

ХРОМОВА Елена Михайловна

**КОНДЕНСАЦИОННЫЕ МЕХАНИЗМЫ УЛАВЛИВАНИЯ
СУБМИКРОННЫХ ПЫЛЕЙ В МОКРЫХ
ГАЗООЧИСТИТЕЛЯХ**

Специальность – 01.04.14
«Теплофизика и теоретическая теплотехника»

АВТОРЕФЕРАТ
диссертации на соискание ученой степени
кандидата физико-математических наук

Работа выполнена в Томском государственном архитектурно-строительном университете

Научный руководитель доктор технических наук,
 профессор Шиляев Михаил Иванович

Официальные оппоненты: доктор физико-математических наук,
 профессор Архипов Владимир Афанасьевич;
 доктор технических наук,
 профессор Орлов Алексей Алексеевич

Ведущая организация Институт теплофизики СО РАН

Защита состоится «2» мая 2005 г. в 10 часов на заседании диссертационного совета Д 212.267.13 при Томском государственном университете. Адрес: 634050, г. Томск, пр. Ленина, 36.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Томского государственного университета.

Автореферат разослан «2» апреля 2005 г.

Ученый секретарь
диссертационного совета
д.т.н., ст.н.с.

Ю.Ф. Христенко

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

1. Актуальность. Высокоэффективное улавливание тонкодисперсных пылей в мокрых газоочистителях до сих пор остается проблемой, хотя в фильтрационных аппаратах она нашла свое решение с рядом известных недостатков: высокое гидравлическое сопротивление, необходимость регенерации фильтрующих элементов и т.д. Предложен ряд методов, способствующих интенсификации процессов улавливания таких пылей в «мокрых» инерционных аппаратах, в частности, за счет конденсационных эффектов. Вопросами конденсационного улавливания начали заниматься с начала 50-х годов прошлого века на академическом уровне Дерягин Б.В., Духин С.С., Михельсон М.Л. Несколько позднее, в 60-х годах, были проведены комплексные экспериментальные исследования улавливания тонкодисперсных пылей в пенных аппаратах (ПА) и полых форсуночных скрубберах (ПФС) Ужовым В.Н., Вальдбергом А.Ю., Зайцевым М.М., Розеном А.М., Костиным В.М., Савраевым В.П., которые подтвердили возможности достижения высокой эффективности пылеулавливания при значительной конденсации водяных паров в аппаратах.

Однако анализ результатов известных теоретических и экспериментальных исследований в области использования процесса конденсации водяных паров в мокрых газоочистителях в направлении интенсификации улавливания наиболее мелкодисперсных фракций пыли, не поддающихся инерционному осаждению, приводит к следующему выводу: к настоящему времени сложившиеся две точки зрения на основную причину зафиксированного в опытах значительного повышения эффективности улавливания мелких частиц в мокрых пылеуловителях при подаче пыле-парогазовой смеси на газоочистку с повышенным влагосодержанием и с последующей конденсацией значительной части водяных паров в аппаратах так и остались не до конца подтвержденными.

Первая точка зрения вытекала из теоретических работ Дерягина Б.В. с сотрудниками и совершенно четко сформулирована: повышение эффективности пылеулавливания должно достигаться за счет конденсации водяных паров на поверхностях коллекторов (пленки жидкости на поверхностях элементов рабочей зоны аппаратов, границы раздела фаз - внутренняя поверхность парогазовых пузырей при барботаже, поверхности растущих за счет конденсации капель жидкости в форсуночных скрубберах и т.д.). Дерягин Б.В. и Духин С.С. рекомендуют не допускать значительной конденсации влаги на самих частицах, чтобы не снизить эффект пылеулавливания. Однако в последующих работах Дерягина Б.В., Михельсона М.Л. и др., касающихся конденсационных фильтров, рассматривается диффузионный механизм осаждения и за счет укрупнения конденсатом субмикронных частиц на капли диспергированной жидкости. Показано, что в этом случае эффективность осаждения достигается значительной, если размеры частиц с конденсатом на поверхности становятся сопоставимы с размером капель (при тонком диспергировании орошающей жидкости).

Второй точки зрения придерживаются авторы многих работ и, прежде всего, Вальдберг А.Ю., Зайцев М.М. и др., заключающейся в том, что основной эффект увеличения степени пылеулавливания обеспечивается за счет конденсации водяных паров на частицах, что приводит к их укрупнению, утяжелению и, как следствие, к их повышенной способности осаждаться. Первая точка зрения связана с диффузионным механизмом осаждения мелких частиц на поверхностях коллекторов как доминирующим, вторая – с инерционным.

В связи с неясностью определяющего механизма и отсутствием методов расчета процессов конденсационного улавливания тонкодисперсных пылей в мокрых газоочистителях вопросы изучения этих механизмов остаются весьма актуальными.

2. Цель работы. Установление определяющих механизмов повышения эффективности пылеулавливания в ПА, центробежно-барботажных аппаратах (ЦБА) и ПФС, построение теоретических основ расчета этих процессов. Разработка методов расчета процесса тепломассообмена при повышенных влагосодержаниях газа в ПА и ЦБА. Разработка инженерных методов расчета процессов пылеулавливания субмикронной пыли в ПА и ЦБА.

3. Научная новизна. Установлены механизмы конденсационного улавливания субмикронных пылей и получены расчетные формулы для коэффициентов проскока в ПА, ЦБА и ПФС. Разработаны физико-математические модели тепломассообмена с термостатированной и нетермостатированной жидкостью в ПА и ЦБА при повышенных влагосодержаниях обрабатываемых газов.

4. Практическое значение. Разработаны методы расчета эффективности улавливания субмикронной пыли в ПА и ЦБА за счет конденсационного эффекта и параметров тепломассообмена при повышенных влагосодержаниях обрабатываемых газов. Полученные результаты использованы в материалах дисциплин, преподаваемых по специализации «Охрана воздушного бассейна от вентиляционных и промышленных выбросов» специальности «Теплогасоснабжение и вентиляция» в ТГАСУ и КрасГАСА.

5. Достоверность результатов определяется использованием при построении моделей классических законов термодинамики фазовых переходов с привлечением известных полуэмпирических зависимостей по тепломассообмену, а также сопоставлением с известными экспериментальными данными по тепло-

массообмену и пылеулавливаю в ПА, ЦБА и ПФС результатов расчетов, полученных на основе сформулированных в работе моделей.

6. Положения, выносимые на защиту.

1. Результаты анализа процессов пылеулавливания субмикронных частиц в ПА, ЦБА и ПФС.
2. Физико-математическая модель процесса тепломассообмена в ПА и ЦБА при повышенных влагосодержаниях газа для стационарных условий.
3. Физико-математическая модель процесса тепломассообмена в ПА и ЦБА при повышенных влагосодержаниях газа для нестационарных условий.
4. Методы расчета процесса тепломассообмена в ПА и ЦБА при повышенных влагосодержаниях обрабатываемого газа и процессов пылеулавливания субмикронных пылей за счет конденсационных эффектов.

