

УДК 532.5:66.047

ТЕПЛОМАССООБМЕН В ПРОЦЕССАХ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ ПРИ КОНВЕКТИВНО-РАДИАЦИОННОМ ЭНЕРГОПОДВОДЕ

© 2023 г. П. В. Акулич^а, *, Д. С. Слижук^а

^аИнститут тепло- и массообмена имени А.В. Лыкова НАН, Беларуси, Минск

*e-mail: akul@hmti.ac.by

Поступила в редакцию 01.06.2023 г.

После доработки 05.06.2023 г.

Принята к публикации 06.06.2023 г.

Приведены математическая модель, результаты численного моделирования и экспериментальных исследований тепломассообменных процессов и параметров работы опытной распылительной установки для дегидратации концентрированных растворов при конвективно-радиационном энергоподводе. Показана возможность интенсификации тепломассообменных процессов и увеличения влагонапряженности камеры, производительности по испаренной влаге при снижении удельного расхода теплоты за счет воздействия инфракрасного излучения на область факела распыленной жидкости и создания режима встречных вертикальных потоков теплоносителя.

Ключевые слова: распылительная сушка, конвективно-радиационная сушка, тепломассообмен при дегидратации

DOI: 10.31857/S0040357123040012, **EDN:** VJKWTG

ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время распылительные установки находят широкое применение для сушки большого количества жидких материалов в различных отраслях промышленности. Областью их применения являются производства высококачественных мелкодисперсных, гранулированных, быстрорастворимых, ультрадисперсных (нанодисперсных) материалов. Тем не менее, данные технологии характеризуются высокой энергоемкостью и особенно при обезвоживании высоковлажных и термолabileльных материалов [1–5]. При этом распылительные установки имеют низкий съем влаги с единицы объема камеры, прежде всего при невысоких температурах теплоносителя. В связи с этим проблемам повышения их эффективности и разработки новых перспективных технологий и аппаратов в настоящее время уделяется большое внимание [1, 2, 5–8]. Развиваются различные методы повышения эффективности, например, многостадийные технологии обезвоживания (выпаривания и сушки, распылительной сушки и досушивания материала в кипящем и виброкипящем слоях); совершенствуются способы предварительной подготовки растворов и суспензий, включая подогрев и перегрев термостойких жидкостей; модернизируются системы диспергирования и ввода в факел распыла дисперсной фазы; ведутся поиски активизации гидродинамического режима на основе струйных, закрученных и

сильно нестационарных потоков теплоносителя, генерируемых камерами пульсационного горения. Большое внимание уделяется разработке перспективных технологий и новых материалов методом распыления.

В последнее время находят развитие исследования конвективно-радиационного подвода энергии в процессах распылительной сушки. Так, в работе [9] рассматривается конвективно-радиационный способ сушки распылением, в котором поток излучения создается за счет нагрева стенок камеры или от нагревателя расположенного по оси цилиндрической камеры. Известна конструкция распылительной установки [10], в которой инфракрасные излучатели расположены на боковой поверхности между жалюзи, через которые подается дополнительный поток теплоносителя. В работах [11–13] приведено описание конвективно-радиационного способа распылительной сушки и некоторые результаты его исследования. Сущность способа состоит в комбинированном энергвоздействии на капли распыляемой жидкости конвекцией и инфракрасным (ИК) излучением, фокусируемым на область факела распыла.

С развитием численных методов и программных комплексов для оптимизации процессов и поиска путей повышения их эффективности все шире применяются различные методы моделирования. Они часто основываются на механике сплошных сред, раздельном описании движения

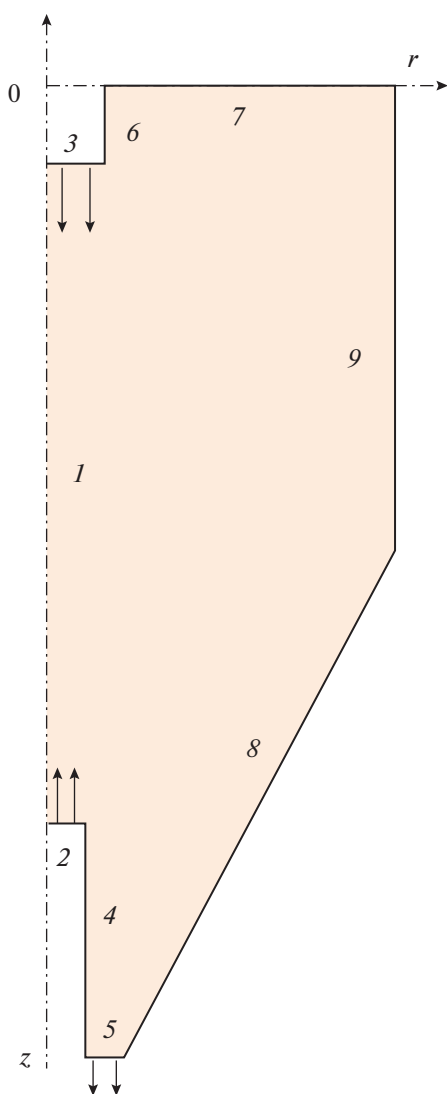


Рис. 1. Схема расчетной области модели.

фаз с учетом тепломассообмена дисперсных частиц, воспроизведении структуры потоков на основе идеализации их смешения. Вместе с тем решение задач, как правило, осложняется влиянием множества факторов и взаимосвязанных процессов. При сушке капель растворов, в частности, происходит образование неоднородной структуры твердой фазы, изменение физико-химических свойств и механизмов переноса [1, 14, 15]. Развиваются исследования тепломассообмена капель в условиях комбинированных энергетических воздействий, в том числе конвективно-радиационных, сильно нестационарных термогидродинамических течений, изучаются закономерности испарения малых капель и циркуляции одно- и многокомпонентных жидкостей внутри капель [16–20].

В работе [21, 22] приведены результаты исследования характеристик испарения одиночной не-

подвижной капли в условиях лучистого и конвективного нагрева.

Эффекты микровзрывной фрагментации капель жидкостей с многокомпонентным составом в условиях интенсивного нагрева установлены достаточно давно, но их активные исследования проводятся лишь в последние десятилетия [23]. В последние годы опыты проводятся в режимах, соответствующих топочным и контактным теплообменным камерам. Отметим, что данные эффекты в определенной степени могут иметь место и в распылительных камерах при интенсивных режимах теплового воздействия, в частности высокотемпературных продуктов сгорания и инфракрасного излучения.

