

ОДЕССКИЙ ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО ЗНАМЕНИ  
ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМ. И. И. МЕЧНИКОВА

На правах рукописи  
УДК 66.074:661.48

**МУХАЙЛЕНКО Геннадий Георгиевич**

**ТЕОРИЯ И ПРАКТИКА СОЗДАНИЯ ЭФФЕКТИВНЫХ СИСТЕМ  
ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ФТОРИСТЫХ СОЕДИНЕНИЙ**

Специальность II.00.II – Охрана окружающей среды  
и рациональное использование природных ресурсов

**Автореферат**

**диссертации на соискание ученой степени  
доктора технических наук**



00816195 (U)

Работа выполнена на кафедре технологии неорганических веществ Одесского ордена Трудового Красного Знамени политехнического института

Научный консультант - Заслуженный деятель науки и техники УССР, доктор химических наук, профессор А. А. Эннан, академик АИВ Украины

Официальные оппоненты - доктор технических наук, профессор В. М. Задорский, академик АТН Украины  
доктор технических наук, профессор И. В. Кузнецов, член-корреспондент АТН Украины  
доктор технических наук, профессор О. П. Павленко


Ведущая организация - Научно-исследовательский институт по удобрениям и инсектофунгицидам, г. Москва

Защита состоится "24" Ноября 1992 г. на заседании специализированного совета по присуждению ученой степени доктора технических наук (Д. 068.24.02) в Одесском ордена Трудового Красного Знамени государственном университете им. И. И. Мечникова, 270000, г. Одесса, ул. Щепкина, 14, Большая химическая аудитория.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Одесского государственного университета имени И. И. Мечникова.

Автореферат разослан "21" октября 1992 г.

Ученый секретарь  
специализированного совета  
кандидат технических наук

  
Г. Н. Шкалева  
М. П. Одесского государственного университета  
АН УССР

## 1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность проблемы. Загрязнение атмосферного воздуха является одной из основных причин нарушения экологического равновесия и как следствие – возникновения кризисных экологических ситуаций в промышленных регионах.

Основным источником загрязнения воздушного бассейна фтористыми соединениями являются производства фосфорсодержащих удобрений. Непрерывное увеличение выпуска, расширение ассортимента таких удобрений, вовлечение в их производство большого количества сырья различных видов, – сопровождаются увеличением выброса соединений фтора. Это обстоятельство, а также высокая подвижность соединений фтора в биологическом цикле обмена веществ, его исключительная активность, требуют особого внимания к экологическим проблемам.

На современных химических предприятиях очистке подвергаются большие объемы загрязненного газа, для чего необходимы технологически совершенные газоочистные системы и надежная абсорбционная техника, призванные обеспечить снижение концентрации вредных веществ в выбрасываемом газе до уровня ниже ПДВ. Особые требования предъявляются к системам для очистки газов, содержащих  $SiF_4$ , гидролиз которого сопровождается образованием кремнегеля, что приводит к забиванию элементов газоочистной аппаратуры шламом  $SiO_2$ .

Таким образом, решение задачи обеспечения санитарных норм при очистке отходящих газов названных производств связано не только с необходимостью преодолеть серьезные технические сложности, но и понести большие материальные затраты. Стремлением облегчить решение этой задачи объясняются установленные (помимо существующего ГОСТа 17.2.3.02-78 на ПДВ) временно согласованные выбросы вредных веществ (ВСВ) и принятое снижение на порядок уровня ПДК на фтор и его соединения.

Все это определило и продолжает обострять проблему очистки газов от фтористых соединений. В рамках этой проблемы наиболее перспективным следует признать решение, предусматривавшее создание новых надежных, эффективных систем газоочистки на основе использования комплексных массообменных аппаратов и полых распыливающих (ПРА), оснащенных высокопроизводительными цельнофакельными распылителями.

Научно обоснованными, апробированными в процессе внедрения результатами настоящей работы (разработаны и созданы системы очистки газов от фтористых соединений, обеспечивавшие санитарную очистку

сравнительно простыми и доступными средствами) вносится значительный вклад в ускорение научно-технического прогресса в области газоочистки и, тем самым, в решение важной народно-хозяйственной проблемы защиты воздушного бассейна от загрязнения.

Целевая направленность диссертационной работы связана с решением программы РН 85.02 Украины на 1986-1990 г.г. и координационных планов: комиссии по ТНВ Минвуза СССР (п.п. 12.10 и 38) и важнейших НИР по ПАХТ (раздел 5.9 приказа Минвуза СССР № 325) в плане разработки в 1986-1990 г.г. коротких схем очистки газов от фтористых соединений.

Цель работы – развитие теоретических представлений о процессе абсорбции хорошо растворимых газов, разработка на их основе концепции и создание эффективных систем очистки от фтористых соединений отходящих газов производств фосфорсодержащих удобрений.

