

УДК 621.6:622.69

К ВОПРОСУ О ТРАНСПОРТИРОВКЕ СЖИЖЕННОГО УГЛЕКИСЛОГО ГАЗА

Ванчугов Иван Михайлович¹,
Vanchugov.i@gubkin.ru

Резанов Константин Сергеевич^{2,1},
rezanov_ks@mail.ru

Шестаков Роман Алексеевич¹,
Shestakov.r@gubkin.ru

¹ Российский государственный университет нефти и газа (национальный исследовательский университет) имени И.М. Губкина,
Россия, 119991, г. Москва, Ленинский пр., 65.

² ООО «Морнефтегазпроект»,
Россия, 117246, г. Москва, Херсонская ул., 43, стр. 3.

Актуальность исследования обусловлена необходимостью улавливания и утилизации одного из основных видов парниковых газов – углекислого газа (CO_2). Данная необходимость в первую очередь связана со всевозрастающими выбросами CO_2 , три четверти которых приходится на сжигание различных видов топлива. Одним из основных звеньев цепочки улавливания и утилизации CO_2 является его транспортировка от мест улавливания к местам утилизации или захоронения.

Цель: провести анализ и систематизацию международных методик расчета трубопроводного транспорта сжиженного углекислого газа (LCO_2) для определения отличий в численных результатах, в том числе факторов, учитываемых и не учитываемых в рассматриваемых методах, а также провести анализ водного вида транспорта в качестве альтернативы трубопроводному.

Объекты: сжиженный углекислый газ, трубопровод для транспортировки LCO_2 .

Методы: численное моделирование трубопроводного транспорта LCO_2 согласно международным методикам для оценки требуемого диаметра, способного обеспечить заданный расход перекачки, анализ полученных результатов.

Результаты. Выполнен обзор существующих методик расчета LCO_2 трубопроводов, проведено численное моделирование и анализ полученных результатов, в ходе чего было выявлено, что большинство моделей игнорируют влияние примесей, которые, однако, влияют на технологические параметры эксплуатации и моделирование LCO_2 трубопроводов, что приведет к неточностям при их проектировании и эксплуатации. В дополнение было выявлено, что скорость жидкости в трубопроводе рассчитывается по параметрам в начальном сечении, что соответствует минимальному ее значению в трубопроводе, и принимается равной ей по всему трубопроводу без учета расширения LCO_2 от изменения температуры и давления по его длине и, следовательно, без учета дополнительных потерь давления и изменения иных технологических параметров, которые напрямую могут влиять на безопасность эксплуатации и экономическую эффективность проектируемого или эксплуатируемого LCO_2 трубопровода. Также следует отметить, что уравнения определения диаметра, зависящие от длины трубопровода, не подходят для оценки оптимального диаметра трубопровода. Что же касается альтернатив трубопроводному транспорту, то в первую очередь стоит отметить возможность перевозки танкерами на большие расстояния либо возможность использования LCO_2 для увеличения дебита месторождений на шельфе и в труднодоступных местах прибрежной зоны.

Ключевые слова:

Улавливание и хранение углекислого газа, проектирование трубопровода CO_2 , падение давления, уравнения диаметра трубопровода, транспорт CO_2 , методы транспортировки CO_2 .

Введение

Парниковые газы оказывают непосредственное влияние на повышение температуры атмосферы. Одним из главных компонентов парниковых газов является углекислый газ, или диоксид углерода (CO_2), который выделяется в результате природных и антропогенных процессов, например выработки электроэнергии, сжигании попутного газа на месторождениях, в ходе эксплуатации автомобилей или извержения вулканов и т. д. Выбросы CO_2 вызывают озабоченность, и необходимость снижения процентного содержания CO_2 в атмосфере становится все более и более актуальной задачей и одновременно проблемой для нынешних и будущих поколений из-за неблагоприятного воздействия на окружающую среду.

По данным Межправительственной группы экспертов по изменению климата (МГЭИК) [1], глобальное потепление за последние 50 лет происходит в основном из-за сжигания ископаемого топлива. В 2021 г. выбросы CO_2 , связанные с энергетикой, составили более 36,3 млрд т, иначе говоря рост за год составил более 6 %, что является рекордным показателем, связанным в том числе с ускоренными восстановлением емкости экономики после пандемии короновируса COVID-19 [2]. Примерно три четверти атмосферного выброса CO_2 происходит из-за сжигания различных видов топлив [3], результатом чего является выброс CO_2 в атмосферу. Если этот неконтролируемый выброс CO_2 в атмосферу продолжится, то ожидается, что к 2100 г. средняя температура на планете повысится примерно на 6,4 °C [4], что в свою

очередь приведет к сопутствующему повышению уровня моря.

CCS (Carbon capture and storage) – это относительно новая и передовая технология, направленная на улавливание и хранение антропогенного CO₂ и, как следствие, на общее сокращение выбросов, что в свою очередь должно привести к замедлению повышения температуры Земли не менее чем на 2 °C (как предполагается согласно документации Парижского соглашения) или к достижению доиндустриального уровня [5, 6]. М. Mazzocola и др. [7] совместно с МГЭИК [8] сообщили, что выбросы CO₂ в атмосферу должны составлять менее 85 % к 2050 г. по сравнению с уровнем начала 2000-х гг., чтобы достичь повышения температуры атмосферы не более чем на 2,4 °C. На данный момент данное предложение кажется достаточно амбициозной целью, учитывая уровень внедрения CCS по всему миру.

Транспортировка является связующим звеном между улавливанием CO₂ и хранением (CCTS означает улавливание, транспортировку и хранение CO₂ [9], иногда используется взаимозаменяемо с CCS). Трубопроводы, железнодорожные вагоны и автоцистерны могут транспортировать CO₂ по суше, в то время как для морских перевозок используются суда и трубопроводы [10]. Эффективная транспортировка CO₂ от источника к поглотителю требует надежной конструкции трубопроводов для транспортировки CO₂ [11].

Перед транспортировкой CO₂ улавливается из дымовых газов после отработки на промышленных объектах. Процесс улавливания является наиболее затратным компонентом цепочки CCS, на долю которого приходится до 50 % [12], а с учетом затрат на сжатие до 90 % [13] от общей стоимости CCS. Стоит отметить, что физико-химические свойства CO₂ в различных фазах были уже хорошо изучены, однако состояния CO₂ при высоких давлениях, быстро изменяющихся температурах CO₂, а также наличие различных примесей затрудняют их прогнозирование [14, 15], что важно при проектировании трубопровода для обеспечения надежной эксплуатации и заданной пропускной способности.

Отдельное внимание при проектировании трубопровода для CO₂ должно быть уделено определению физических свойств текущей жидкости, а также определению оптимальных размеров трубопровода, спецификации рабочих давлений, знанию топографии трассы, геотехническим соображениям и особенностям местной окружающей среды [16, 17]. Использование судов должно обеспечивать не только возможность транспорта на сверхдальние расстояния, но и надежную и экологически безопасную транспортировку.

Данная работа посвящена в том числе уже имеющимся, доступным и открытым моделям расчета перепада давления в трубопроводе и диаметра трубопровода. Эти два взаимозависимых параметра, а также скорость потока жидкости являются наиболее важными параметрами при проектировании технологических трубопроводов CO₂. Также в работе рас-

смотрен альтернативный вид транспортировки – транспортировка танкерами, которая на данный момент только начинает зарождаться в нефтегазовой отрасли с целью соблюдения экологической повестки.

Существующие трубопроводы CO₂

В настоящее время по всему миру насчитывается в общей сложности более 8000 км трубопроводов для перекачки CO₂. Это в сравнении с более чем 6500 км трубопроводов CO₂ в 2014 г. и с 2400 км в 2007 г. [18–20]. Для транспортировки около 10 млрд т в год начиная с 2050 г. потребуется более 200000 км трубопроводов. В табл. 1 показаны некоторые эксплуатируемые трубопроводы CO₂ в мире.

Таблица 1. Существующие и эксплуатируемые проекты трубопроводов CO₂ [18, 21–23]

Table 1. Existing and operational CO₂ pipeline projects [18, 21–23]

Название трубопровода Pipeline name	Длина (км) Length (km)	Мощность (Мт/год) Efficiency (Mt/year)	Диаметр (мм) Diameter (mm)	Страна Country
Quest	84	1,2	324	Канада Canada
Alberta Trunkline	240	15	406	
Weyburn	330	2	305–356	
Saskpower Boundary Dam	66	1,2	–	
Beaver Creek	76	–	457	
Monell	52,6	1,6	203	США USA
Baird	258	23	–	
West Texas	204	1,9	203–305	
Transpetco	193	7,3	324	
Salt	201	4,3	–	
Sheep Mountain	656	11	610	
Val verde	130	2,5	–	
Slaughter	56	2,6	305	
Cortez	808	24	762	
Central Basin	231,75	27	406	
Canyon Reef Carriers	225	–	324–420	
Chowtaw (NEJD)	294	7	508	
Decatur	1,9	1,1	–	
Bravo	350	7,3	510	
SACROC	354	4,2	406	
Este	191	4,8	305–356	
Snohvit	153	0,7	–	Норвегия Norway
OCAP	97	0,4	–	Нидерланды Netherlands
Lacq	27	0,06	203–305	Франция France
Qinshui	116	0,5	152	Китай China
Gorgon	8,4	4	269–319	Австралия Australia
Bati Raman	90	1,1	–	Турция Turkey

Маршрут трубопровода

Определение маршрута и длины трубопровода – это первый шаг при проектировании трубопроводов. Целью проектирования оптимального маршрута является сокращение длины трубопровода, снижение затрат за счет использования существующей инфраструктуры, избегание пересечения дорог, рельсов, холмов, озер, рек, фруктовых садов, водных переправ

и населенных пунктов, минимизация экологического ущерба и обеспечение легкого доступа к трубопроводу [24–27].

Расход и скорость потока CO₂ в трубопроводе

Массовый расход транспортируемого углекислого газа вычисляется по стандартной формуле (1):

$$Q = Q_v \cdot \rho, \quad (1)$$

где Q – массовый расход (кг/с); Q_v – объемный расход (м³/с); ρ – плотность (кг/м³).

Скорость потока в трубопроводе рассчитывается как:

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q}{\rho \cdot \pi \cdot d^2}, \quad (2)$$

где v – скорость (м/с); d – внутренний диаметр трубопровода (м); S – площадь поперечного сечения трубопровода (м²).

Американский институт нефти (America Petroleum Institute – API) [28] представил эмпирическую формулу для расчета скорости эрозии для двухфазного потока (3), что критически важно при проектировании трубопровода для коррозионно-активного углекислого газа. Диаметр трубопровода выбирается таким образом, чтобы ограничить скорость потока CO₂ ниже скорости эрозии и избежать чрезмерных потерь давления. V. Vandeginste и K. Piessens [27] применили формулу (3) для расчета скорости эрозии и пришли к скорости эрозии 4,3 м/с, что выше широко используемых 2,0 м/с. Уравнение (4), используемое для определения максимальной скорости во избежание эрозии в соответствии со стандартом API, приведено в работе [29]. Значения скорости, вычисленные с помощью уравнения (4), выше значений, вычисленных с помощью уравнения (3):

$$v_e = 0,82 \frac{c}{\sqrt{\rho}}, \quad (3)$$

где v_e – скорость эрозии (м/с); c – эмпирическая постоянная (100 для непрерывного потока и 125 для прерывистого потока):

$$v_{\max} = \frac{122}{\sqrt{\rho}}, \quad (4)$$

где $v_{\max}$ – максимальная скорость (м/с).

Рабочее давление и температура трубопровода CO₂

Максимальное рабочее давление в трубопроводе CO₂ определяется в первую очередь исходя из экономических соображений. CO₂ может транспортироваться при низком (газовая фаза) или при высоком давлении (жидкая фаза) исходя из числа промежуточных станций. Жидкостная фаза CO₂ является наиболее подходящей для транспорта в больших количествах и на дальние расстояния. Фазовое поведение жидкой фазы CO₂ также зависит от температуры. Температура на выходе из компрессора или насоса устанавливает верхнюю границу температуры, в то время как температура грунта/окружающей среды устанавливает нижнюю границу температуры транспортируемого продукта [24]. В среднем рабочее давление в трубопроводе CO₂ колеблется от 10 до 15 МПа, а температура – от 15 до 30 °C [30] или от 8,5

до 15 МПа и от 13 до 44 °C [12]. Поддержание минимального давления в трубопроводе выше 7,38 МПа, т. е. критического давления CO₂, гарантирует, что жидкость остается в сверхкритическом состоянии [31], в котором она менее коррозионно-активна. Давления вдоль трубопровода CO₂ нелинейны, поэтому простое усреднение давлений на входе и выходе может не дать точных средних значений давления. Из-за этой нелинейности давлений вдоль трубопровода CO₂ S. McCoy и E. Rubin [32] использовали уравнение (5) для расчета среднего давления вдоль трубопровода:

$$P_{\text{ср}} = \frac{2}{3} \left(P_2 + P_1 - \frac{P_2 \cdot P_1}{P_2 + P_1} \right), \quad (5)$$

где $P_{\text{ср}}$ – среднее давление по трубопроводу (МПа); P_1 – давление на входе (МПа); P_2 – давление на выходе (МПа).

В то же самое время для эффективной эксплуатации данных видов трубопроводов нет необходимости устанавливать температурный предел для CO₂, так как если значения давлений по длине трубопровода поддерживаются выше критических значений, то газовой фазы образовываться не будет [20]. Однако иногда стоит ограничиться максимальной температурой в 50 °C, чтобы избежать разрушений антикоррозионных покрытий трубопровода [22]. Также в некоторых случаях более эффективно будет транспортировать CO₂ при температурах ниже критических, поскольку в этом случае плотность увеличивается, а потери давления уменьшаются.

Толщина стенки трубопровода

Трубопроводы должны иметь достаточную толщину стенки для того, чтобы выдерживать внутреннее и внешнее давление. Максимальное рабочее давление определяет прочность трубопровода в зависимости от толщины стенки трубопровода. Поэтому необходимо рассчитать предполагаемое давление разрыва и смятия, после чего использовать их для выбора труб с соответствующей толщиной стенки и прочностью. A. Witkowski и др. [25], а также S. McCoy и E. Rubin [32] представили уравнение (6) для расчета толщины стенки трубопровода:

$$\delta = \frac{P_{\max} \cdot D_0}{2 \cdot S \cdot E \cdot F}, \quad (6)$$

где δ – толщина трубопровода (м); D_0 – наружный диаметр трубопровода (м); $P_{\max}$ – максимальное рабочее давление (МПа); S – удельный предел текучести материала трубы (МПа); E – коэффициент продольного сжатия (1,0); F – расчетный коэффициент (0,72).

