

Р.М. Садыкова, Е.И. Крапивский

ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДА СМЕСИ СЖИЖЕННЫХ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ ПРИ ЕГО ОСТАНОВЕ

Проведен анализ рисков разрыва трубопровода смеси сжиженных углеводородных газов во время останова перекачки. Основная опасность заключается в том, что смесь нагревается и при переходе из жидкого состояния в газообразное увеличивается в объеме в 400 раз. Предложены способы снижения рисков разрыва трубопровода. Проведены тепловой и гидравлический расчеты трубопровода. Исследован нагрев текущей смеси в трубопроводе с учетом и без учета дополнительного охлаждения в виде сезонно-действующих охлаждающих устройств. Исследован нагрев остановленного трубопровода. Приведено исследование нагревания неохлаждаемого остановленного трубопровода с учетом парообразования в зависимости от количества жидкости, перешедшей в газовое состояние. По результатам расчетов сделан вывод.

Ключевые слова: низкотемпературный трубопровод, тепловой расчет, теплофизические параметры, останов трубопровода, сжиженные углеводороды, транспорт СПГ.

Проjekt «Ямал СПГ» реализуется на полуострове Ямал за Полярным кругом на базе Южно-Тамбейского месторождения. Оператором Проекта является ОАО «Ямал СПГ» – совместное предприятие ОАО «НОВАТЭК» (60%), концерна TOTAL (20%) и Китайской Национальной Нефтегазовой Корпорации (20%).

Местоположение Ямала создает гибкую конкурентоспособную логистическую модель, обеспечивающую круглогодичные поставки СПГ на рынки Европы и Северной Америки, а также прямые поставки в Азиатско-Тихоокеанский регион через Северный морской путь.

В наших работах [1, 2] проведено обоснование возможности транспортировки смеси сжиженного природного газа и газового конденсата по низкотемпературному подземному трубопроводу высокого давления Тамбей – Бованенково с последую-

щей регазификацией и транспортировкой газового конденсата по железной дороге. Принято, что по продуктопроводу будет на первом этапе транспортироваться 5 млн т смеси сжиженного углеводородного газа (треть от общей производительности завода), в том числе 4,5 млн т метана и 0,5 млн т газового конденсата. Условная длина продуктопровода по этому маршруту около 200 км.

Проектируемый трубопровод в основном будет строиться зимой. На рис. 1 показан профиль траншеи. Для исключения расхолаживания в летний период трубопровод укладывается на несколько большую глубину, чем обычно укладываются подземные – 2 м на многолетнемерзлых породах и 2,5–3 м на участках таликов, мелких озерах и реках.

Для поддержания низкой температуры вдоль трассы трубопровода планируется использовать замораживание околотрубного пространства трубопроводов зимой (в северных районах) с помощью специальных термосвай с вертикальной и горизонтальной испарительной частью), использование высококачественной заводской тепловой изоляции (из пенополиуретана или типа K-FLEX – рис. 3 и установки холодильных установок совмещенных с нефтеперекачивающими криогенными станциями на определенных расстояниях вдоль трубопровода (по предварительным расчетам около 100 км).