Достижение цели потребовало проведение комплексных исследований, перспективных для создания систем газоочистки абсорбционных аппаратов с дырчатыми провальными тарелками (ДПТ) при повышенных нагрузках по жидкости и газу типа АПН, с созданными коническими лопастными (КЛН), дисковыми (ДН) и кольцевыми (КН) подвижными насадками; полых расплывающих аппаратов, в том числе в условиях очистки промышленного газа от  $SiF_4$ ; рассмотрения механизма массопередачи при поглощении хорошо растворимых газов и установления вклада составляющих в общее диффузионное сопротивление массопереносу; проведения математического моделирования процесса поглощения фтористых соединений в условиях полидисперсного распыла поглопителя.

Потребовалось также разработать и создать новую абсорбционную технику, способную надежно работать в условиях шламоотложения и образования гелей; методы расчета, контроля и оценки качества ее работы; отработать оптимальный технологический режим ее использования в условиях поглощения фтористых соединений; рассмотреть ряд практических задач в плане конструктивного оформления такой техники; освоения ее промышленной наработки и внедрения.

Научная новизна работы. Развита теоретические представления о механизме процесса очистки газов от фтористых соединений. Аналитически решена задача нестационарной диффузии в капле, при этом установлено сохранение значительного потенциала поглощения ( $\psi_n$ ), что доказывает целесообразность ведения циклического процесса в ПРА, и осуществление абсорбции газов с  $D_f \geq 3,0 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$  в ус-

ловиях хемосорбции, но не водой.

Теоретически оценен вклад диффузионных сопротивлений газовой и жидкой фаз в общее сопротивление массопередаче при поглощении хорошо растворимых газов, показано, что при малых временах контакта целесообразно работать с каплями  $d_k \gg 4 \cdot 10^{-4}$  м, обеспечивая условия снижения сопротивления в газе.

Разработана концепция создания коротких и эффективных систем очистки газов от фтористых соединений.

Рассмотрением предложенной математической модели процесса абсорбции фтористых соединений в ПРА найден новый подход к расчету поверхности межфазного обмена и выявлен ряд практически важных характеристик процесса, в том числе – возможность обратного потока вещества от малых капель к газу.

На основе теоретических и экспериментальных исследований впервые предложен подход к конструированию и разработан метод расчета комплексного массообменного аппарата (КМА) для эффективного ведения технологической и санитарной газоочистки по короткой схеме с использованием образующихся продуктов в технологическом процессе.

Разработан новый метод расчета форсунок с двумя вводами на основе представления о вязкостном механизме вовлечения осевого потока во вращательное движение.

Предложены основные методы оценки качества распыла цельнофакельными форсунками, их рациональной разметки и монтажа, в том числе и на поверхности с "бедной" симметрией.

Разработана методика изучения механизма уноса с ДПТ и устройство для его уменьшения; найдены условия ликвидации "колодцеобразования" в АПН при работе с КЛН, ДН, КН и предложена специальная тарелка (СТ) для их реализации: вблизи точки захлебывания установлено существование области инверсии, в которой процесс абсорбции протекает наиболее эффективно.

Практическая ценность работы. Выявлен резерв повышения качества абсорбционной очистки хорошо растворимых газов, который реализован созданием новых эффективных систем очистки газов от фтористых соединений на ряде предприятий по производству минеральных удобрений, чем обеспечены санитарные нормы и получен экономический эффект – более 0,5 млн. рублей.

Созданы и нарабатываются для промышленного использования новые подвижные насадки (КЛН, ДН, КН), обеспечивавшие эффективное

ведение массообменных процессов в АПН.

Предложенные методы расчета созданной новой абсорбционной техники позволяют определять рациональные параметры реализуемых при ее использовании процессов газоочистки, оценивать уровень технологичности и эффективности работы.

Создана новая высокопроизводительная, цельнофакельная, надежная в работе с загрязненными жидкостями распиливающая техника (форсулки с двумя вводами, диспергирующие и распиливающие устройства - ФсДВ, ДУ, РУ) и освоена ее промышленная наработка из различных материалов, включая силицированный графит, чем расширена область использования и обеспечена длительная эксплуатация, в том числе в высокотемпературных и сильнокоррозионных условиях.

Разработаны и предложены следующие рекомендации:

Целесообразно поглощать фтористые соединения в 2-х ярусном форсуночном абсорбере с нижним ярусом на стыке со входным газоходом, или организовать поглощение в орошаемых газоходах, оснащенных соответствующим количеством ФсДВ и ДУ. Наравливание ярусности выше двух нецелесообразно. На основе этих рекомендаций созданы новые системы очистки газов от фтористых соединений, обеспечивавшие достижение санитарных норм на Армянском ПО "Титан", Сумском ПО "Химпром" и Н.Роздольском ПО "Сера" (на ПО "Сера" работа в стадии внедрения).

Для осуществления технологической и санитарной очистки газов от фтористых соединений по короткой схеме, создан и успешно испытан в системе газоочистки цеха ЗБК и ФС Ровенского ПО "Азот, ЮМА на производительность 40 тыс. м<sup>3</sup>/ч.

Разработаны надежные и экономичные методы разметки и монтажа высокопроизводительной форсуночной техники в ПРА и освоен положительный опыт ее эксплуатации в созданных системах газоочистки, чем подготовлены благоприятные условия для широкого и быстрого распространения таких систем на предприятиях по производству фосфорсодержащих удобрений и решаются задачи защиты атмосферного воздуха в районах названных предприятий сравнительно простыми, доступными и недорогими средствами.