Для описания фазовых превращений жидкостей используются различные подходы и модели, которые условно разделяют на две группы “диффузионные” и “кинетические” по доминирующему фактору влияния на интенсивность отрыва и последующего переноса молекул от поверхности раздела сред. При моделировании процессов испарения и конденсации часто используется закон Герца–Кнудсена [24, 25].

Наиболее исследованы процессы конвективного тепломассообмена капель. Вместе с тем потребность широкого применения данных теплотехнологий вызывают развитие исследований и поиск новых методов повышения энергетической эффективности.

Целью работы является исследование влияния комбинированного конвективно-радиационного воздействия и встречных потоков теплоносителя на интенсивность тепломассообменных процессов при распылительной сушке.

ТЕОРЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ

Математическая модель. Рассматривается цилиндрикоконическая сушильная камера (рис. 1).

Первичный поток теплоносителя (нагретый воздух) подается через газораспределительное устройство, установленное в верхней части камеры. Здесь же осуществляется ввод диспергированной жидкости. Вторичный поток теплоносителя вводится в нижней части камеры встречно верхнему потоку. В результате создается встречное вертикальное взаимодействие потоков. Вывод газовой фазы (теплоносителя) и высушенных частиц производится через нижнее сечение конической части аппарата.

Рассматривается движение монодисперсных частиц в несущей двухкомпонентной газовой фазе, состоящей из смеси сухого воздуха и водяного пара. Применяется подход динамики взаимопроникающих континуумов. Поскольку в данных аппаратах объемная концентрация частиц мала ($\epsilon_2 \ll 1$), пренебрегается взаимодействием и столк-

новением частиц между собой. Пренебрегается также теплообменом и трением на стенках камеры. Задача решается в двухмерной постановке для стационарного процесса в цилиндрической системе координат.

Дифференциальные уравнения сохранения масс фаз, импульса и энергии имеют следующий вид [5, 6].

Уравнения сохранения масс фаз

$$\nabla \cdot (\rho_1 \mathbf{v}_1) = nj, \quad (1)$$

$$\nabla \cdot (\rho_2 \mathbf{v}_2) = -nj, \quad (2)$$

сохранения числа дисперсных частиц

$$\nabla \cdot (n \mathbf{v}_2) = 0, \quad (3)$$

сохранения массы водяных паров

$$\nabla \cdot (\rho_3 \mathbf{v}_1) = nj. \quad (4)$$

Приведенные плотности фаз ρ_1 и ρ_2 , характеризующие массы фаз в единице объема смеси (дисперсная фаза + несущая фаза)

$$\begin{aligned} \varepsilon_1 + \varepsilon_2 &= 1, \quad \varepsilon_2 = \pi d^3 n / 6, \quad \rho_1^0 = \rho_1 / (1 - \varepsilon_2), \\ \rho_2^0 &= \rho_2 / \varepsilon_2, \quad \rho_3^0 = \rho_3 / \varepsilon_1. \end{aligned}$$

Уравнения импульса фаз

$$\begin{aligned} \rho_1 (\mathbf{v}_1 \cdot \nabla) \mathbf{v}_1 &= \\ &= \left(1 - \frac{3}{2} \varepsilon_2\right) [-\nabla p - n \mathbf{f} + nj (\mathbf{v}_2 - \mathbf{v}_1)], \end{aligned} \quad (5)$$

$$\begin{aligned} \rho_2 (\mathbf{v}_2 \cdot \nabla) \mathbf{v}_2 &= \\ &= \left(1 - \frac{3}{2} \varepsilon_2\right) n \mathbf{f} + \frac{3}{2} \varepsilon_2 nj (\mathbf{v}_2 - \mathbf{v}_1) + \rho_2 \mathbf{g}. \end{aligned} \quad (6)$$

Уравнения сохранения энергии фаз

$$\nabla \cdot [(E_1 + p) \mathbf{v}_1] = -nq, \quad (7)$$

$$\nabla \cdot (E_2 \mathbf{v}_2) = nq - j r_n. \quad (8)$$

Полная энергия фаз (сумма внутренней и кинетической энергии), поток теплоты к дисперсной фазе и уравнение состояния

$$E_i = \rho_i \left(e_i + \frac{|\mathbf{v}_i|^2}{2} \right), \quad \text{где } i = 1, 2.$$

$$\begin{aligned} e_1 &= c_1 T_1, \quad e_2 = c_2 T_2, \quad q = \pi d \lambda_1 \text{Nu} (T_1 - T_{2R}), \\ p &= \rho_1^0 R^* T_1 / M_1. \end{aligned} \quad (9)$$

Предполагается условие равновесия фаз на межфазной границе $T_{2R} = T_s(p)$. При этом пренебрегается тепловым сопротивлением внутри частиц $T_2 = T_{2R}$. Следует отметить, что при решении приведенных уравнений вводились диффузионные члены.

Интенсивность массообмена от твердой фазы к газовой, приходящаяся на одну дисперсную частицу:

$$j = \pi d \text{Sh} (\rho_{3s}^0 - \rho_3^0), \quad \rho_{3s}^0 = p_s M_3 / (R^* T_2). \quad (10)$$

Зависимость давления p_s насыщения водяных паров от температуры определялась по формуле Антуана.

Капли жидкости (раствора или суспензии) на входе в камеру имеют начальный диаметр d_0 . В начале процесса испарение влаги сопровождается уменьшением диаметра частиц до некоторого постоянного значения d_* , а затем остаточная влага испаряется при постоянном размере частиц. Если текущий диаметр частицы больше d_* , то диаметр частицы находится из выражения

$$d = \left(d_0^3 - \frac{6 \Delta V_k}{\pi} \right)^{1/3}, \quad \text{где } \Delta V_k = \frac{1}{\rho_k} \left(m_0 - \frac{\rho_2}{n} \right). \quad (11)$$

Если $d \leq d_*$, то $d = d_*$.