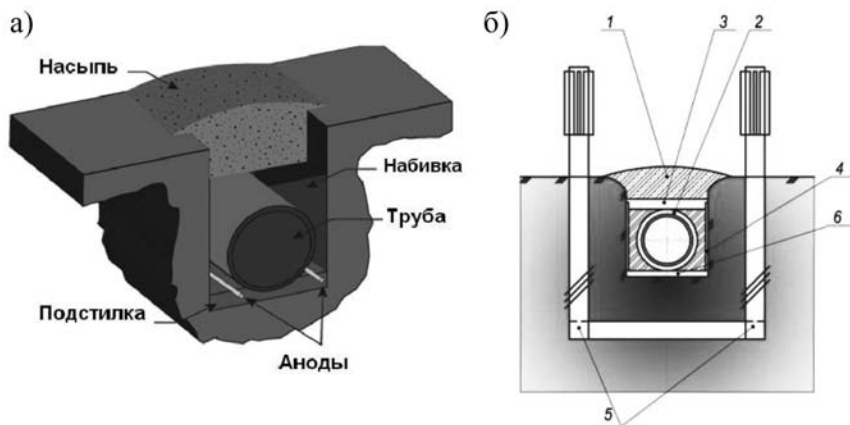


Рис. 1. Схема укладки подземного криогенного трубопровода сжиженных газов а, б – схема траншеи трубопровода Тамбей-Бованенково: 1 – насыпь (естественный и привозной грунт), 2 – теплоизоляция (из пенополиуретана), 3 – теплоизоляционный слой, 4 – набивка, 5 – винтовая термосваля, 6 – настил (песок)

Смесь сжиженных углеводородных газов, которую предлагается перекачивать по нашему трубопроводу содержит 90–95% метана и 5–10% газового конденсата. Такое сочетание позволяет перекачивать смесь при температуре минус 50 °С, при давлении не выше 12 МПа и не требует специальных криогенных оборудований и сталей. Стали класса прочности Х70, Х80 (российские аналоги-К60, К65) работоспособны при вышеуказанных температуре и давлении.

При остановках перекачки существует опасность разрыва трубопровода. Смесь нагревается и при переходе из жидкого состояния в газообразное увеличивается в объеме в 400 раз. Для снижения рисков разрыва трубопровода при остановке перекачки, мы предлагаем применять следующие меры:

а) Увеличение концентрации газового конденсата в смеси

При плановом останове трубопровода рекомендуется изменить концентрацию газового конденсата в смеси. Теплофизические параметры смеси представлены в работе [3]. Анализ различных вариантов состава смеси показывает, что увеличение концентрации газового конденсата приводит к повышению критической температуры, и к повышению критического давления.

В соответствии с РД-75.180.00-КТН-198-09 ОАО «АК «Транснефть» [6]:

Для заданной проектной пропускной способности 5 млн т в год, внутреннего диаметра трубопровода 590 мм, при заданной плотности 430 кг/м³ (с учетом 350 рабочих дней в году) определяем расчетную скорость перекачки:

$$v = \frac{5 \cdot 10^6 \cdot 4}{0,435 \cdot 350 \cdot 24 \cdot 3600 \cdot 3,14 \cdot 0,590^2} = 1,391 \text{ м/с.} \quad (1)$$

Потери давления на 1 км трубопровода составили:

$$\Delta p = \rho \cdot \lambda \cdot \frac{1}{D} \cdot \frac{v^2}{2} = 6,654 \cdot \text{КПа} \quad (2)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления трения; v – средняя линейная скорость течения сжиженных газов, м/с; ρ – плотность сжиженных газов, кг/м³; D – внутренний диаметр трубопровода, м; L – длина расчетного участка, м.

Принимая допустимые потери давления 1,9 МПа и с учетом потерь на местные сопротивления (10%) получим, что криогенные перекачивающие станции нужно устанавливать на расстоянии около 100 км, что примерно соответствует расстоянию между НПС на магистральных нефтепроводах.