Апробация работы. Основные результаты исследований и отдельные разделы диссертационной работы докладывались и обсуждались на I, II, III Всесоюзных научных конференциях "Современные машины и аппараты химических производств. Химтехника-77, 83 и 88" (1977 - 1986 г.г.); I и II Всесоюзных совещаниях по проблемам "Абсорбция

газов" (1979, 1983); V и VIII Республиканских конференциях "Повышение эффективности и совершенствование ПАХТ" (1980, 1991); Всесоюзных совещаниях "Повышение эффективности и надежности машин и аппаратов основной химии" (1982, 1986); XII Всесоюзной конференции "Технология неорганических веществ и удобрений" (1981); Всесоюзных отраслевых совещаниях "Работы в области массообменных процессов" по координационному плану головного предприятия (1983, 1985); Всесоюзных отраслевых совещаниях "Перспективы развития промышленности фосфорных удобрений и серной кислоты до 2000 года" (1983, 1990); Всесоюзном симпозиуме "Охрана окружающей среды в химической, нефтехимической и промышленности по производству минеральных удобрений" (1983); Всесоюзной конференции "Повышение эффективности и совершенствование процессов и аппаратов химических производств" ПАХТ-85 (1985); Всесоюзном совещании "Тепломассообменное оборудование-88" (1988); Всесоюзном семинаре "Применение аппаратов мокрого типа для очистки отходящих газов от твердых и газообразных вредностей" (1989); Межреспубликанской конференции "Решение экологических проблем на предприятиях химической и нефтехимической промышленности" (1989).

Образцы созданной форсуночной техники экзотировались на ВДНХ СССР - получен диплом 2-й степени и медаль (постановлением головного комитета выставки № 22/Н от 12.II.90 г.).

Публикации. По материалам диссертации опубликовано 53 работы и получено 19 авторских свидетельств на изобретения.

Объем и структура работы. Диссертация состоит из введения, пяти глав с выводами, заключения и приложения. Общий объем работы 443 страницы, в том числе 260 страниц машинописного текста (основное содержание), 149 рисунков, 34 таблицы. Библиография включает 383 наименования.

## СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

В главе I выполнен анализ состояния и путей развития систем очистки газов от фтористых соединений. Отмечено стремление к расширению областей поиска рациональных условий и надежной абсорбционной техники для создания эффективных систем газоочистки. Установлено, что источниками загрязнения атмосферы соединениями фтора в виде  $\text{SiF}_4$ ,  $\text{HF}$ ,  $2\text{HF} + \text{SiF}_4$  и паров  $\text{H}_2\text{SiF}_6$  являются суперфосфатные заводы, производства  $\text{ZnK}$ , обесфторенных фосфатов, аммофоса и других сложных удобрений, а также производства фтора, алюминия, магниеволитиевых сплавов, стекла и др. Ежегодный промышленный выброс

в атмосферу достигает 1,8 млн. т. фтора. Важное место при теоретическом осмысливании основ абсорбционных методов очистки газов от фтористых соединений отводится изучению механизма процессов их поглощения и физико-химических свойств систем, содержащих соединения фтора  $SiF_4 - H_2O$  и  $HF - H_2O$ . Поскольку при промышленном освоении более сложной является система, содержащая  $SiF_4$ , ей уделено большее внимание. Поглощение  $SiF_4$  водой сопровождается гидролизом с образованием кремнефтористоводородной кислоты (КФВК)  $3SiF_4 + 2H_2O = 2H_2SiF_6 + SiO_2$ , возможно осуществление равновесия  $SiF_6^{2-} + H_2O \rightleftharpoons SiF_5OH^- + HF$ . В изотермических условиях снижение отношения  $HF/SiF_4$  адекватно уменьшению кремниевого числа  $F/Si$ . Общая концентрация фтора в газовой фазе выше для растворов КФВК, у которых значение кремниевого числа выше, т.е. чем глубже санитарная очистка газов, тем выше относительная доля кремнегеля ( $SiO_2$ ) в жидкой фазе, а  $HF$  - в газовой. Рассмотрение равновесных давлений ( $P_p$ )  $SiF_4$  и  $HF$  над растворами КФВК показало, что в соответствии с концентрацией циркулирующего сорбента ( $C_x$ ) и температурой ( $t_x$ ) они значительны и колеблются от 2 до 15 мг/м<sup>3</sup>, а при  $t_x \geq 70^\circ C$  достигают 40-100 мг/м<sup>3</sup>. Это накладывает особые требования к разрабатываемым системам газоочистки: с одной стороны необходимо предусмотреть условия снижения  $P_p$  над циркулирующим сорбентом, а с другой, - применяемая абсорбционная техника должна надежно работать в условиях образования гелев и шламонакопления. Отмечена зависимость механизма массопереноса в системе  $HF - H_2O$  от концентрации фтористого компонента в газе ( $C_{гф}$ ), при  $C_{гф} > 6$  г/м<sup>3</sup> процесс лимитирует сопротивление дисперсной фазы и его скорость в целом определяется диффузионным и конвективным механизмами массопереноса, вклад которых 79 и 21 %, соответственно. При низких  $C_{гф}$  интенсификация абсорбции возможна за счет увеличения поверхности контакта фаз (ПКФ) и улучшения гидродинамических условий массопереноса. Отмечено также, что скорость поглощения  $SiF_4$  водой не зависит от температуры, следовательно, лимитирующим в системе  $SiF_4 - H_2O$  является сопротивление газовой фазы, а в жидкой протекает ионно-обменная реакция. Эти важные наблюдения целесообразно подтвердить теоретически.

