными характеристиками потока необходимо информация и о локальных параметрах потока. В первую очередь это относится к структуре потока. Для решения этой задачи выполнено численное исследование характеристик двухфазного потока по двумерной модели течения двухфазной среды.

Двумерная модель базируется на следующих допущениях: Рассматривается двумерное течение гетерофазной среды в канале переменного сечения. Фазы движутся с различными скоростями и взаимодействуют между собой. Теплообмен со стенками канала отсутствует. Уравнение неразрывности для смеси имеет вид

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial \tau} + \nabla(\rho_m \vec{w}_m) = \dot{m} \quad (3)$$

$$w_m = \frac{\sum_{i=1}^n \varphi_i \rho_i w_i}{\rho_m} \quad \rho_m = \sum_{i=1}^n \varphi_i \rho_i$$

где w_m - усредненная скорость и ρ_m - плотность смеси, φ_i - объем-

ное паросодержание i -ой фазы, \dot{m} - приращение массы в единицу времени в единице объема, τ - время.

Уравнение импульса для смеси получено путем суммирования n индивидуальных уравнений импульса для всех компонентов смеси и имеет вид:

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (\rho_m \bar{w}_m) + \nabla (\rho_m \bar{w}_m \bar{w}_m) = -\nabla p + \nabla [\mu_m (\Delta \bar{w}_m)] + \nabla \left(\sum_{i=1}^n \varphi_i \rho_i \bar{w}_{dr,i} \bar{w}_{dr,i} \right), \quad (4)$$

где $\mu_m = \sum_{i=1}^n \varphi_i \mu_i$ - динамическая вязкость смеси, $\bar{w}_{dr,i} = \bar{w}_i - \bar{w}_m$ - скоростью дрейфа i -ой фазы.

Уравнение энергии для смеси имеет следующий вид:

$$\frac{\partial}{\partial \tau} \sum_{i=1}^n (\varphi_i \rho_i E_i) + \nabla \sum_{i=1}^n [\varphi_i w_i (\rho_i E_i + p)] = -\nabla [\lambda_{ef} \nabla T] \quad (5)$$

Здесь $\lambda_{ef} = (\lambda + \lambda_{turb})$ - эффективная теплопроводность, λ_{turb} - турбулентная теплопроводность (согласно используемой турбулентной модели k - ϵ), E_i - удельная энергия i фазы.

При описании механизма зарождения паровой фазы использовалась гипотеза Дина [9], согласно, которой зародыши паровой фазы образуются в центре вихрей, генерируемых в турбулентном потоке жидкости. Численное моделирование условий зарождения паровой фазы в потоке жидкости было выполнено для случая двумерного течения жидкости в канале переменного сечения. Решалась обратная задача при заданном расходе жидкости через канал, который определялся при решении одномерной задачи. В результате расчетов получены поля давлений, скорости, паросодержания и другие характеристик турбулентного потока жидкости. Для расчета характеристик потока использовалась стандартная программа «FLUENT». Результаты расчетов конфигурации фронта парообразования и полей объемных концентраций паровой фазы в канале для случая адиабатного истечения метана через сопла Лаваля представлены на рис. 4.

Двухфазный поток в тракте парогенерирующего канала характеризуется существенной структурной неоднородностью, что соответствует экспериментальным данным [5, 6]. В периферийной области потока объемное паросодержание близко к единице, в то время как центральная область потока занята преимущественно жидкой фазой и паросодержание не превышает значений $\varphi \approx 0,5$. Такую особенность двухфазного потока следует учитывать при расчете и проектировании устройств сепарации фаз.

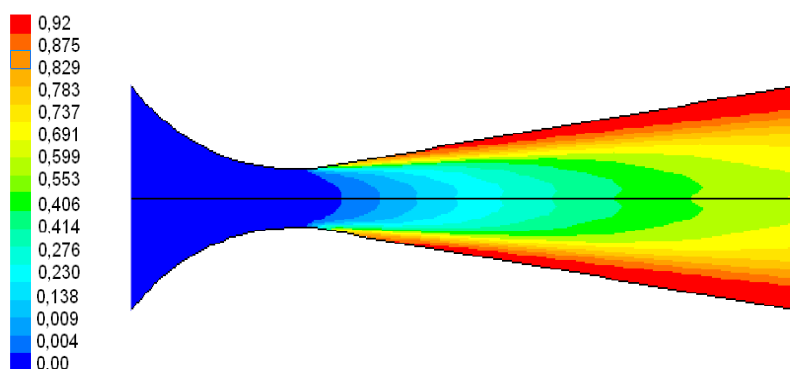


Рис.4. Объемное паросодержание двухфазного потока при течении метана (CH_4) в сопле Лаваля с начальными параметрами: $p_0=0,5$ МПа, $T_0=130K$