7. Личное участие автора в получении основных результатов диссертационной работы. Принято участие в общих постановках задач, проведен анализ состояния изученности конденсационных механизмов интенсификации процессов пылеулавливания в мокрых газоочистителях. Проведена оценка инерционного механизма улавливания субмикронных пылей в ПА и ЦБА при конденсации водяных паров на частицах. Принято участие в построении теории улавливания частиц субмикронных размеров в ПА и ЦБА за счет проявления инерционного и диффузионного механизмов совместно и проведено сопоставление теоретических расчетов с известными экспериментальными данными. Уточнена ранее разработанная физико-математическая модель тепломассообмена в пузырях, формирующихся на отверстиях газораспределительных решеток ПА и ЦБА для условий повышенных начальных влагосодержаний обрабатываемого газа, и проведено ее численное исследование. Проведен анализ механизмов осаждения субмикронных частиц в ПФС.

8. Публикации. По основным результатам диссертационной работы опубликовано 12 печатных работ, список которых приведен в конце автореферата.

9. Апробация работы. Результаты работы докладывались и обсуждались на научно-технической конференции "Архитектура и строительство" (Томск, 2002), VIII международной научно-практической конференции "Качество – стратегия XXI века" (Томск, 2003), III семинаре вузов Сибири и Дальнего Востока по теплофизике и теплоэнергетике (Барнаул, 2003), XXVII Сибирском теплофизическом семинаре (Новосибирск, 2004), V Всероссийской научно-практической конференции студентов и молодых ученых "Энергия молодых - экономике России" (Томск, 2004), III Международной научной конференции "Качество внутреннего воздуха и окружающей среды" (Волгоград, 2004), Десятой всероссийской научно-технической конференции "Энергетика: экология, надежность, безопасность" (Томск, 2004), Всероссийской научно-практической конференции "Качество высшего профессионального образования: достижения, проблемы, перспективы" (Барнаул, 2005), а также докладывались на научных семинарах кафедры отопления и вентиляции Томского государственного архитектурно-строительного университета (Томск, 2001-2005), на объединенном научном семинаре в Институте теплофизики СО РАН (Новосибирск, 2005).

10. Структура и объем работы. Диссертация состоит из введения, пяти глав, выводов, списка литературы из 127 наименований. Текст работы содержит 151 страницы, 43 рисунка и 8 таблиц.

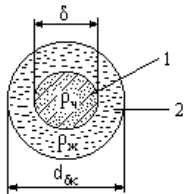


Рис. 1. Схема частицы с конденсатом на поверхности: 1 – частица; 2 – конденсат

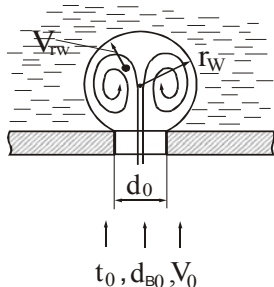


Рис. 2. Схема сепарации частицы на поверхность пузыря

СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Во введении обоснована актуальность темы, сформулирована цель работы, дана структура и общее описание работы.

В главе 1 проведен анализ состояния изученности вопроса об интенсификации пылеулавливания тонкодисперсных пылей в мокрых газоочистителях за счет конденсационных эффектов. Сформулированы задачи исследования.

В главе 2 представлена оценка инерционного механизма улавливания субмикронных пылей в ПА и ЦБА. Получены зависимости для расчета коэффициентов проскока частиц с конденсатом на их поверхности для различных законов сопротивления движения таких образований – частица-конденсат (рис. 1).

Частицы пыли, являясь при определенных условиях центрами конденсации водяного пара, приобретают за счет конденсата большие размеры, вследствие чего меняются силы инерции и сопротивления, действующие на них, и, соответственно, эффективность их выделения на внутреннюю поверхность пузыря, формирующегося на отверстиях газораспределительных решеток аппаратов (рис. 2). При этом эффект конденсации не обязательно проявляется положительно на процессе пылеулавливания.

Условия сепарации частиц на внутреннюю поверхность пузыря при конденсации на них водяных паров существенно зависят от толщины пленки

конденсата, связанной с относительным размером капли Δ , а также от относительной плотности конденсата $\bar{\rho}$:

$$\Delta = \frac{d_{\delta k}}{\delta}; \quad \bar{\rho} = \frac{\rho_{ж}}{\rho_{ч}}, \quad (1)$$

где $d_{\delta k}$ – размер частицы с конденсатом; δ – размер частицы; $\rho_{ж}$, $\rho_{ч}$ – плотность жидкости (конденсата) и частицы соответственно.

Получены зависимости для коэффициентов проскока частиц с конденсатом на их поверхности для ПА и ЦБА в виде

$$\left(\frac{K_{\delta k}}{K_{\delta 0}} \right)^{\text{ПА, ЦБА}} = K_{\delta 0}^{F_{\text{ПА, ЦБА}}(\Delta)}, \quad (2)$$

где $K_{\delta k}$ и $K_{\delta 0}$ – фракционные коэффициенты проскока частиц размером δ при наличии конденсации водяных паров на частицах и ее отсутствии соответственно, выражающиеся как отношение концентрации частиц размером δ на входе в аппарат $n_{\delta 0}$ к концентрации частиц того же размера на выходе из него $n_{\delta k}$.

Для нестоксовского режима сопротивления частиц ($n=0,5$)

$$F^{\text{ПА}}(\Delta) = \left(\bar{\rho} + \frac{1-\bar{\rho}}{\Delta^3} \right)^{2/3} \Delta - 1. \quad (3)$$

Для стоксовского режима сопротивления частиц ($n=1$)

$$F_1^{\text{ПА, ЦБА}}(\Delta) = \left(\bar{\rho} + \frac{1-\bar{\rho}}{\Delta^3} \right) \Delta^2 - 1. \quad (4)$$

Для $n=0,5$

$$F^{\text{ЦБА}}(\Delta) = \left(\bar{\rho} + \frac{1-\bar{\rho}}{\Delta^3} \right)^{0,5} \Delta - 1. \quad (5)$$

Из соотношений (2) следует, что поскольку $K_{\delta 0} < 1$, то положительное влияние конденсации на эффективность пылеулавливания будет в том случае, если $F(\Delta) > 0$, и тем значительнее, чем больше величина $F(\Delta)$. При отрицательных значениях $F(\Delta)$ конденсация приводит к снижению эффективности пылеулавливания. Это происходит при определенных соотношениях Δ и $\bar{\rho}$, когда эффективная плотность капли уменьшается, за счет чего снижается центробежная сила, действующая на нее, а сопротивление движению капли увеличивается.

На рис.3 представлены результаты расчетов по выше полученным формулам функций $F(\Delta)$ для стоксовского и нестоксовского законов сопротивления движению капель в пузыре при различных соотношениях плотностей частиц и конденсата $\rho_{ч}/\rho_{ж}$ для ПА и ЦБА. Здесь также приведены графики функций $F_1^{\text{ЦБА}}(\Delta)/F_1^{\text{ПА}}(\Delta)$, $(K_{\delta 0}/K_{\delta k})^{\text{ПА}}$ и $(K_{\delta 0}/K_{\delta k})^{\text{ЦБА}}$ для $\rho_{ч}/\rho_{ж}=2$. Последние две зависимости построены для $n=0,5$ и $K_{\delta 0}=0,1$.