Основные параметры для расчетов

№ п/п	Наименование	Обозначение		Единица измерения
1	Пропускная способность проектная	G	5	млн т/год
2	Реологические свойства жидких углеводородов и их смеси:			
	Расчетное значение плотности жидкого метана при атмосферном давлении	ρ	450	кг/м ³
	Расчетное значение плотности углеводородной добавки при атмосферном давлении	ρ	718	кг/м ³
	Расчетное значение плотности смеси при $T_{см0}$ $P_{см0}$	$P_{см}$	435	кг/м ³
	Коэффициент объемного сжатия для сжиженного метана	$K_{Vмет}$	—	10 ⁹ Па ⁻¹
	Коэффициент объемного сжатия для углеводородной добавки	$K_{Vсн}$	—	10 ⁹ Па ⁻¹
	Коэффициент объемного сжатия для смеси	$K_{Vсм}$	—	10 ⁹ Па ⁻¹
	Коэффициент объемного температурного расширения/сжатия для сжиженного метана	$K_{Tмет}$	1,15	10 ⁹ Па ⁻¹
	Коэффициент объемного температурного сжатия для смеси	$K_{Tсм}$	3480	10 ⁶ К ⁻¹
	Расчетное значение плотности смеси при $T_{см0}$ $P_{см0}$	ρ	420	кг/м ³
	Расчетное значение динамической вязкости сжиженного метана при $T_{см0}$ $P_{см0}$	$\eta_{мет}$	22,60	Па·с 10 ⁻⁶ (н·с/м ²)
	Расчетное значение динамической вязкости сжиженного углеводорода в смеси при $T_{см0}$ $P_{см0}$	$\eta_{сн}$	742	Па·с 10 ⁻⁶
	Расчетное значение динамической вязкости смеси при $T_{см0}$ $P_{см0}$	$\eta_{см}$	100	Па·с 10 ⁻⁶
	Расчетное значение кинематической вязкости сжиженного метана при $T_{см0}$ $P_{см0}$	$\nu_{мет}$	0,05	м ² /с 10 ⁻⁶
	Расчетное значение кинематической вязкости углеводородной добавки в смеси при $T_{см0}$ $P_{см0}$	$\nu_{ув}$	1,033	м ² /с 10 ⁻⁶
	Расчетное значение кинематической вязкости смеси при $T_{см0}$ $P_{см0}$	$\nu_{см}$	1,2592	м ² /с 10 ⁻⁶
	Коэффициент шероховатости	$K_{ш}$	0,01	—

	Расчетное значение числа Рейнольдса	Re	8,55	10^6
3	Параметры магистрального трубопровода:			
	Длина участка нефтепровода между соседними ПС и КС	L	100	км
	Наружный диаметр трубопровода	D	630	мм
	Толщина стенки	δ	20	мм
	Температура смеси на выходе насоса	$T_{см0}$	-50	°С
	Температура смеси на входе насоса	$T_{см1}$	-40	°С
	Давление смеси на выходе насоса	$P_{см0}$	11,9	МПа
	Давление смеси на входе насоса	$P_{см1}$	10	МПа
	Скорость потока при заданной производительности	v	1,391	м/с
4	Параметры грунта – суглинок [4, 5]:			
	Плотность		1500	кг/м ³
	Влажность		20	%
	Коэффициент теплопроводности		1,86	Вт/(м*°С)
	Удельный вес грунта	$\gamma_{гр}$	0,019	Н/м ³
	Угол внутреннего трения грунта	$\phi_{гр}$	17	град
	Коэффициент надежности по нагрузке от веса грунта	$n_{гр}$	0,8	
	Коэффициент сцепления грунта	C	0,02	МПа

Нагрев охлаждаемого трубопровода с переходом содержащейся в нем жидкости в газовую фазу может иметь место при наступлении экстремальных высоких температур окружающей среды, при неправильном монтаже охлаждаемого устройства, некорректного выбора марки охладителя. При этом важно знать – как долго трубопровод в теплоизоляции будет находиться в зоне безопасных температур. Следует рассмотреть два возможных режима нагрева трубопровода: при прокачке жидкости и при остановке потока. Необходимо точно знать и представлять, как происходит процесс нагревания трубопровода с переходом содержащейся в нем жидкости в газовую фазу.

Процесс согревания:

1 этап. Обогрев трубопровода и продукта

2 этап. Испарение продукта

3 этап. Обогревание газа

Стоит отметить, что процесс регазификации «поглощает» много тепла.

Охлаждение трубопроводов необходимо для уменьшения напряженно-деформированного состояния трубопровода перед пуском. Стартовое охлаждение пустого трубопровода позволяет предотвратить резкий нагрев продукта при запуске его в трубопровод.