Состав потока CO₂

Потоки, транспортируемые по трубопроводам и не только, обычно содержат определенное количество примесей. Примеси в потоке влияют на физические и термодинамические свойства перекачиваемой жидкости. Состав потока CO₂ зависит от источника, встречающегося в природе или улавливаемого в результате промышленных процессов. Процентное содержание примесей в улавливаемом CO₂ варьируется в зависимости от типа улавливания (предварительное сжига-

ние, кислородное топливо или дожигание). Проценты улавливания представлены в табл. 2.

В зависимости от процесса улавливания и чистоты исходного топлива концентрация и диапазон примесей могут быть очень большими (табл. 3).

Таблица 2. Состав потока CO_2 для различных методов улавливания (объемные %) [22]

Table 2. Composition of the CO_2 stream for various capture methods (volume %) [22]

Название компонента Component name	Дожигание (последующее сгорание) Afterburning (subsequent combustion)	Предварительное сгорание Pre-combustion	Кислородно-топливное сгорание Oxygen-fuel combustion
CO_2	>99	>95,6	>85
CH_4	<0,01	<0,035	–
N_2	<0,17	<0,6	<7
H_2S	~0	<3,4	~0
$C_2 +$	<0,01	<0,01	–
CO	<0,001	<0,4	0,075
O_2	<0,01	След/Trace	<3
NO_x	<0,005	–	<0,25
SO_x	<0,001	0,07	<2,5
H_2	След/Trace	<3	След/Trace
Ar	След/Trace	<0,05	<5
H_2O	0,01	0,06	0,01

Таблица 3. Минимальные и максимальные молярные доли типичных примесей в потоках CO_2 [7, 33–36]

Table 3. Minimum and maximum molar fractions of typical impurities in CO_2 streams [7, 33–36]

Название компонента Component name	CO_2	N_2	O_2	Ar	SO_2	H_2S
Мин/Min, %	75	0,02	0,04	0,005	<10–3	<0,001
Макс/Max, %	99,95	10	5	1,5	1,5	0,3
Название компонента Component name	NO_x	CO	H_2	CH_4	H_2O	NH_3
Мин/Min, %	<0,002	<10–3	0,06	0,7	0,005	<10–3
Макс/Max, %	0,3	0,2	4	4	6,5	3

Фазы CO_2 при трубопроводном транспорте

CO_2 транспортируется по трубопроводам в виде газа, сверхкритической жидкости и переохлажденной жидкости [37]. Транспортировка CO_2 в любом конкретном состоянии имеет свои преимущества и недостатки. Все три состояния (газообразное, сверхкритическое и жидкое) CO_2 проявляют различное термодинамическое поведение, и определение свойств жидкости необходимо для эффективного проектирования трубопроводов CO_2 . Фазовая диаграмма чистого CO_2 , показанная на рис. 1, отличается от фазовой диаграммы CO_2 с примесями, показанной на рис. 2.

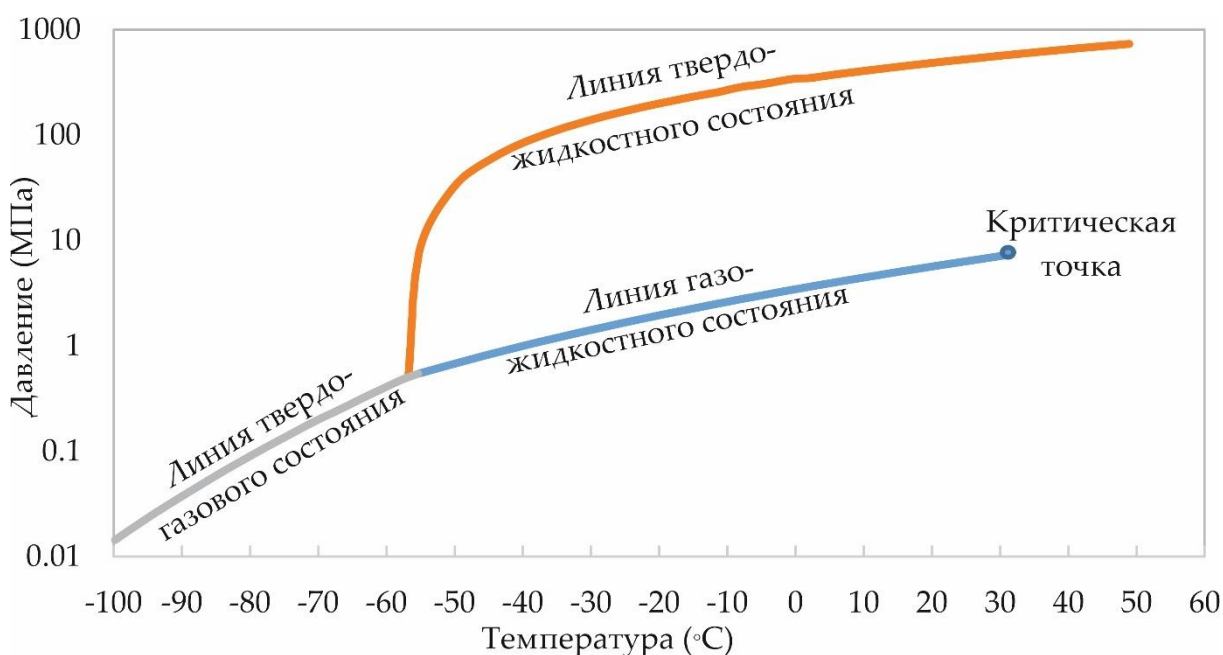


Рис 1. Фазовая диаграмма чистого CO_2 [7, 15, 25]

Fig. 1. Phase diagram of pure CO_2 [7, 15, 25]

Как правило, транспортировка газообразного CO_2 по трубопроводам неэкономична из-за большого объема газа, низкой плотности и потерь при высоком давлении [32]. Однако при определенных обстоятельствах транспортировка CO_2 в газообразном состоянии все еще может быть более рентабельной, чем в жидком или сверхкритическом состояниях. Модель М. Кнооре и др. [38] способна оценить и выявить более экономичный метод при выборе газообразной или жидкой фаз для транспортировки CO_2 . Группа уче-

ных говорит о том, что при массовом расходе CO_2 до 16,5 млн т/год и при расстоянии 100 км по равнинной местности или при расходе в 15,5 млн т/год и расстоянии 100 км по морскому трубопроводу транспортировка CO_2 в газообразной фазе является более рентабельной, чем в жидком.

Но, как правило, транспортировка CO_2 в переохлажденно-жидкостной или сверхкритической фазах является более целесообразной, чем в газообразной фазе [29]. Транспортировка в переохлажденно-

жидкостной фазе имеет ряд преимуществ перед транспортировкой в сверхкритической фазе из-за более высокой плотности, меньшей сжимаемости и, соответственно, меньших потерь давления и, как следствие, большей пропускной способности. Также к этим преимуществам может быть отнесена возможность использования меньшего диаметра трубы, что в свою очередь скажется на окупаемости проекта и уменьшении долгосрочных затрат на проектирование и строительством, а также на уменьшение затрат на

эксплуатацию [39]. Помимо этого, в работах, посвященных энергоэффективности, говорится о том, что насосы потребляют меньше энергии, чем компрессоры, в результате чего для транспортировки жидкости требуется на 50 % меньше энергии, чем для транспортировки CO_2 в сверхкритической фазе [31]. Это в свою очередь говорит об уменьшении капитальных вложений при строительстве и проектировании трубопровода и насосных станций, а также уменьшении эксплуатационных затрат [36].

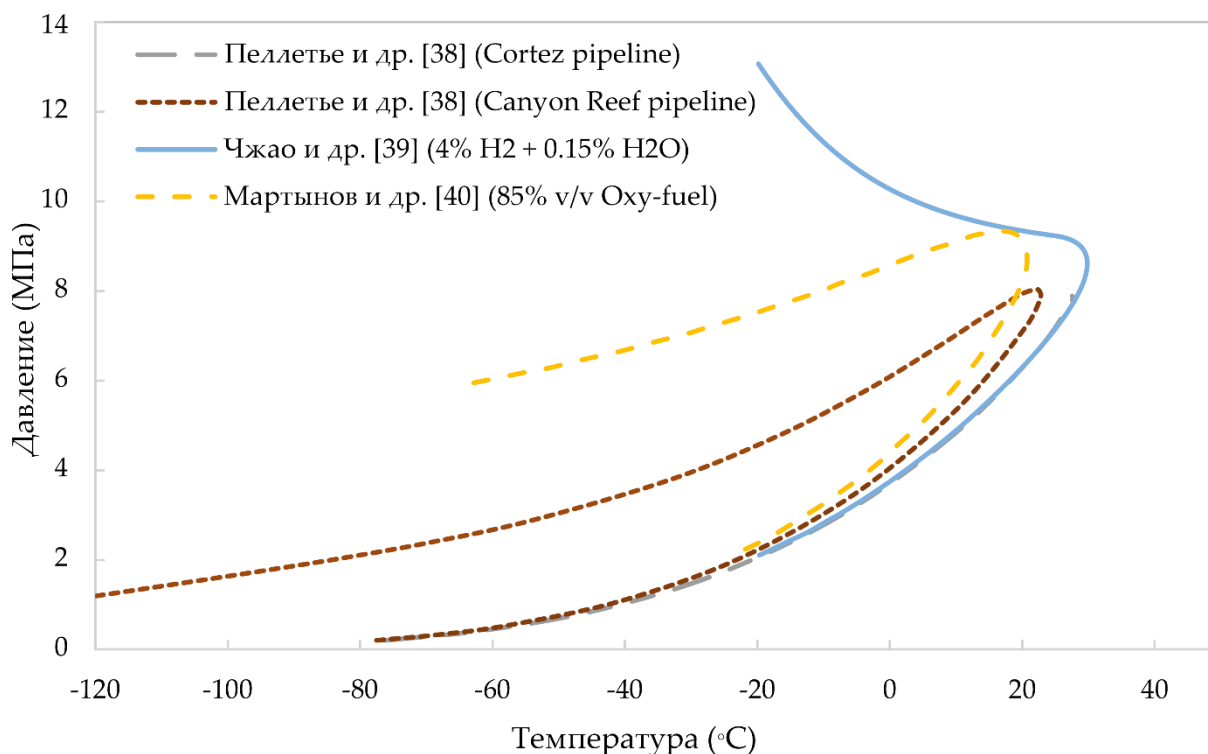


Рис 2. Фазовая диаграмма жидкого CO_2 с примесями [38–40]

Fig. 2. Phase diagram of liquid CO_2 with impurities [38–40]

Однако в переохлажденно-жидкостной фазе CO_2 используется в основном при транспортировке в судах с плотностью хранения около 1162 кг/м^3 при $0,65 \text{ МПа}$ и $-52 \text{ }^\circ\text{C}$ [40]. Одним из недостатков транспорта данной фазы CO_2 по сравнению со сверхкритической фазой CO_2 является необходимость применения усиленной теплоизоляции трубопроводов в более теплом климате.

Диаметр трубопровода и перепад давления

Параметры диаметра трубопровода и перепадов давления используются для оптимизации конструкции трубопроводов CO_2 . Оптимально подобранный диаметр позволяет избежать чрезмерных потерь давления и сократить количество станций повышения давления для оптимизации затрат на транспортировку. Начальный диаметр выбирается с учетом объемов жидкости и потерь давления. В отчете Международного энергетического агентства [27] приведены уравнения для падения давления жидкости (7), форма формулы Дарси и уравнение для расхода газа (8), используемые для определения размеров трубопроводов.

Уравнение (7) используется для расчета расстояния трубопровода, на котором давление падает до минимального значения. Это уравнение учитывает расход, длину трубопровода, плотность флюида и диаметр трубопровода при определении перепада давления в трубопроводе.

$$\Delta P = 2,252 \cdot f \cdot L \cdot \rho \cdot \frac{Q_v^2}{D^5}, \quad (7)$$

где ΔP — перепад давления (МПа); Q_v — расход ($\text{м}^3/\text{с}$); f — коэффициент трения; ρ — плотность (кг/м^3); L — длина трубопровода (м); D — внутренний диаметр трубопровода (м).

Когда CO_2 перемещается по трубопроводу, давление падает, и жидкость расширяется, что приводит к увеличению скорости, что еще больше увеличивает потерю давления при возможном возникновении двухфазного потока. В работе [41] указали безопасные расстояния для предотвращения двухфазного потока или точки перекрытия на 10 % меньше расчетного расстояния перекрытия. На этих безопасных расстояниях установлены форсирующие станции для рекомпрессии. Адиабатический поток приводит к

большому расстоянию переноса CO₂, чем изотермический поток перед повторным сжатием, а переохлажденный поток преодолевает на 46 % большее расстояние, чем сверхкритический поток, прежде чем требуется форсирование [42]. Расстояние до трубопровода, рельеф местности, максимальная высота над уровнем моря и изоляция были некоторыми факторами, включенными в их отчет для рассмотрения при проектировании трубопроводов на большие расстояния. Уравнение (8) оптимизированного гидравлического диаметра является уравнением оптимизации затрат, не зависит от длины трубопровода и может быть пригодным для определения соответствующего диаметра трубопровода для конкретных объемов жидкости:

$$D_{opt} = 0,363 \cdot Q_v \cdot \rho \cdot \mu, \quad (8)$$

где D_{opt} – оптимальный внутренний диаметр (м); μ – вязкость газа (Па·с).

В случае, когда по трубопроводам ведется перекачка CO₂ в газообразном состоянии для определения объемного расхода CO₂ может быть применена формула (9), в которой используется удельный вес газа вместо плотности жидкости.

$$Q_v = 15485 \cdot \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{f \cdot L \cdot SG}} \cdot D^5, \quad (9)$$

где Q_v – расход газа (м³/с); SG – удельный вес газа по отношению к воздуху; P_1, P_2 – начальное и конечное давления в трубопроводе (Па).