Сила межфазного трения, действующая на одну частицу, равна

$$\mathbf{f} = \frac{1}{8} \xi \pi d^2 \rho_1^0 |\mathbf{v}_1 - \mathbf{v}_2| (\mathbf{v}_1 - \mathbf{v}_2). \quad (12)$$

Коэффициент гидродинамического сопротивления каплей определяется по зависимости Брауэра

$$\xi = \frac{24}{\text{Re}} + \frac{4}{\sqrt{\text{Re}}} + 0.4, \quad (13)$$

$$\begin{aligned} \text{где } \text{Re} &= d |\mathbf{v}_1 - \mathbf{v}_2| / \nu, \quad |\mathbf{v}_1 - \mathbf{v}_2| = \\ &= \sqrt{(v_1 - v_2)^2 + (u_1 - u_2)^2 + (w_1 - w_2)^2}. \end{aligned}$$

Коэффициент теплоотдачи определяется по корреляции Фреслинга $\text{Nu} = 2 + 0.55 \text{Re}^{0.5} \text{Pr}^{0.33}$. По аналогичному выражению определялся коэффициент массоотдачи. Влажность частиц определяется как $W_2 = (m_2 - m_c) / m_2$, где $m_2 = \rho_2 / n$. Влажное содержание частиц, определяемое на массу сухого вещества $U_2 = W_2 / (1 - W_2)$.

Коэффициент диффузии водяных паров в воздухе $D_n = D_0 (p_0 / p) (T / T_0)^{1.8}$, где $D_0 = 22 \times 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$, $p_0 = 101325 \text{ Па}$, $T_0 = 273 \text{ К}$.

Количество теплоты, выделяемое в частицах материала при воздействии инфракрасного излучения определяется на основе закона Бугера

$$I = \varepsilon_2 q_0 k \exp(kz) \quad \text{при } z \leq 0, \quad (14)$$

где k — показатель поглощения, $k = 0.75 \pi d^2 n$.

Удельная изобарная теплоемкость несущей фазы $c_1 = (c_4 + c_3 U_1) / (U_1 + 1)$, где $U_1 = \rho_3^0 / (\rho_1^0 - \rho_3^0)$.

Граничные условия на оси симметрии и стенках аппарата

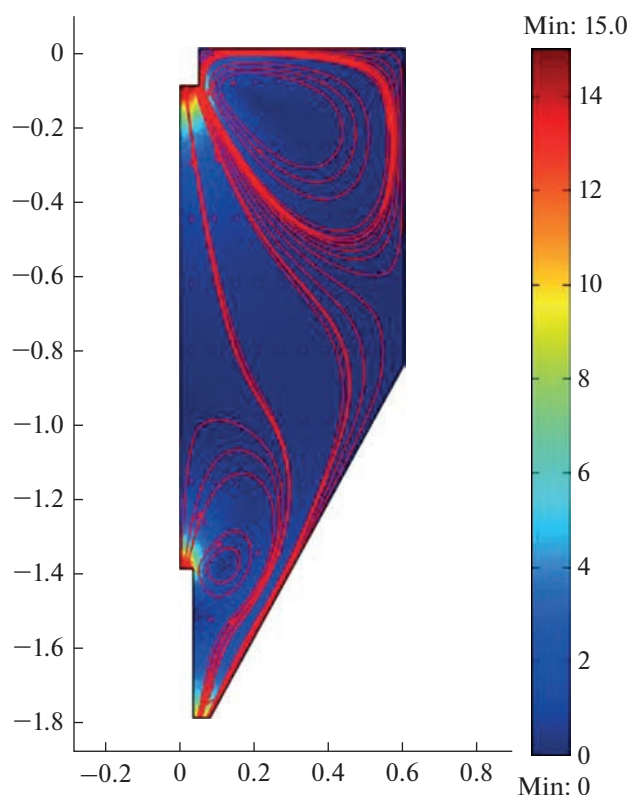


Рис. 2. Поле скоростей (поверхность), линии тока и векторы скорости газовой фазы.

$$\begin{aligned} \mathbf{n} \cdot \mathbf{v}_1 &= 0, \quad \mathbf{n} \cdot \mathbf{v}_2 = 0, \quad \mathbf{n} \cdot \nabla \rho_2 = 0, \\ \mathbf{n} \cdot \nabla \rho_3 &= 0, \quad \mathbf{n} \cdot \nabla n = 0, \quad \mathbf{n} \cdot \nabla T_1 = 0, \\ \mathbf{n} \cdot \nabla T_2 &= 0, \end{aligned}$$

где $\mathbf{n}$ — направление внешней нормали; на входе в аппарат (граница 2 и 3) $T_1 = T_{10}$, $T_2 = T_{20}$, $\rho_1 = \rho_{10}$, $\rho_2 = \rho_{20}$, $\mathbf{v}_1 = \mathbf{v}_{10}$, $\mathbf{v}_2 = \mathbf{v}_{20}$, а на выходе (граница 5) $p = p_0$.

Основные геометрические размеры аппарата: диаметр цилиндрической части — 1.2 м, ее высота — 0.85 м; высота конической части — 0.95 м; диаметр входного канала для подачи первичного (верхнего) потока теплоносителя — 0.1 м, его высота от перекрытия камеры — 0.1 м; диаметр входного отверстия канала для подачи вторичного (нижнего) потока теплоносителя — 0.07 м, а его высота от конического основания — 0.4 м; диаметр выходного отверстия нижнего основания конуса — 0.16 м.

Основные параметры: $v_{1в} = -15$ м/с; $v_{1н} = 15$ м/с; $T_{10} = 423$ К; $T_{20} = 293$ К; $p_0 = 1 \times 10^5$ Па; $G_2 = 16$ кг/ч; $d_0 = 0.0002$ м; $c_3 = 1883$ Дж/(кг К); $c_4 = 1024$ Дж/(кг К); $R^* = 8.314$ Дж/(моль К); $r_{п} = 2333$ кДж/кг; $W_0 = 0.6$ кг/кг; $\rho_{20} = 900$ кг/м³; $v_{2в} = G_2/(\rho_{20} S_B)$; $\rho_{2в} = G_2/(S_B |v_{1в}|)$; $\rho_{1в} = p_0/(M_1 T_{10})$; $T_{изл} = 973-1073$ К;