Анализом методов и средств, применяемых при промышленной газоочистке от фтористых соединений, выявлена тенденция интенсификации таких процессов за счет повышения гидравлического сопротивления аппаратов; показана перспективность применения аппаратов с псев-

доожженной насадкой (АПН), оснащенных дырчатыми провальными тарелками (ДПТ) в качестве опорных решеток. Вместе с тем в ряде случаев установлено, что при очистке загрязненного газа по качеству поглощения получены результаты того же уровня в полях скоростных форсуночных аппаратах (ПФА), более того, осуществленная Шервиним замена 9-ти малых форсунок одной крупной не снизила качества поглощения  $SiF_4$  (в нашей литературе этот факт остался незамеченным). Таким образом, для обработки газов, содержащих фтористые соединения, перспективными являются также аппараты типа ПФА, резерв повышения эффективности которых — в создании эффективных распылителей жидкости.

По результатам анализа намечены пути решения поставленной задачи и сформулированы следующие выводы и рекомендации (кроме уже названных):

— фтористые соединения — хорошо растворимые газы, поэтому повышать качество их очистки следует совершенствованием абсорбционных методов поглощения, путем создания новой эффективной абсорбционной техники, отыскания условий ее рационального использования и выявления компонентов, для улавливания которых предпочтительнее применение хемосорбентов; имеется положительный опыт использования в системах очистки газов от фтористых соединений аппаратов с подвижной насадкой, вместе с тем, на большинстве предприятий по-прежнему очистку реализуют в ПРА, а где их заменили на барботажные, возвращаются к ПРА, — достижение поставленной цели, по-видимому, в создании, в том числе аппарата, обладавшего достоинствами как АПН, так и ПРА; ускоренное с небольшими материальными затратами решение задачи улучшения экологической обстановки в районе расположения производств фосфорсодержащих удобрений, в совершенствовании процессов поглощения фтористых соединений, реализуемых в ПРА на основе создания высокопроизводительной форсуночной техники, способной эффективно и надежно работать с обеспечением санитарных норм в сравнительно комфортных условиях ее эксплуатации.

Глава 2 посвящена разработке методов и средств для достижения цели работы. Анализ сформулированных автором задач исследования показал, что их решение требует создания комплекса экспериментальных стендов и установок, а также специальных устройств, обеспечивающих эффективное использование таких средств при работе по стандартным и вновь разработанным методикам. Последовательный поиск и совершенствование перспективных для решения поставленной задачи объектов осуществляли, подвергая реконструк-

ции использованную экспериментальную технику и наращивая мощности создаваемой.

Задача интенсификации процессов промышленной газоочистки от фтористых соединений решалась путем использования аппаратов типа АПВ (оснащенных в качестве опорных решеток дюралюминиевыми тарелками) - поэтому создали:

- 1 - лабораторный стенд для исследования гидродинамики ДПТ при повышенных нагрузках по жидкости и газу;
- 2 - лабораторный стенд ( колонны  $\phi$  80 и  $\phi$  200) для изучения гидродинамических и массообменных характеристик новых перспективных подвижных насадок на модельном газе;
- 3 - опытно-промышленную установку (абсорбер  $\phi$  500) для исследований по п. 2, но с использованием промышленного газа суперфосфатного производства. С целью исследований механических форсунок изготовили лабораторный стенд (4-й), на котором была создана новая перспективная конструкция цельнофакельных центробежно-струйных распылителей, - форсунка с двумя вводами (ФсДВ, рис. 1), массообменные характеристики которой изучили на реконструированной для этой цели опытно-промышленной установке (рис. 2)

Центробежно-струйная форсунка с двумя вводами

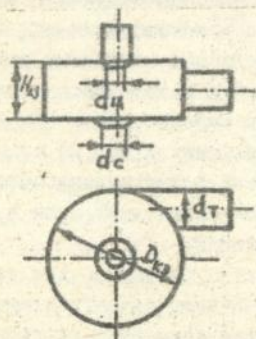


Рис. 1

Промышленные испытания ФсДВ после их внедрения в газоочистной системе суперфосфатного производства показали целесообразность создания высокопроизводительных ФсДВ, что обещало не только повышение эффективности газоочистки, но и возможность эксплуатации таких систем без остановок на очистку. Для решения этой задачи создали крупномасштабный стенд (5-й), на котором вели гидродинамические испытания высокопроизводительных форсунок на производительность вплоть до  $Q_{\phi} = 150 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Наконец, для поиска рациональных условий соединения ПРА с АПВ, т.е. создания комплексно-