Нагрев жидкости, текущей по трубопроводу, описывается формулой, впервые полученной Шуховым [7, 8]:

$$T_{\text{кон}} = \frac{T_{\text{нач}} - T_{\text{ос}}}{\exp\left(\frac{L}{C_{\text{рж}} \cdot G \cdot R_t}\right) + T_{\text{ос}}} \quad (3)$$

где $T_{\text{нач}}$ – температура жидкости в начале трубопровода, °С; $T_{\text{кон}}$ – температура жидкости в конце трубопровода, °С; $T_{\text{ос}}$ – температура окружающей среды, °С; L – длина трубопровода, м; $C_{\text{рж}}$ – теплоемкость жидкости, Дж/кг·К; G – расход жидкости, кг/с; R_t – суммарное термическое сопротивление трубопровода по отношению к окружающему воздуху, м°С/Вт.

Результат вычислений, выполненных по формуле (3), приведен на рис. 2. На расстоянии 100 км от начала трубопровода температура смеси повышается до -45,04°С.

Нагрев трубопровода при отсутствии течения может быть описано зависимостью, которая является модифицированной формулой Шухова [7, 8].

$$\tau_{\text{ост}} = \ln\left(\frac{T_{\text{нач}} - T_{\text{ос}}}{T_{\text{кон}} - T_{\text{ос}}}\right) \cdot \left(M_{\text{ж}} \cdot C_{\text{рж}} + M_{\text{т}} \cdot C_{\text{рт}} + \frac{1}{2} M_{\text{и}} \cdot C_{\text{ри}}\right) \cdot R_t \quad (4),$$

$$T_{\text{кон}} = \frac{T_{\text{нач}} - T_{\text{ос}}}{\exp\left(\frac{\tau_{\text{ост}}}{\left(M_{\text{ж}} \cdot C_{\text{рж}} + M_{\text{т}} \cdot C_{\text{рт}} + \frac{1}{2} M_{\text{и}} \cdot C_{\text{ри}}\right) \cdot R_t}\right) + T_{\text{ос}}} \quad (5)$$

где $\tau_{\text{ост}}$ – время остывания, с; $T_{\text{нач}}$ – температура смеси в начале периода остывания, °С; $T_{\text{кон}}$ – допустимая в процессе охлаждения температура жидкости, минус 41°С; $T_{\text{ос}}$ – температура окружающей среды, °С; $M_{\text{ж}}$, $M_{\text{т}}$, $M_{\text{и}}$ – масса: смеси, трубы и тепловой изоляции на длине 1 м, кг; $C_{\text{рж}}$, $C_{\text{рт}}$, $C_{\text{ри}}$ – теплоемкость: жидкости, трубы и тепловой изоляции, Дж/кг·°С; R – суммарное термическое сопротивление трубопровода по отношению к окружающему воздуху, м°С/Вт

Приведенная выше зависимость применима только для трубопроводов, не оснащенных охлаждающими устройствами.

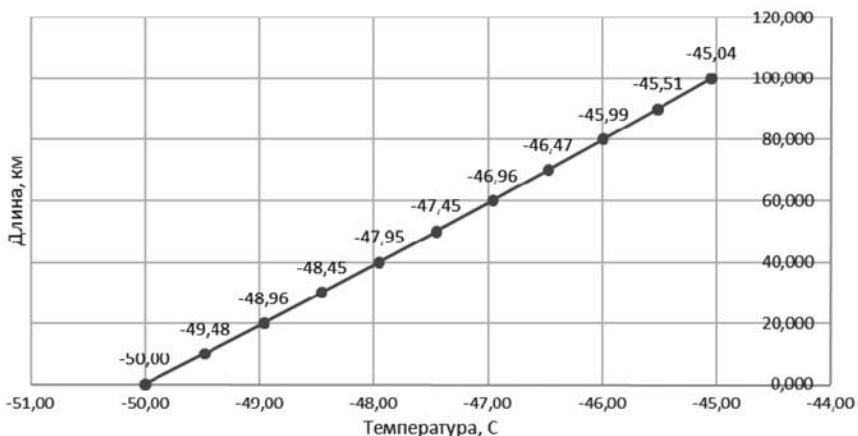


Рис. 2. Нагрев текущей смеси в трубе без дополнительного охлаждения при начальной температуре смеси минус 50 °С

Время нагрева трубопровода от начальной до критической температуры (для смеси от -50 до -41 °С) при отсутствии охлаждения и при среднегодовой температуре грунта показано на рис. 3.

