

хранении.

Можно предложить два варианта повышения устойчивости вакуумных дистиллятов к окислению:

- оптимизация технологического режима вакуумного блока установки ЭЛОУ-АВТ-6;
- применение азота при хранении ВД в резервуарных парках.

### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Некрасов Ю.Г., Романова Е.В., Елисеева О.А. Основы химмотологии автомобильных топлив и масел. Учебное пособие. – Бийск: Издательство Алтайского государственного технического университета

им. И.И. Ползунова, 2008. – 64 с.

2. Саблина, З.А. Состав и химическая стабильность моторных топлив. – М.: Химия, 1972. – 280 с.

УДК 66.021.1

**Подоплелов Евгений Викторович,**

*к.т.н., доцент, зав. кафедрой «Машины и аппараты химических производств»,  
ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: uch\_sovet@angtu.ru*

**Дементьев Анатолий Иванович,**

*к.т.н., доцент, профессор кафедры «Машины и аппараты химических производств»,  
ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: anatdementev@mail.ru*

**Качан Константин Петрович,**

*обучающийся, ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: kachan840@gmail.com*

### МОДЕЛИРОВАНИЕ ФАКЕЛЬНОГО СЕПАРАТОРА ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

*Podoplelov E.V., Dementev A.I., Kachan K.P.*

### MODELING OF A HIGH-PRESSURE FLARE SEPARATOR

**Аннотация.** В работе приведен расчет пропускной способности факельного сепаратора, на основе которого определена оптимальная нагрузка сепаратора по газу, обеспечивающая эффективное отделение газа от капельной жидкости. Предложена новая методика расчета длины зоны сепарации, позволяющая оптимизировать расчет и снизить металлоемкость сепаратора.

**Ключевые слова:** факельный сепаратор, газовые выбросы, гравитационное осаждение, коэффициент уноса жидкости, пропускная способность.

**Abstract.** The paper presents a calculation of the flow capacity of the flare separator, on the basis of which the optimal gas load of the separator is determined, ensuring effective separation of gas from the droplet liquid. A new method for calculating the length of the separation zone is proposed, which allows optimizing the calculation and reducing the metal consumption of the separator.

**Keywords:** flare separator, gas emissions, gravitational deposition, liquid entrainment coefficient, throughput.

На многих предприятиях химической и нефтехимической промышленности эксплуатируются факельные установки для сжигания газовых выбросов. Обычно к газовым выбросам относятся некондиционные газовые смеси, в состав которых входят углеводороды, водород, окись углерода, ацетилен и другие газы, образующиеся при пуске производства, аварийных остановках и нарушениях техно-

логического режима. Сбросы токсичных веществ также направляют на факельные установки. При сбросах без сжигания, даже небольших количеств таких газов, могут создаться недопустимые санитарные условия в близлежащей зоне. Например, при сбросе через трубу высотой 33 м газов, содержащих 10 мг/м<sup>3</sup> окиси углерода, радиус опасной зоны составит 330-600 м. Все это обуславливает

высокие требования к конструкции и оборудованию факельной установки, которая должна обеспечить полное сжигание газовой смеси без дымо- и сажеобразования. Если сбрасываемые газы содержат капли жидкости или пары, то перед факельной трубой устанавливают сепаратор. Сепаратор может быть отдельно стоящим или может быть соединен с основанием факельной трубы [1].