го массообменного аппарата (КМА), собрали трехсекционную колонну (6-й стенд), включавшую нижнюю форсуночную секцию, среднюю разделительно-сепарационную и верхнюю секцию подвижной насадки (рис. 2). Для исследования процесса газоочистки в условиях использования

Промышленная схема образца опитно-промышленного КМА на  $Q_r = 9000 \text{ м}^3/\text{ч}$

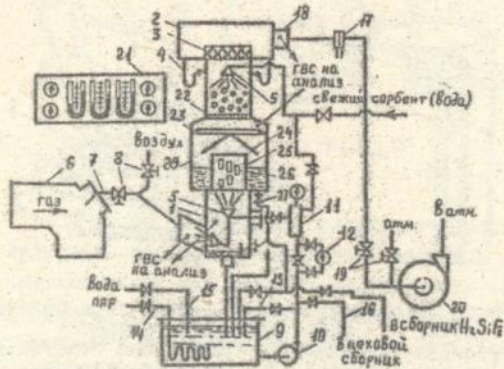


Рис. 2

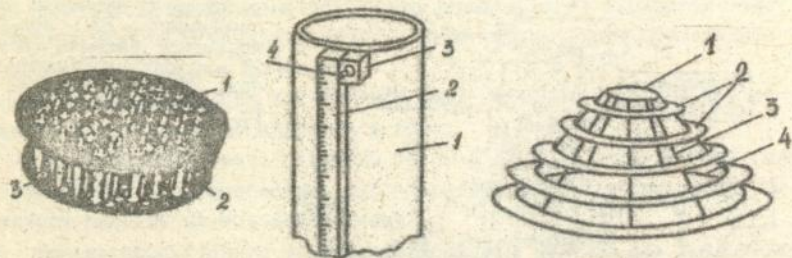
элементов вторичного диспергирования (ЗВД), была реконструирована опитно-промышленная установка, а для исследования диспергирующих устройств (ДУ) – стенд для испытаний ФСДВ и др.

Таким образом, созданы условия для проведения исследований любых перспективных для процессов газоочистки массообменных аппаратов и устройств в лабораторных и производственных условиях, на модельном и промышленном газе.

С помощью созданных устройств (рис. 3 а, б, в, г, д, е) разработаны и освоены новые методы исследования гидродинамических и массообменных характеристик: механизма брызгоуноса с ДПТ и количественной его оценки с помощью специальных устройств (а и е); количества удерживаемой жидкости в АПН с помощью специального приспособления (б); качества распыла жидкости с помощью механического отсекаателя с воронкой и чашечного каплеприемника (д). С помощью ЗВД (з) повышено качество поглощения фтористых соединений в ПРА, а с помощью специальной тарелки (г) исключено "колодцеобразование" в АПН.

Разработан ряд перспективных для применения подвижных насадок (рис. 4): коническая лопастная (КЛН), дисковая, кольцевая (с оптимальным отношением толщины стенки элемента насадки к его диаметру  $\frac{\delta}{1d} = 0,19 - 0,19$ ), и с помощью изготовленных прессы наработаны партии таких насадок.

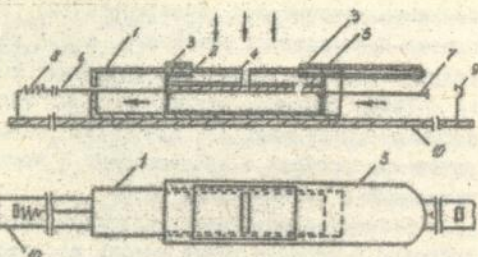
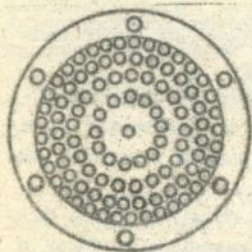
Устройства для освоения новых методов исследования и совершенствования процессов, реализуемых в ПРА и АПН



**a**  
1 - верхний диск;  
2 - нижний диск;  
3 - трубки для прохода газа.

**b**  
1 - cartridge колонны;  
2 - сосуд; 3 - разделительная камера;  
4 - штуцер отбора импульса давления.

**v**  
1, 4 - меньшее и большее основания каркаса;  
2 - кольцевые пластины;  
3 - опорные стержни.



**а** - устройство для изучения механизма уноса с ДПТ;  
**б** - приспособление для измерения количества удерживаемой жидкости на тарелке и ее сопротивления;  
**в** - элемент вторичного диспергирования каскадного типа;  
**г** - специальная тарелка для исключения "колониеобразования";  
**д** - челюстной каплеприемник: 1 - корпус; 2 - челюнок; 3 - козырек; 4 - щель; 5 - предметное стекло;  
**е** - приспособление для количественного измерения (в комплекте с устройством "а") уноса с ДПТ ("лаук").

Рис. 3


 Образцы созданных и  
исследованных насадок

 I - КЛН, 2 - дисковая, 3 -  
кольцевая

Рис. 4

В главе 3 приведены результаты исследования выбранных (по результатам анализа литературных данных и предварительных испытаний) перспективных для создания эффективных систем очистки газов от фтористых соединений аппаратов: АПН с ДПТ в качестве опорных решеток; ПРА и комплекс ПРА с АПН. Поскольку АПН превосходят по допустимым нагрузкам тарельчатые барботажные аппараты - вначале исследовали гидродинамические характеристики ДПТ при повышенных нагрузках по жидкости и газу, а затем провели полномасштабные исследования АПН с ДПТ.