Модель V. Vandeginste и K. Piessens [27] включала эффекты изгибов вдоль трубопровода, хотя эффект был признан минимальным. Модель учитывала скорость потока, изменения давления, плотность жидкости, гравитационный эффект и высоту над уровнем моря. Они представили формулу Дарси–Вайсбаха для расчета диаметра после учета перепада высот (10). Это уравнение диаметра – гидравлическое уравнение, также является функцией длины трубопровода.

$$D = \left(\frac{8 \cdot f \cdot Q^2 \cdot L}{\rho \cdot \pi^2 \cdot [\rho \cdot g \cdot (z_1 - z_2) + (P_1 - P_2)]} \right)^{1/5}. \quad (10)$$

Диаметр некоторых трубопроводов был рассчитан по формуле (10) и сопоставлен со значениями реальных диаметров трубопроводов [27]. Эти результаты показывают, что расчетные значения диаметра были последовательно меньше фактических диаметров трубопроводов. Одной из причин этого является то, что фактические диаметры трубопроводов являются доступными номинальными размерами труб с внутренним диаметром, равным или превышающим вычисленные значения.

В случае если расчетный диаметр больше наибольшего доступного стандартного диаметра, одного трубопровода будет недостаточно для транспортировки CO₂ с требуемым расходом, и уравнение (11) используется для расчета минимального необходимого количества трубопроводов.

$$N_{pipe} = \left\lfloor \frac{Q_v}{Q_{v,max}} \right\rfloor + 1, \quad (11)$$

где N_{pipe} – количество трубопроводов; $\left\lfloor \frac{Q_v}{Q_{v,max}} \right\rfloor$ – целое значение $\frac{Q_v}{Q_{v,max}}$, меньшее или равное прилагаемо-

му коэффициенту (величине); $Q_{v,max}$ – максимальный расход в трубопроводе с наибольшим диаметром (м³/с). Там, где требуется более одного трубопровода, необходим экономический анализ для оптимизации размеров трубопроводов. Если трубопроводы $N_{pipe} - 1$ имеют диаметр $D_{i,max}$, то N -й диаметр трубы рассчитывается по уравнению (12):

$$D_{0_{N_{pipe}}} = \sqrt[4]{\frac{4 \cdot [Q - (N_{pipe} - 1) \cdot Q_{v,max}]}{\pi \cdot V}}, \quad (12)$$

где $D_{0_{N_{pipe}}}$ – наружный диаметр N -го трубопровода (м); N_{pipe} – количество трубопроводов.

Падение давления вычисляется с помощью уравнения Бернулли (13) с присущим ему допущением постоянной скорости, которое пренебрегает потерями при ускорении:

$$P_1 - P_2 = 10^{-6} \cdot \rho \cdot g \cdot (h_L + \Delta z), \quad (13)$$

где ρ – плотность сверхкритического CO₂ (827 кг/м³); h_L – потери напора (м); Δz – перепад высотных отметок трубопровода, м.

Трение является основной причиной потери напора и рассчитывается уравнением Дарси–Вайсбаха (14):

$$h_f = f \cdot \frac{l \cdot v^2}{2 \cdot D \cdot g}, \quad (14)$$

где h_f – потери напора на трение (м); l – расстояние между перекачивающими станциями (м); v – скорость флюида в трубопроводе (м/с).

Если пропускная способность трубопровода меньше полной, фактическая скорость потока жидкости рассчитывается по уравнению (2). Это применимо для негабаритных трубопроводов до ввода в эксплуатацию второй нитки. При перестановке после объединения уравнений (13) и (14), пренебрегая изменением высотных отметок, получаем уравнение (15) для расчета длины трубопровода. Уравнение (15) совпадает с уравнением (10):

$$l = \frac{\Delta P}{\rho \cdot f} \cdot \frac{2 \cdot D_i}{v^2}. \quad (15)$$

Коэффициент трения, который зависит от шероховатости трубы, внутреннего диаметра и турбулентности потока, вычисляется с помощью уравнения (16), уравнения Хааланда:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \cdot \log_{10} \left[1,11 \cdot \left(\frac{\varepsilon}{3,7 \cdot D_i} \right) + \frac{6,9}{Re} \right], \quad (16)$$

где ε – коэффициент шероховатости (4,5·10⁻⁵ м для новых труб, но в качестве расчета были использованы сверхгладкие трубы, предполагалось $\varepsilon=4,5 \cdot 10^{-5}$ м); Re – число Рейнольдса; D_i – диаметр i -го участка (м).

Количество насосных станций определяется как отношение общей длины трубопровода L к расстоянию между насосными станциями l_i и вычисляется по уравнению (17):

$$N_{pump} = \frac{L}{l_i}, \quad (17)$$

где N_{pump} – количество насосных станций; l_i – количество секций трубопровода.

В конце трубопровода используется дополнительная насосная станция для повышения давления до

13 МПа для подачи отводов с трубопроводов. Уравнение для мощности насоса, необходимой для повышения давления жидкости обратно до 13 МПа, является уравнением (18) [43]:

$$W_{pump} = \frac{Q \cdot |P_i - P_{initial}|}{\eta_p}, \quad (18)$$

где η_p – КПД насоса, принимаемый равным 0,75; а W_{pump} – потребляемая мощность насоса (Вт); $P_{initial}$ – начальное давление на участке трубопровода (13 МПа); P_i – конечное давление (МПа) на участке трубопровода длиной l_i (м).

Входное давление 13 МПа для всех входов CO_2 может привести к «остановке потока», поскольку разность давлений (ΔP) между любыми двумя точками подвода CO_2 вдоль трубопровода будет равна нулю. Следует рассчитать давление потока CO_2 в любой дополнительной точке подключения ответвления и подачи дополнительного объема CO_2 , а значит соответствующим образом определить входные давления. В качестве альтернативы непосредственно перед точками подключения может быть установлена дожимная станция для повышения давления до 13 МПа, что равно давлению входящего потока.

Международное энергетическое агентство [44] сообщает, что уравнение скорости (2) преобразуется в уравнение (19) путем приведения константы 4 к знаменателю, равному 0,25, и включения диаметра в формулу:

$$D = \left(\frac{Q_m}{v \cdot \pi \cdot 0,25 \cdot \rho} \right)^{0,5}. \quad (19)$$

Перепад давления на длину ($\Delta P/L$) рассчитывается в три этапа. Сначала вычисляется число Рейнольдса, затем коэффициент трения μ , наконец, падение давления на единицу длины (20)–(22). Уравнение (22) совпадает с (15), но без высотной составляющей перепада давления. Максимальная длина трубопровода l_{max} между двумя станциями определяется уравнением (23). В данной работе мы рассматриваем только потери давления на трение:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}, \quad (20)$$

$$f = \frac{1,325}{\left[\ln \left(\frac{\varepsilon}{3,7 \cdot D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2}, \quad (21)$$

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{8 \cdot f \cdot Q^2}{\rho \cdot \pi^2 \cdot D^5}, \quad (22)$$

$$l_{max} = \frac{P_1 - P_2}{\Delta P/L}. \quad (23)$$

В работе [38] была проанализирована транспортировка как газообразного, так и жидкого CO_2 – с давлением от 3 до 16 МПа для газообразного CO_2 и с давлением от 24 до 90 МПа для жидкого CO_2 . Для жидкостных линий была установлена высокая скорость эрозии 6 м/с с минимальной скоростью 0,5 м/с для обеспечения потока. Уравнение (24), необходимое для оптимизации затрат, используется для расчета удельного перепада давления, которое затем используется для расчета диаметра трубопровода. Для вычисления изменения давления в зависимости от

диаметра необходимы уравнения (24) и (25), которые являются функциями длины трубопровода:

$$\Delta P_{design} = \frac{(P_1 - P_2) \cdot (\eta_{насоса} + 1)}{L} + \frac{g \cdot \rho \cdot \Delta z}{L}, \quad (24)$$

$$D = \left\{ \frac{G \cdot z_{ave} \cdot T_{ave} \cdot Q^2 \cdot f \cdot L \cdot \eta_{трубы}^2}{a_1 \left[\left(\frac{P_1}{1000} \right)^2 - \left(\frac{P_2}{1000} \right)^2 - (a_2 \cdot G \cdot \frac{P_{ave}}{1000} \cdot z_{ave} \cdot T_{ave} \cdot \Delta h) \right]} \right\}^{1/5}, \quad (25)$$

где G – удельный вес трубопровода (1,519); $\eta_{трубы}$ – КПД трубопровода (предполагается равным 1,0); a_1 и a_2 константы, равные 73,06 и 0,006836, соответственно.

Lazic T. и др. [15] разделили уравнения диаметра на основанные на турбулентном потоке (22) и основанные на скорости (2). Также было приведено уравнение для перепада давления жидкости (15). Они заявили, что падение давления как для жидкой, так и для газообразной фаз может быть рассчитано с помощью уравнения (15).

S.B. Martynov др. [40] добавили изменения давления из-за влияния высоты в уравнение (15), чтобы получить уравнение (26), которое совпадает с уравнением (22):

$$\Delta P = \frac{8 \cdot f \cdot Q_m^2 \cdot L}{\rho \cdot \pi^2 \cdot D^5} + \rho \cdot g \cdot \Delta z. \quad (26)$$

В более ранних работах K. Kang и др. [12] провели поиск оптимального диаметра трубопровода, количества дожимных станций и общей стоимости трубопроводов CO_2 . Они обнаружили, что наименьший диаметр дает неоправданно большое количество дожимных станций, тем самым увеличивая стоимость проекта. На рис. 3 показано падение давления в зависимости от диаметра трубопровода. Линии на рис. 3 нанесены с разными параметрами, но обе линии показывают, что удвоение диаметра трубопровода уменьшило падение давления примерно до 4 % от первоначального значения. Для проектирования станций вдоль трубопровода задается минимальное давление. Рассчитывается расстояние для снижения давления до минимального значения и устанавливается перекачивающая станция.

В работе [45] были рассмотрены четыре различных сценария улавливания и транспортировки CO_2 для двух трубопроводов, которые объединились в один вдоль транспортного маршрута. Был сделан вывод о том, что при проектировании трубопроводов CO_2 важно точно моделировать профиль давления, изменения фаз жидкости и состав потока жидкости. Температура и давление могут изменяться вдоль трубопровода в результате потерь давления на трение, работы по расширению, выполняемой текущей жидкостью, и теплообмена между жидкостью и окружающей средой. Общий коэффициент теплопередачи приведен в уравнении (27)

$$\alpha = \left[\frac{1}{\alpha_f} + \frac{D}{2 \cdot \lambda_w} \ln \left(\frac{\left(\frac{D_0}{D} \right) + \frac{D}{\lambda_{ins}} \cdot \ln \left(\frac{D_0 + \delta_{ins}}{1} \right) + \frac{D}{2 \cdot \lambda_{soil}} \left(\frac{d_{soil}}{D} \right) + \frac{1}{\alpha_{amb}} \frac{D}{2 \cdot d_{soil}}} \right) \right]^{-1}, \quad (27)$$

где α – общий коэффициент теплопередачи ($Вт \cdot м^{-2} \cdot K^{-1}$); λ_w – теплопроводность стенки трубы ($Вт \cdot м^{-1} \cdot K^{-1}$); λ_{ins} – теплопроводность изоляции ($Вт \cdot м^{-1} \cdot K^{-1}$);

λ_{soil} – теплопроводность окружающей среды ($\text{Вт}\cdot\text{м}^{-1}\cdot\text{К}^{-1}$);
 α_f – коэффициент теплопередачи внутренней по-

верхности трубы ($\text{Вт}\cdot\text{м}^{-2}\cdot\text{К}^{-1}$); α_0 – коэффициент теплопередачи внешней поверхности трубы ($\text{Вт}\cdot\text{м}^{-2}\cdot\text{К}^{-1}$).

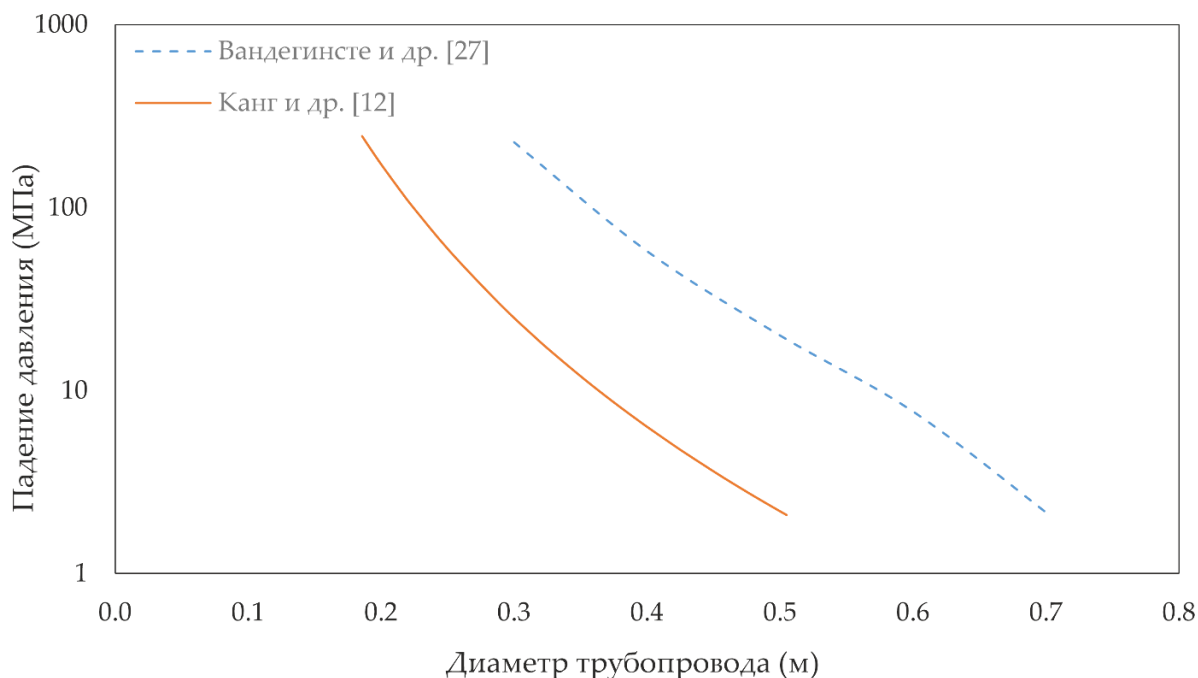


Рис 3. Зависимость перепада давления от внутреннего диаметра [12, 27]

Fig. 3. Dependence of pressure drop on the inner diameter [12, 27]

Модель S. Brown и др. [45] учитывала влияние трения, теплового потока или теплопередачи между жидкостью и окружающей средой, температуры и теплопроводности почвы на транспортируемый поток.