В работе поставлена задача по определению требуемой длины зоны сепарации (L) горизонтального гравитационного факельного сепаратора и времени осаждения капель жидкости ( $\tau_{ос}$ ) в зависимости от их размера. В качестве объекта исследования взят факельный сепаратор высокого давления расположенный на Сузунском месторождении (рисунок 1) представляющий собой горизонтальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищами, объемом 140 м<sup>3</sup>, с внутренним диаметром корпуса 3200 мм. Для эффективного обезвоживания газа внутри сепаратора имеются брызгоотбойник (1), узел фильтров (2) и каплеуловители (4). Газ поступает через входной штуцер и проходит сначала через брызгоотбойник, где происходит первичное отделение капельной жидкости. Дальнейшее отделение капельной влаги осуществляется в зоне гравитационного осаждения (3) и в каплеуловителях, установленных на выходе из сепаратора. Под действием силы тяжести капельная жидкость оседает в нижнюю часть сепаратора и отводится снизу через штуцер для выхода жидкости. Очищенный газ выходит через штуцер, расположенный в верхней части корпуса.

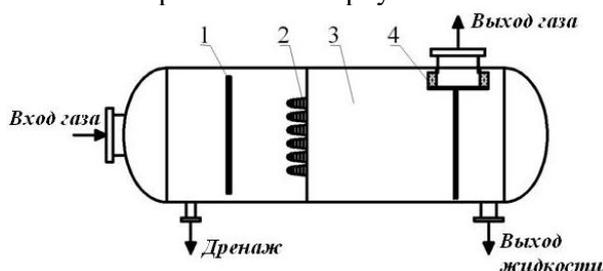


Рисунок 1 – Схема аппарата: 1 – брызгоотбойник; 2 – узел фильтров; 3 – зона гравитационного осаждения; 4 – каплеуловители

В расчетах принимались данные, представленные в таблице 1.

Таблица 1 – Технологические данные

Наименование параметра, единица измерения	Значение
Производительность по газу, м <sup>3</sup> /ч	7280...56530

Рабочее давление, МПа (изб.)	0,2...0,23
Рабочая температура, °С	5...140
Допустимая массовая концентрация жидкости в газе на выходе из сепаратора, г/м <sup>3</sup>	0,001
Унос свободного газа жидкостью, не более, %	0,01
Плотность газа при рабочих условиях, кг/м <sup>3</sup>	2,5...3,57
Вязкость газа при рабочих условиях, сПз	0,0078...0,011

Состав газа на входе в сепаратор приведен в таблице 2.

Таблица 2 – Компонентный состав газа на входе в сепаратор, % мол.

Наименование компонента	Состав газа
Метан	CH <sub>4</sub> 82,04...98,31
Этан	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 0,08...4,51
Пропан	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> 0,03...5,28
и-Бутан	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> 0,01...1,53
н-Бутан	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> 0,02...2,24
и-Пентан	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> 0,01...0,56
н-Пентан	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> 0,01...0,50
н-Гексан	n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> 0,04...0,72
Азот	N <sub>2</sub> 1,06...1,82
Диоксид углерода	CO <sub>2</sub> 0...0,30
Вода	H <sub>2</sub> O 0...1,26
Метанол	CH <sub>3</sub> O Н 0...0,02

Расход газа, поступающего в сепаратор, является одним из основных технологических параметров, влияющих на эффективность отделения жидкости от газа. С увеличением расхода газа возрастает скорость движения потока газа в сепараторе и при превышении некоторого предельного значения скорости начнется унос жидкости газом из сепаратора. Поэтому расчет производился с учетом максимальной производительности по газу 56530 м<sup>3</sup>/ч.

В пределах указанных рабочих условий (температура, давление) наибольшее влияние на физические свойства газа имеет температура. Рабочий диапазон температуры находится в пределах от плюс 5 °С до плюс 140 °С. Таким образом, среднее значение ра-

бочей температуры принималось равным плюс 72,5 °С.

Изменения физических свойств газа в рабочем диапазоне давления от 0,22 МПа до 0,23 МПа является незначительным.

Таким образом, для расчета физических свойств среды были приняты следующие средние значения параметров состояния газа:

- температура: плюс 72,5 °С;
- давление: 0,23 МПа (изб.);
- плотность газа: 3,03 кг/м<sup>3</sup>.