3.1. В соответствии с величинами плотности орошения  $L$ , массовой скорости газа  $G_r$ , отношения шага между отверстиями к их диаметру  $e/d$  (чем определяется доля живого сечения тарелки  $f_0$ ) на ДПТ существуют следующие режимы работы: пенно-островной, пенный, струйный, вихревой и брызговой. На кривых зависимости  $\Delta P = f(G_r)$  переход из одного режима в другой определяется величиной  $G_r$  в точках переломов, а их продолжительность, - величинами прямых участков между ними. Особенность работы тарелок с большой  $f_0$  (для АПН такие тарелки представляют наибольший интерес) является отсутствие характерных признаков захлебывания колонны. Переход в область повышенного уноса соответствует  $G_r$ , после которой гидравлическое сопротивление ( $\Delta P$ ), достигнув максимума, начинает уменьшаться. ДПТ с  $e/d = 1,5-4,0$  ( $f_0 = 0,35-0,05$ ) способны нормально работать при  $\Delta P > 400$  Па, а диапазон их устойчивой работы по жидкости  $L_{\max}/L_{\min} = 1-9$ . Точки, определяющие верхние нагрузки по газу для различных  $L$  укладываются на прямую линию, слева и ниже которой определяется область нормальной работы, т.е. полученная таким образом прямая является граничной.

Задачу получения уравнения для расчета сопротивления тарелок решили из представлений об аддитивности общего сопротивления  $\Delta P =$

$= \Delta P_{\text{ст}} + \Delta P_n$  (слагаемое  $\Delta P_n$  опустили из-за малости), где сопротивление сухой тарелки определяется как  $E u = K (\rho l d)^{0,34}$   
 $K = f(\delta)$ , (3.2)

а сопротивление слоя пены  $\Delta P_n = \rho_n h g$ ,  $\rho_n = \tau \rho_{\text{ж}}$ ,  $\tau = f(f_0)$ .

Таким образом, для тарелок с  $f_0 = 0,09-0,20$   
 $\Delta P = [K(\rho l d)^{0,34} \omega_3^2 \rho_{\text{ж}} + \tau h g \rho_{\text{ж}}] f_{\text{па}}$ ,  $\theta < 20\%$ , (3.3)

Сопротивление ДПТ с  $f_0 = 0,21-0,35$ ;  $\delta = 0,006$  м и  $d = 0,008$  м для  $3,6 \leq L G_r \leq 26,2$  может быть рассчитано по уравнению:

$$\Delta P = 295 (L G_r)^{0,43} \text{ Па}, \theta \leq 12\%. \quad (3.4)$$

Высота пены на тарелках с  $f_0 = 0,21-0,35$  определяется по уравнению:

$$h_n = 1,3 \cdot 10^{-5} G_{r,0}^{1,9} L_m^{0,85} f_0^{-0,28} \text{ м}, \theta < 15\%. \quad (3.5)$$

Исследования уноса с ДПТ показали, что для тарелок с  $f_0 > 0,2$  при  $L_m > 11$  кг/м<sup>2</sup> с с ростом  $G_{r,0}$  недопустимая величина уноса ( $\rho > 0,1$ ) достигается задолго до появления признаков захлабывания (также, как это было отмечено при рассмотрении зависимости  $\Delta P = f(G_{r,0})$ , проявляющихся при значениях  $G_{r,0}$  в точках перелома на кривых  $\rho = f(G_{r,0})$ ). Поэтому определение  $\omega_3$  в таких условиях известными методами затруднительно. Задачу отыскания области нормальной работы ДПТ в условиях  $L_m > 10$  кг/м<sup>2</sup> с решили не по величине  $\omega_3$ , а по скорости газа ( $\omega_{3,0}$ ), при которой унос не превышает допустимой величины, т.е. по скорости условного захлабывания. Для тарелок с  $f_0 = 0,21-0,35$ ;  $\delta = 0,003-0,01$  м;  $d = 0,008$  м и при  $L_m = 2-32$  кг/м<sup>2</sup> с и  $G_r = 0,5-3,5$  кг/м<sup>2</sup> с значения  $\omega_{3,0}$  определили по графику  $\rho = f(G_r)$  методом двух касательных. Поскольку для всего диапазона  $L_m$  величины уноса, соответствующие найденным таким путем скоростям  $\omega_{3,0}$  не превышает 0,1 — эти скорости использовали для определения рабочих режимных параметров по уравнению:

$$\lg \left[ \frac{\omega_{3,0}^2}{g d l_0^{1,2}} \frac{\rho}{\rho_{\text{ж}}} \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho} \right)^{0,16} \right] = B - 2,00 \left( \frac{L_m}{G_r} \right)^{1/4} \cdot \left( \frac{\rho}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/8}, \quad (3.6)$$

где  $B = f(\delta)$  для  $\delta = 0,003$  м;  $B = 0,98$ , а для  $0,01$  м —  $1,21$ . В соответствии с найденными по (3.6) значениями  $\omega_{3,0}$  определены предельные нагрузки по жидкости для тарелок заданной толщины. Оказалось, что для тарелок с  $f_0 \geq 0,2$  при  $L_m > 11$  кг/м<sup>2</sup> с увеличение толщины тарелок на каждые 3 мм позволяет повысить верхний предел допустимых нагрузок по жидкости в среднем на 20%, или значения рабочих скоростей газа, соответственно.