Из приведенных результатов расчетов следует: положительный эффект конденсации водяных паров на частицах пыли снижается по мере роста плотности частиц и может быть отрицательным во всем диапазоне реально возможных значений Δ (см. зависимость $F_1^{\text{ПА}}(\Delta)$ для $\rho_{ч}/\rho_{ж}=4$); эффект конденсации проявляется более сильно в ЦБА, чем в ПА (см. кривую $F_1^{\text{ЦБА}}/F_1^{\text{ПА}}$, а также $(K_{\delta 0}/K_{\delta k})^{\text{ПА}}$ и $(K_{\delta 0}/K_{\delta k})^{\text{ЦБА}}$). Для частиц более крупных ($Stk_{\delta}=0,1$), как следует из рис.3, эффект конденсации весьма существенен и тем выше, чем больше Δ .

На рис.4 приведена расчетная кривая $(K_{\delta 0}/K_{\delta k})^{\text{ПА}}$ в зависимости от $K_{\delta 0}$ при $\bar{\rho}=1$, $\Delta=1,2$, откуда следует, что для $K_{\delta 0}$ близких к 1, что соответствует малым значениям чисел Стокса Stk_{δ} , т.е. мелким частицам, влияние конденсации на увеличение эффективности пылеулавливания проявляется слабо, но оно становится значимее с ростом толщины конденсата на частицах (кривая 3).

Проведенный анализ влияния конденсации водяных паров на частицах пыли на эффективность их улавливания в ПА и ЦБА пока-

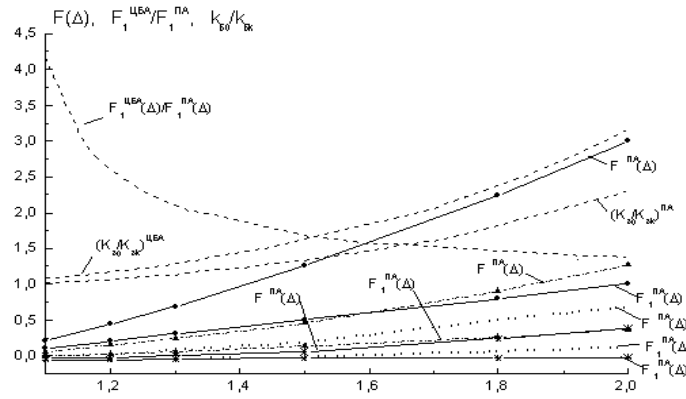


Рис.3. Расчет функций $F(\Delta)$, $F_1^{\text{ЦБА}}/F_1^{\text{ПА}}$, $(K_{\delta 0}/K_{\delta k})^{\text{ЦБА}}$, $(K_{\delta 0}/K_{\delta k})^{\text{ПА}}$.
 — $P_{\text{ч}}/P_{\text{жк}}=1$ - - - $P_{\text{ч}}/P_{\text{жк}}=3$
 - · - $P_{\text{ч}}/P_{\text{жк}}=2$ · · · $P_{\text{ч}}/P_{\text{жк}}=4$

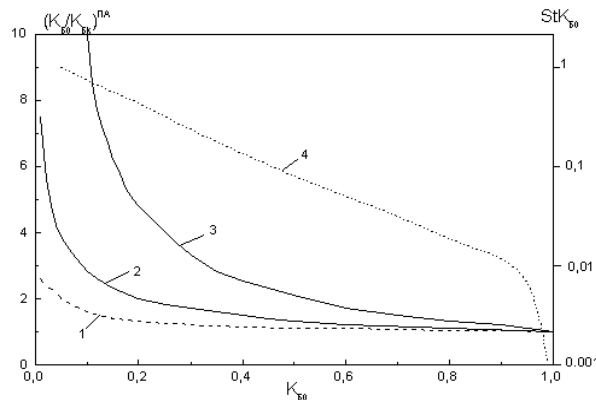


Рис.4. Расчет зависимости $(K_{\delta 0}/K_{\delta k})^{\text{ПА}}$ от $K_{\delta 0}$:
 1– $n=0,5$, $\bar{\rho}=1$, $\Delta=1,2$; 2– $n=1$, $\bar{\rho}=1$, $\Delta=1,2$; 3– $n=0,5$, $\bar{\rho}=1$, $\Delta=2,0$;
 4 – эмпирическая зависимость $K_{\delta 0} = \left(\frac{0,14}{0,14 + \text{Stk}_{\delta 0}} \right)^{1,4} - 0,00113$

зал, что эффект конденсации существенно зависит от плотности частиц и снижается по мере ее увеличения, что может привести к уменьшению эффективности пылеулавливания в этих аппаратах в сравнении с условиями без конденсации. Конденсация весьма существенно влияет на эффективность пылеулавливания для частиц, у которых инерционное число Стокса $\text{Stk}_{\delta} > 0,1$, для субмикронных частиц это влияние выражено слабо. Эффект конденсации повышается с ростом толщины слоя конденсата на частицах пыли.

В главе 3 построена теория улавливания частиц субмикронных размеров в ПА и ЦБА за счет проявления инерционного и диффузионного механизмов совместно. При этом предполагалось, что диффузионный механизм определяется только влиянием потока газа, замещающего сконденсированные водяные пары на внутреннюю поверхность пузыря, а инерционный – центробежными силами, действующими на частицы за счет циркуляционного движения пылегазового потока внутри пузырей, формирующихся на газораспределительных решетках аппаратов. Исходным дифференциальным уравнением, описывающим концентрацию частиц в пузырях, являлось соотношение

$$\frac{1}{n_{\delta}} \frac{dn_{\delta}}{d\tau} = - \frac{3(V_{\text{гв}} + V_{\text{пв}})}{r_w} \quad (6)$$

со следующим начальным условием:

$$\text{при } \tau = 0 \quad n_{\delta} = n_{\delta 0}, \quad (7)$$

где n_{δ} – концентрация частиц размером δ ; τ – время; $V_{\text{гв}}$ – скорость радиального дрейфа частиц у поверхности пузыря за счет центробежной силы; r_w – радиус пузыря; $V_{\text{пв}}$ – скорость потока газа, замещающего сконденсированные водяные пары на внутреннюю поверхность пузыря.

Решение этого уравнения с учетом зависимости радиуса пузыря от времени, получаемого из уравнения сохранения расхода парогазовой смеси, поступающей через отверстие газораспределительной решетки диаметром d_0 в пузырь со скоростью V_0 , при $\tau = \tau_k = 1/f$, $n_{\delta} = n_{\delta k}$ дает выражение для расчета коэффициента проскока, определяющегося конденсационным эффектом

$$K_{\Sigma} = K_{\Sigma 0} \cdot \exp\left(-\frac{3}{2} \frac{\rho_{\text{сг}0}}{\rho_{\text{пв}}} \Delta d\right), \quad (8)$$

где Δd – перепад влагосодержания за период формирования пузыря до его отрыва от отверстия; $\bar{\rho}_{\text{пв}}$ – среднее значение плотности пара у поверхности пузыря за это же время; $\rho_{\text{сг}0}$ – плотность сухого газа по температуре на входе в отверстие решетки; $K_{\Sigma 0}$ – суммарный коэффициент проскока в сухом газе; f – частота отрыва пузырей (для воды $f=20$ 1/с).

При выводе уравнения (8) принято, что все водяные пары конденсируются только на поверхности пузырей и общее количество сконденсированной влаги в отдельном пузыре определяется соотношениями, с одной стороны,

$$W = 4\pi r_{\text{wk}}^2 \bar{V}_{\text{пв}} \bar{\rho}_{\text{пв}}, \quad (9)$$

где $r_{\text{wk}}=r_w(1/f)$ – отрывной радиус пузыря, с другой стороны,

$$W = \Delta d G_{\text{сг}}, \quad (10)$$

где $G_{\text{сг}}$ – массовый расход сухого газа.