В факельном сепараторе имеются две зоны (секции): осадительная и отбойная. В осадительной секции поднимающийся газ освобождается от сравнительно крупных частичек жидкости под действием гравитационных сил. В отбойной секции происходит окончательная очистка газа от мелких частичек жидкости под влиянием сил инерции и адгезии. Эффективность процесса сепарации определяется степенью очистки газа от капельной жидкости, что характеризуется коэффициентом уноса жидкости потоком газа  $K_{ж}$ .

Коэффициент уноса жидкости рассчитывался по следующей формуле [2]:

$$K_{ж} = \frac{q_{ж}}{V_{г}}$$

где:  $q_{ж}$  – объемный расход капельной жидкости, уносимой потоком газа из сепаратора, м<sup>3</sup>/ч;  $V_{г}$  – объемный расход газа на выходе из сепаратора, м<sup>3</sup>/ч.

Объемный расход капельной жидкости, уносимой потоком газа из сепаратора:

$$q_{ж} = c \cdot \frac{V_{г}}{\rho_{ж}}$$

где:  $c = 0,001 \text{ г/м}^3 = 0,001 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$  – допустимая массовая концентрация жидкости в газе на выходе из сепаратора;  $\rho_{ж} = 926 \text{ кг/м}^3$  – плотность жидкости [3-4].

$$q_{ж} = 0,001 \cdot 10^{-3} \frac{56530}{926} = 6,1 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{ч}.$$

$$K_{ж} = \frac{6,1 \cdot 10^{-5}}{56530} = 1,08 \cdot 10^{-9}.$$

Полученное значение коэффициента уноса жидкости хорошо согласуется с практическими данными, в соответствии с которыми коэффициент уноса жидкости составляет  $K_{ж} \leq 50 \text{ см}^3/1000 \text{ м}^3$  газа ( $K_{ж} \leq 5 \cdot 10^{-8}$ ) [2].

В основу расчета сепараторов гравитационного типа положен выбор допустимой скорости газа, при которой осаждаются частицы заданного размера. Расчетная формула

при заданном поперечном сечении аппарата  $S$  имеет вид:

$$V_{г} = 86400 S W_{г},$$

или

$$V_{г} = 67858 D^2 W_{г},$$

где:  $W_{г}$  – допустимая скорость газа, м/с;  $D$  – диаметр аппарата, м.

Практика эксплуатации гравитационных факельных сепараторов на газоконденсатных месторождениях показала, что при давлении 6,0 МПа оптимальная скорость движения газа в свободном сечении аппарата не должна превышать 0,1 м/с [2]. Если давление в сепараторе иное, оптимальную скорость движения газа в свободном сечении гравитационного сепаратора можно определить по формуле [5]:

$$W_{\text{опт}} = W_{1\text{опт}} \sqrt{p_1/p},$$

где:  $W_{1\text{опт}}$  – оптимальная скорость газа при  $p_1$ , для  $p_1 = 6 \text{ МПа}$ ;  $W_{1\text{опт}} = 0,1 \text{ м/с}$ ;  $p$  – абсолютное давление в сепараторе ( $p = p_{\text{изб}} + p_{\text{атм}} = 0,23 + 0,1 = 0,33 \text{ МПа}$ ).

$$W_{\text{опт}} = 0,1 \cdot \sqrt{6/0,33} = 0,426 \text{ м/с}.$$

Рабочая скорость газа при максимальной производительности по газу составит:

$$W = \frac{Q}{S} = \frac{Q}{0,785 \cdot D^2};$$

$$W = \frac{56530}{0,785 \cdot 3,2^2 \cdot 3600} = 1,95 \text{ м/с}.$$

Допустимую скорость газа можно определить по эмпирической формуле:

$$W_{г} = A_1 \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{г}}{\rho_{г}}} \cdot K_0,$$

где:  $\rho_{г}$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $A_1$  – постоянный коэффициент. Значение  $A_1$  для вертикальных сепараторов принимается равным 0,047. Для горизонтальных аппаратов с длиной сепарационной камеры не более 3 м  $A_1 = 0,117$  [2].

