

УДК 532.529:536.24:536.423

**МАССООБМЕН ПРИ ДЕСОРБЦИИ ГАЗА
ИЗ МЕЛКОДИСПЕРГИРОВАННЫХ КАПЕЛЬ ЖИДКОСТИ
В ПРИСТЕННОЙ ДВУХФАЗНОЙ СТРУЕ ***

В. П. Лебедев, В. И. Терехов, Н. Е. Шишкин

*Институт теплофизики СО РАН,
630090 Новосибирск*

Подача в пристенную область течения мелкодиспергированных капель жидкости, как об этом свидетельствуют результаты экспериментальных исследований [1, 2], приводит к существенному улучшению защитных свойств газовых завес. Это происходит за счет дополнительного теплоотвода от горячего потока на нагрев жидких частиц и их испарение.

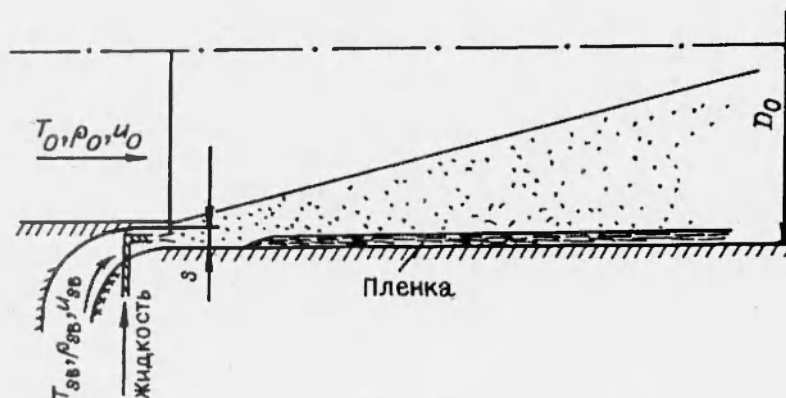


Рис. 1

В рассматриваемой задаче (рис. 1) струя диспергированной жидкости вместе с воздушным потоком подается в пристенную область канала через тангенциальную щель. При этом двухфазная воздушно-капельная струя развивается в спутном потоке воздуха, протекающем в центре канала со скоростью, отличающейся от скорости струи.

Картина взаимодействия двухфазной газок капельной струи со спутным потоком и поверхностью канала весьма сложная. Процессы тепло- и массообмена между частицами и газовым потоком определяются большим числом факторов. Среди них основными являются концентрация частиц и их дисперсный состав, аэродинамическая структура течения, а также процессы коагуляции и осаждения частиц на стенку с образованием на поверхности нестационарных волнообразных пленок. Теоретическое описание рассматриваемой задачи сопряжено с большими трудностями, и даже для более простых случаев, например при течении газок капельного потока в трубе [3-5], авторы используют целый ряд упрощающих предположений, требующих опытного подтверждения.

Настоящая работа посвящена экспериментальному исследованию массообмена между мелкодисперсными каплями жидкости и газовым потоком. Массоотдача изучалась в процессе десорбции слаборастворимого в

* Работа выполнена при финансовой поддержке Российского фонда фундаментальных исследований (код проекта 94-02-03222-а).

воде углекислого газа с поверхности жидких частиц при вариации в широких пределах расходных параметров для газовой и жидкой фаз. Эти данные могут быть использованы в дальнейшем при анализе тепло- и массообменных процессов в пристенных двухфазных течениях.

Другой важный прикладной аспект данной задачи — возможность интенсификации процессов абсорбции — десорбции в двухфазном газокапельном потоке. Межфазная поверхность для газокапельного потока может существенно превосходить поверхность раздела фаз в часто реализуемом в абсорберах пленочном режиме течения [6].

Массообмена с поверхности жидких пленок при абсорбции — десорбции газов экспериментально изучена достаточно подробно [7, 8], в то же время аналогичные исследования для двухфазного пристенного течения в литературе отсутствуют. Данная работа предполагает в какой-то мере восполнить этот пробел.

1. Методика проведения экспериментального исследования.

Опыты проводились на том же самом стенде, на котором изучалась тепловая эффективность двухфазных пристенных струй [1]. Схема установки изображена на рис. 1. Горизонтально расположенный рабочий участок представлял собой цилиндрический канал внутренним диаметром 100 мм и длиной 1200 мм.