G. Skaugen и др. [46] заявили, что теплопроводность грунта и температура окружающей среды влияют на падение давления в трубопроводе и очень важны для точного моделирования. Сочетание более высокой теплопроводности грунта и более низких температур окружающей среды снижает температуру текущей жидкости и приводит к снижению удельных энергозатрат. Также в данной работе было заявлено, что для малых диаметров трубопроводов отвод тепла, выделяющегося при сжатию CO_2 , будет меньше в силу меньшей площади поверхности, в результате чего вероятность перехода потока диоксида углерода в газообразное состояние будет выше. Однако предполагаемое минимальное давление в 9 МПа удерживало бы жидкость в сверхкритическом состоянии. Уравнение потери давления по длине (28) – это уравнение, представленное с различными параметрами:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = -f \cdot \frac{M^2}{2 \cdot \rho \cdot D'} \quad (28)$$

где M – массовый расход ($\frac{\text{кг}}{\text{м}^2} \cdot \text{с}$); $\frac{\Delta P}{\Delta L}$ – потеря давления на единицу длины ($\frac{\text{Па}}{\text{м}}$).

Транспортировка углекислого газа танкерами

Как показывает практика, выбор метода транспортировки углекислого газа зависит от длины маршрута доставки – в то время как трубопроводы более рентабельны на коротких расстояниях, на более дальних

маршрутах, превышающих 300 км, суда считаются более выгодными. В дополнение к этому не всегда и не везде прокладка трубопровода возможна и не только с экономической точки зрения, но и с технической, в связи с этим немаловажной частью цепочки утилизации углекислого газа после трубопровода является использование танкеров [47].

В настоящее время существуют японские и европейские проекты, находящиеся на стадии реализации и использующие перевозчики LCO_2 для транспортировки и хранения.

Преимуществом морских перевозок является гибкость в отношении следующих аспектов:

- несколько мест отгрузки диоксида углерода с последующей закачкой;
- возможность переноса места закачки в случае прекращения добычи нефти или заполнения участка CO_2 .
- экономическая выгода по сравнению с прокладкой трубопровода, когда место закачки расположено далеко от берега или удалено от берегового объекта и находится на шельфе;
- места закачки, где прокладка нового трубопровода может быть сложной/дорогой из-за наличия различных препятствий или ранее проложенных трубопроводов на морском дне;
- способность контролировать закачку CO_2 путем корректировки размера судна (т. е. грузоподъемности) или частоты отгрузки;
- отсутствие необходимости в дорогостоящем демонтаже трубопроводов в случае прекращения добычи нефти или заполнения объекта CO_2 .

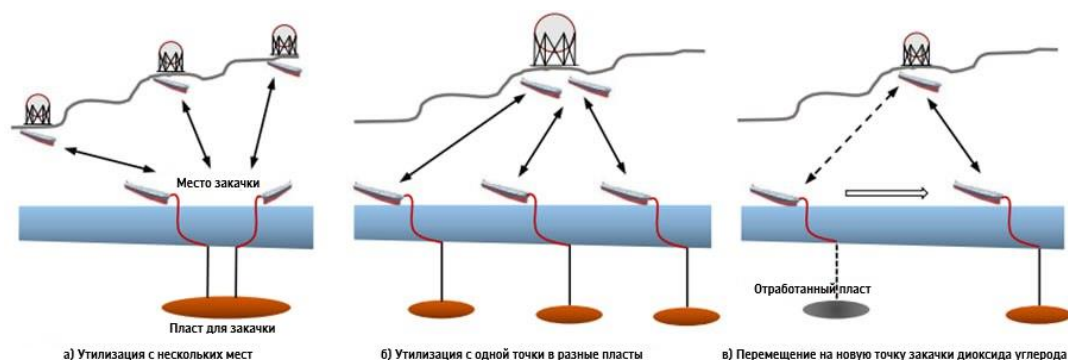


Рис. 4. Схема гибкости судов к одному/нескольким морским местам закачки из одного/нескольких портов отгрузки [47]

Fig. 4. Scheme of flexibility of vessels to one/several sea injection sites from one/several ports of shipment [47]

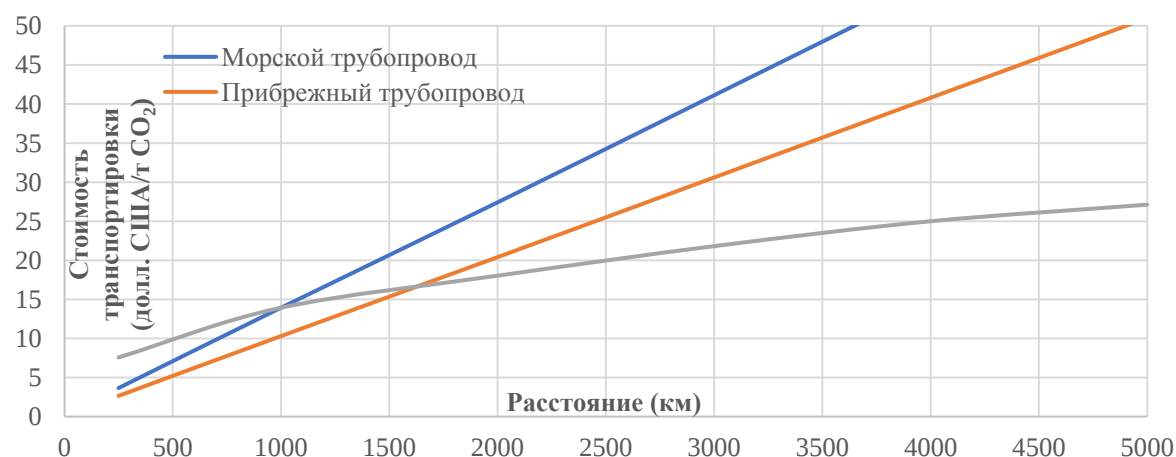


Рис. 5. Выбор метода транспортировки CO₂ в зависимости от расстояния [47]

Fig. 5. Selection of the CO₂ transportation method depending on distance [47]

Танкера активно используются в перевозках крупных коммерческих сжиженных газов. Жидкое или жидкостно-охлажденное состояние CO₂ носит техническое название «жидкая углекислота», или просто «углекислота». Это бесцветная жидкость без запаха, средней плотностью 771 кг/м³, которая существует только под давлением от 482 до 519 кПа при температуре от 0 до –56,5 °C («низкотемпературная углекислота») [48].

Важно отметить, что использование танкеров в морских перевозках на данный момент развито слабо, что связано в первую очередь с ограниченным спросом (абсолютное большинство магистральных трубопроводов, эксплуатируемых для транспорта CO₂, находится в США и Канаде). Развитие системы утилизации углекислого газа повлечет за собой увеличение как количе-

ства флота для перевозки CO₂, так и размеров самих танкеров, что вполне возможно при сопоставлении с габаритами газозовов и, соответственно, емкостей для сжиженных углеводородных газов (СУГ), которые по параметрам хранения схожи с жидким диоксидом углерода. Методология проектирования грузовых танкеров СУГ хорошо известна и регулируется международными стандартами (в частности, Международным кодексом постройки и оборудования судов, перевозящих сжиженные газы наливом).

Роль танкеров в системе утилизации диоксида углерода показана ниже и заключается в транспортировке жидкой углекислоты и дальнейшей утилизации либо для повышения нефтеотдачи, либо просто для утилизации в море или закачки в пласт.

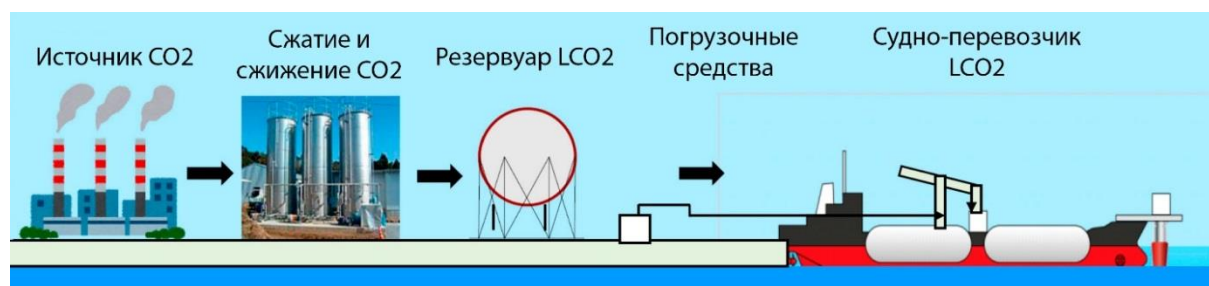


Рис. 6. Структура утилизации CO₂ с задействованием танкеров [49]

Fig. 6. Structure of CO₂ utilization involving tankers [49]

Таблица 4. Основные технические характеристики LCO₂ [50]

Table 4. Main technical characteristics of LCO₂ [50]

Судовое оборудование Marine equipment	Значение Value
Корпус/Hull	Длина максимальная, м Maximum length, m
	Длина по ватерлинии, м Waterline length, m
	Ширина, м/Width, m
	Осадка максимальная, м Maximum draft, m
	Осадка проектная, м Draft design, m
Энергоэффективность судна Energy efficiency of the vessel	Боковые винты, кВт Side screws, kW
	Азимутальный винт, кВт Azimuth screw, kW
	Генератор энергии (дизель), кВт Power generator (diesel), kW
Скорость корабля Ship speed	Узлы/Nodes
Вместимость Capacity	Объем хранения, м ³ Storage volume, m ³
Размеры емкости хранения Storage capacity dimensions	Радиус одного цилиндра, м Cylinder radius, m
	Общая длина цилиндра, м Cylinder total length, m

В табл. 4 приведены размеры одного из концептов танкера для перевозки жидкого диоксида углерода, на базе которого детально рассмотрим строение судов LCO₂ [49, 50]. В табл. 5 приведены условия для танкера CO₂.

Таблица 5. Расчетные условия для танкера CO₂ и грузового танка [49]

Table 5. Design conditions for a CO₂ tanker and a cargo tank [49]

Параметр Parameter name	Условие проектирования Design condition
Температура жидкости Liquid temperature	–10 °C
Давление паров жидкости Liquid vapor pressure	2,65 МПа/MPa
Повышение давления LCO ₂ Increase in LCO ₂ pressure	около 0,1 МПа после трехдневной продолжительности about 0,1 MPa after three day duration
Максимальное рабочее давление Maximum operating pressure	2,8 МПа/MPa
Количество танков Number of tanks	Две единицы Two units
Объем бака/Tank capacity	1500 м ³ /m ³
Расчетное давление бака (равно давлению предохранительного клапана) Design pressure of the tank (equal to the pressure of the safety valve)	3,10 МПа/MPa

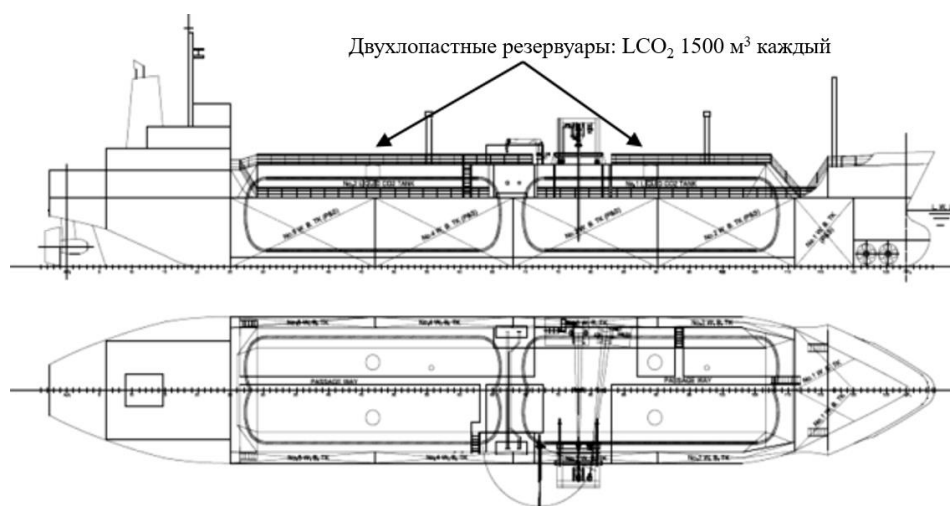
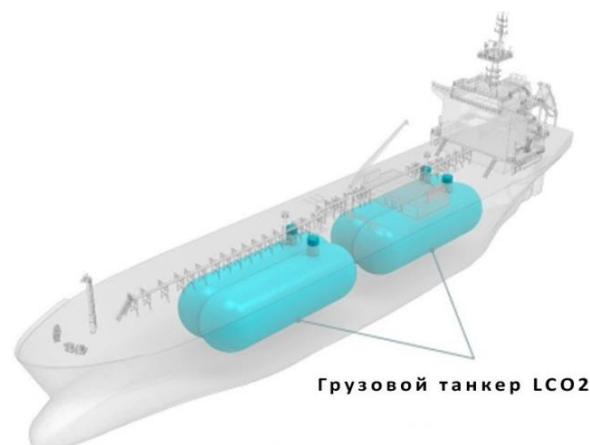


Рис. 7. Схема танкера LCO₂

Fig. 7. LCO₂ tanker diagram



Корабль оборудован двумя единицами резервуаров для хранения LCO₂, удерживает свое положение в одной точке во время операции заправки в море с помощью системы динамического позиционирования (dynamic positioning systems – DPS), состоящей из одного азимутального гребного винта (на корме корабля) и двух боковых подруливающих устройств (на носу корабля).

Рис. 8. Общий вид танкера LCO₂ [49]

Fig. 8. General view of the LCO₂ tanker [49]

Материалом резервуаров служит закаленная и отпущенная углеродистая сталь для использования при низких температурах. Прочность на растяжение 795 Н/мм^2 , предел текучести 685 Н/мм^2 согласно JIS SHY685 (использование при минус 10°C).

Конструкция грузовых танков должна соответствовать Международному кодексу постройки и оборудования судов, перевозящих сжиженные газы наливом, также известному как код IGC. Этот код использовался в качестве основы для проектирования грузовых танков для сжиженного нефтяного газа (СНГ) с 1960-х гг., следует отметить, что классификационные общества уже включили соображения по двуокиси углерода в свои правила проектирования [49].

Выбор расчетного давления грузовой емкости определяется давлением паров углекислого газа при -10°C с эксплуатационным и безопасным запасами; для обеспечения возможности повышения давления во время рейса и для обеспечения работы предохранительных клапанов грузовых танков. Первоначальная концепция проекта заключалась в том, чтобы обеспечить примерно до трех дней плавания между погрузкой и разгрузкой груза. Используя отраслевые стандарты для типа и толщины изоляции, можно рассчитать количество тепла, поступающего в грузовые танки за трехдневное плавание, и определить, что толщина изоляции 250 мм достаточна для трехдневного плавания [51–53].