Параметры Δd , $\bar{\rho}_{\text{пв}}$, $\rho_{\text{сг}0}$ рассчитываются на основе физико-математической модели процесса тепломассообмена в ПА и ЦБА при повышенных влагосодержаниях, разработанной в настоящей диссертации (глава 4).

В этой же главе проведено сопоставление вышеизложенной теории с известными экспериментальными данными, результатом которого является вывод: основным механизмом улавливания субмикронных частиц пыли в ПА и ЦБА является проявление диффузионного потока газа, за счет конденсации водяных паров на внутреннюю поверхность пузырей, формирующихся на отверстиях решетки. Результаты сопоставления представлены в табл. 1. и рис. 5.

Исходными данными по улавливанию сажевых частиц из крекинг-газов были: размер сажевых частиц $\delta=0,03$ мкм, плотность крекинг-газов $\rho_{\text{с.г.}}=0,5$ кг/м³, плотность сажевых частиц $\rho_{\text{ч}}=950$ кг/м³, плотность воды $\rho_{\text{ж}}=10^3$ кг/м³, вязкость крекинг-газов $\mu_{\text{г}}=10,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с. При расчете приняты типичные скорость газов в отверстии решетки $V_0=10$ м/с и размер отверстий решетки $d_0=4$ мм, соответствующие этим опытным данным.

При очистке воздуха от свинцовой пыли: средний размер частиц свинцовой пыли $\delta=1$ мкм, плотность частиц $\rho_{\text{ч}}=11340$ кг/м³, температура газа на входе в аппарат колебалась в пределах 70-100⁰С, а на выходе – 20-45⁰С, поступающая вода имела температуру 13-17⁰С, а выходящая 20-40⁰С. На основании этих данных принята средняя температура воздуха на входе в аппарат $t_{\text{вх}}=85^0$ С.

При этом при расчетах получено для сажевых частиц $K_{\Sigma 0} \approx 1$, а для свинцовой пыли $K_{\Sigma 0} \approx 0,1$, близкое к опытному значению, приведенному в табл. 2.

Таблица 1

Влияние конденсационного эффекта на повышение эффективности улавливания сажи в пенных аппаратах

| Технологический процесс | Число решеток в аппарате | Температура, °С | | | Содержание сажи на входе в аппарат, г/м ³ газов | Изменение влагосодержания Δd , кг/кг сухих газов | Эффективность улавливания сажи, % | Принятая в расчете температура у поверхности пузырей $t_{\text{нас}}$, °С |
|---|--------------------------|------------------|------------------------------------|--|--|--|-----------------------------------|--|
| | | точки росы t_p | на входе в аппарат $t_{\text{вх}}$ | на выходе из аппарата $t_{\text{вых}}$ | | | | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| Электрокрекинг метана | 3 | 85 | 100 | 20 | 4,0 | 1,41 | <u>99,0</u> 99,3 | 50 |
| Производство активной высокодисперсной сажи | 2 | 70 | 165 | 35 | 1,6 | 0,28 | <u>87,0</u> 86,7 | 42 |
| Термоокислительный пиролиз метана | 3 | 30 | 30 | 25 | 0,21 | 0,015 | <u>33,0</u> 26,0 | 28 |
| Газификация мазута | 4 | 62 | 350 | 40 | 1,5 | 0,21 | <u>58,0</u> 60,0 | 45 |

Примечание: в колонке 8 в числителе приведено опытное значение эффективности, в знаменателе – расчетное по формуле (8)

Влияние конденсационного эффекта на улавливание свинцовой пыли в трехполочном пенном аппарате при очистке воздуха

| Пыль | Без подачи пара | | | | С подачей пара | | | | $K = \frac{K_{\delta 0} - K_{\delta k}}{K_{\delta 0}}$, % |
|--------------------------------------|-----------------|------------------------------|------------------------------|--------------------|----------------|------------------------------|------------------------------|---------------------|--|
| | Число опытов | $C_{н3}$, г/нм ³ | $C_{к3}$, г/нм ³ | $K_{\delta 0}$, % | Число опытов | $C_{н3}$, г/нм ³ | $C_{к3}$, г/нм ³ | $K_{\delta k}$, % | |
| Спекательного цеха свинцового завода | 8 | 5,15 | 0,494 | $\frac{9,6}{10}$ | 9 | 6,68 | 0,352 | $\frac{5,27}{5,42}$ | $\frac{45,1}{45,8}$ |

Примечания: в числителе стоят опытные значения, в знаменателе – расчетные; $C_{н}$ и $C_{к}$ – начальная и конечная концентрации пыли соответственно

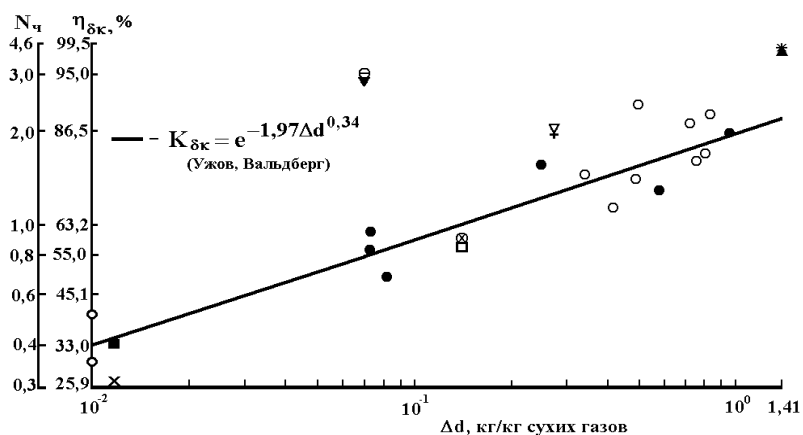


Рис.5. Зависимость эффективности улавливания сажи в процессе электрокрекинга метана от перепада влагосодержаний на входе и выходе из аппарата (Ужов, Вальдберг):

○ – полый скруббер; ● – пенный аппарат;
 $N_{ч} = -\ln K_{\delta k}$ - число единиц переноса; $\eta_{\delta k} = 1 - K_{\delta k}$.

Опытные и расчетные данные табл. 1 (Ужов, Вальдберг) и 2 (Савраев):

- улавливание сажи в ПА при электрокрекинге метана (табл. 1): ▲ - опыт, * - расчет по формуле (8);
- улавливание активной высокодисперсной сажи (табл. 1): ▽ - опыт, + - расчет по формуле (8);
- улавливание сажи при пиролизе метана (табл. 1): ■ - опыт, X - расчет по формуле (8);
- улавливание сажи при газификации мазута (табл. 1): □ - опыт, ⊗ - расчет по формуле (8);
- улавливание свинцовой пыли из воздуха (табл. 2): ▼ - опыт, ⊖ - расчет по формуле (8)

Последнее подтверждает работоспособность теории, ранее разработанной на кафедре отопления и вентиляции ТГАСУ, по инерционному улавливанию сухих частиц пыли в ПА.