На входе канала располагалась тангенциальная кольцевая щель высотой $s = 5$ мм, через которую подавалась газожидкостная пристенная струя. Для сопоставления ряд экспериментов был выполнен при подаче вдоль стенки канала жидкой пленки. Высота кольцевой щели в этом случае $s = 0,5$ мм.

Распыл жидкости в пристенной струе осуществлялся эжекцией воды, подаваемой через 48 равномерно расположенных по окружности кольцевой щели капилляров с внутренним диаметром 0,5 мм. Капилляры устанавливались примерно на половине высоты щели. При таком способе распыла массовая концентрация воды $K_{\text{ж}} = G_{\text{ж}} / (G_{\text{в}} + G_{\text{ж}})$ могла изменяться в широких пределах: $K_{\text{ж}} = 0 \div 0,5$ ($G_{\text{ж}}$ и $G_{\text{в}}$ — расходы жидкой и воздушной фаз, подаваемых в пристенную струю).

Опытное исследование было проведено в широком диапазоне изменения режимных параметров. Скорость основного потока на входе рабочего участка $u_0 = 25 \div 65$ м/с, а число Рейнольдса $Re_0 = u_0 D_0 / \nu = (1,5 \div 4,3) \cdot 10^5$. В качестве основного потока использовался воздух с температурой $T_0 \approx 290$ К, такой же была температура воздуха и жидкости, подаваемой в пристенную струю ($T_s \approx T_0$). Параметр вдува струи определялся по среднерасходным значениям массовой скорости газовой и жидкой фаз на срезе кольцевой щели: $m = \rho_s u_s / \rho_0 u_0$ ($\rho_s u_s = (G_{\text{в}} + G_{\text{ж}}) / F_s$, F_s — площадь кольцевой щели). В опытах параметр вдува изменялся в пределах $m = 0,5 \div 1$.

Дисперсный состав и счетная концентрация подаваемых в канал жидких капель подробно не изучались. Однако визуальные наблюдения, фоторегистрация и оценки размеров частиц с помощью осаждения их на специальные подложки говорят о том, что диаметр распыляемых частиц в опытах не превосходил $d_s < 100 \div 200$ мкм и при этом в потоке отсутствовали крупные капли.

При экспериментальном исследовании проводились визуальные наблюдения за процессом развития и смешения пристенного двухфазного потока. Для этого стенки канала были выполнены из прозрачного материала. Установлено, что жидкость, поступающая по трубкам внутрь кольцевой щели, быстро распыляется, образуя практически уже в начальном сечении равномерный кольцевой слой водяной пыли. Достаточно высокая концентрация частиц в тонком слое диспергированной жидкости вызывает

ее осаждение на стенке с образованием жидкой пленки. В опытах фиксировались местоположение начала образования пленки, а также координаты ее разрушения и срыва с поверхности.

Важным при проведении экспериментов является вопрос об осесимметричности образующейся на стенках канала пленки. Гравитационные силы могут привести к перетеканию жидкости в нижнюю часть цилиндрического канала. Однако визуальные наблюдения и специальные измерения температуры адиабатической поверхности в различных точках по окружности канала [1] свидетельствуют о практическом отсутствии влияния эффектов перетекания. Равномерная толщина пленки по окружности обусловлена высоким значением скорости основного потока u_0 в опытах. При снижении скорости ($u_0 < 25$ м/с) осесимметричный характер течения пленки нарушался.

Измерение массообмена в опытах осуществлялось при десорбции слабо растворимого в воде углекислого газа. Предварительное насыщение воды углекислым газом производилось путем барботирования CO_2 через слой жидкости в резервуаре. Время растворения газа в воде составляло несколько часов, поэтому концентрация CO_2 во всем объеме жидкости была близка к постоянной. Из резервуара методом вытеснения жидкость, насыщенная газом, через систему распыла поступала в рабочий канал установки. Концентрация растворенного в жидкости газа на входе в канал $C_s \approx 500 \div 800$ мг/л.

Концентрация растворенного газа определялась методом титрометрического анализа [9]. Нейтрализация углекислоты производилась едким натром. Отбор проб проводился по всей длине рабочего участка, для чего канал был сделан разборным и состоял из отдельных по длине секций. Это позволило в опытах проследить за изменением концентрации газа и соответственно коэффициентов массообмена по длине канала. Максимальная погрешность измерения концентрации этим методом по данным [7] не превышала 10 %.