Общепринятой отраслевой практикой является обеспечение запаса прочности в 10 % для срабатывания предохранительных клапанов, поэтому расчетное давление грузовых танкеров определено равным

$3,1 \text{ МПа}$. Отмечается, что поступление тепла в грузовые танки рассчитано при температуре окружающего воздуха 45°C и температуре окружающего моря 32°C . Эти условия являются наиболее строгими, чем нормальные условия окружающей среды на побережье Японии. В результате данного исследования было выявлено, что танкер для углекислого газа, который будет загружаться при $2,65 \text{ МПа}$ и при температуре до -10°C , сможет транспортировать углекислый газ до трех дней, в течение которых поступление тепла из окружающей среды вызовет нагрев транспортируемого углекислого газа, что приведет к увеличению давления на $0,15 \text{ МПа}$ и результирующего давления в танках до $2,8 \text{ МПа}$. Затем углекислый газ будет выгружен с достаточным запасом между максимальным рабочим давлением и давлением сброса предохранительного клапана, равным $3,1 \text{ МПа}$. Эта конструкция жизнеспособна и соответствует существующим стандартам для проверенных конструкций в отрасли морского транспорта сжиженных газов.

Сжатый и нагретый CO_2 подается в процессе закачки к устьевому оборудованию, установленному на морском дне в точке нагнетания, после чего закачивается в подземную геологическую формацию с плановой скоростью, установленной для каждой скважины, при этом скорость закачки контролируется клапанами управления потоком (с электрическим управлением), установленными на устье скважины. Сигналы данных о дебите поступают с устья скважины в систему управления закачкой на CO_2 челночный танкер для мониторинга и контроля условий закачки [52].

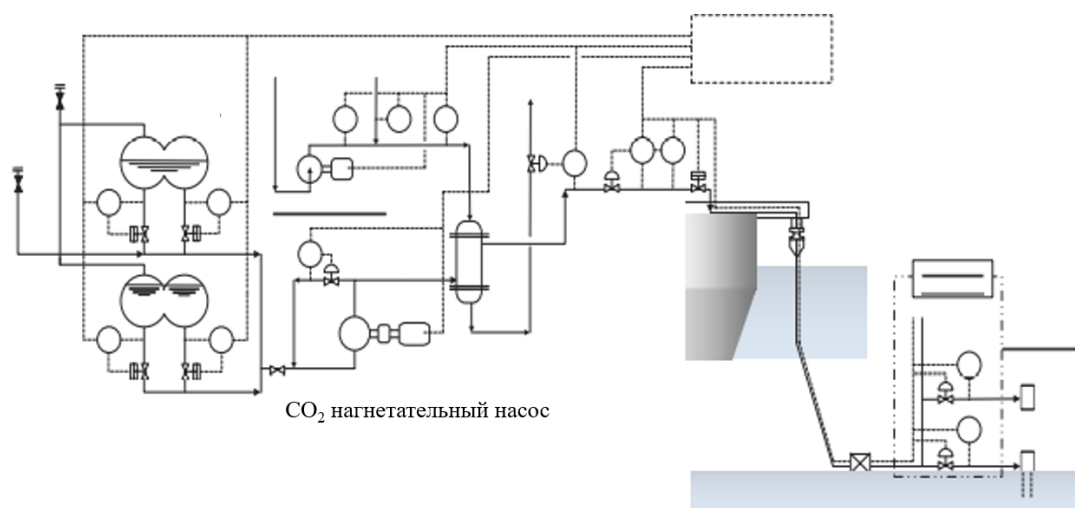


Рис. 9. Технологическая схема отгрузки CO_2 [49]

Fig. 9. Technological scheme of CO_2 shipment [49]

Рассмотрим анонсированные проекты по строительству танкеров LCO_2 . Mitsubishi Heavy Industries (MHI) объявила о планах построить первое в своем роде судно для транспортировки сжиженного диоксида углерода (LCO_2) специально для инициатив по CCS [51].

Корабль будет построен на заводе MHI Shimonoseki Shipyard & Machinery Works для Sanyu

Kisen Co, а поставка запланирована на вторую половину 2023 г.

Хотя суда для перевозки LCO_2 , используемые в пищевой промышленности, ранее строились и эксплуатировались в Европе и Японии, считается, что это новое судно станет первым в мире транспортным средством LCO_2 , специально предназначенным для улавливания, утилизации и хранения углекислого газа.



Рис. 10. Проект LCO₂ Mitsubishi Heavy Industries [54]

Fig. 10. LCO₂ Mitsubishi Heavy Industries Project [54]

На 2024 г. запланирована сдача в эксплуатацию двух судов согласно контракту компании Northern Lights (совместное предприятие Shell, Equinor и TotalEnergies) и китайской верфи Dalian Shipbuilding Industry. Данный проект интересен также из-за планируемого снижения выбросов углекислых газов на 34 % за счет внедрения двигателей, работающих на СПГ. Построенные суда будут перевозить сжиженный углекислый газ с промышленных площадок в Европе на терминал в Эйгардене (Норвегия). Для контроля деятельности судов была создана первая в мире судоводная компания Dan-Unity CO₂, специализирующаяся на перевозках сжиженного углекислого газа [55].

Также Shipbuilding & Offshore Engineering сообщает, что ее верфь Hyundai завершит разработку прототипа крупнейшего в мире перевозчика CO₂ к концу этого года – судно вместимостью 74000 м³, которое сможет перевозить сжиженный углекислый газ [56].

В рамках нового проекта помимо увеличения размера концептуального судна Shipbuilding & Offshore Engineering будут работать над модернизацией системы хранения грузов и системы грузовых операций на основе информации и проектов, разработанных в прошлом году. Кроме того, судно должно быть оборудовано силовой установкой, работающей на сжиженном природном газе, которая будет разработана в соответствии с экологическими нормами для максимальной грузоподъемности за счет применения в общей сложности девяти цилиндрических резервуаров.

KSOE и NHI спроектируют судно и планируют построить прототип после получения одобрения проекта. Поставщик логистических услуг Hyundai Glovis и G-Marine Service будут управлять отгрузкой сжиженного углекислого газа, а классификационное общество ABS и международные регистры реестра Маршалловых островов будут проверять безопасность судна. Они предоставят консультационные услуги для проверки устойчивости и пригодности конструкции на основе международного соглашения о перевозчиках сжиженного газа, требуемого Международной морской организацией [56].

В апреле 2022 г. Daewoo Shipbuilding & Marine Engineering получила одобрение на проект того, что, по ее словам, станет крупнейшим из когда-либо разработанных перевозчиков сжиженного CO₂. ABS рассмотрела и утвердила проект, предусматривающий производительность 70000 м³ LCO₂ [57].

Одним из самых последних инновационных проектов является соглашение между классификационным обществом DNV и Либерийским международным судовым и корпоративным регистром (LISCR) с южнокорейскими судостроительными компаниями: Hyundai Heavy Industries (HHI) и Korea Shipbuilding & Offshore Engineering CO. Соглашение включает в себя новую конструкцию танкера для транспортировки сжиженного углекислого газа (LCO₂) вместимостью 40 тыс. м³ и семь грузовых танков IMO типа «С» [58]. В табл. 6 приведена сводная информация по развитию проектов танкеров LCO₂.

Обсуждение

Уравнения изменений диаметра и давления, по существу, оставались неизменными на протяжении многих лет. Уравнения определения оптимального диаметра трубопровода можно разделить на две широкие категории. Первая категория не зависит от длины трубопровода (2) и (17), а вторая категория зависит от длины трубопровода (16), (18), (20) и (21). Уравнения, которые являются функциями длины трубопровода, не подходят для определения оптимального диаметра трубопровода. Это связано с тем, что значение диаметра увеличивается с увеличением длины трубопровода. Диаметр трубопровода может быть рассчитан с помощью этих уравнений только после указания длины трубопровода или расстояния между его интересующими нас сечениями при заданных перепадах давления. Этот диаметр, однако, не был бы оптимальным. Оптимальный диаметр трубы является результатом экономических соображений при наименьших затратах (капитальные и эксплуатационные затраты) [48]. Диаметр трубопровода должен зависеть от расхода, плотности и максимальной скорости [27], но не зависеть от длины трубопровода.

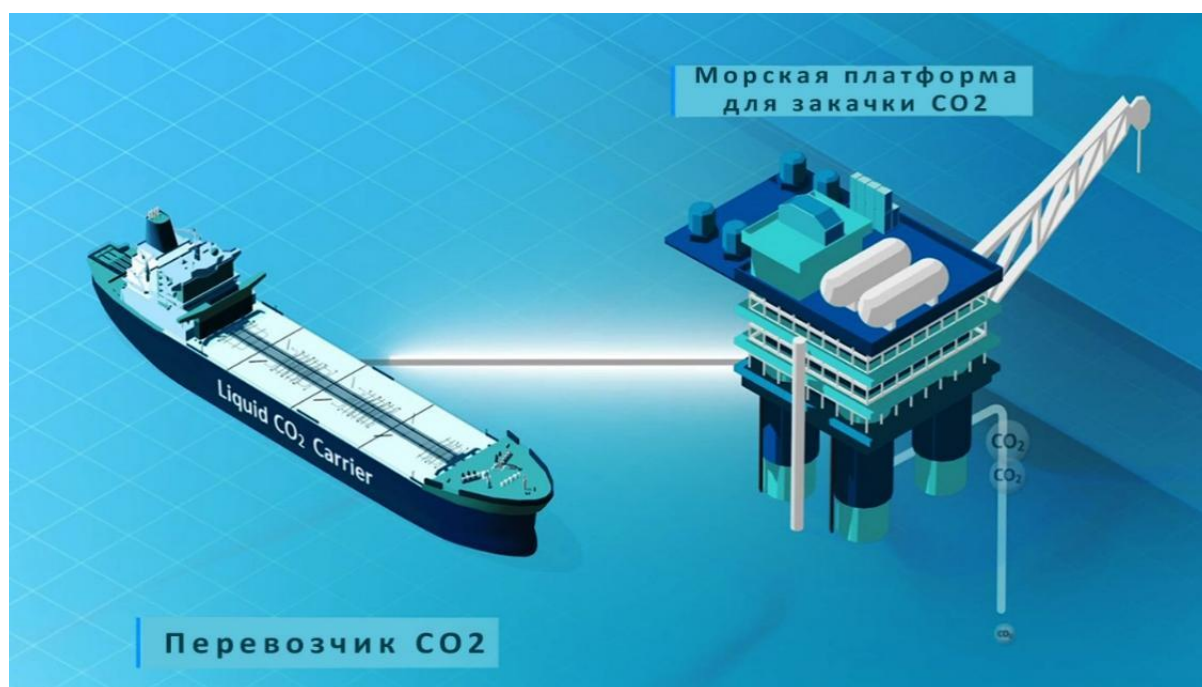


Рис. 11. Проект LCO₂ Hyundai Heavy Industries (HHI) и Korea Shipbuilding & Offshore Engineering CO [55]

Fig. 11. LCO₂ project of Hyundai Heavy Industries (HHI) and Korea Shipbuilding & Offshore Engineering CO [55]

Таблица 6. Сводная информация по развитию проектов танкеров LCO₂ [59, 60]

Table 6. Summary information on the development of LCO₂ tanker projects [59, 60]

Проекты на стадии ПД или выходящие на строительство Projects at the PD stage or coming to construction				
Производители Producer	Где строят Place of construction	Габариты, м Dimensions, m	Вместимость, м ³ Capacity, m ³	Срок сдачи Deadline for delivery
Sanyu Kisen	Mitsubishi Shipbuilding Co	72×12,5×4,55	1450	2023
Northern Lights	Dalian Shipbuilding Industry (DSIC)	Длина 130 м Length 130 m	7500	2024
DNV и Либерийский международный судовой и корпоративный регистр (LISCR) DNV and the Liberian International Ship and Corporate Register (LISCR)	Hyundai Heavy Industries и Korea Shipbuilding & Offshore Engineering CO	239×30×21	30 000	–
Концепты/Concepts				
Компании/Companies		Вместимость, м ³ /Capacity, m ³		
Hyundai Heavy Industries Group (HHI) и Морской администратор Республики Маршалловы Острова (RMI) Hyundai Heavy Industries Group (HHI) and the Maritime Administrator of the Republic of the Marshall Islands (RMI)		70000		
Korean Register (KR) и Daewoo Shipbuilding & Marine Engineering (DSME)		40000		
Японская судоходная компания Mitsui OSK Lines (MOL), Японская организация по развитию новых энергетических и промышленных технологий (NEDO) Japanese shipping company Mitsui OSK Lines (MOL), Japanese Organization for the Development of New Energy and Industrial Technologies (NEDO)		≈50000		

Уравнения, которые не зависят от длины трубопровода (2) и (17), подходят для выбора размера оптимального диаметра трубопровода. Моделирование осуществлялось в программном обеспечении Pipesim путем установки неизмененного расхода в 300 кг/с при различных внутренних диаметрах трубопровода. В программном комплексе было установлено неизменное значение толщины теплоизоляционного покрытия, исходя из возможности обеспечения безопасной эксплуатации трубопровода и отсутствия выпадения по длине твердой фазы при резком охлаждении транспортируемой продукции. Для расчета теплопередачи помимо исходных данных температуры и давления на входе в трубопровод (20 °С, 150 бар.) были

заданы температура окружающей среды 16 °С, скорость ветра 2,6 м/с. Перепад высот между конечной и начальной точками был принят равным 0. Таким образом осуществляется моделирование движения жидкостного потока CO₂ по трубопроводу и соответственно получается распределение давления, скорости, плотности, соотношения жидкой и газообразных фаз потоков и так далее, в зависимости от диаметров, влияния теплопередачи, учета сил диссипации и прочих факторов, влияющих на термодинамические и гидравлические характеристики потока. Анализируя существующие зависимости на численных моделях в ПО Pipesim, изменяя значения диаметров, расхода и т. д., можно сделать вывод, что уравнение (17) счита-

ется более точным и рекомендуется к использованию по сравнению с уравнением (2). После определения оптимального диаметра расстояние, на котором давление падает до заданного минимума, вычисляется с помощью уравнений, которые являются функциями длины трубопровода для сооружения перекачивающих станций. Следует отметить, что рассчитанный оптимальный диаметр – это минимальный внутренний диаметр трубопровода, соответствующий объему транспортируемой жидкости. Это значение может не соответствовать имеющимся в нормируемой номенклатуре сортаментам. Выбранный размер трубы – это наименьший сортament с внутренним диаметром, который больше или равен рассчитанному оптимальному значению, и это значение используется в дальнейших расчетах. Значения, полученные

с помощью уравнения (14), являются слишком низкими, что приводит к высоким скоростям потока. Уравнение (15) (то же, что уравнения (7) и (22)) можно было бы переставить для вычисления диаметра. Основные зависимости и распределения представлены на рис. 12–14. Также стоит отметить, что скорость жидкости увеличивается вдоль направления потока по мере расширения жидкости из-за снижения давления в силу закона сохранения массового расхода, но не в одной из рассматриваемых моделей не учитывается эффект ускорения жидкости, возникающий вследствие воздействия данного фактора. На основании вышеизложенного материала и проведенных расчетов была сформирована точностная проверка формул диаметра трубопровода, представленная в табл. 7.