Время нагревания охлаждаемого трубопровода при отсутствии течения жидкости может быть определено по соотношению [8]:

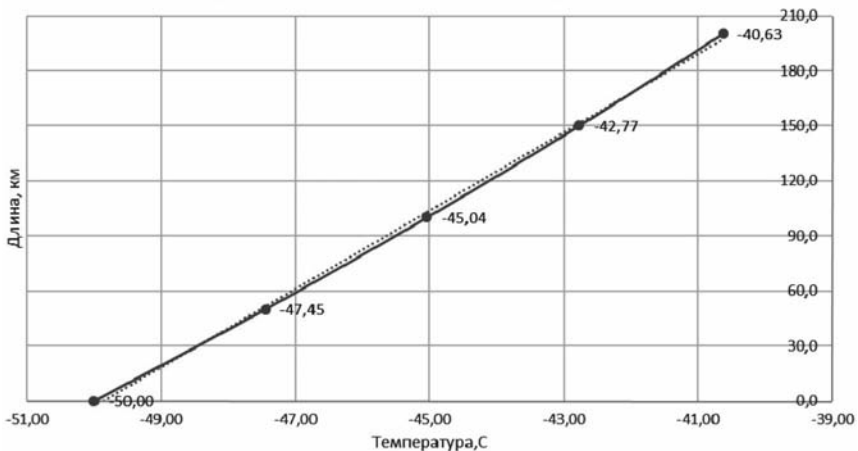


Рис. 3. Нагрев текущей смеси в трубе от начальной до критической температуры (для смеси от -50 до -41 °С) при отсутствии охлаждения и при среднегодовой температуре грунта

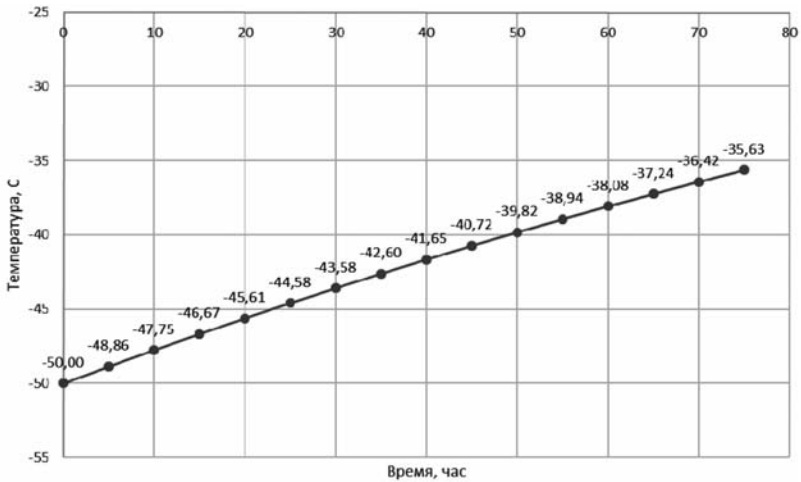


Рис. 4. Нагрев остановленного трубопровода

$$\tau_{ост} = \ln \left(\frac{P_l - (T_{нач} - T_n) / R}{P_l - (T_{кон} - T_n) / R} \right) \cdot \left(M_{ж} \cdot C_{пж} + M_m \cdot C_{рм} + \frac{1}{2} M_u \cdot C_{пу} \right) \cdot R \quad (6)$$

где P_l — линейная мощность охлаждения, Вт/м, остальные переменные как в формуле (4).

Результат вычислений, выполненных по формуле (6), приведен на рис. 4.