Исследованиями ДПТ при работе в условиях повышенных нагрузок,

таким образом, определены условия и средства для обоснованного их выбора для использования в качестве опорных решеток в аппаратах типа АПН.

При работе ДПТ в комплексе со специальными устройствами (СУ, рис. 3 а) выявлено значительное снижение уноса (по сравнению с уносом со средней ДПТ в обычной 3-х тарельчатой колонне). Это достоинство, однако, проявляется в условиях, где  $\epsilon > 0,1 - 0,15$  и объясняется фактическим снижением запаса жидкости на тарелке при визуальном сохранении благоприятной гидродинамической обстановки на ней. Осуществлять абсорбционные процессы в таких условиях нецелесообразно, поэтому от полномасштабных исследований СУ отказались, а использовали устройство для изучения механизма уноса с ДПТ, благодаря его уникальным для этой цели конструктивным особенностям.

3.2. Экспериментальный поиск путей совершенствования конструкции аппаратов типа АПН для их использования в системах очистки газов от фтористых соединений провели в лабораторных условиях на системе  $NH_3 - H_2O$  и в опытно-промышленных, - поглощая  $SiF_4$  водой, слабыми кислотами ( $H_2SiF_6$ ) и щелочными ( $Na_2CO_3, Ca(OH)_2$ ) растворами непосредственно из отходящих газов суперфосфатного производства (в колонне  $\Phi 500$ , рис.2). Поскольку исследованиями АПН ожидалось получение решения поставленной задачи, их провели полномасштабно с использованием выбранных ДПТ и созданных (рис.4: 1,2,3) новых подвижных насадок. Сначала изучили гидродинамические особенности насадок, а затем абсорбцию в АПН с их использованием. Поскольку известная насадка с  $H/d_H = 0,5$  не учитывает влияние массы элемента ( $m_3$ ) - испытали партию кольцевой насадки с различной  $m_3$  (заданным  $m_3$  устанавливали, изменяя толщину стенки элемента насадки  $d_H$ ), чем определили область рациональных размеров насадки  $d_H/d_H = 0,13 - 0,19$ . Исследованиями КДН и дисковой насадок выявили существование известных для подвижного слоя из шаровой насадки гидродинамических режимов: стационарного состояния насадки, переходного, развитого псевдообжигания и захлебывания. Установлено, что при работе с решеткой  $f_0 \geq 0,3$  с увеличением  $L$  характер зависимости  $\Delta P = f(w_r)$  изменяется так, что при  $L \geq 40$  м/ч исчезает переходной режим, что, однако, не расширяет область развитого псевдообжигания, а лишь увеличивает продолжительность режима стационарного состояния насадки. В приведенных условиях переходной режим сначала проявляется фонтанированием, которое при некоторой  $w_r$

переходит в "колодцеобразование", явление характерное для несферических элементов насадки. На этой стадии рост  $\Delta P$  определяется величиной  $f_0$  решетки и запасом жидкости на ней. С увеличением  $f_0$  область нормальной работы АПН сужается и при  $f_0 \geq 0,5$  - практически исчезает. Поскольку (как было показано исследованиями ДПТ) работать с решетками малой  $f_0$  нецелесообразно, - обычные решетки заменили на специальные (СОР, рис. 3г), чем достигли увеличения  $w_r$  вдоль стенки колонны, что в свою очередь исключило накопление элементов насадки в этих местах, т.е. устранили "колодцеобразование". При работе СОР, кроме того, отсутствует переходной режим, соответственно расширяется в 2-3 раза область нормальной работы АПН. Отсутствует также, имеющее место при псевдооживлении шаровой насадки "захлебывание" стационарной насадки. Сравнение полученных в сопоставимых условиях кривых  $\Delta P = f(w_r)$  показало, что область развитого псевдооживления для дисковой насадки на 40 % шире, чем при работе с КЛН, поэтому дисковая насадка предпочтительней.

Гидравлическое сопротивление АПН с дисковой насадкой для  $w_r = 1,5 - 5,5$  м/с;  $L = 10 - 50$  м/ч и  $H/D_K = 0,25 - 1,0$  может быть рассчитано по уравнению

$$\Delta P = \Delta P_{сух} + 25,2 w_r^{0,48} L^{0,44} H_{ст}^{0,46} f_0^{-1,11}, \text{ Па}, \quad (3.8)$$

а с КЛН

$$\Delta P = \Delta P_{сух} + 48,07 w_r^{0,74} L^{0,41} H_{ст}^{0,51} f_0^{-1,0}, \text{ Па}. \quad (3.9)$$

Расчет  $\Delta P_{сух}$  выполняется по формуле 3.2 при  $\rho/d = 4,0$ .