В главе 4 представлена физико-математическая модель процессов тепломассообмена на стадии формирования пузыря при повышенных влагосодержаниях обрабатываемого газа. В условиях протекания процессов конденсации в объеме формирующегося пузыря при повышенных начальных влагосодержаниях наблюдается возникновение потока Стефана, увеличивающего диффузионный поток на поверхность пузыря.

При барботировании газа в ПА на отверстиях газораспределительной решетки возникают и развиваются пузыри сферической формы (рис. 6.а), время существования которых определяется их частотой отрыва. Аналогичные процессы, связанные с образованием пузырей предположительно цилиндрической формы на щелях завихрителя, протекают в ЦБА (рис. 6.б).

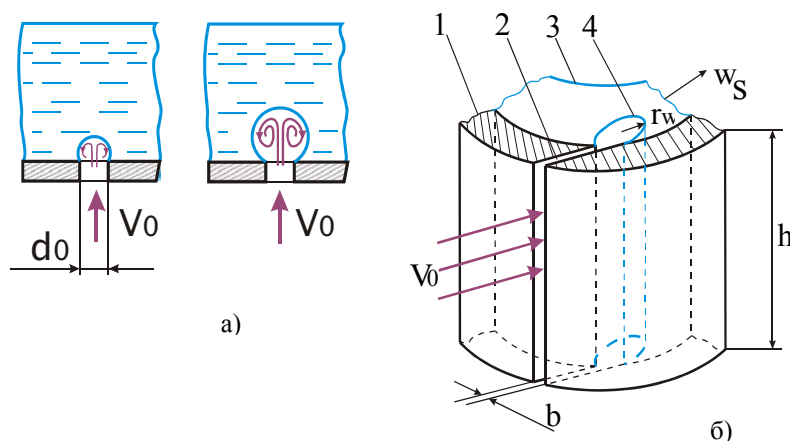


Рис. 6. Схемы формирования парогазовых сферического (а) и цилиндрического (б) пузырей в газожидкостном слое на отверстиях газораспределительных решеток ПА и ЦБА: 1 – завихритель ЦБА; 2 – тангенциальное щелевое отверстие; 3 – центробежно-барботажный слой; 4 – цилиндрический пузырь

При построении модели приняты следующие допущения:

- 1) температура парогазовой смеси

принимается одинаковой во всем объеме и изменяется только во времени; 2) скорость парогазовой смеси вблизи внутренней поверхности пузыря V_s принимается пропорциональной скорости парогазового потока в отверстии газораспределительной решетки V_0 : $V_s = k_b V_0$, где k_b – коэффициент согласования; 3) форма пузыря, формирующегося на отверстии газораспределительной решетки ПА, полагается сферической, на щелевом отверстии газораспределительной решетки ЦБА – цилиндрической; 4) при формировании пузыря за счет резкого торможения воздуха о его поверхность движение парогазовой смеси должно реализоваться нестационарно-вихревым, причем с высокой циркуляцией, процессы теплообмена в этом случае должны определяться в основном вынужденной конвекцией и протекать на вогнутой поверхности (рис. 6). При вычислении коэффициентов тепло- и массообмена на поверхности пузыря радиусом r_w вводится поправка $k_{\alpha,\beta}$ (С.С. Кутателадзе, Э.П. Волчков, В.И. Терехов, Н.А. Дворников) на усиление теплообменных процессов в потоках на вогнутых криволинейных поверхностях:

$$\alpha = k_{\alpha,\beta} \text{Nu} \frac{\lambda}{r_w}, \quad \beta = k_{\alpha,\beta} \text{Nu}' \frac{D}{r_w}; \quad (11)$$

5) при определении коэффициентов конвективного тепло- и массообмена принимается гипотеза квазистационарности и их расчет производится по формулам (11) в соответствии с известными в литературе критериальными зависимостями А.В. Нестеренко:

$$\begin{aligned} \text{Nu} &= A \text{Re}^n \text{Pr}^{0.33} \text{Gu}^{0.175} \theta^{*2}; \\ \text{Nu}' &= B \text{Re}^m \text{Pr}'^{0.33} \text{Gu}^{0.135} \theta^{*2}, \end{aligned} \quad (12)$$

где $\text{Re} = \frac{V_s r_w}{\nu_\Gamma}$ – число Рейнольдса; $\text{Pr} = \frac{\nu_\Gamma}{a}$, $\text{Pr}' = \frac{\nu_\Gamma}{D}$ – числа Прандтля; $\text{Gu} = \frac{T_B - T_{M0}}{T_B}$ – критерий

Гухмана; $\theta^* = \frac{T_B}{T_w}$ – температура влажного воздуха внутри пузыря, обезразмеренная по температуре по-

верхности раздела фаз; λ – коэффициент теплопроводности влажного газа внутри пузыря; D – коэффициент диффузии пара; ν_Γ – кинематическая вязкость парогазовой смеси; T_B , T_w – температуры влажного газа внутри и на поверхности пузыря; T_{M0} – температура газа до поступления в аппарат, определяемая по «мокрому» термометру; a – температуропроводность влажного газа.

Процесс теплообмена в пузыре определяется системой, включающей в себя уравнение баланса полного тепла, уравнение баланса массы паровой фазы и начальные условия:

$$\begin{aligned} (c_{\text{сг}} + c_{\text{пар}} d_B) \frac{dT_B}{d\tau} + c_{\text{пар}} T_B \frac{dd_B}{d\tau} - G \frac{\alpha}{\rho_{\text{сг}}} (T_w - T_B) &= 0; \\ \frac{dd_B}{d\tau} &= G \frac{\beta'(\rho_{\text{пв}} - \rho_{\text{пв}})}{\rho_{\text{сг}}}; \end{aligned} \quad (13)$$

$$\text{при } \tau=0 \quad T_B = T_{B0}, \quad d_B = d_{B0}. \quad (14)$$

Здесь T_{B0} и d_{B0} – температура и влагосодержание газа перед отверстием газораспределительной решетки; d_B – влагосодержание газа в пузыре; $c_{\text{пар}}$ – теплоемкость водяного пара; $c_{\text{сг}}, \rho_{\text{сг}}$ – теплоемкость и плотность сухого газа; τ – время; $\rho_{\text{пв}}, \rho_{\text{пв}}$ – концентрация водяных паров у поверхности пузыря и внутри его соответственно; $\beta' = \beta K_c$ – коэффициент массообмена, учитывающий влияние стефанова потока

при повышенных влагосодержаниях обрабатываемого газа; $K_c = 1 + \frac{P_{\text{пв}} + P_{\text{пв}}}{2(P_{\text{пв}} + P_{\text{сг}})}$ – поправка на стефанов

поток; $P_{\text{пв}}$ и $P_{\text{пв}}$ – парциальные давления паров воды в пузыре и у его поверхности; $P_{\text{сг}}$ – парциальное давление сухого газа в пузыре; $G = \frac{3}{r_w}$ – геометрический параметр для сферического пузыря;

$G = \frac{2(r_w + h)}{r_w h}$ – геометрический параметр для цилиндрического пузыря; r_w , h – радиус и длина цилиндри-

ческого пузыря, формирующегося на щели газораспределительной решетки.

Концентрации пара и газа определялись из уравнения состояния для соответствующей компоненты парогазовой смеси. Для определения радиуса пузыря использовано уравнение расхода парогазовой смеси, учитывающее эффект конденсации водяного пара на его поверхность. В поле вращающегося газожидкостного слоя в ЦБА частота отрыва пузырей принималась с учетом центробежного ускорения (Д.