Время нагревания неохлаждаемого трубопровода в режиме останова прокачки с учетом парообразования рассчитывается по формуле:

$$\tau_{ост} = \ln \left(\frac{T_n - T_o}{T_{кон} - T_o} \right) \cdot \left(M_{ж} \cdot C_{пж} + M_m \cdot C_{рм} + \frac{1}{2} M_u \cdot C_{пу} \right) \cdot R_t - \frac{M_{кр} \cdot Q_{кр}}{T_{кр} - T_o} \cdot R_t \quad (7)$$

где $\frac{M_{кр} \cdot Q_{кр}}{T_{кр} - T_o} \cdot R_t$ — время на переход части жидкости в газ.

Массу испарившейся жидкости находим из соотношения:

$$M_{кр} = k \cdot M_{ж} \quad (8)$$

где k — процентное соотношение жидкости перешедшее из жидкого состояния в газовое.

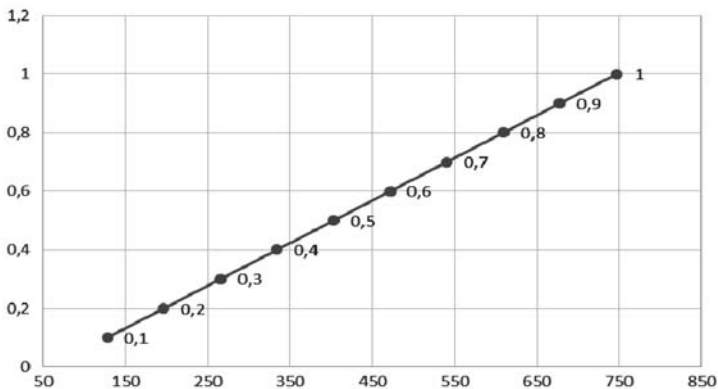


Рис. 5. Время нагрева неохлаждаемого трубопровода в режиме останова прокачки с учетом парообразования в зависимости от количества жидкости, перешедшей в газозовое состояние

Если $k = 10\%$, то время на нагревание смеси до минус $41\text{ }^{\circ}\text{C}$ составит 122 часа, из них 40,6 часов – время на переход 10% жидкости в газозовое состояние.

Если $k = 20\%$, то время на нагревание смеси до минус $41\text{ }^{\circ}\text{C}$ составит 197 часов, из них 81,3 часа – время на переход 20% жидкости в газозовое состояние.

б) Установка аварийных сбросных клапанов

Клапан сброса избыточного давления применяется в трубопроводных магистралях для того, чтобы регулировать давление в системах и не допускать аварийных ситуаций. В трубопроводе, в процессе его эксплуатации, возможно повышение давления выше нормальной отметки – $12\text{ МПа} + 5\%$.

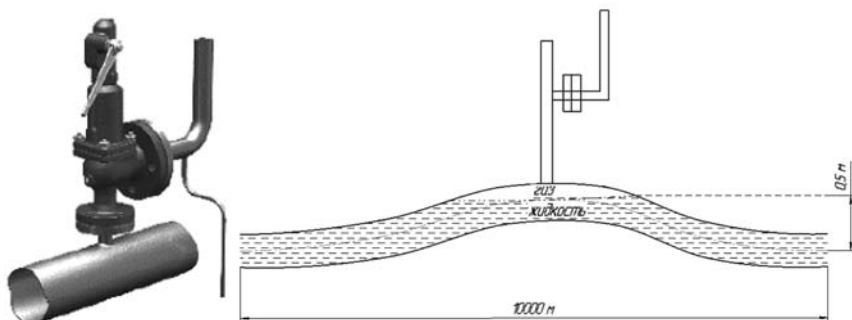


Рис. 6. Схематическое расположения клапана на трубопроводе

Так же из-за нагрева смеси образуется газовая фаза. Клапан сброса избыточного давления выполняет свою первоочередную функцию – осуществление сброса давления в рабочей среде до необходимого уровня – 10 МПа.