Для горизонтальных сепараторов длиной более 3 м при определении допустимой скорости газа вводится поправочный коэффициент (множитель)  $K_0$ :

$$K_0 = (l/3)^{0,52} = (15,7/3)^{0,52} = 2,365,$$

где  $l$  – фактическое расстояние между патрубками входа и выхода газа, м.

$$W_{г} = 0,117 \sqrt{\frac{926 - 3,03}{3,03}} \cdot 2,365 = 4,83 \text{ м/с}.$$

По результатам расчетов значение рабочей скорости газа находится в диапазоне между оптимальной и допустимой скоростью газа, следовательно, при максимальной про-

изводительности по газу частицы жидкости будут осаждаться под действием силы тяжести.

Производительность сепаратора в расчете по допустимой скорости газа:

$$V_r = 67858 \cdot 3,2^2 \cdot 4,83 \\ = 3356202,39 \text{ м}^3/\text{сут} = \\ = 139841,77 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Производительность сепаратора в расчете по оптимальной скорости газа:

$$V_r = 67858 \cdot 3,2^2 \cdot 0,426 \\ = 296012,88 \text{ м}^3/\text{сут} = \\ = 12328 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Полученные результаты расчета производительности сепаратора подтверждают, что аппарат обеспечит эффективное отделение жидкости от газа при максимальной производительности по газу 56530 м<sup>3</sup>/ч, поскольку максимальное значение производительности меньше производительности сепаратора в расчете по допустимой скорости газа (139841,77 м<sup>3</sup>/ч). Значение оптимального расхода 12328 м<sup>3</sup>/ч входит в интервал производительности по газу 7280...56530 м<sup>3</sup>/ч и может быть рекомендованным при эксплуатации факельного сепаратора Сузунского месторождения.

В горизонтальном факельном сепараторе капли жидкости, уносимые потоком газа, движутся вдоль оси сепаратора и вниз – под действием силы тяжести, осажаясь внизу сепаратора (рисунок 2). За высоту осаждения (H) принимается максимальная высота, т.е. диаметр факельного сепаратора (D). Требуемая длина зоны сепарации определялась при минимальной производительности по газу 7280 м<sup>3</sup>/ч (таблица 1), оптимальной производительности – 12328 м<sup>3</sup>/ч и максимальной производительности – 56530 м<sup>3</sup>/ч.

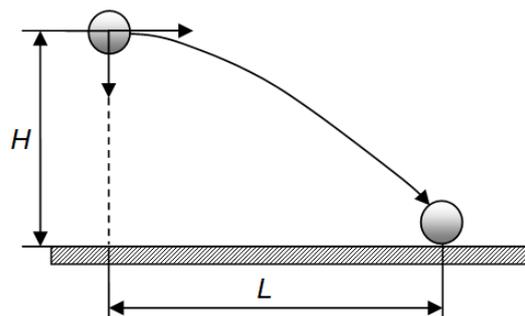


Рисунок 2 – Движение капли жидкости

Время осаждения капель жидкости в зоне сепарации может быть определено:

$$\tau_{oc} = D/W_{oc}, \quad 1)$$

где  $W_{oc}$  – скорость осаждения, м/с.

Для определения скорости осаждения, входящей в формулу (1), необходимо предварительно рассчитать критерий Архимеда (Ar) и критерий Рейнольдса (Re). Критерий Архимеда определялся по формуле:

$$Ar = \frac{gd^3 \rho_r^2}{\mu_r^2} \left( \frac{\rho_j - \rho_r}{\rho_r} \right),$$

где:  $g$  – ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>,  $d$  – диаметр капель жидкости, м. По опытным данным Р. И. Щищенко [1], в нефтяных трапах преобладают капли диаметром 100 мкм (0,1 мм), однако для сепараторов природных газов таких данных нет. Поэтому в работе произвольно задавались рядом значений  $d$  от 0,08 до 0,7 мм для, которых определялись значения критерия Архимеда.