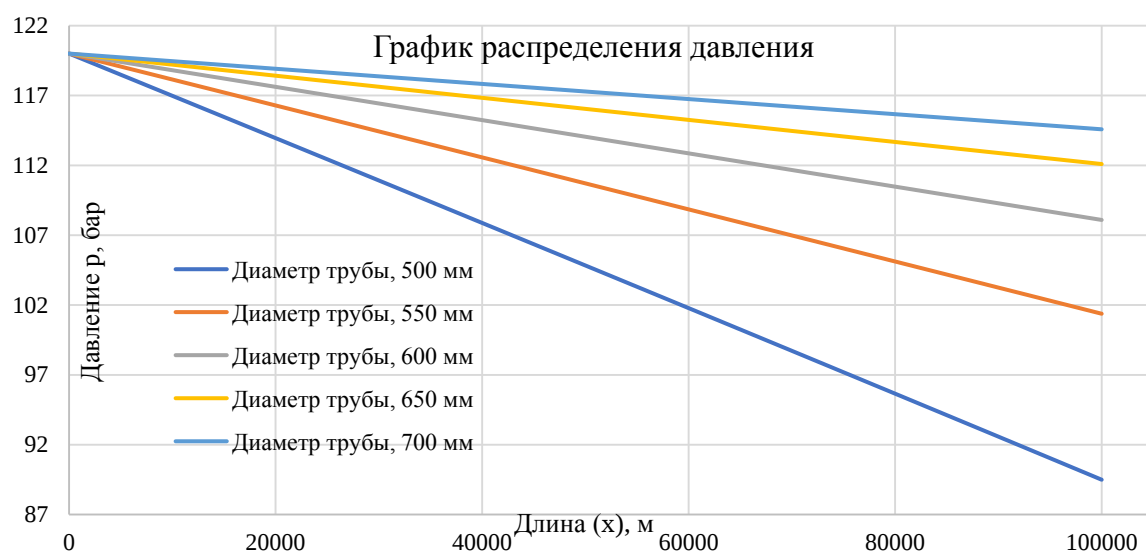


Рис. 12. График распределения давления потоков CO_2 по трубопроводам в зависимости от диаметров

Fig. 12. Graph of pressure distribution of CO_2 flows through pipelines depending on diameters

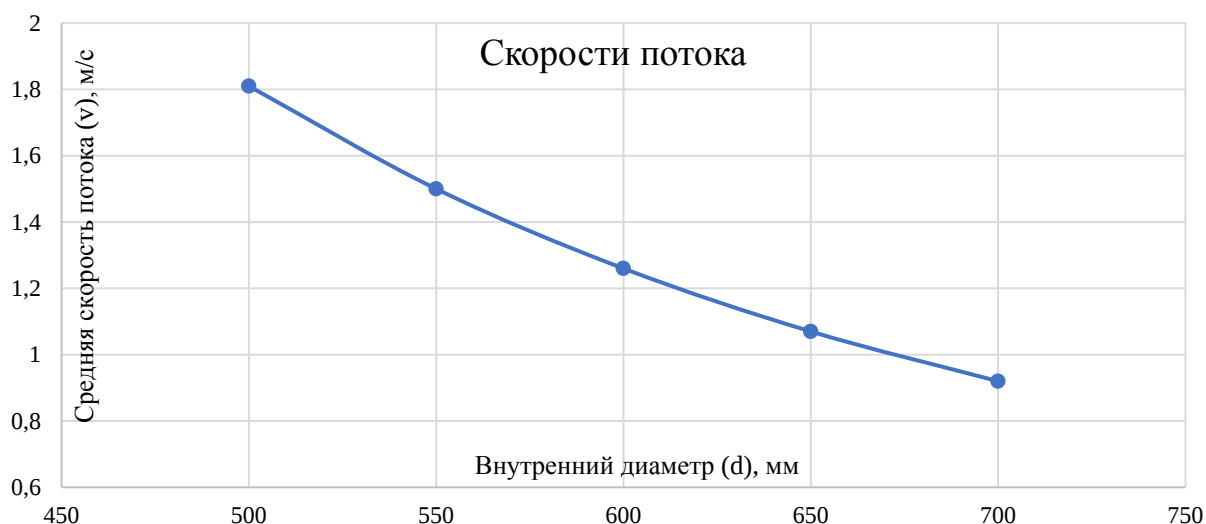


Рис. 13. График распределения скорости потоков CO_2 по трубопроводам в зависимости от диаметров

Fig. 13. Graph of velocity distribution of CO_2 flows through pipelines depending on diameters

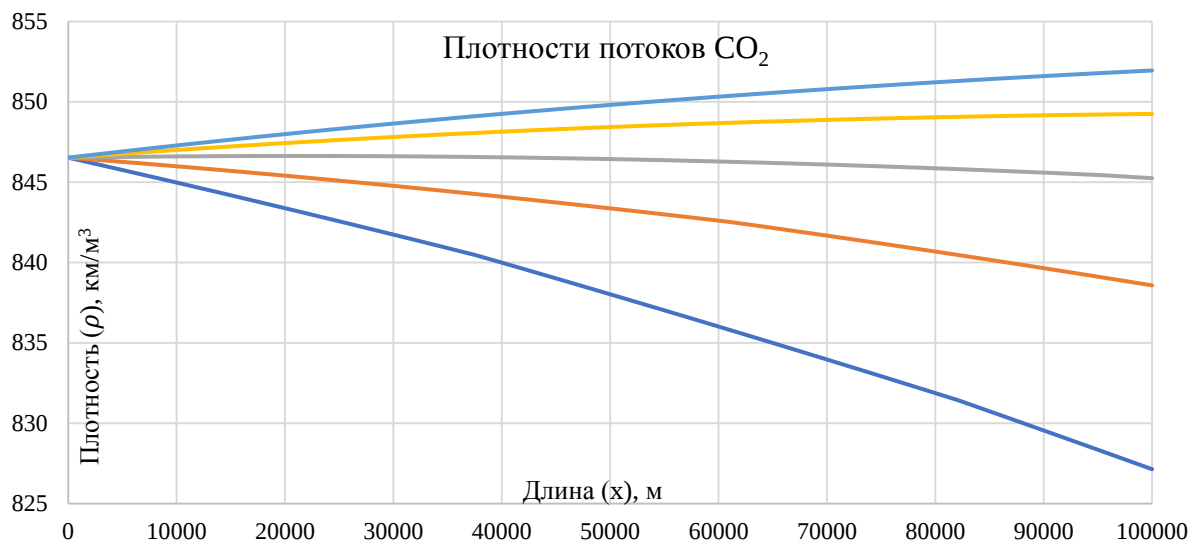


Рис. 14. Распределение плотностей потоков CO_2 в зависимости от диаметров и влияния внешней и внутренней теплопередачи

Fig. 14. Distribution of CO_2 flux densities depending on diameters and the influence of external and internal heat transfer

Таблица 7. Точностная проверка формул для вычисления диаметра LCO_2 трубопровода

Table 7. Precision verification of formulas for calculating the diameter of the LCO_2 pipeline

№ уравнения Equation no.	Ссылка Reference	Формула диаметра D_i , (м) Diameter D_i , formula (m)	Значение диаметра D_i , (м) Diameter value D_i (m)	Мин. скорость флюида Min. fluid velocity
(2)	[20]	$\left(\frac{4 \cdot Q_v}{v \cdot \pi}\right)^{0.5}$	0,3722	3,93
(14)	[17]	$\left[2,252 \cdot f \cdot L \cdot \rho \cdot \frac{Q_v^2}{\Delta P}\right]^{1/5}$	0,1685	6,629
(17)	[26]	$0,363 \cdot Q_v \cdot \rho \cdot \mu$	0,460	2,562
(20)	[27]	$\frac{8 \cdot f \cdot Q_v^2 \cdot L}{\rho \cdot \pi^2 \cdot [\rho \cdot g \cdot (z_1 - z_2) + (P_1 - P_2)]}$	0,6667	1,222
(27)	[27]	$\frac{v^2 \cdot \rho \cdot f \cdot L}{2 \cdot \Delta P}$	0,6667	1,222
(35)	[32]	$\left(\frac{8 \cdot f \cdot L \cdot Q_m^2}{\rho \cdot \pi^2 \cdot \Delta P}\right)^{1/5}$	0,6667	1,222
(40)	[44]	$\frac{\Delta P}{\Delta L} = -f \cdot \frac{M^2}{2 \cdot \rho \cdot D_i}$	0,6667	1,222

Выводы

Были рассмотрены многие аспекты проектирования трубопроводов для CO_2 , присутствующие в литературе, с акцентом на доступные модели, необходимые для определения диаметра трубопровода. Были определены две широкие категории уравнений для определения диаметра трубопровода. Уравнения первой категории не учитывают длину трубопровода для расчета диаметра, в то время как уравнения второй категории зависят от длины трубопровода. Уравнения диаметра, которые являются функциями длины трубопровода, не следует использовать для первоначального определения оптимального диаметра трубопровода, поскольку значение диаметра изменяется с изменением длины трубопровода. Уравнения диаметра, которые не зависят от длины трубопровода, следует использовать для выбора соответствующего диаметра трубопровода при известных объемах жидкости, подлежащих транспортировке, прежде чем использовать уравнения, зависящие от длины, для определения расстояний трубопровода и, как следствие, для уста-

новки перекачивающих станций. В ходе этого обзора было выявлено следующее:

- Примеси влияют на изменения плотности, давления и температуры, критического давления, критической температуры и вязкости, но большинство моделей игнорируют влияние примесей. Таким образом, значения потерь давления, рассчитанные с учетом чистого CO_2 , будут неточными.
- Точное определение плотности и вязкости жидкости CO_2 с примесями повысит точность моделей диаметра трубопровода и перепада давления.
- Скорость жидкости в трубопроводе рассчитывается на входе – это минимальное значение в трубопроводе. Максимальная скорость возникает в конце участка трубопровода, что должно быть учтено при проведении моделирования, чтобы избежать превышения скоростей потока над эрозийным значением. Однако ни в одной из представленных и рассмотренных моделей не осуществляется учет потери давления из-за ускорения жидкости по причине изменения термобарических условий в разных сечениях трубопровода.

- Уравнения диаметра, зависящие от длины трубопровода, не подходят для оценки оптимального диаметра трубопровода. Эти уравнения оценивают значение диаметра, увеличивающиеся с увеличением длины трубопровода.

Что же касается альтернатив для трубопроводного транспорта, то в первую очередь стоит отметить возможность перевозки CO₂ танкерами на большие расстояния. На данный момент происходит только этап развития и дальнейшего становления системы танкерных перевозок углекислого газа, однако по мере развития технологий улавливания и утилизации крупных объемов диоксида углерода появляется

необходимость обеспечения перевозок на сверхдальние расстояния, что заметно при анализе концептов танкеров LCO₂, которые по габаритам в ближайшем будущем сравнятся с судами для перевозки сжиженных углеводородных газов.