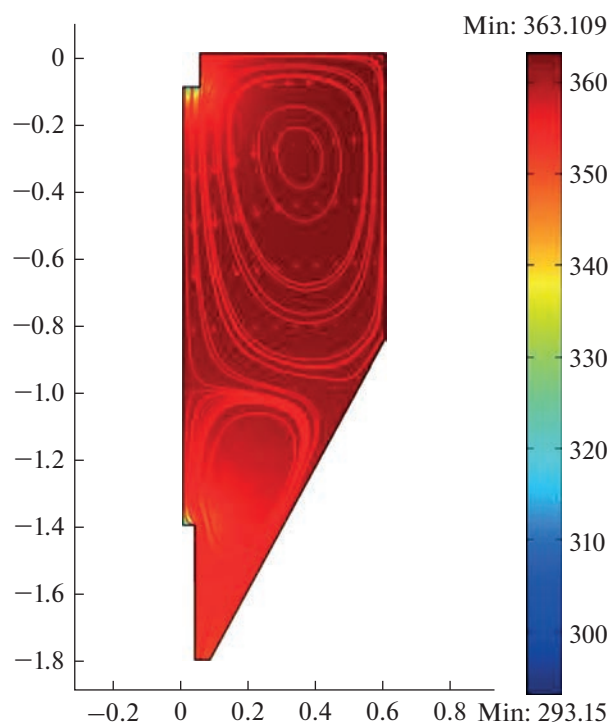


Рис. 3. Поле температур (поверхность), линии тока и векторы скорости твердой фазы.

$S_B = 7.85 \times 10^{-3}$ м². Для стационарной двухмерной задачи получено численное решение вышеприведенной системы уравнений с использованием программы “Comsol”.

Обсуждение результатов численного моделирования. Установлены зависимости гидродинамических и тепломассообменных параметров для различных режимов работы распылительной камеры. В частности, из анализа линий тока газовой и дисперсной фаз при встречных потоках теплоносителя и инфракрасном воздействии видно, что в периферийной зоне камеры образуется две области завихренности газовой и дисперсного потоков (рис. 2 и 3).

Одна имеет место в верхней части камеры, а вторая — в нижней ее части. При соударении потоков теплоносителя происходит их растекание в периферийную зону с образованием вихрей, которые вызывают подобные образования вихрей дисперсной фазы. Подобная картина движения фаз наблюдается и при отсутствии инфракрасного облучения. В режиме проточного ввода фаз, т.е. отсутствии нижнего подвода теплоносителя, завихренности газовой и дисперсной фаз наблюдаются только в верхней области камеры. Следует отметить, что образование вихрей в верхней области камеры вызывает забрасывание влажных дисперсных частиц на перекрытие и возможно образование отложений при дегидратации адгезион-

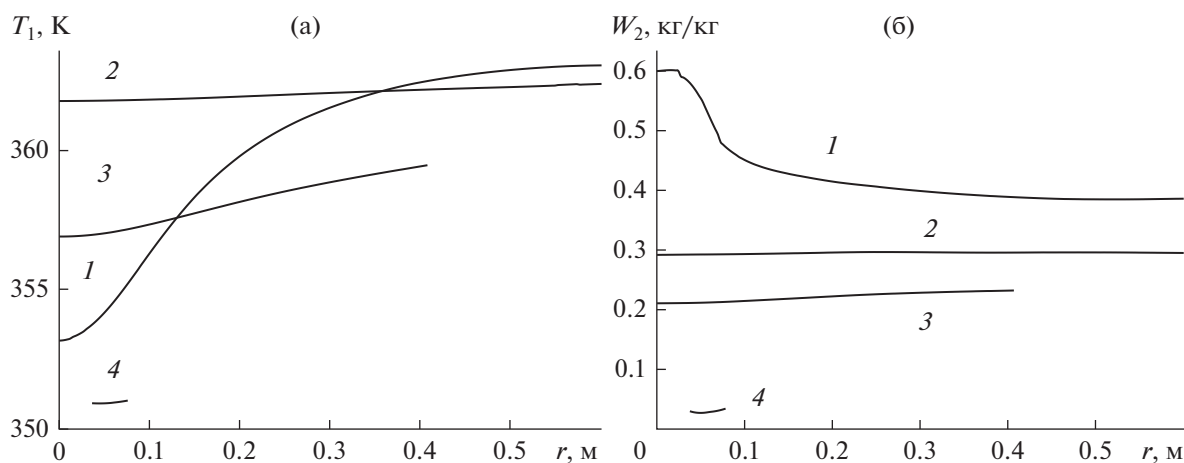


Рис. 4. Зависимости температуры газа (а) и влажности частиц (б) в различных сечениях камеры: а – $l - z = 0.2$ м; 2 – 0.77; 3 – 1.2; 4 – 1.8; б – $l - z = 0.1$ м; 2 – 0.6; 3 – 1.2; 4 – 1.8.

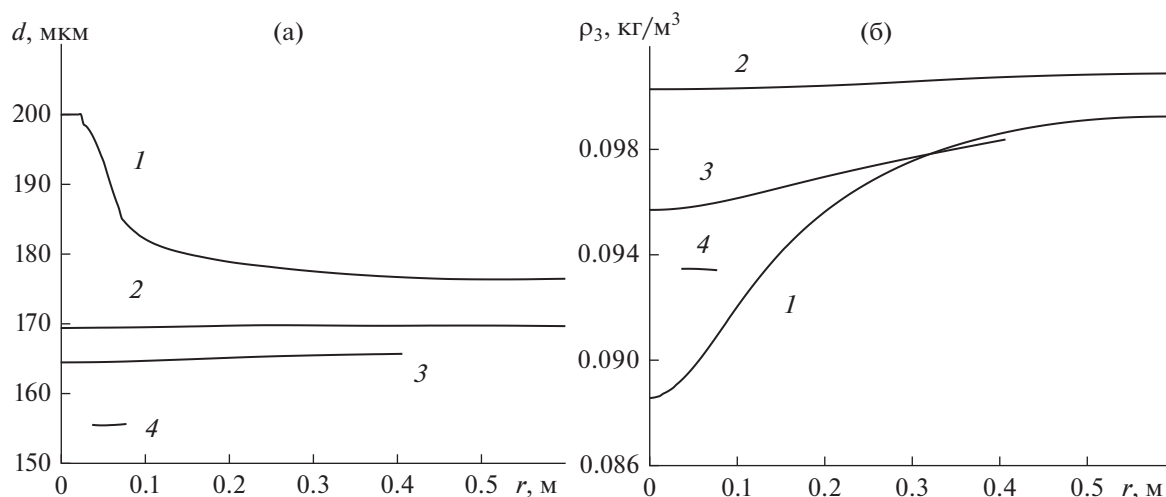


Рис. 5. Зависимости диаметра частиц (а) и концентрации водяных паров (б) в различных сечениях камеры при конвективно-радиационном энергоподводе: а – $l - z = 0.1$ м; 2 – 0.6; 3 – 1.2; 4 – 1.8; б – $l - z = 0.2$ м; 2 – 0.6; 3 – 1.2; 4 – 1.8.