2. Экспериментальные результаты и их обсуждение. Программа экспериментальных исследований включала в себя изучение влияния на массообмен значения массовой концентрации жидкой фазы при вариации расхода воздуха в пристенной струе и основном потоке. Дисперсный состав распыляемой жидкости в опытах оставался постоянным. Максимальное значение концентрации жидкости в опытах достигало $K_{\text{ж}} = 1$, что соответствовало подаче в канал жидкой пленки. Эти опыты позволяли в непосредственном виде проводить сопоставления интенсификации массопереноса при распылении жидкости по сравнению с режимом пленочного течения.

Изменение концентрации C растворенного газа CO_2 в жидкости по длине канала представлено на рис. 2, где точки 1–5 отвечают распыленной жидкости, 6–8 — жидкой пленке. Режимные параметры для точек на рис. 2 были следующими: точки 1 соответствуют $m = 0,68$; $K_{\text{ж}} = 0,22$; $u_0 = 29,4$; 2 — 0,74; 0,26; 34,4; 3 — 0,73; 0,24; 42,0; 4 — 0,77; 0,24; 43,6; 5 — 0,74; 0,24; 44,1; 6 — $m = 8,1$; $G_{\text{ж}}/G_0 = 0,17$; $u_0 = 27,5$; 7 — 6,45; 0,13; 34,4; 8 — 5,8; 0,12; 38,1. В представленной серии опытов для газожидкостной струи сохранялись примерно постоянными параметр вдува ($m \approx 0,7$) и массовая концентрация жидких капель на входе ($K_{\text{ж}} \approx 0,25$). В опытах с жидкой пленкой (точки 6–8) параметр вдува и соотношение расходов пленки и основного потока также были практически постоянными. Кроме того, для газожидкостной струи и пленки расходы жидкости, подаваемой в канал, имели близкие значения.

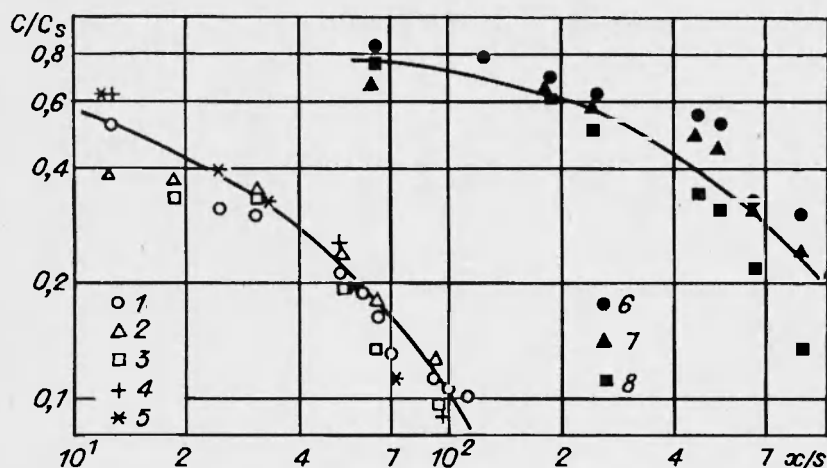


Рис. 2

Как видно из рис. 2, процесс десорбции в газожидкостной пристенной струе протекал более интенсивно, нежели при десорбции газа с поверхности жидкой пленки. Особенно активен он на начальном участке канала ($x/s < 10 \div 20$), где по визуальным наблюдениям существует участок с мелкодиспергированными каплями жидкости. Темп падения концентрации CO_2 по длине канала в жидкой пленке заметно ниже, чем в газожидкостной струе, что говорит об ослаблении массообменных процессов в режиме пленочного течения.

Одной из причин расслоения опытных данных на рис. 2 является непостоянство скорости воздуха основного потока. Влияние этого параметра на процесс десорбции газа иллюстрирует рис. 3. Здесь точки 1 и 2 соответствуют газожидкостной струе (1 — $K_{\text{ж}} = 0,3$; $x/D_0 = 0,63$; 2 — $0,24$; $1,53$), а точки 3, 4 — жидкой пленке (3 — $K_{\text{ж}} = 1$; $x/D_0 = 0,93$; 4 — 1 ; $2,3$).