Кунии, О. Левеншпиль) $g^* = w_s^2/R$, где R – радиус вихревой камеры ЦБА, w_s – скорость вращения газожидкостного слоя, вычисляемая по формуле, полученной в работах М.И. Шилиева, А.Р. Дорохова.

Система уравнений (13) и (14) в безразмерном виде была решена известным методом Рунге-Кутты 4-го порядка для систем обыкновенных дифференциальных уравнений. Расчеты выполнялись для диапазона температур воздуха 50-100°C, подаваемого через отверстия решетки ПА диаметром $d_0=4$ мм или подаваемого через щели газораспределительной решетки ЦБА шириной $b=1$ мм. Средняя расходная скорость газа перед решеткой W варьировалась в пределах 1,5-3 м/с, влагосодержание варьировалось в диапазоне 0,01-0,5 кг/кг с.в. Параметр k_b для расчета скорости у поверхности пузыря принимался равным 0,003 для ПА. Для ЦБА была предложена двухпараметрическая зависимость определения скорости газа вблизи внутренней поверхности пузыря в виде $V_s = 4,2 \cdot 10^{-5} V_0^{2,1}$, имеющая хорошее согласование с имеющимися экспериментальными данными.

Проведен анализ параметров теплообмена и их сопоставление с учетом и без учета стефанова потока. Превышение значений коэффициентов теплоотдачи без учета поправки на стефанов поток над коэффициентами, рассчитанными с учетом данной поправки, при скорости подачи воздуха под газораспределительную решетку 1,5 м/с составляет для сферических пузырей (рис. 7.а) 5% при $d_{в0}=0,2$ кг/кг с.в и 9% при $d_{в0}=0,5$ кг/кг с.в, а при скорости 3 м/с – 5,7% и 13% соответственно.

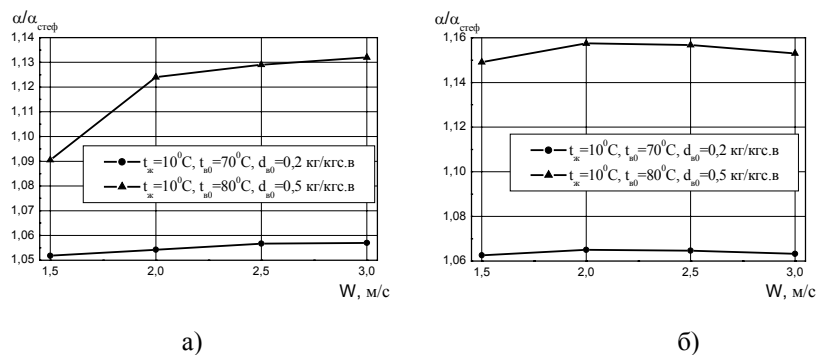


Рис. 7. Отношение среднего коэффициента теплообмена без учета стефанова потока к коэффициенту теплообмена с учетом от скорости подачи воздуха в сферическом (рис. а) и цилиндрическом (рис. б) пузырях

Для цилиндрических пузырей (рис. 7.б) при скорости подачи воздуха под газораспределительную решетку 1,5 м/с превышение значений коэффициентов теплоотдачи составляет 6,2% при $d_{в0}=0,2$ кг/кг с.в и 15% при $d_{в0}=0,5$ кг/кг с.в, а при скорости 3 м/с – 6,3% и 15,4% соответственно.

Влияние стефанова потока на коэффициенты массопереноса в сферических и цилиндрических пузырях показано на рис. 8. При высоких скоростях подаваемого газа на момент отрыва от решетки в объеме пузыря уже преобладает конвекция, а доля влияния стефанова потока уменьшается в общем процессе теплообмена, что и приводит к уменьшению средних значений коэффициентов массопереноса. При скорости 1,5 м/с превышение значений коэффициентов массопереноса с учетом поправки на стефанов поток над коэффициентами без поправки составляет для сферических пузырей 6% при $d_{в0}=0,2$ кг/кг с.в и 11% при $d_{в0}=0,5$ кг/кг с.в, а при скорости 3 м/с – 5% и 8,4% соответственно, а для цилиндрических пузырей при скорости 1,5 м/с превышение составляет 4,2% при $d_{в0}=0,2$ кг/кг с.в и 4,5% при $d_{в0}=0,5$ кг/кг с.в, а при скорости 3 м/с – 1,4% и 1,5% соответственно.

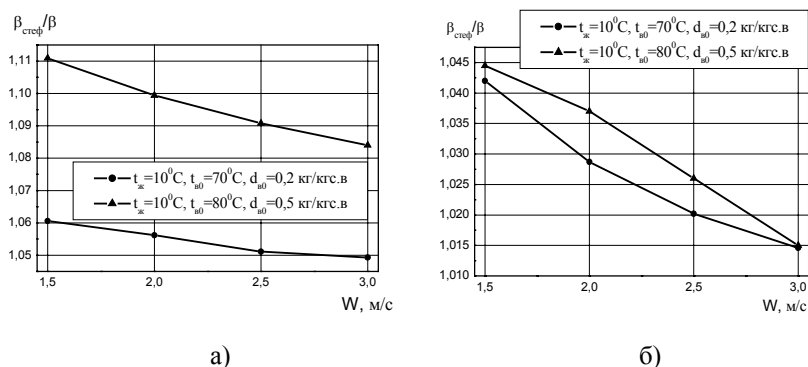


Рис. 8. Отношение среднего коэффициента массообмена с учетом стефанова потока к коэффициенту массообмена без учета от скорости подачи воздуха в сферическом (рис. а) и цилиндрическом (рис. б) пузырях

Здесь же приведена зависимость для расчета коэффициента проскока за счет конденсационного эффекта, включающая в себя параметры, рассчитываемые на основе разработанной физико-математической модели в виде

$$\frac{K_{\Sigma}}{K_{\Sigma 0}} = \exp \left[-16 \left(\frac{3}{16} \right)^{\frac{1+m}{3}} \frac{B k_b^m}{Pr^{2/3}} \int_0^1 \left(\frac{v_r}{d_0 f} \right)^{1+\frac{m}{3}} k_{\alpha, \beta} Re^{\frac{4m-2}{3}} Gu^{0,135} \theta^* K_c \left(\frac{P_{пв}}{P_{пв}} - 1 \right) \frac{d\bar{t}}{\bar{t}^{-2/3}} \right], \quad (15)$$

где $\bar{t} = t f$ - безразмерное время; k_b - коэффициент пропорциональности, B - коэффициент в эмпирической зависимости для числа Нуссельта массообмена; m - показатель в числе Рейнольдса критериальной зависимости для числа Нуссельта.

Из зависимости видно, что эффективность пылеулавливания субмикронной пыли за счет конденсации практически не зависит от числа Re в силу малости показателя $(4m-2)/3$ или равенства его нулю (по одним данным $m=0,61$, по другим $m=0,5$), т.е. от расхода газа через аппарат, а также от дисперсности частиц, что подтверждается экспериментальными данными Вальдберга А.Ю., Зайцева М.М., Розена А.М., Костина В.М.