ных материалов. Поэтому следует стремиться к предотвращению данного явления.

Температура несущей фазы на границах ввода соответствует заданным значениям. При этом в области верхнего ввода теплоносителя, где также подается жидкость, т.е. в зоне факела распыленной жидкости происходит значительное снижение температуры теплоносителя (кривая 1, рис. 4).

В периферийной зоне и нижерасположенных сечениях камеры температура газовой фазы возрастает, что обусловлено воздействием ИК-излучения. При приближении к выходу теплоносителя его температура падает. Расчетные зависимости по уровню температур согласуются с полученными опытными данными. Температура частиц вне области факела распыла выше температуры мокрого термометра, что обусловлено влиянием

ИК-излучения. В области выхода из камеры температуры частиц и газа сближаются.

Влажность частиц максимальна в месте их ввода и далее снижается по высоте камеры, причем профиль влажности по радиусу камеры выравнивается (рис. 4б). Подобный характер имеют зависимости диаметра частиц, приведенные на рис. 5а.

Концентрация водяных паров минимальна в области ввода теплоносителя и жидкости. Затем профили концентрации выравниваются по радиусу камеры и значения концентрации возрастают, а затем снижаются по мере приближения к выходному сечению (рис. 5б). При чисто конвективном энергоподводе профиль концентрации водяных паров в верхнем сечении камеры имеет подобный вид, однако значения концентрации заметно ниже (рис. 6а). В более нижних сечениях

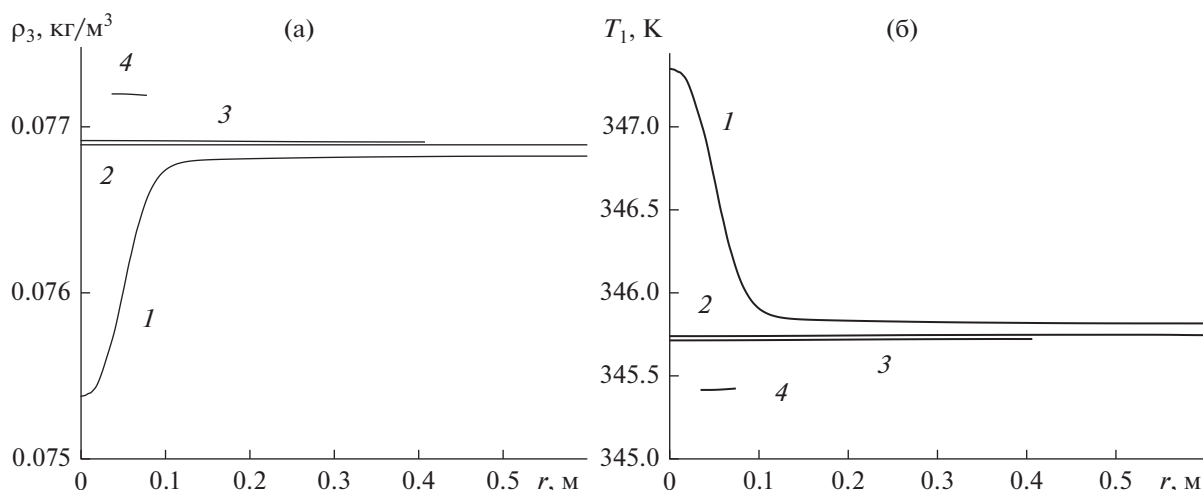


Рис. 6. Зависимости концентрации водяных паров (а) и температуры газовой фазы (б) в различных сечениях камеры при конвективном энергоподводе: а – 1 – $z = 0.15$ м; 2 – 0.77; 3 – 1.2; 4 – 1.8.

профили выравниваются, причем в отличие от конвективно-радиационного энергоподвода значения концентрации возрастают при приближении к выходу теплоносителя из камеры.

Как и следовало ожидать, температура теплоносителя при конвективном энергоподводе наиболее высокая в области его ввода, причем она быстро снижается по вертикальной координате (рис. 6б). Температурный профиль выравнивается, а уровень температуры падает. Расчетная температура на выходе из камеры для данного режима составляет около 72°C и близка к опытным значениям, поддерживаемым на уровне 70°C . Сравнивая температурные поля для рассматриваемых режимов, отчетливо видно значительное влияние радиационного воздействия.

Следует отметить, что при конвективно-радиационном энергоподводе значительно выше производительность аппарата по влажному материалу $G_2 = 16$ кг/ч, а следовательно и по испаренной влаге, по сравнению с конвективным способом $G_2 = 7$ кг/ч.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ

Выполнены экспериментальные исследования параметров распылительной установки при конвективном и конвективно-радиационном энергоподводах. Схема экспериментальной установки приведена на рис. 7.

Она работает следующим образом. В сушильную камеру 1 распылителем 5 диспергируется высушиваемый раствор, который подается из емкости 7. Теплоноситель вводят в камеру двумя потоками: сверху на факел распыла через газораспределительное устройство 2 и снизу по оси камеры через канал 13, который снабжен завихрителем 14. Ввод

нижнего теплоносителя создает встречное взаимодействие вертикальных потоков, что активизирует гидродинамический режим и увеличивает время пребывания частиц в наиболее интенсивной зоне инфракрасного излучения. В качестве теплоносителя используется воздух, который нагревается в электрических калориферах 3, 4 и 15.