В данной серии экспериментов расход газовой и жидкой фаз через кольцевую щель был фиксированным, а изменялась только скорость основного потока. Характер влияния скорости основного потока на процесс десорбции в газожидкостной среде коренным образом отличается от пленочного течения. Увеличение скорости u_0 при прочих идентичных условиях приводит к росту C/C_s или же к снижению массообменных процессов. При течении жидкой пленки, наоборот, увеличение скорости воздуха в ядре вызывает интенсификацию массоотдачи с поверхности пленки. Такое противоположное влияние скорости u_0 на значение концентрации газа обусловлено сложным механизмом струйного смешения двухфазного пристенного потока с основным потоком. Действительно, для пленочного режима течения увеличение скорости спутного потока u_0 ведет к росту относительной скорости обтекания и соответственно к увеличению потока десорбируемого газа с поверхности пленки.

При течении газожидкостной струи повышение скорости в ядре приводит к уменьшению параметра вдува m , что, в свою очередь, вызывает

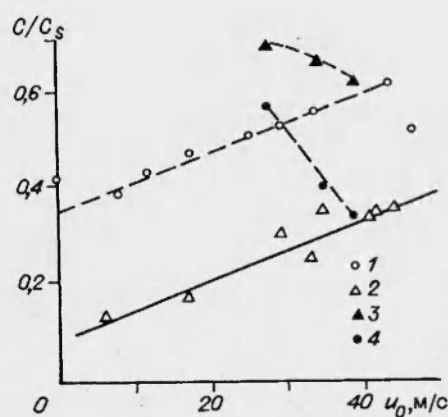


Рис. 3

снижение градиентов скорости и ослабление процессов смешения в струйном пограничном слое. Кроме того, уменьшение параметра m (в опытах от $m = 5$ при $u_0 \approx 10$ м/с до $m = 0,8$ при $u_0 = 42$ м/с) влечет за собой

уменьшение толщины пристенной струи и возрастание роли коагуляционных процессов, приводящих к снижению массоотдачи.

Увеличение скорости в газожидкостной пристенной струе, в отличие от скорости в ядре потока, вызывает существенную интенсификацию процесса массообмена. Это следует из рис. 4, где представлены опытные данные, полученные при следующих режимных условиях:

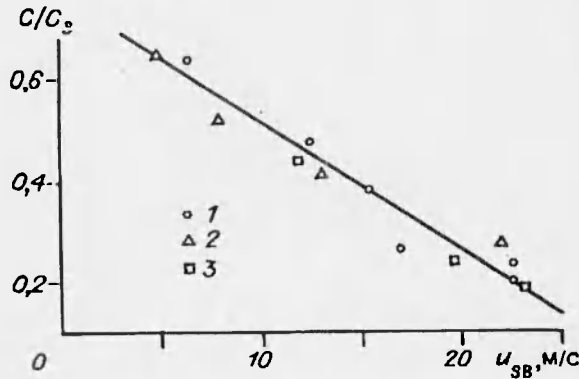


Рис. 4

точки 1–3 — соответствуют $u_0 = 29; 35; 42$ м/с; концентрация жидкости на входе и расстояния от начала канала были фиксированы ($K_{ж} \approx 0,3$, $x/D_0 \approx 1$). Как видно, влияние скорости u_s на значение концентрации существенно во всем исследованном диапазоне, причем зависимость $C/C_s = f(u_s)$ носит характер, близкий к линейному.

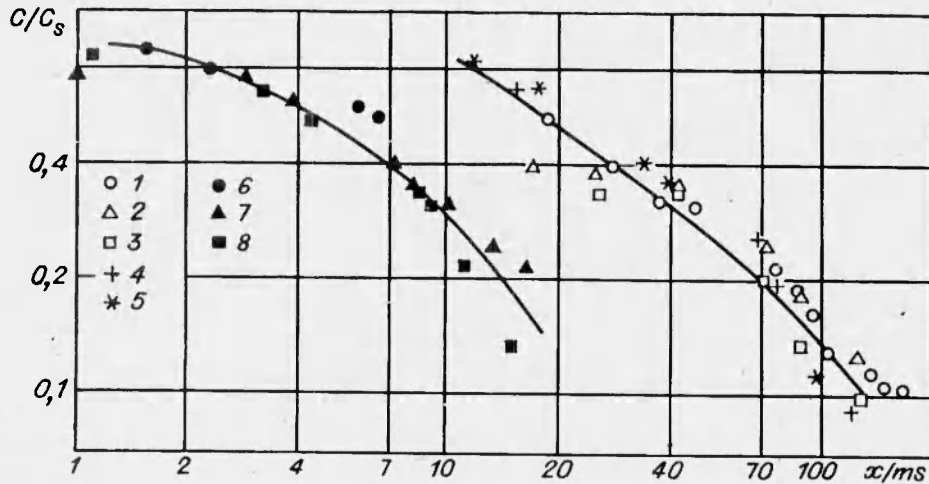


Рис. 5

Учет влияния соотношения скоростей в струе и в основном потоке приводит к лучшему обобщению опытных данных о распределении концентраций по длине канала. На рис. 5 экспериментальные результаты представлены в виде зависимости $C/C_s = f(x/ms)$. В такой обработке разброс опытных точек как для газожидкостного, так и для пленочного режима течения существенно меньше, чем для аналогичных данных, изображенных на рис. 2, не учитывающих изменение скоростей в ядре потока и в пристенной струе. Обозначения точек на рис. 5 соответствуют рис. 2.