Рекомендуется делать принудительный изгиб, повышенные участки трубопровода через каждые 10 км. На каждом изгибе установить по защитному аварийному клапану. На изгибах будет скапливаться образовавшаяся газовая шапка, которую и будет сбрасывать в атмосферу клапан, тем самым предотвратив разрыв трубопровода и дополнительно понизив температуру смеси исходя из эффекта Джоуля-Томсона.

Для того чтобы узнать, как изменится температура при срабатывании клапана, при падении давления с 12 МПа до 10 МПа используется формула:

$$T_x = T_o + \left(\frac{T_n - T_o}{\exp(\alpha_\tau \cdot x)} \right) - \frac{(P_n^2 - P_k^2) \cdot (1 - e^{-\alpha_\tau \cdot x})}{\alpha_\tau \cdot L_{кс} \cdot P_{ср} \cdot 2} \cdot D_i \quad (9)$$

где D_i – коэффициент Джоуля-Томсона, который находится из соотношения:

$$D_i = \frac{1}{C_p} \cdot (0,98 \cdot 10^6 - 1,5) \cdot T_{ср}^2 \quad (10)$$

Средняя температура смеси находится из соотношения:

$$T_{ср} = T_o + (T_n - T_o) \cdot \frac{1 - e^{\alpha_\tau L_{кс}}}{\alpha_\tau L_{кс}} \quad (11)$$

Учитывая, что клапан срабатывает, при повышении давления выше 12 МПа+5%, температура смеси при этом будет минус 45 °С, а средняя температура равна минус 47 °С, мы получили, что смесь после сброса давления в близи клапана охладится на 2 °С.

Вывод

В результате расчетов было установлено, что в летний и зимний период следует по-разному планировать эксплуатацию трубопровода, перекачивающего смесь сжиженных углеводородов.

Если в зимний период нет необходимости предпринимать дополнительные мероприятия при останове трубопровода, то летом этих мероприятий не избежать.

Бороться с растеплением трубопровода летом нужно в двух случаях:

- при запланированном останове трубопровода;
- при незапланированном останове трубопровода.

В первом случае бороться с растеплением помогут следующие мероприятия:

- повышение содержания конденсата в смеси

Во втором:

- использование клапанов, для выпуска газовой фазы при повышении давления выше допустимого значения. При этом потери СПГ по предварительным расчетам составят не более 10 т за 72 часа.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Крапивский Е. И., Миннегулова Г. С., Садыкова Р. М.* Особенности строительства подземного низкотемпературного магистрального трубопровода смеси сжиженных углеводородных газов в условиях Крайнего Севера // Горный информационно-аналитический бюллетень. – 2013. – № 12. – С. 270–275.

2. *Крапивский Е. И., Миннегулова Г. С., Садыкова Р. М.* Экономический анализ проекта «LHG-MIX pipeline transportation» (магистральный трубопроводный транспорт сжиженной газовой смеси) // Горный информационно-аналитический бюллетень. – 2015. – № 12. – С. 330–341.

3. *Миннегулова Г. С.* Обоснование технологии транспортирования смеси сжиженных углеводородов газоконденсатных месторождений Крайнего Севера по низкотемпературным магистральным трубопроводам. Диссертация на соискание уч. ст. канд. техн. наук. http://www.spmi.ru/system/files/lib/sci/aspirant-doctorant/avtoreferaty/2015/2015-2/minnegulova_gs.pdf

4. *СП 61.13330.2012.* Тепловая изоляция оборудования и трубопроводов.

5. *Камерштейн А. Г., Ручимский М. Н., Рождественский В. В.* Расчет трубопроводов на прочность. – М.: Гостехиздат, 1963.

6. *РД-75.180.00-КТН-198-09.* Унифицированные технологические расчеты объектов магистральных нефтепроводов и нефтепродуктопроводов ОАО «АК Транснефть».

7. *Коршак А. А., Нечваль А. М.* Проектирование и эксплуатация газонефтепроводов. – СПб.: Недра, 2008. – 488 с.