В этой же главе сформулирована и проанализирована физико-математическая модель тепломассообмена для нетермостатированной жидкости для ПА при повышенных влагосодержаниях обрабатываемых газов, учитывающая влияние стефанова потока на тепломассообменные характеристики парогазовой смеси.

Температура жидкости $T_{ж}$, по которой определяется температура на поверхности пузыря T_w в (13), является переменной, зависящей от времени, величиной. Для ее определения записано уравнение теплового баланса в контрольном объеме газожидкостной смеси цилиндрической формы над отверстием решетки. Изменение теплосодержания жидкости, заключенной в контрольном объеме V , за единицу времени складывается из суммарного количества тепла, которое передается жидкости при формировании пузыря на отверстии газораспределительной решетки и поглощается притоком охлаждающей жидкости в контрольном объеме за единицу времени:

$$\int_V c_{ж} \rho_{ж} (1-\varphi) \frac{\partial T_{ж}}{\partial \tau} dv = - \int_{S_v} c_{ж} \rho_{ж} (T_{ж} - T_{ж0}) v_{пф}^n ds + \int_V \left(\alpha s_{п} (T_{в} - T_w) - \varphi \rho_{сг} c_{пар} T_{в} \frac{dd_B}{d\tau} \right) dv, \quad (16)$$

где $T_{ж0}$ - температура охлаждающей жидкости, поступающей в камеру ПА; $v_{пф}^n$ - нормальная составляющая скорости охлаждающей жидкости, поступающей в контрольный объем; S_v - площадь поверхности, ограничивающей контрольный объем; $s_{п} = 4\pi r_w^2 / V$ - удельная теплоотводящая поверхность пузыря; ds - ориентированный по нормали элемент площади поверхности S_v .

Уравнение теплового баланса для жидкости в ПА (16) после применения теоремы Остроградского-Гаусса представлено в интегро-дифференциальной форме вида

$$c_{ж} \rho_{ж} \frac{dT_{ж}}{d\tau} = - c_{ж} \rho_{ж} \frac{S_0}{h_0} (T_{ж} - T_{ж0}) q V_0 + 4 \frac{S_0}{h_0} f \int_0^f \alpha \tilde{r}_w^2 (T_{в} - T_w) d\tau - \frac{\varphi}{1-\varphi} \rho_{сг} c_{пар} f \int_0^f T_{в} \frac{dd_B}{d\tau} d\tau, \quad (17)$$

при $\tau=0 \quad T_{ж}=T_{ж0}.$ (18)

Здесь $\tilde{r}_w = r_w / r_0$, где r_0 - радиус отверстия; h_0 - высота светлого столба жидкости над решеткой; S_0 - относительная площадь живого сечения решетки; φ - газосодержание в пенном слое; q - коэффициент орошения.

Задача (17), (18) была обезразмерена и решена численно совместно с системой уравнений (13), (14), учитывающей поправку на стефанов поток.

На рис. 9.а показано изменение температуры жидкости в пенном слое при подаче воздуха с невысоким начальным влагосодержанием ($d_{в0}=0,004$ кг/кг). Очевидно, что количество теплоты, поступающее из газа в охлаждающую жидкость оказывается недостаточным для преодоления потерь тепла на испарение, поэтому с течением времени происходит незначительное уменьшение температуры жидкости в слое, которое не превышает 2% от первоначального значения. Однако массообменные процессы, протекающие при повышенном влагосодержании, оказывают существенное влияние на теплопередачу. Это подтверждает и быстрый рост температуры жидкости в слое, приводящий в итоге к ее увеличению 1,5 раза, относительно температуры, с которой жидкость поступает в камеру барботажного аппарата ($d_{в0}=0,5$ кг/кг)

(рис. 9.б). Определяющая роль принадлежит процессам конденсации, реализующимся на внутренней поверхности формирующихся пузырей. Стефанов поток не вносит существенных перемен в тепловой баланс газожидкостного слоя ПА.

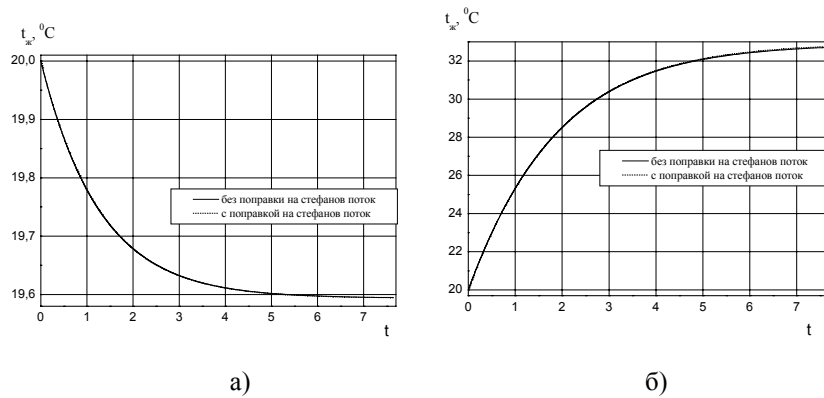


Рис. 9. Изменение температуры жидкости в пенном слое при $d_{в0}=0,004$ кг/кг с.г. (рис. а) и $d_{в0}=0,5$ кг/кг с.г. (рис. б) ($t_{сг0}=90^{\circ}\text{C}$, $t_{ж0}=20^{\circ}\text{C}$)

В главе 5 получены расчетные формулы и проведен анализ осаждения субмикронных частиц в ПФС на капли орошающей жидкости, в двух предельных случаях проявления конденсационного эффекта:

- через влияние диффузионного потока при условии конденсации всех водяных паров, соответствующих полному перепаду влагосодержания на аппарате только на каплях диспергируемой жидкости; при этом учитывалось укрупнение капель за счет конденсации водяных паров по формуле, полученной в работе,

$$\frac{\bar{\delta}_k}{\delta_{k0}} = \left(1 + \frac{\rho_{сг} \Delta d}{\rho_{ж} q} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (19)$$

где $\bar{\delta}_k$ - средний по высоте аппарата размер капли с учетом конденсации водяных паров на ее поверхности; δ_{k0} - начальный размер капель;

- через увеличение их инерционности за счет конденсации всех водяных паров только на частицах пыли.

В первом случае приближенную оценку эффективности осаждения частиц за счет диффузии водяных паров на капли можно сделать, используя формулу Дерягина Б.В. и Духина С.С., для параметров, ориентировочно соответствующих опытным данным, приведенным Ужовым В.Н., Вальдбергом А.Ю. Она составляет порядка 7%. По уточненным расчетам автора, учитывающим зависимость (19), она еще меньше – порядка 0,7%.

Оценка укрупнения размера частиц за счет конденсации водяных паров на них в объеме пылеулавливающего аппарата приводит к получению следующей зависимости:

$$\frac{\bar{\delta}_{кч}}{\delta} = \left(1 + \frac{\rho_{сг} \Delta d}{c} \frac{\rho_{ч}}{\rho_{ж}} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (20)$$

где $\bar{\delta}_{кч}$ - средний по высоте аппарата размер частицы с конденсатом; c – весовая концентрация частиц пыли.

Оценка величины укрупнения частиц пыли в ПФС по условиям поведенных опытов показала, что $\bar{\delta}_{кч} = 5,52 \cdot \delta = 0,166$ мкм. Для такого размера частиц основным механизмом их улавливания является инерционный, определяющийся числом Стокса.