По результатам расчетов значения критерия Архимеда (таблица 3) соответствовали переходному режиму осаждения и находились в интервале  $36 \leq \psi \cdot Ar \leq 83000$ , где  $\psi$  – коэффициент формы (для шарообразных капель  $\psi = 1$ ).

Результаты расчета длины зоны сепарации при различных значениях диаметра капель жидкости и производительности по газу приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Результаты расчетов

d, мм	0,08	0,1	0,142	0,15	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7
Ar	116,1	226,7	649,2	765,2	1813,9	6121,8	14510,9	28341,6	48974,2	77769,3
Re	4,6	7,4	15,6	17,5	32,5	77,5	143,5	231,4	342,1	475,9
$W_{oc}$ , м/с	0,21	0,27	0,4	0,42	0,59	0,94	1,3	1,68	2,07	2,47
$\tau_{oc}$ , с	15,5	12	8	7,5	5,43	3,4	2,5	1,9	1,5	1,3
L, м (при 56530 м <sup>3</sup> /ч)	30,21	23,41	15,68	14,73	10,6	6,67	4,8	3,72	3,02	2,53

L, м (при 12328 м <sup>3</sup> /ч)	6,59	5,11	3,42	3,21	2,31	1,45	1,05	0,81	0,66	0,55
L, м (при 7280 м <sup>3</sup> /ч)	3,89	3,01	2,02	1,9	1,36	0,86	0,62	0,48	0,39	0,33

Зависимость между Re и Ar следующая [2]:

$$\zeta \cdot Re^2 = \frac{4}{3} Ar, \quad (2)$$

где  $\zeta$  – коэффициент сопротивления. Для переходного режима  $\zeta$  определяется по формуле:

$$\zeta = 18,5/Re^{0,6}. \quad (3)$$

Подставив (3) в (2) и выразив относительно Re получим:

$$Re = \sqrt[1,4]{\frac{4}{3} \cdot \frac{Ar}{18,5}}.$$

Скорость осаждения:

$$W_{oc} = \frac{Re \cdot \mu_r}{d \cdot \rho_r}.$$

Далее по формуле (1) определялось время осаждения капель жидкости, длина зоны сепарации:  $L = W_r \cdot \tau_{oc}$ , где  $W_r = 4V_r/\pi D^2$  – линейная скорость газа.

Результаты расчета приведены в таблице 3. Рассчитаны: критерий Архимеда Ar, критерий Рейнольдса Re, скорость осаждения  $W_{oc}$ , время осаждения капель жидкости  $\tau_{oc}$  и длина зоны сепарации L при различных значениях производительности по газу.

По результатам расчетов получены графические зависимости (рисунки 3-6).

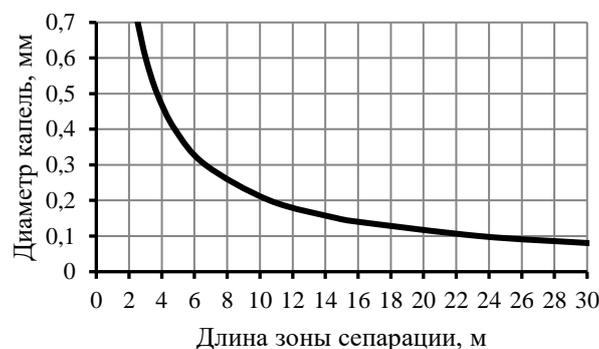


Рисунок 3 – Зависимость диаметра капель от длины зоны сепарации (при 56530 м<sup>3</sup>/ч)