На факел жидкого материала воздействуют инфракрасным излучением с помощью излучателей 6. В специальном устройстве закреплено 9 инфракрасных керамических излучателей марки ИКН-101 мощностью 1 кВт, каждый из которых установлен в собственном корпусе с направляющим отражателем. Температура поверхности излучателей достигает 1073 К. Конструкция обеспечивает возможность изменения угла наклона излучателей к вертикальной оси. Теплота к распыленным частицам подводится конвекцией от теплоносителя и инфракрасным излучением, которое фокусируется на область факела излучателями 6, расположенными под углом к вертикальной оси. Высушенные частицы материала вместе с отработанным теплоносителем поступают в циклон 9, в котором сепарируются и попадают в сборник 11 для сухого продукта. Для диспергирования жидкостей используются двух- и трехканальные пневматические форсунки 5, последние позволяют вводить в факел распыла дисперсный материал – наполнитель, который подается дозатором 8. Пневматическая форсунка 5 расположена по оси инфракрасного устройства в верхней его части. При этом факел распыла жидкости находится в зоне максимального воздействия излучателей.

При необходимости стенки циклона охлаждаются водой, подаваемой в рубашку 10, для предотвращения налипания термопластичных

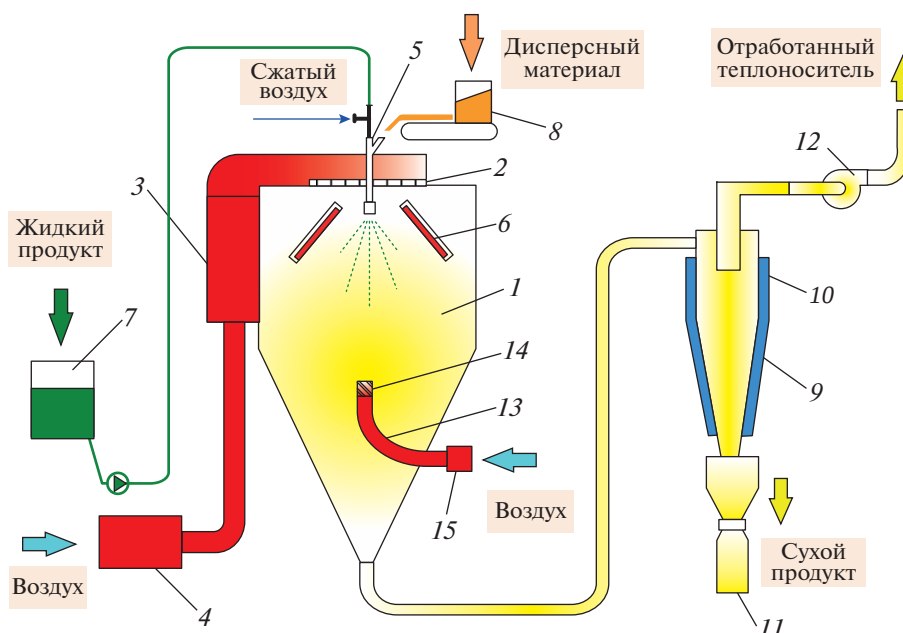


Рис. 7. Схема распылительной установки с конвективно-радиационным подводом теплоты и встречными потоками теплоносителя.

материалов. Теплоноситель подается в установку вентилятором 12.

Таким образом, в установке реализуется новый способ распылительной сушки, сущность которого состоит в комбинированном энерговоздействии на капли распыляемой жидкости конвекцией в условиях встречных потоков теплоносителя и инфракрасным излучением, фокусируемым на область факела с наибольшей концентрацией частиц [14, 15].

Для двух режимов работы установки получены экспериментальные температурные зависимости в различных сечениях камеры (рис. 8). Измерения температуры среды проводились хромель-копелевой термопарой. Последняя находилась в чехле цилиндрической формы, который служил экраном и предотвращал влияние инфракрасного излучения на показание термопары. При этом чехол подключался к вакуумному насосу и термопара оказывалась в потоке газа, температура которого и регистрировалась. Измерения проводились при температуре теплоносителя на входе в камеру

130°C и выходе – 70°C и установившемся режиме работы установки. Остальные параметры соответствовали данным в табл. 1 и 2. На рис. 8 видно, что температура несущей фазы выше во всех сечениях камеры при конвективно-радиационном энергоподводе по сравнению с чисто конвективным. Наибольшая разность температур наблюдается в верхних сечениях камеры. Температура газа при инфракрасном воздействии близка к 100°C в зоне ввода частиц жидкости, т.е. факеле распыла, и значительно ниже при конвективном подводе теплоты.

Определены параметры экспериментальной установки при сушке водного раствора NaCl с концентрацией 20% при конвективном и конвективно-радиационном энергоподводах. Результаты представлены в табл. 1 и 2. Анализ полученных данных свидетельствует о возможности значительного увеличения производительности установки по испаренной влаге при конвективно-радиационном энергоподводе по сравнению с чисто конвективным способом.

Таблица 1. Параметры распылительной установки со встречными потоками и конвективно-радиационным энергоподводом при сушке раствора NaCl (угол наклона излучателей к вертикали 30 град)

№ п/п	t_1 , °C	t_2 , °C	t_0 , °C	p , МПа	V , м ³ /ч	Q_k , кВт	$Q_{изл}$, кВт	G_2 , кг/ч	W , кг/ч	$q_{уд}$, кДж/кг	A_v , кг/(м ³ ч)
1	110	70	20	0.3	210	6.4	8.6	12.3	9.8	5510	10.2
2	130	70	20	0.3	210	7.8	8.5	15.7	12.6	4657	13.1
3	150	70	20	0.3	210	9.2	8.8	17.9	14.3	4531	14.9