Одним из важных параметров, определяющих процесс десорбции в двухфазной струе, является концентрация жидкой фазы. Влияние концентрации жидкости на десорбцию CO_2 для фиксированного сечения $x/D_0 \approx 1$ показано на рис. 6 (точки 1–3 отвечают скорости воздуха в основном потоке $u_0 = 29; 34; 42$ м/с). Увеличение количества жидкости в пристенной

струе приводит к ослаблению процесса массообмена между жидкостью и воздушным потоком. Влияние концентрации жидкой фазы на процесс десорбции существенно. Так, увеличение содержания жидкости в струе от $K_{\text{ж}} = 0,2$ до $0,6$ приводит к более чем трехкратному росту концентрации углекислого газа в жидкости или к такому же снижению среднего коэффициента массоотдачи.

На следующем этапе производилась обработка опытных данных в критериальном виде. Большие сложности возникают при определении коэффициента массоотдачи для течения газожидкостной смеси. В данном случае газожидкостная пристенная струя представлялась в виде эквивалентной жидкой пленки с расходом, равным расходу жидкой фазы, и с межфазной массообменной поверхностью, равной поверхности этой пленки. Такое представление опытных данных оправдано тем, что удается в чистом виде сопоставить между собой массоотдачу в пристенном газожидкостном потоке и массоотдачу в режиме пленочного течения. С учетом сказанного коэффициент массоотдачи в опытах имеет вид

$$\beta = j_w / (C - C^*), \quad (2.1)$$

где j_w — средний по длине L поперечный поток десорбируемого газа; C — концентрация CO_2 в жидкости в текущем сечении; C^* — равновесная концентрация на поверхности пленки. Для условий проводимых опытов эта величина была пренебрежимо малой ($C^* \approx 0$). Тогда средний по длине коэффициент массоотдачи определялся на основании соотношения (2.1) по формуле

$$\bar{\beta} = (C_s - C)q / \bar{C}x.$$

Здесь $q = u_s s = G_{\text{ж}} / \pi D_0 \rho_{\text{ж}}$ — объемный расход жидкости на единицу ширины пленки; $\bar{C} = (C_s + C) / 2$ — среднее значение концентрации на длине x .

Число Шервуда в опытах рассчитывалось по среднему значению коэффициента массоотдачи $\bar{Sh} = \bar{\beta}x / D$, молекулярный коэффициент диффузии углекислого газа в воде $D \approx 1,9 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$, число Шмидта $Sc \approx 530$.

Число Рейнольдса определялось по разности скоростей между эквивалентной пленкой и воздушным потоком: $\Delta u = u_0 - u_{\text{пл}}$. Этим самым учитывалось скольжение фаз, в определенной мере отражающее особенности массоотдачи пленки в высокоскоростном воздушном потоке. В качестве линейного масштаба использовалась продольная координата x . Тогда $Re_x = \Delta u x / \nu_{\text{ж}}$.

Результаты опытов в виде зависимости Sh от Re_x представлены на рис. 7. Точки 1 ($G_{\text{ж}} = 0,042 \text{ кг/с}$, $K_{\text{ж}} = 1$, $u_0 = 28 \text{ м/с}$) соответствуют подаче в канал жидкой пленки, а 2 — вдуву газожидкостной струи ($K_{\text{ж}} = 0,22$, $u_0 \approx 28 \text{ м/с}$).