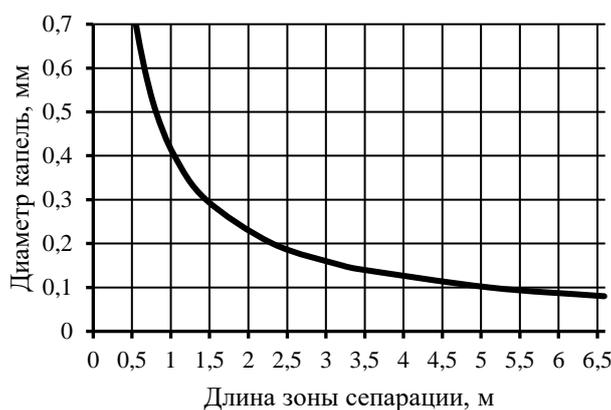
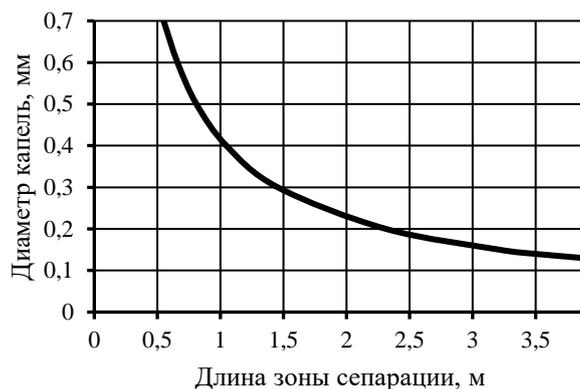


Рисунок 4 – Зависимость диаметра капель от длины зоны сепарации (при 12328 м<sup>3</sup>/ч)

Рисунок 5 – Зависимость диаметра капель от длины зоны сепарации (при 7280 м<sup>3</sup>/ч)

В заключении можно сделать следующий вывод: с уменьшением диаметра капель жидкости, кривые (рисунок 3-5) приобретают пологий характер, что приводит к значительному увеличению требуемой длины зоны сепарации, особенно это выражено на рисунке 3 при работе сепаратора с максимальной производительностью. Поэтому улавливание более мелких капель, с целью уменьшения

металлоемкости факельного сепаратора, целесообразно осуществлять с помощью фильтров и каплеуловителей [6]. С увеличением производительности возрастает линейная скорость газа, однако, на скорость осаждения, а, следовательно, и время осаждения, она не оказывает влияния [7-8], поэтому рисунок 6 можно отнести к работе сепаратора при разных значениях производительности.

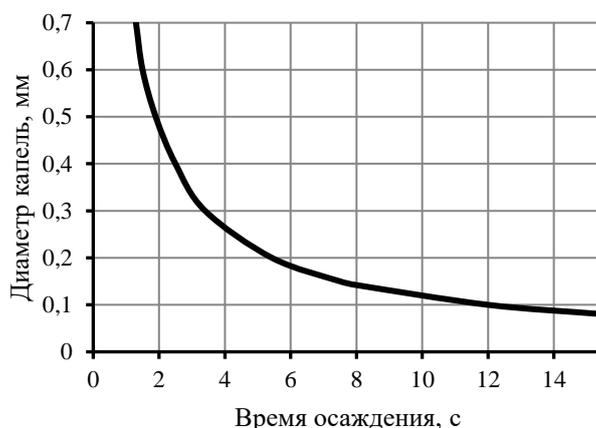


Рисунок 6 – Зависимость диаметра капель от времени осаждения

Предложенная в работе методика расчета длины зоны сепарации, исходя из размера капель жидкости, поможет оптимизировать процесс проектирования, позволит создать наиболее технологичный аппарат, ко-

торый будет в полном объеме удалять капельную жидкость из газожидкостного потока, что тем самым предотвратит явление «горящий дождь», образование сажи и механическое повреждения факела.

### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Базлов, М. Н.** Подготовка природного газа и конденсата к транспорту / М. Н. Базлов, А. И. Жуков, Т. С. Алексеев. – М. : Изд-во «Недра», 1968. – 215 с.
2. **Леонтьев, С. А.** Технологический расчет и подбор стандартного оборудования

для установок системы сбора и подготовки скважинной продукции: учебное пособие / С. А. Леонтьев, Р. М. Галикеев, М. Ю. Тарасов. – Тюмень : Тюм ГНГУ, 2015. – 124 с.

3. **Ульянов, Б. А.** Процессы и аппараты химической технологии. В примерах и за-

дачах: учебное пособие / Б. А. Ульянов, В. Я. Бадеников, В. Г. Ликучев. – Ангарск : АНГТУ, 2006. – 743 с.

4. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М. : Альянс, 2006. – 576 с.

5. Щербин, С. А. Технологический расчет и оценка эффективности факельного сепаратора высокого давления компрессорной станции Сузунского месторождения / С. А. Щербин, Е. В. Подоплелов, А. И. Дементьев // Вестник Ангарского гос. техн. университета. – 2018. – № 12. – С. 130–135.

6. Подоплелов, Е. В. Анализ эффективности работы факельного сепаратора вы-

сокого давления / Е. В. Подоплелов, С. А. Щербин, А. А. Глотов // Современные технологии и научно-технический прогресс. – 2022. – № 9. – С. 41–42.

7. Подоплелов, Е. В. Расчет длины зоны сепарации гравитационного газового сепаратора / Е. В. Подоплелов, А. И. Дементьев, Р. Д. Лойко // Сборник научных трудов Ангарского гос. техн. университета. – 2024. – № 21. – С. 136–139.

8. Подоплелов, Е. В. Моделирование горизонтального гравитационного газового сепаратора / Е. В. Подоплелов, А. И. Дементьев, Р. Д. Лойко // Современные технологии и научно-технический прогресс. – 2024. – № 11. – С. 56–57.

УДК 630\*866.1.002.6

**Подоплелов Евгений Викторович,**

*к.т.н., доцент, зав. кафедрой «Машины и аппараты химических производств»,  
ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: uch\_sovet@angtu.ru*

**Дементьев Анатолий Иванович,**

*к.т.н., доцент, профессор кафедры «Машины и аппараты химических производств»,  
ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: anatdementev@mail.ru*

**Тикунова Наталья Сергеевна,**

*обучающаяся, ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: natalitikunova62459@gmail.com*

**Лойко Руслан Дмитриевич,**

*обучающийся, ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,  
e-mail: ryslanloik@mail.ru*

## МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ ПОВЕРХНОСТНЫХ ЯВЛЕНИЙ В ГАЗОЖИДКОСТНЫХ СИСТЕМАХ

*Podoplelov E.V., Dementev A.I., Tikunova N.S., Loiko R.D.*

## METHODS OF INVESTIGATION OF SURFACE PHENOMENA IN GAS-LIQUID SYSTEMS

**Аннотация.** В работе рассмотрены методы исследования поверхностных явлений, позволяющие установить структуру и масштабы конвективных движений, их кинетические параметры. Исследование механизма поверхностной конвекции в системе газ-жидкость позволяет сделать вывод, что явление неустойчивости поверхности жидкости может значительно ускорить процесс межфазного переноса.

**Ключевые слова:** поверхностные явления, межфазный перенос, конвекция, оптические методы, гидродинамическая неустойчивость поверхности, газожидкостные системы, конвекция Рэлея-Бенара.

**Abstract.** The paper considers methods for studying surface phenomena that allow us to establish the structure and scale of convective movements, their kinetic parameters. The study of the mechanism of surface convection in the gas-liquid system allows us to conclude that the phenomenon of instability of the liquid surface can significantly accelerate the process of interphase transfer.

**Keywords:** surface phenomena, interphase transport, convection, optical methods, hydrodynamic instability of the surface, gas-liquid systems, Rayleigh-Benard convection.