Важно отметить, что сама технология транспортировки сжиженного углекислого газа танкерами мало отличается от аналогов транспорта СУГ. Также стоит упомянуть, что драйвером роста танкерного флота служит не только необходимость транспорта больших объемов, но и востребованность углекислого газа на морских объектах, закачка которого в пласт является одним из распространенных методов повышения нефтеотдачи.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Climate change 2007 – impacts, adaptation and vulnerability / M.L. Parry, O.F. Canziani, J.P. Palutikof, P.J. van der Linden, C.E. Hanson. – Cambridge, UK: Cambridge University Press, 2007. – 987 p.
2. IEA GHG. Global CO₂ emissions rebounded to their highest level in history in 2021. – Cheltenham, UK: IEA Environmental Projects Ltd, 2002. – 735 p.
3. Перспективы развития индустрии улавливания, использования и хранения углерода в России / И.М. Ванчугов, В.В. Жаркова, Сунь Фачжань, Р.А. Шестаков // Экология и промышленность России. – 2023. – Т. 27. – № 8. – С. 42–49.
4. Получение СПГ как метода утилизации ПНГ / И.М. Ванчугов, К.С. Резанов, С.М. Ватузов и др. // Деловой журнал Neftegaz.RU. – 2023. – № 2 (134). – С. 70–75.
5. Дизайн пилотного проекта улавливания и хранения углерода на примере Салымской группы месторождений – от геологии до обустройства / Д.И. Жигулина, М.Ю. Прудский, Б.В. Малышев и др. // Нефтяное хозяйство. – 2022. – № 12. – С. 64–69.
6. Munkejord S.T., Hammer M., Løvseth S.W. CO₂ transport: data and models – a review // Appl. Energy. – 2016. – № 169. – P. 499–523.
7. CO₂-mixture properties for pipeline transportation in the CCS process / M. Mazzocollo, G. De Guido, B. Bosio, E. Arato, L.A. Pellegrini // Chem. Eng. Trans. – 2013. – № 32. – P. 1861–1866.
8. Special report on renewable energy sources and climate change mitigation / O. Edenhofer, R. Pichs-Madruga, Y. Sokona, K. Seyboth, P. Matschoss, S. Kadner, T.L. Zwickel, P. Eickemeier, G. Hansen, S. Schlömer et al. – Cambridge, UK: Cambridge University Press, 2011. – 1059 p.
9. Блябляс А.Н. Особенности транспорта углекислого газа трубопроводным транспортом, специфика при проектировании, строительстве и эксплуатации // Актуальные вопросы энергомашиностроения, нефтяной и газовой отрасли: сборник тезисов II Всероссийской научно-технической конференции, посвященной памяти профессора А.В. Алиева. – Ижевск, 24–25 марта 2022. – Ижевск: Ижевский государственный технический университет имени М.Т. Калашникова, 2022. – С. 5–8.
10. On the integration of CO₂ capture technologies for an oil refinery / V. Fetisov, A.M. Gonopolsky, M.Y. Zemenkova, A.H. Mohammedi, M. Riaz // Energies. – 2023. – V. 16 (2). – P. 1–19. URL: <https://www.mdpi.com/1996-1073/16/2/865> (дата обращения: 16.10.2022).
11. Mazzoldi A., Hill T., Colls J. CO₂ transportation for carbon capture and storage: Sublimation of carbon dioxide from a dry ice bank // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2008. – № 2 – P. 210–218.
12. Estimation of CO₂ pipeline transport cost in South Korea based on the scenarios / K. Kang, C. Huh, S.-G. Kang, J.-H. Baek, H. Jeong Noh // Energy Procedia. – 2014. – № 63. – P. 2475–2480.
13. Middleton R.S., Bielicki J.M. A scalable infrastructure model for carbon capture and storage: SimCCS. // Energy Policy. – 2009. – № 37. – P. 1052–1060.
14. Impact of CCUS impurities on dense phase CO₂ pipeline surface engineering design / M. Sawan, S. Thyagarajan, A. Kataria et al. // International Petroleum Exhibition & Conference. – Abu Dhabi, UAE, 15–18 November 2021. – 21 p.
15. Impact of CO₂ specifications on design and operation challenges of CO₂ transport and storage systems in CCUS / M. Nazeri, H. Haghighi, C. McKay, D. Erickson, S. Zha // SPE Offshore Europe Conference & Exhibition. – Virtual, 7–10 September 2021. – 18 p.
16. Economic analysis for the transport and storage of captured carbon dioxide in South Korea / U. Zahid, U. Lee, J. An, Y. Lim, C. Han // Environmental Progress & Sustainable Energy. – 2014. – № 33. – P. 978–992.
17. Safe delivery of H₂ and CO₂ in offshore pipeline systems: novel methodology and tools for technological risk assessment / A. Mercury, F. Gianfelici, G. Luci et al. // Offshore Technology Conference. – Houston, TX, USA, 2–5 May, 2022. – 24 p.
18. IEA GHG. CO₂ Pipeline Infrastructure. – Cheltenham, UK: Environmental Projects Ltd, 2014. – 147 p.
19. Towler B.F., Agarwal D., Mokhtab S. Modeling Wyoming's carbon dioxide pipeline network // Energy Sources. Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects. – 2007. – № 30. – P. 259–270.
20. Chandel M.K., Pratson L.F., Williams E. Potential economies of scale in CO₂ transport through use of a trunk pipeline // Energy Conversion and Management. – 2010. – № 51. – P. 2825–2834.
21. Khetib Y., Zunez S. Integrated pipeline and wells transient behavior of CO₂ injection operations: flow assurance best practices // Annual Meeting. – San Antonio, Texas, 16–19 May 2023. – 25 p.
22. Oosterkamp A., Ramsen J. State-of-the-art overview of CO₂ pipeline transport with relevance to offshore pipelines. – Haugesund, Norway: POLYTEC, 2008. – 88 p.
23. Towards a CO₂ pipeline specification: defining tolerance limits for impurities / J.M. Race, B. Wetenhall, P.N. Seevam, M.J. Downie // The Journal of Pipeline Engineering. – 2012. – № 11. – P. 173–190.
24. Brun K., Group E. Turbomachinery for carbon dioxide transport and storage // Offshore Technology Conference. – Houston, TX, USA, 1–4 May, 2023. – 30 p.
25. The analysis of pipeline transportation process for CO₂ captured from reference coal-fired 900 MW power plant to sequestration region / A. Witkowski, A. Rusin, M. Majkut, K. Stolecka // Chemical and Process Engineering. – 2014. – № 35. – P. 497–514.
26. Menon E.S., Ozanne H.S. Route selection // Pipeline Planning and Construction Field Manual. 1st ed. – Boston, MA, USA: Gulf Professional Publ., 2011. – 56 p.
27. Vandeginste V., Piessens K. Pipeline design for a least-cost router application for CO₂ transport in the CO₂ sequestration cycle // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2008. – V. 2. – P. 571–581.
28. API. America Petroleum Institute. Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems. 5th ed. – Washington, DC, USA: American Petroleum Institute (API), 1991. – 63 p.
29. Nazeri M., Maroto-Valer M.M., Jukes E. Performance of Coriolis flowmeters in CO₂ pipelines with pre-combustion, post-combustion and oxyfuel gas mixtures in carbon capture and storage // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2016. – № 54. – P. 297–308.
30. Patchigolla K., Oakey J.E. Design overview of high pressure dense phase CO₂ pipeline transport in flow mode // Energy Procedia. – 2013. – № 37. – P. 3123–3130.
31. CO₂ transport: design considerations and project outlook / C. Han, U. Zahid, J. An, K. Kim, C. Kim // Current Opinion in Chemical Engineering. – 2015. – № 10. – P. 42–48.

32. McCoy S., Rubin E. An engineering-economic model of pipeline transport of CO₂ with application to carbon capture and storage // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2008. – № 2. – P. 219–229.
33. Viscosities, thermal conductivities, and diffusion coefficients of CO₂ mixtures: Review of experimental data and theoretical models / H. Li, Ø. Wilhelmsen, Y. Lv, W. Wang, J. Yan // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2011. – № 5. – P. 1119–1139.
34. The range and level of impurities in CO₂ streams from different carbon capture sources / R.T.J. Porter, M. Fairweather, M. Pourkashanian, R.M. Woolley // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2015. – № 36. – P. 161–174.
35. Kather A., Kownatzki S. Assessment of the different parameters affecting the CO₂ purity from coal fired oxyfuel process // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2011. – № 5. – P. 204–209.
36. Luna-Ortiz E. Reusing existing infrastructure for CO₂ transport: risks and opportunities // Offshore Technology Conference. – Asia, Kuala Lumpur, Malaysia, 22–25 March 2022. – 14 p.
37. Особенности фазовых переходов углекислого газа при реализации проектов по декарбонизации крупнейших эмитентов Российской Федерации / С.А. Вершинин, Д.А. Голованов, А.Н. Блябляс, Е.А. Хлопотова // Технологии обустройства нефтяных, газовых и газоконденсатных месторождений: Сборник тезисов V научно-технической конференции / отв. Ред. А.Г. Чернов. – Томск, 21–22 сентября 2022. – Томск: Акционерное общество «Томский научно-исследовательский и проектный институт нефти и газа», 2022. – С. 199–201.
38. Knoope M.M.J., Ramirez A., Faaij A.P.C. Economic optimization of CO₂ pipeline configurations // Energy Procedia. – 2013. – № 37. – P. 3105–3112.
39. Cost analysis of CO₂ transportation: case study in China / L. Gao, M. Fang, H. Li, J. Hetland // Energy Procedia. – 2011. – № 4. – P. 5974–5981.
40. Impact of stream impurities on compressor power requirements for CO₂ pipeline transportation / S.B. Martynov, N.K. Daud, H. Mahgerefteh, S. Brown, R.T.J. Porter // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2016. – № 54. – P. 652–661.
41. Peletiri S.P., Rahmanian N., Mujtaba I.M. Effects of impurities on CO₂ pipeline performance // Chemical Engineering Transactions. – 2017. – № 57. – P. 355–360.
42. Optimization of pipeline transport for CO₂ sequestration / Z.X. Zhang, G.X. Wang, P. Massarotto, V. Rudolph // Energy Conversion and Management. – 2006. – № 47. – P. 702–715.
43. McCollum D.L., Ogden J.M. Techno-economic models for carbon dioxide compression, transport, and storage & correlations for estimating carbon dioxide density and viscosity. – Davis, CA, USA: University of California, Davis, 2006. – 87 p.
44. IEA GHG. CO₂ pipeline infrastructure: an analysis of global challenges and opportunities. – Cheltenham, U: IEA Environmental Projects Ltd, 2010. – 134 p.
45. A multi-source flow model for CCS pipeline transportation networks / S. Brown, H. Mahgerefteh, S. Martynov, V. Sundara, N.M. Dowell // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2015. – № 43. – P. 108–114.
46. Techno-economic evaluation of the effects of impurities on conditioning and transport of CO₂ by pipeline / G. Skaugen, S. Rousanally, J. Jakobsen, A. Brunsvald // International Journal of Greenhouse Gas Control. – 2016. – № 54. – P. 627–639.
47. Купцов Н.В. Текущий статус и перспективы развития морских судов и портовых терминалов для углекислого газа // Вестник государственного университета морского и речного флота им. адмирала С.О. Макарова. – 2022. – Т. 14. – № 2. – С. 199–217.
48. Физические свойства углекислоты. URL: https://gidro.techgroup.pro/fizicheskie_svoystva_uglekisloty (дата обращения: 16.10.2022).
49. Ship-based carbon dioxide capture and storage for enhanced oil recovery conference paper / M. Ozaki, N. Nakazawa, A. Omata, M. Komatsu, H. Manabe // Offshore Technology Conference. – Houston, 2015. – 11 p.
50. Kokubun N., Ko K., Ozaki M. Cargo conditions of CO₂ in shuttle transport by ship, GHGT-11 // Energy Procedia. – 2013. – № 37. – P. 3160–3167.
51. Regulations on ship transport and on-board direct injection of CO₂ into sub-seabed geological formations, GHGT-11 / S. Suzuki, T. Nakamura, M. Muraoka, S. Higashi, T. Ohsumi // Energy Procedia. – 2013. – № 37. – P. 3191–3198.
52. Technical aspects of CO₂ EOR and associated carbon storage. URL: <https://www.globalccsinstitute.com/archive/hub/publications/118946/technical-aspects-co2-enhanced-oil-recovery-and-associated-carbon-sto.pdf> (дата обращения: 16.10.2022).
53. Kuuskraa V.A., Godec M.L., Dipietro P. CO₂ Utilization from «Next Generation» CO₂ enhanced oil recovery technology, GHGT-11 // Energy Procedia. – 2013. – № 37. – P. 6854–6866.
54. Mitsubishi shipbuilding holds keel laying ceremony in Shimono-seki for demonstration test ship for liquefied CO₂ transport. URL: <https://en.portnews.ru/news/336696/> (дата обращения: 16.10.2022).
55. LCO₂ carriers for Northern Lights CCS project to have rotor sails. URL: <https://www.rivieramm.com/news-content-hub/news-content-hub/lco2-carriers-for-northern-lights-ccs-project-to-have-rotor-sails-72511/> (дата обращения: 16.10.2022).
56. KSOE competes to design world's largest LCO₂ carrier. URL: <https://maritime-executive.com/article/ksoe-competes-to-design-world-s-largest-lco2-carrier> (дата обращения: 16.10.2022).
57. DSME and ABS to develop 70,000 cu m liquefied CO₂ carrier. URL: <https://splash247.com/dsme-and-abs-to-develop-70000-cu-m-liquefied-co2-carrier/> (дата обращения: 16.10.2022).
58. DNV и Либерийский регистр одобрили проект ННІ танкера типа LCO₂. URL: <https://portnews.ru/news/319022/> (дата обращения: 16.10.2022).
59. MOL gets AiP for large-scale LCO₂ carrier. URL: <https://www.offshore-energy.biz/mol-gets-aip-for-large-scale-lco2-carrier/> (дата обращения: 16.10.2022).
60. KR, DSME target large-scale LCO₂ carrier development, green fuels. URL: <https://www.offshore-energy.biz/kr-dsme-target-large-scale-lco2-carrier-development/> (дата обращения: 16.10.2022).

Поступила: 15.06.2023 г.

Прошла рецензирование: 08.07.2023 г.

Информация об авторах

Ванчугов И.М., специалист отдела организации молодежной науки и научных мероприятий, Российский государственный университет нефти и газа (национальный исследовательский университет) имени И.М. Губкина.

Резанов К.С., главный специалист ООО «Морнефтегазпроект»; магистрант кафедры нефтепродуктообеспечения и газоснабжения, Российский государственный университет нефти и газа (национальный исследовательский университет) имени И.М. Губкина.

Шестаков Р.А., кандидат технических наук, доцент кафедры нефтепродуктообеспечения и газоснабжения, Российский государственный университет нефти и газа (национальный исследовательский университет) имени И.М. Губкина.

UDC 621.6:622.69

ON THE ISSUE OF TRANSPORTATION OF LIQUEFIED CARBON DIOXIDE

Ivan M. Vanchugov¹,
Vanchugov.i@gubkin.ru

Konstantin S. Rezanov^{2,1},
rezanov_ks@mail.ru

Roman A. Shestakov¹,
Shestakov.r@gubkin.ru

¹ Gubkin Russian State University of Oil and Gas,
65, Leninsky avenue, Moscow, 119991, Russia.

² LLC «Morneftegazproekt»,
43, bld. 3, Khersonskaya street, Moscow, 117246, Russia.

The relevance of the study is caused by the need to capture and utilize one of the main types of greenhouse gases – carbon dioxide (CO₂). This need is primarily related to the ever-increasing CO₂ emissions, three quarters of which are accounted for by the combustion of various fuels.

The main aim is to analyze and systematize international methods for calculating the pipeline transport of liquefied carbon dioxide (LCO₂) to determine differences in numerical results, including factors taken into account and not taken into account in the methods under consideration, as well as to analyze water transport type as an alternative to pipeline transport.

Objects: liquefied carbon dioxide, a pipeline for transporting LCO₂.

Methods: numerical modeling of LCO₂ pipeline transport according to international methods to estimate the required diameter capable of providing a given pumping flow rate, analysis of the results obtained.

Results. The authors have carried out a review of existing methods for calculating LCO₂ pipelines, carried out numerical modeling and analysis of the results, during which it was revealed that most models ignore the influence of impurities, which, however, affect the technological parameters of operation and modeling of LCO₂ pipelines, which will lead to inaccuracies in their design and operation. In addition, it was found that the fluid velocity in the pipeline is calculated according to the parameters in the initial section, which corresponds to its minimum value in the pipeline, and is assumed to be equal to it throughout the pipeline without taking into account the expansion of LCO₂ from changes in temperature and pressure along its length and, consequently, without taking into account additional pressure losses and changes in other technological parameters that they can directly affect the operational safety and economic efficiency of the designed or operated LCO₂ pipeline. It should also be noted that the diameter determination equations depending on the length of the pipeline are not suitable for estimating the optimal diameter of the pipeline. As for alternatives to pipeline transport, first of all, it is worth noting the possibility of transportation by tankers over long distances or the possibility of using LCO₂ to increase the flow rate of deposits on the shelf and in hard-to-reach places of the coastal zone.

Key words:

Carbon dioxide capture and storage, CO₂ pipeline design, pressure drop, pipeline diameter equations, CO₂ transport, CO₂ transportation methods.