Основной вывод, который следует из рис. 7, — это значительное (более чем в 2 раза) превышение коэффициента массоотдачи в начальных сечениях канала в газожидкостной струе по сравнению с режимом пленочного течения. Далее вниз по потоку, когда диспергированная водяная

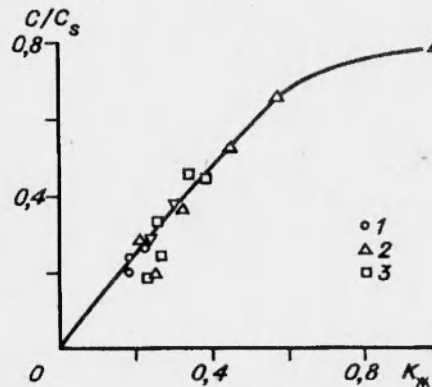


Рис. 6

пыль начинает оседать на стенку канала, интенсивности массообмена для двух рассматриваемых режимов течения становятся близкими между собой. Подтверждением сказанному является также визуальное наблюдение за характером формирования пленок при подаче в канал диспергированной жидкости.

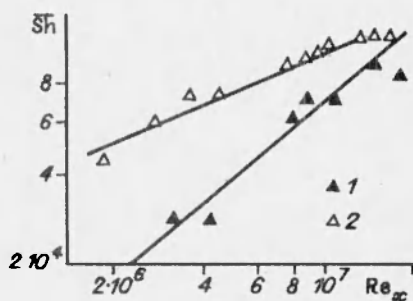


Рис. 7

Основная причина интенсификации массоотдачи на начальном участке — увеличение межфазной поверхности при течении смеси жидких капель и воздуха. Простые оценки показывают, что для монодисперсного состава капель с диаметром $d_s = 100$ мкм отношение межфазных поверхностей для газокапельного потока и жидкой пленки $F_s/F_{пл} \approx 3 \cdot 10^3$. Однако при этом следует иметь в виду, что коэффициент массоотдачи непосредственно на поверхности капель из-за малых относительных скоростей скольжения фаз существенно ниже, чем массоотдача на поверхности пленки. Воздействие этих двух факторов приводит в итоге к более чем двукратному росту массоотдачи в пристенной газожидкостной струе по сравнению с пленочным течением.

Таким образом, проведенное экспериментальное исследование показало существенную интенсификацию процессов массоотдачи в пристенной газожидкостной струе по сравнению с пленочным режимом течения жидкости. Сильное влияние на интенсивность массообменных процессов оказывают скорость воздуха в основном потоке, в пристенной струе и концентрация в ней жидкой фазы. Полученные данные могут служить основой для проверки теоретических моделей массопереноса в двухфазном газокапельном потоке. Однако отсутствие экспериментально найденного дисперсного состава жидких капель и их счетной концентрации на входе может существенно осложнить проблему сопоставления расчетных и опытных результатов. Поэтому экспериментальное определение указанных параметров, а также скоростей частиц и газа представляется важным при дальнейшем изучении тепломассопереноса в спутных двухфазных пристенных струях.

В заключение авторы выражают признательность О. А. Борисовой за участие в проведении экспериментальных исследований.

ЛИТЕРАТУРА

1. Волчков Э. П., Лебедев В. П., Терехов В. И., Шишкин Н. Е. Экспериментальное исследование влияния концентрации мелкодисперсных капель жидкости на эффективность газовой завесы // Сиб. физ.-техн. журн. 1992. Вып. 1.
2. Репухов В. М., Недужко А. И. Тепловая защита стенки вдувом двухфазного газожидкостного охладителя // Докл. АН УССР. Сер. А. 1988. № 8.
3. Яо Ш. Конвективный теплообмен на участке тепловой стабилизации ламинарного потока в трубах круглого сечения // Тр. Амер. о-ва инж.-мех. Теплопередача. 1979. Т. 101, № 3.
4. Яо Ш., Рейн А. Теплообмен при ламинарном течении мелкодисперсной парокапельной смеси в трубах // Тр. Амер. о-ва инж.-мех. Теплопередача. 1980. Т. 102, № 4.
5. Ганич, Розеноу. О механизме осаждения капель в дисперсном двухфазном потоке // Тр. Амер. о-ва инж.-мех. Теплопередача. 1979. Т. 101, № 2.
6. Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1966.

7. **Алексеев С. В., Накоряков В. Е., Покусаев Б. Г.** Волновое течение пленок жидкости. Новосибирск: Наука, 1992.
8. **Кулов Н. М., Максимов В. В., Малюсов В. А., Жаворонков Н. М.** Массоотдача в стекающих пленках жидкости // Теорет. основы хим. технологии. 1983. Т. 17, № 3.
9. **Алексеевский Е. В., Гольц Р. К., Мусакин А. П.** Количественный анализ. Л.: Госхимиздат, 1955.

Поступила в редакцию 5/IV 1994 г.