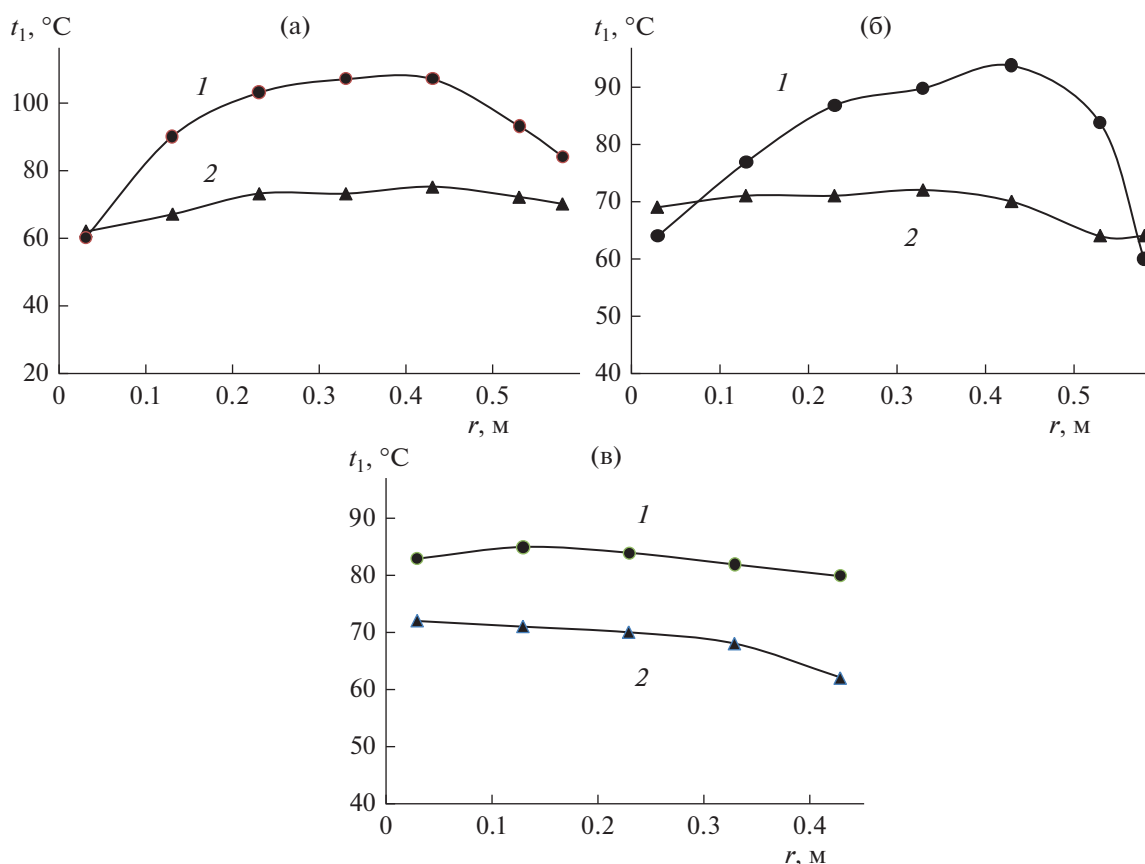


Рис. 8. Температурные зависимости по сечению камеры: а – $z = 520$ мм; б – $z = 770$ мм; в – $z = 1070$ мм. 1 – конвективно-радиационный энергоподвод со встречными потоками теплоносителя; 2 – конвективный подвод теплоты со встречными потоками (без инфракрасного излучения).

Таблица 2. Параметры распылительной установки со встречными потоками при конвективном энергоподводе при сушке раствора NaCl

№ п/п	t_1 , °C	t_2 , °C	t_0 , °C	p , МПа	V , м ³ /ч	Q_k , кВт	$Q_{изл}$, кВт	G_2 , кг/ч	W , кг/ч	$q_{уд}$, кДж/кг	A_{ψ} , кг/(м ³ ч)
1	110	70	19	0,3	210	6.4	0	2.78	2.2	10470	2.3
2	130	70	19	0,3	210	7.8	0	5.02	4	7020	4.2
3	150	70	19	0,3	210	9.2	0	7.3	5.8	5710	6.0

При температуре на входе в камеру 130°C и выходе из нее 70°C и установленной мощности излучателей 9 кВт производительность по испаренной влаге увеличивается в примерно в три раза. При этом очень важно, что удельный расход теплоты уменьшается примерно в полтора раза, а влагонапряженность объема камеры возрастает в три раза. Видно повышение энергоэффективности работы установки, которое достигается за счет интенсификации процессов теплообмена и сокращения удельного расхода теплоносителя.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Предложенная модель позволяет прогнозировать структуру течения фаз и тепломассообмен в распылительных аппаратах, выявлять возникновение обратных течений и определять температуру и влажностное содержание теплоносителя и частиц.

На основе теоретических и экспериментальных исследований показана возможность увеличения производительности установки по испаренной влаге и влагонапряженности камеры при снижении удельного расхода теплоты за счет воздействия инфракрасного излучения на область фа-

кела распыленной жидкости и создания режима встречных вертикальных потоков теплоносителя. Отметим, что способ конвективно-радиационной сушки может найти применение при дегидратации термостойких материалов, требующих интенсивной тепловой обработки. Вместе с тем следует иметь в виду, что эффективность данного способа зависит от множества факторов, в частности от интенсивности и фокусировки инфракрасного излучения, температуры теплоносителя, концентрации частиц в потоке и других параметров.

Работа выполнена при финансовой поддержке Белорусского республиканского фонда фундаментальных исследований проект № T22-008.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

A_V	влажнапряженность камеры, кг/(м ³ ч)
c	теплоемкость, Дж/(кг К)
d	диаметр частиц, м
D	коэффициент диффузии, м ² /с
E	полная энергия, Дж/кг
e	внутренняя энергия, Дж/кг
g	ускорение свободного падения, м ² /с
G_2	расход жидкости, кг/ч
j	интенсивность фазового превращения, кг/с
k	показатель поглощения излучения
m_0, m_2	начальная и текущая масса капли (частицы), кг
M	молекулярная масса, кг/моль
n	число частиц в единице объема
p	давление, Па
q	поток теплоты, Вт
q_0	плотность падающего излучения при $z = 0$, Вт/м ²
$q_{уд}$	удельный расход теплоты, кДж/кг влаги
$Q_k, Q_{изл}$	мощность калориферов и инфракрасных излучателей, кВт
r, z	координаты, м
$r_{п}$	теплота фазового превращения, Дж/кг
R	радиус частицы, м
R^*	универсальная газовая постоянная, Дж/(моль К)
S_B	площадь сечения верхнего ввода теплоносителя, м ²
T, t	температура, К и °С
$v_{1в}, v_{1н}$	соответственно скорость газа на границе верхнего и нижнего вводов теплоносителя, м/с
v, w	векторы скорости несущей и дисперсной фаз, м/с
U	влажностное содержание (на сухую массу), кг/кг