REFERENCES

1. Parry M.L., Canziani O.F., Palutikof J.P., Van der Linden P.J., Hanson C.E. *Climate Change 2007 – impacts, adaptation and vulnerability*. UK, Cambridge University Press, 2007. 987 p.
2. IEA GHG. *Global CO₂ emissions rebounded to their highest level in history in 2021*. Cheltenham, UK, IEA Environmental Projects Ltd, 2002. 735 p.
3. Vanchugov I.M., Zharkova V.V., Fazhan Sun, Shestakov R.A. Prospects for the development of the carbon capture, use and storage industry in Russia. *Ecology and Industry of Russia*, 2023, vol. 27, no. 8, pp. 42–49. In Rus.
4. Vanchugov I.M., Rezanov K.S., Vatzov S.M., Avtomonov P.Yu., Tanasenko M.S. Obtaining LNG as a method of APG utilization. *Delovoy zhurnal Neftegaz.RU*, 2023, no. 2 (134), pp. 70–75. In Rus.
5. Zhigulina D.I., Prudsky M.Yu., Malyshev B.V. Design of a pilot project for carbon capture and storage on the example of the Salym group of fields – from geology to development. *Neftyanoe khozyaystvo*, 2022, no. 12, pp. 64–69. In Rus.
6. Munkejord S.T., Hammer M., Løvseth S.W. CO₂ transport: data and models – a review. *Appl. Energy*, 2016, no. 169, pp. 499–523.
7. Mazzocolli M., De Guido G., Bosio B., Arato E., Pellegrini L.A. CO₂-mixture properties for pipeline transportation in the CCS process. *Chem. Eng. Trans*, 2013, no. 32, pp. 1861–1866.
8. Edenhofer O., Pichs-Madruga R., Sokona Y., Seyboth K., Matschoss P., Kadner S., Zwickel T.L., Eickemeier P., Hansen G., Schlömer S. *Special report on renewable energy sources and climate change mitigation*. UK, Cambridge University Press, 2011. 1059 p.
9. Blyabyas A.N. Osobennosti transporta uglekislogo gaza truboprovodnym transportom, spetsifika pri proektirovani, stroitelstve i ekspluatatsii [Features of carbon dioxide transport by pipeline transport, specifics in design, construction and operation]. *Aktualnye voprosy energomashinostroeniya, neftyanoy i gazovoy otrasli. Sbornik tezisov II Vserossiyskoy nauchno-tekhnicheskoy konferentsii, posvyashchennoy pamyati professor A.V. Alieva* [Topical issues of power engineering, oil and gas industry: collection of abstracts of the II All-Russian scientific and technical conference dedicated to the memory of Professor A.V. Aliyev]. Izhevsk, March 24–25, 2022, pp. 5–8.
10. Fetisov V., Gonopolsky A.M., Zemenkova M.Y., Mohammadi A.H., Riaz M. On the Integration of CO₂ capture technologies for an oil refinery. *Energies*, 2023, vol. 16 (2), pp. 1–19.
11. Mazzoldi A., Hill T., Colls J. CO₂ transportation for carbon capture and storage: Sublimation of carbon dioxide from a dry ice bank. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2008, no. 2, pp. 210–218.
12. Kang K., Huh C., Kang S.-G., Baek J.-H., Jeong Noh H. Estimation of CO₂ pipeline transport cost in South Korea based on the scenarios. *Energy Procedia*, 2014, no. 63, pp. 2475–2480.

13. Middleton R.S., Bielicki J.M. A scalable infrastructure model for carbon capture and storage: SimCCS. *Energy Policy*, 2009, no. 37, pp. 1052–1060.
14. Sawsan M., Thyagarajan S., Kataria A. Impact of CCUS impurities on dense phase CO₂ pipeline surface engineering design. *International Petroleum Exhibition & Conference*. Abu Dhabi, UAE, 15–18 November 2021. 21 p.
15. Nazeri M., Haghighi H., McKay C., Erickson D., Zha S. Impact of CO₂ specifications on design and operation challenges of CO₂ transport and storage systems in CCUS. *SPE Offshore Europe Conference & Exhibition*. Virtual, 7–10 September 2021. 18 p.
16. Zahid U., Lee U., An J., Lim Y., Han C. Economic analysis for the transport and storage of captured carbon dioxide in South Korea. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, 2014, no. 33, pp. 978–992.
17. Mercury A., Gianfelici F., Luci G. Safe delivery of H₂ and CO₂ in offshore pipeline systems: novel methodology and tools for technological risk assessment. *Offshore Technology Conference*. Houston, TX, USA, 2–5 May, 2022. 24 p.
18. IEA GHG. *CO₂ Pipeline Infrastructure*. UK, Environmental Projects Ltd, 2014. 147 p.
19. Towler B.F., Agarwal D., Mokhtab S. Modeling Wyoming's carbon dioxide pipeline network. *Energy Sources. Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 2007, no. 30, pp. 259–270.
20. Chandel M.K., Pratson L.F., Williams E. Potential economies of scale in CO₂ transport through use of a trunk pipeline. *Energy Conversion and Management*, 2010, no. 51, pp. 2825–2834.
21. Khetib Y., Zunez S. Integrated pipeline and wells transient behavior of CO₂ injection operations: flow assurance best practices. *Annual Meeting*. San Antonio, Texas, 16–19 May 2023. 25 p.
22. Oosterkamp A., Ramsen J. *State-of-the-art overview of CO₂ pipeline transport with relevance to offshore pipelines*. Norway, POLYTEC, 2008. 88 p.
23. Race J.M., Wetenhall B., Seevam P.N., Downie M.J. Towards a CO₂ pipeline specification: Defining tolerance limits for impurities. *The Journal of Pipeline Engineering*, 2012, no. 11, pp. 173–190.
24. Brun K., Group E. Turbomachinery for carbon dioxide transport and storage. *Offshore Technology Conference*. Houston, TX, USA, 1–4 May, 2023. 30 p.
25. Witkowski A., Rusin A., Majkut M., Stolecka K. The analysis of pipeline transportation process for CO₂ captured from reference coal-fired 900 MW power plant to sequestration region. *Chemical and Process Engineering*, 2014, no. 35, pp. 497–514.
26. Menon E.S., Ozanne H.S. Route selection. *Pipeline Planning and Construction Field Manual*. 1st ed. USA, Gulf Professional Publ., 2011. 56 p.
27. Vandeginste V., Piessens K. Pipeline design for a least-cost router application for CO₂ transport in the CO₂ sequestration cycle. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2008, vol. 2, pp. 571–581.
28. API. *America Petroleum Institute. Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*. 5th ed. USA, American Petroleum Institute (API), 1991. 63 p.
29. Nazeri M., Maroto-Valer M.M., Jukes E. Performance of Coriolis flowmeters in CO₂ pipelines with pre-combustion, post-combustion and oxyfuel gas mixtures in carbon capture and storage. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2016, no. 54, pp. 297–308.
30. Patchigolla K., Oakey J.E. Design overview of high pressure dense phase CO₂ pipeline transport in flow mode. *Energy Procedia*, 2013, no. 37, pp. 3123–3130.
31. Han C., Zahid U., An J., Kim K., Kim C. CO₂ transport: design considerations and project outlook. *Current Opinion in Chemical Engineering*, 2015, no. 10, pp. 42–48.
32. McCoy S., Rubin E. An engineering-economic model of pipeline transport of CO₂ with application to carbon capture and storage, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2008, no. 2, pp. 219–229.
33. Li H., Wilhelmsen Ø., Lv Y., Wang W., Yan J. Viscosities, thermal conductivities, and diffusion coefficients of CO₂ mixtures: review of experimental data and theoretical models. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2011, no. 5, pp. 1119–1139.
34. Porter R.T.J., Fairweather M., Pourkashanian M., Woolley R.M. The range and level of impurities in CO₂ streams from different carbon capture sources. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2015, no. 36, pp. 161–174.
35. Kather A., Kownatzki S. Assessment of the different parameters affecting the CO₂ purity from coal fired oxyfuel process. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2011, no. 5, pp. 204–209.
36. Luna-Ortiz E. Reusing existing infrastructure for CO₂ transport: risks and opportunities. *Offshore Technology Conference Asia*. Kuala Lumpur, Malaysia, 22–25 March 2022. 14 p.
37. Vershinin S.A., Golovanov D.A., Blyabiyas A.N., Khlopotova E.A. Osobennosti fazovykh perekhodov uglekislogo gaza pri realizatsii proektov po dekarbonizatsii krupneyshikh emitentov Rossiyskoy Federatsii [Features of phase transitions of carbon dioxide in the implementation of projects for the decarbonization of the largest emitters of the Russian Federation]. *Tekhnologii obustroystva neftyanykh, gazovykh i gazokondensatnykh mestorozhdeny. Sbornik tezisev V nauchno-tehnicheskoy konferentsii* [Technologies for the development of oil, gas and gas condensate fields. Collection of abstracts of the V scientific and technical conference]. Ed. by A.G. Chemov. Tomsk, Russia, 21–22 September, 2022. pp. 199–201.
38. Knoope M.M.J., Ramirez A., Faaij A.P.C. Economic optimization of CO₂ pipeline configurations. *Energy Procedia*, 2013, no. 37, pp. 3105–3112.
39. Gao L., Fang M., Li H., Hetland J. Cost analysis of CO₂ transportation: case study in China. *Energy Procedia*, 2011, no. 4, pp. 5974–5981.
40. Martynov S.B., Daud N.K., Mahgerefteh H., Brown S., Porter R.T.J. Impact of stream impurities on compressor power requirements for CO₂ pipeline transportation. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2016, no. 54, pp. 652–661.
41. Peletiri S.P., Rahmanian N., Muftaba I.M. Effects of impurities on CO₂ pipeline performance. *Chemical Engineering Transactions*, 2017, no. 57, pp. 355–360.
42. Zhang Z.X., Wang G.X., Massarotto P., Rudolph V. Optimization of pipeline transport for CO₂ sequestration. *Energy Conversion and Management*, 2006, no. 47, pp. 702–715.
43. McCollum D.L., Ogden J.M. *Techno-Economic Models for Carbon Dioxide Compression, Transport, and Storage & Correlations for Estimating Carbon Dioxide Density and Viscosity*. USA, University of California, 2006. 87 p.
44. IEA GHG. *CO₂ pipeline infrastructure: an analysis of global challenges and opportunities*. Cheltenham, UK, IEA Environmental Projects Ltd, 2010. 134 p.
45. Brown S., Mahgerefteh H., Martynov S., Sundara V., Dowell N.M. A multi-source flow model for CCS pipeline transportation networks. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2015, no. 43, pp. 108–114.
46. Skaugen G., Roussanaly S., Jakobsen J., Brunsvold A. Techno-economic evaluation of the effects of impurities on conditioning and transport of CO₂ by pipeline. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2016, no. 54, pp. 627–639.
47. Kuptsov N.V. Current status and prospects for the development of sea vessels and port terminals for carbon dioxide. *Bulletin of the State University of Marine and River Fleet*. Admiral S.O. Makarov, 2022, vol. 14, no. 2, pp. 199–217. In Rus.
48. *Fizicheskie svoystva uglekisloty* [Physical properties of carbon dioxide]. Available at: https://gidro.tech-group.pro/fizicheskie_svoystva_uglekisloty (accessed 16 October 2022).
49. Ozaki M., Nakazawa N., Omata A., Komatsu M., Manabe H. Ship-Based carbon dioxide capture and storage for enhanced oil recovery conference paper. *Offshore Technology Conference*. Houston, 2015, vol. 4, pp. 2412–2425.
50. Kokubun N., Ko K., Ozaki M. Cargo conditions of CO₂ in shuttle transport by ship, GHGT-11. *Energy Procedia*, 2013, no. 37, pp. 3160–3167.
51. Suzuki S., Nakamura T., Muraoka M., Higashi S., Ohsumi T. Regulations on ship transport and on-board direct injection of CO₂ into sub-seabed geological formations, GHGT-11. *Energy Procedia*, 2013, no. 37, pp. 3191–3198.
52. *Technical aspects of CO₂ EOR and associated carbon storage*. Available at: <https://www.globalccsinstitute.com/archive/hub/publications/118946/technical-aspects-co2-enhanced-oil-recovery-and-associated-carbon-sto.pdf> (accessed 16 October 2022).
53. Kuuskraa V.A., Godec M.L., Di Pietro P. CO₂ Utilization from «Next Generation» CO₂ enhanced oil recovery technology, GHGT-11. *Energy Procedia*, 2013, no. 37, pp. 6854–6866.
54. *Mitsubishi Shipbuilding holds keel laying ceremony in Shimonoseki for demonstration test ship for liquefied CO₂ transport*. Availa-

- ble at: <https://en.portnews.ru/news/336696/> (accessed 16 October 2022).
55. *LCO₂ carriers for Northern Lights CCS project to have rotor sails*. Available at: <https://www.rivieramm.com/news-content-hub/news-content-hub/lco2-carriers-for-northern-lights-ccs-project-to-have-rotor-sails-72511/> (accessed 16 October 2022).
56. *KSOE Competes to Design World's Largest LCO₂ Carrier*. Available at: <https://maritime-executive.com/article/ksoe-competes-to-design-world-s-largest-lco2-carrier> (accessed 16 October 2022).
57. *DSME and ABS to develop 70,000 cu m liquefied CO₂ carrier*. Available at: <https://splash247.com/dsme-and-abs-to-develop-70000-cu-m-liquefied-co2-carrier/> (accessed 16 October 2022).
58. *DNV i Liberiyskiy registr odobrili proekt HHI tankera tipa LCO₂* [DNV and the Liberian Register approved the project of the LCO₂ type HI tanker]. Available at: <https://portnews.ru/news/319022/> (accessed 16 October 2022).
59. *MOL gets AiP for large-scale LCO₂ carrier*. Available at: <https://www.offshore-energy.biz/mol-gets-aip-for-large-scale-lco2-carrier/> (accessed 16 October 2022).
60. *KR, DSME target large-scale LCO₂ carrier development, green fuels*. Available at: <https://www.offshore-energy.biz/kr-dsme-target-large-scale-lco2-carrier-development/> (accessed 16 October 2022).

Received: 15 June 2023.

Reviewed: 8 July 2023.

Information about the authors

Ivan M. Vanchugov, specialist, Gubkin Russian State University of Oil and Gas.

Konstantin S. Rezanov, chief specialist, LLC «Morneftegazproekt»; master student, Gubkin Russian State University of Oil and Gas.

Roman A. Shestakov, Cand. Sc., associate professor, Gubkin Russian State University of Oil and Gas.