8. *Хренков Н. Н., Дегтярева Е. О.* Расчет режимов остывания и разогрева трубопроводов // Промышленный электрообогрев и электроотопление. – 2011. – № 2. – С. 20. **ИВЭС**

КОРОТКО ОБ АВТОРАХ

*Садыкова Римма Маратовна*¹ – аспирант,
e-mail: sadimira91@mail.ru,

*Крапивский Евгений Исаакович*¹ – доктор геолого-минералогических наук, профессор,
e-mail: eikrapivsky@mail.ru,

¹ Национальный минерально-сырьевой университет «Горный».

UDC 502.11:
316.4.051.2

R.M. Sadykova, E.I. Krapivskiy
THERMAL DESIGN OF LIQUEFIED
HYDROCARBON GAS PIPELINE
WHEN HALTED

Under analysis is rupture risk of halted pipeline of liquefied hydrocarbon gases. Major hazard is 400 times expansion of mixed gases when heated to convert from liquefied to gaseous state. The ways of reducing pipeline rupture risk are suggested. The thermal and hydraulic designs of pipeline are implemented.

The scope of studies encompasses heating of flowing mixture in pipeline with and without regard to subsidiary seasonal cooling, heating of reconditioned pipeline, heating of halted pipeline under cooling with due regard to steam formation depending on volume of liquid converted in gaseous state. The calculation-based conclusion is made.

Key words: low-temperature pipeline, thermal design, thermophysical parameters, pipeline halting, liquefied hydrocarbons, LNG transport.

AUTHORS

*Sadykova R.M.*¹, Graduate Student, e-mail: sadimira91@mail.ru,
*Krapivskiy E.I.*¹, Doctor of Geological and Mineralogical Sciences,
e-mail: eikrapivsky@mail.ru,
¹ National Mineral Resource University «University of Mines»,
199106, Saint-Petersburg, Russia.

REFERENCES

1. Krapivskiy E. I., Minnegulova G. S., Sadykova R. M. *Gornyy informatsionno-analiticheskiy byulleten'*. 2013, no 12, pp. 270–275.
2. Krapivskiy E. I., Minnegulova G. S., Sadykova R. M. *Gornyy informatsionno-analiticheskiy byulleten'*. 2015, no 12, pp. 330–341.
3. Minnegulova G. S. *Obosnovanie tekhnologii transportirovaniya smesi szhizhennykh uglevodorodov gazokondensatnykh mestorozhdeniy Kraynego Severa po nizkotemperaturnym magistral'nym truboprovodam* (Substantiation of transport technology for liquefied hydrocarbons from the far north condensate deposits by means of low-temperature supply pipelines), Candidate's thesis, available at: http://www.spmi.ru/system/files/lib/sci/aspirant-doctorant/avtoreferaty/2015/2015-2/minnegulova_gs.pdf
4. *Teplovaya izolyatsiya oborudovaniya i truboprovodov. SP 61.13330.2012* (Code 61.13330.2012. Heat insulation of equipment and pipelines).
5. Kammershteyn A. G., Ruchimskiy M. N., Rozhdestvenskiy V.V. *Raschet truboprovodov na prochnost'* (Pipeline strength analysis), Moscow, Gostoptekhizdat, 1963.
6. *Unifitsirovannyye tekhnologicheskie raschety ob'ektov magistral'nykh nefteprovodov i nefteproduktprovodov OAO «AK Transneft'». RD-75.180.00-KTN-198-09*. (Unified process designs for components of oil and oil-products supply pipelines of AK Transneft Company. RD-75.180.00-KTN-198-09).
7. Korshak A. A., Nechval' A. M. *Proektirovanie i ekspluatatsiya gazonefteprovodov* (Gas and oil pipeline design and operation), Saint-Petersburg, Nedra, 2008, 488 p.
8. Khrenkov N. N., Degtyareva E. O. *Promyshlennyy elektroobogrev i elektrootoplenie*. 2011, no 2, pp. 20.