V_k	объем капли, м ³ /ч
W	производительность установки по испаренной влаге, кг/ч
W_2	влажность частиц (на общую массу), кг/кг
ϵ	объемная концентрация частиц, м ³ твердой фазы/м ³ смеси
λ	теплопроводность, Вт/(м К)
μ	динамический коэффициент вязкости, Па с
ν	кинематический коэффициент вязкости, м ² /с
ρ_i	приведенная плотность фазы, определяющая массу фазы в единице объема смеси (твердая фаза+несущая фаза), кг/м ³
ρ_i^0	плотность фазы при $n = 1, 2$, плотность компонента фазы, определяющая массу компонента фазы в единице объема несущей фазы, при $n \neq 1, 2$, кг/м ³
t	время, с
Re, Nu, Sh	числа Рейнольдса, Нуссельта и Шервуда

НИЖНИЕ ИНДЕКСЫ

1	несущая фаза
2	дисперсная фаза
3	водяные пары
4	сухой воздух
0	начальное (постоянное) значение
в, н	соответственно граница верхнего и нижнего ввода теплоносителя
ж	влага (вода)
изл	инфракрасное излучение
с	сухой материал
R	поверхность капли
s	насыщенное состояние

ВЕРХНИЕ ИНДЕКСЫ

0	истинные значения
---	-------------------

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Долинский А.А., Малецкая К.Д. Распылительная сушка: в 2-х томах. Т. 1. Теплофизические основы. Методы интенсификации и энергосбережения. Киев: Академперіодика, 2011.
2. Handbook of Industrial Drying. Fourth Edition. Edited by Arun S. Mujumdar. CRC Press. 2014.
3. Тутова Э.Г., Куц П.С. Сушка продуктов микробиологического производства. М.: Агропромиздат, 1987.

4. Kudra T., Mujumdar A.S. Advanced Drying Technologies. New York. Marcel Dekker, Inc. 2002.
5. Акулич П.В., Драгун В.Л., Куц П.С. Технологии и техника сушки и термообработки материалов. Минск: Белорусская наука, 2006.
6. Акулич П.В., Акулич А.В. Конвективные сушильные установки: методы и примеры расчета. Минск: Вышэйшая школа, 2019.
7. Modern Drying Technology. V. 5: Process Intensification / E. Tsotsas and A. S. Mujumdar (Eds.). Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA: Weinheim, Germany. 2014.
8. Wu Z., Yue L., Li Z. *et al.* Pulse Combustion Spray Drying of Egg White: Energy Efficiency and Product Quality. Food Bioprocess Technology. 2015. № 8. P. 148.
9. Richard Wisniewski. Spray Drying Technology Review / NASA Ames Research Center, Moffett Field, CA 9403 // 45th International Conference on Environmental Systems 12–16 July 2015, Bellevue, Washington. P. 1.
10. Феклунова Ю.С. Разработка и научное обоснование способа распылительной сушки пюре из тыквы при конвективно-радиационном энергоподводе. Автореф. На соискан. Уч. Степени канд. Техн. Наук по спец. 05.18.12. ФГБОУ ВПО «Астраханский государственный технический университет». Астрахань. 2015.
11. Акулич П.В. Способ сушки жидких материалов. Патент № 18467 Республики Беларусь на изобретение // Официальный бюллетень. 2013. № 2. С. 23.
12. Акулич П.В., Бородуля В.А., Слижук Д.С. Методы повышения эффективности процессов распылительной сушки // Энергоэффективность. 2018. № 4. С. 28.
13. Акулич П.В., Слижук Д.С. Термогидродинамические процессы при распылительной сушке в условиях конвективно-радиационного энергоподвода // Теоретические основы химической технологии. 2021. Т. 55. № 1. С. 34–45.
14. Акулич П.В. Тепломассообмен капли раствора при комбинированном энергетическом воздействии и углублении зоны испарения // Инженерно-физический журнал. 2016. Т. 89. № 3. С. 527.
15. Акулич П.В. Моделирование тепломассообмена капель при сушке перегретой жидкости в условиях комбинированного энергетического воздействия // Инженерно-физический журн. 2019. Т. 92. № 2. С. 404.
16. Prakash S., Sirignano W.A. Theory of convective droplet vaporization with unsteady heat transfer in the circulating liquid phase // Int. J. Heat Mass Transfer. 1980. V. 23. P. 253.
17. Козырев А.В., Ситников А.Г. Испарение сферической капли в газе среднего давления // Успехи физических наук. Т. 171. № 7. 2001. С. 765.
18. Терехов В.И., Терехов В.В., Шимкин Н.Е., Би К.Ч. Экспериментальное и численное исследование нестационарного испарения капель жидкости // Инженерно-физический журнал. 2010. Т. 83. № 5. С. 829.
19. Varghese S., Gangamma S. Evaporation of Water Droplets by Radiation: Effect of Absorbing Inclusions // Aerosol and Air Quality Research. 2007. V. 7. №. 1. P. 95.
20. Mezhericher M., Levy A., Borde I. The Influence of Thermal Radiation on Drying of Single Droplet/Wet Particle // Drying Technology. 2008. V. 26. Issue 1. P. 78.
21. Архипов В.А., Басалаев С.А., Золоторев Н.Н., Кузнецов В.Т., Перфильева К.Г., Усанина А.С. Влияние механизма теплообмена на динамику испарения одиночной капли жидкости / Тезисы докладов и сообщений XVI Минского международного форума по тепло- и массообмену, 16–19 мая 2022 г. // Научное электронное издание. Минск. 2021. С. 713.
https://www.itmo.by/conferences/abstracts/?ELEMENT_ID=20225
22. Бочкарева Е.М., Лей М.К., Терехов В.В., Терехов В.И. Особенности методики экспериментального исследования процесса испарения подвешенных капель жидкости // Инженерно-физический журн. 2019. Т. 92. № 5. С. 2208.
23. Sazhin S.S., Rybdylova O., Crua C., Heikal M., Ismael M.A., Nissar Z., Aziz A.R.B.A. A simple model for puffing/micro-explosions in water-fuel emulsion droplets // Int. J. Heat Mass Transf. 2019. V. 131. P. 815.
24. Войтков И.С., Волков Р.С., Кузнецов Г.В., Стрижак П.А. Высокотемпературное испарение капель воды в газовой среде // Журн. технической физики. 2017. Т. 87. Вып. 12. С. 1911.
25. Терехов В.И., Пахомов М.А. Тепломассоперенос и гидродинамика в газокapельных потоках. Новосибирск: Изд-во НГТУ, 2009.