Заключение. Предложена система газификации криогенного топлива для транспортных энергоустановок, которая обладает хорошими динамическими характеристиками и позволяет уменьшить потери криогенных топлив в режиме эксплуатации. Рассмотрены процессы в дроссельном устройстве газификатора. Выполнено численное и экспериментальное моделирование характеристик двухфазного потока в газификаторе на базе одномерной и двумерной моделей. Полученная информация (количество паровой фазы, образующейся в процессе газификации криогенной жидкости, пропускная способность дроссельного канала, структура потока) может быть использована при расчете и проектировании устройств газификации криогенных жидкостей.

Литература

1. Кириллов Н. Природный газ как моторное топливо: СПГ или КСПГ? Автомобильный транспорт. 2002, № 5, с.44 - 45.
2. Постоев С.К., Стреляев В.С. Структурная схема криогенно-топливного авиационного комплекса/ Постоев С.К., Стреляев В.С. // Проблемы энергетики воздушного транспорта: Сб.ст.-1989, с.379-387. (Тр. ЦИАМ; №1272).
3. Тонконог В.Г., Арсланова С.Н. Система подачи криогенного топлива в энергетическую установку. Патент РФ на изобретение № 2347934, Опубл. 27.02.2009. Бюл. 8.
4. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М.: Наука, 1972, с. 720..
5. Байдаков В.Г. Перегрев криогенных жидкостей. Екатеринбург: УрО РАН, 1995. С. 264.

6. Tonkonog V.G., Gortyshov Yu.F. Phase Transitions in a Liquid Flow. Heat Transfer Research, 2007, Vol. 38, № 7, pp. 661-668.

7. Дейч М.Е., Филиппов М.Е. Газодинамика двухфазных сред. М.: Энергоатомиздат, 1981, с. 472 с.

8. Simoneau J.R. Pressure Distribution in a Converging Diverging Nozzle During Two - Phase Choked Flow of Subcooled Nitrogen. In: ASME Non -Equilibrium Two -Phase Flow Symp. 1975. p. 37-45.

9. Дин Р. Образование пузырей // Вопросы физики кипения. М.: Мир, 1964, с. 13-27.

Реферат

Интенсивное наращивание объемов производства и потребления сжиженного природного газа и других криогенных жидкостей предполагает создание инфраструктуры их потребления, в том числе и разработку процессов, и создание устройств газификации криогенных жидкостей. Предлагается устройство газификации жидкости, в котором паровая фаза получается в результате дросселирования жидкости. Устройство характеризуется высокими динамическими характеристиками производства паровой фазы и позволяет в процессе газификации охлаждать емкость хранилище криогенной жидкости. Выполнено экспериментальное и численное моделирование характеристик двухфазного потока в парогенерирующем устройстве газификатора. Экспериментальные исследования проводились с азотом. Численное моделирование процессов в парогенерирующем устройстве газификатора проводилось в одномерной и двумерной постановках задачи для различных рабочих сред: азот, метан, водород.

V. G. TONKONOG

CRYOGENIC FUEL GASIFICATION

Kazan National Research Technical University named after A.N.Tupolev – KAI, Kazan, RUSSIA, tonkonogvg@yandex.ru

Liquefied natural gas and other cryogenic fluids consumption infrastructure creation is necessary due to intense increase of their consumption. Technological process development and means of cryogenic fluid are related to consumption infrastructure. Apparatus for fluid gasification is proposed. Vapor phase is created as a result of choking during its operation process. Apparatus has highly efficient dynamic characteristics, cryogenic fluid storage tank is being cooled during operation process. Experimental and numerical modeling of the two-phase flow characteristics in gasifier vaporization unit is fulfilled. Experiment has been carried out with nitrogen. Numerical modeling for both one- and two-dimensional statement and different substance - nitrogen, hydrogen and methane - has been done.