В результате сопоставления теоретических зависимостей с опытными данными Вальдберга А.Ю., Зайцева М.М. показано, что в ПФС конденсационный эффект за счет диффузионного потока незначителен. Основным механизмом увеличения эффективности улавливания субмикронных частиц в этих аппаратах является инерционный.

ВЫВОДЫ

1. Проведен анализ состояния изученности конденсационного эффекта улавливания субмикронной пыли в мокрых пылеуловителях. Показано, что с начала 50-х годов прошлого столетия и по настоящее время в литературе не сложилось ясного представления о механизмах, определяющих этот эффект в

различных аппаратах: либо за счет влияния диффузионного потока, либо за счет повышения инерционности частиц вследствие их конденсационного укрупнения.

2. Рассмотрены оба механизма в применении к пенным, центробежно-барботажным аппаратам и к полым форсуночным скрубберам как предельные случаи при доминировании одного из них. Установлено, что в ПА и ЦБА основным механизмом является диффузионный, в ПФС – инерционный.
3. Построены теория и простые зависимости для расчета эффективности пылеулавливания субмикронной пыли в ПА, ЦБА и ПФС при повышенных влагосодержаниях очищаемых газов. Зависимости сопоставлены с известными экспериментальными данными и получено их удовлетворительное согласование. Показано, что термодинамические параметры, входящие в теоретические расчетные формулы, могут быть определены только на основе адекватной физико-математической модели тепло-массообмена в этих аппаратах. Доказано, что известная эмпирическая зависимость, предложенная В.Н. Ужовым и А.Ю. Вальдбергом (рис. 4), по расчету эффективности пылеулавливания субмикронной пыли в ПА и ПФС в функции перепада влагосодержания на аппаратах не может считаться обобщением и является частным случаем обработки полученных в конкретных условиях опытных данных по очистке крекинг-газов от сажевых частиц субмикронного размера.
4. Построены физико-математические модели для стационарных и нестационарных процессов тепло-массообмена в ПА и ЦБА при повышенных влагосодержаниях обрабатываемых газов. Проведен их анализ и показано заметное влияние стефанова потока при повышенных влагосодержаниях на термодинамические параметры парогазовой смеси в ПА и ЦБА и коэффициенты тепло- и массопереноса.
5. В совокупности с аналитическими зависимостями для коэффициентов проскока, полученными в работе, физико-математические модели тепло-массообмена в ПА и ЦБА дают замкнутую систему расчета процессов пылеулавливания субмикронных пылей в этих аппаратах, а сами модели имеют и самостоятельное значение, являясь основой расчета параметров тепловлажностной обработки газов при повышенных влагосодержаниях.

* *
*

Разработанный метод расчета передан предприятию ОАО "Томсквентиляция" и используется при проектировании и создании высокоэффективных и экономичных аппаратов газоочистки и систем тепловлажностной обработки воздуха по заказам различных производств.

Основные результаты диссертации опубликованы в работах:

1. Шияев М.И. Оценка влияния конденсации водяных паров на частицах пыли на эффективность их улавливания в пенных и центробежно-барботажных аппаратах / Шияев М.И., Грищенко Е.П., Мельников А.А., Хромова Е.М. // Изв. ТПУ. – Т. 305. – Вып. 2. – 2002. – С. 88-94.
2. Шияев М.И. Исследование процессов тепло-массообмена в барботажных аппаратах / Шияев М.И., Толстых А.В., Деренок А.Н., Хромова Е.М. // Архитектура и строительство. Наука, образование, технологии, рынок: тез. докл. науч.-тех. конф. 11 – 12 сентября 2002 г., г. Томск. – Томск: Изд-во ТГАСУ, 2002. – С. 9-10.
3. Шияев М.И. Двухтемпературная модель тепло-массообмена при формировании пузырей на отверстиях газораспределительных решеток барботажных аппаратов / Шияев М.И., Толстых А.В., Деренок А.Н., Хромова Е.М. // Теплофизика и аэромеханика. – 2004. – Т.11, №1. – С. 127-136.
4. Шияев М.И. Моделирование процессов тепло-массообмена при формировании пузырей в барботажных аппаратах / Шияев М.И., Толстых А.В., Деренок А.Н., Хромова Е.М. // Теоретические основы химической технологии. – 2003. – Т.38, №6. – С. 575-583.
5. Хромова Е.М. Повышение качества улавливания тонкодисперсных пылей в барботажных аппаратах // Тез. докл. VIII межд. науч.-практ. конф. "Качество – стратегия XXI века". – Томск, 2003. – С. 138-140.
6. Шияев М.И. Физико-математическое моделирование совместного тепло-массообмена и пылеулавливания в барботажных аппаратах / Шияев М.И., Толстых А.В., Деренок А.Н., Хромова Е.М. // Ползуновский вестник №1. По материалам III семинара вузов Сибири и Дальнего Востока по теплофизике и теплоэнергетике, 18.09-20.09. 2003г. – Барнаул: Изд-во АлтГТУ, 2004. – С. 77-82.
7. Шияев М.И., Толстых А.В., Хромова Е.М. Конденсационный эффект улавливания тонкодисперсной пыли в пенном аппарате // Тез. докл. XXVII Сиб. теплофиз. семинара, 1.10-5.10. 2004г. – Новосибирск: Изд-во ИТ СО РАН, 2004. – С. 408-409.
8. Шияев М.И., Хромова Е.М. Влияние потока Стефана на массообменные процессы при очистке газов в пенных аппаратах // Труды V Всерос. науч.-практ. конф. студ. и молодых ученых "Энергия молодых - экономике России", г.Томск, 20-24 апреля 2004г. –ч.1 - Томск: Изд-во ТПУ. – 2004. – С. 543-544.
9. Шияев М.И., Хромова Е.М. Механизм интенсификации осаждения субмикронной пыли при конденсации водяных паров в пенном аппарате // Материалы докл. 10-й Всерос. науч.-техн. конф. "Энергетика: экология, надежность, безопасность", 8-10 декабря 2004г. – Томск: Изд-во ТПУ. – 2004. – С. 374-377.
10. Шияев М.И., Хромова Е.М. Механизм улавливания субмикронной пыли в полых противоточных скрубберах при повышенных влагосодержаниях очищаемого газа // Материалы докл. 10-й Всерос. науч.-техн. конф.

“Энергетика: экология, надежность, безопасность”, 8-10 декабря 2004г. – Томск: Изд-во ТПУ. – 2004. – С. 377-380.

11. Шиляев М.И., Кобякова Ю.Н., Хромова Е.М. Новая концепция преподавания дисциплин по специализации «Охрана воздушного бассейна от вентиляционных и промышленных выбросов» специальности «Теплогазоснабжение и вентиляция» // Материалы Всерос. науч.-практ. конф. “Качество высшего профессионального образования: достижения, проблемы, перспективы”, 26 января 2005г. – Барнаул: Изд-во АлтГТУ, 2005. – С. 160-162.
12. Шиляев М.И., Шиляев А.М., Толстых А.В., Хромова Е.М. Конденсационные механизмы улавливания тонкодисперсной пыли в пенных аппаратах и полых форсуночных скрубберах // Материалы III Международной научной конференции “Качество внутреннего воздуха и окружающей среды”, 14-17 сентября 2004г. – Волгоград: Изд-во ВолгГАСУ, 2005. – С. 169-177.