Вторые слагаемые уравнений 3.8, 3.9, учитывают сопротивление ( $\Delta P_{ж}$ ) количества удерживаемой жидкости ( $h_{ж}$ ), которое определяется как  $h_{ж} = \Delta P / \rho g$ , для дисковой насадки и КЛН, соответственно. Степень расширения слоя насадки для указанных условий и решеток с

$$f_0 = 0,2 - 0,5 \text{ м}^2/\text{м}^2$$

$$R = H_{ст} / H_{ж} = A w_r^{2,18} L^{0,36} H_{ст}^{-0,57} f_0^{-0,81}, \theta = 12\%, \quad (3.10)$$

где для КЛН  $A = 7,5 \cdot 10^{-3}$ , а для дисковой насадки -  $8,55 \cdot 10^{-3}$ .

При работе АПН в выше отмеченных условиях с СОР  $f_0 = 0,25 - 0,5$ ,  $H_{ст}/D_K = 0,25 - 1,0$  и дисковой подвижной насадкой при  $R < 4$

$$\theta = 0,83 \cdot 10^{-8} w_r^{7,53} H_{ст}^{0,53} L^{0,88} f_0^{-2,41}, \theta < 20\%, \quad (3.11)$$

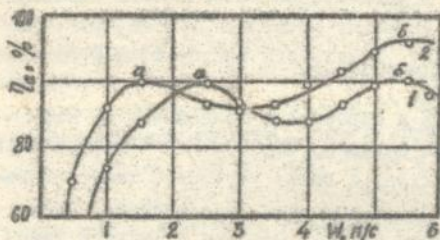
а при  $4 < R \leq 10$

$$\theta = 0,86 \cdot 10^{-7} w_r^{7,53} L^{0,88} H_{ст}^{0,69} f_0^{-0,77} \quad (3.12)$$

Исследованиями массопередачи в АПН при входных концентрациях ГВС  $C_{сх} = 0,1 - 14$  г/м<sup>3</sup> охватили области санитарной и технологической газоочистки. Предварительно установили, что эффективность

( $\eta_a$ , %) и скорость абсорбции аммиака ( $K_{rs}$ ) практически не зависят от  $\omega_r$ . Изучением зависимости  $K_{rs} = f(\omega_r, L, H_{cm})$  выявлено, что при работе с ИЛН с увеличением  $L$  скорость абсорбции сначала растет, а по достижении некоторой плотности орошения  $L > 30$  м/ч ( $\omega_r > 3$  м/с) становится практически постоянной. При  $H_{cm} > 0,1$   $K_{rs}$  не зависит от  $H_{cm}$ . При работе с дисковой насадкой отмечен рост степени поглощения с увеличением  $L$  во всем исследованном диапазоне  $L = 10-70$  м/ч, отмечен также рост  $\eta_a$  с увеличением  $H_{cm}$  от 0,025 до 0,2 м (на этом основании признана рациональной статическая высота насадки ( $H_{cm} > 0,15$  м) и существование 2-х максимумов на кривой зависимости  $\eta_a = f(\omega_r)$  (рис. 5), причем второму максимуму соответствует степень поглощения

Эффективность абсорбции  
в АПН ( $f_0 = 0,4; H_{cm} = 0,1; L = 50$  м/ч)



1 - ИЛН, 2 - дисковая насадка

Рис. 5

той впадины, переходящей (в области  $\omega_{r0}$  близкой к захлебыванию), во 2-й максимум. Этот переход сопровождается всеми признаками инверсии фаз. Очевидно, что рациональные условия ведения процесса газоочистки в АПН находятся в области 2-й точки инверсии. Размittenость 2-го максимума указывает на возможность практической реализации таких условий в промышленном АПН (хотя и с некоторым ущербом в кинетике).

Оптимальные значения входных параметров ( $\omega_r, L, f_0, H_{cm}$ ) определялись с использованием математического моделирования. Эффективность работы АПН оценивалась четырьмя выходными характеристиками  $K_{rs}, \Delta P$ , удельной производительностью по газу  $V_r$ , м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>·ч и  $R$ , которые объединили в обобщенный параметр оптимизации  $D_{os}$ . Разработку  $D_{os}$  осуществили, используя функцию желательности Харрингтона. Проверку адекватности выбранной модели

$$D_{os} = a_0 + a_1 f_0 + \sum_{i=1}^n \theta_i x_i + \sum_{i=1, j=1}^n \theta_{ij} x_i x_j, \quad (3.13)$$

$\eta_a \approx 96$  %. Первый максимум ( $\omega_r = \omega_{r0}$ ) соответствует началу псевдооживления, что сопровождается увеличением количества удерживаемой жидкости ( $h_A$ ) и соответствующим ростом  $\Delta P$ , т.е. всеми признаками, наблюдаемыми в насадочных колоннах в режиме эмульгирования. При  $\omega_r > \omega_{r0}$  наступает режим развитого псевдооживления, который на кривых  $\eta_a = f(\omega_r)$  зафиксирован в виде размит-

провели по  $F$  критерию, а поиск оптимального режима — перебором значений входных факторов при заданном шаге. Для дисковой насадки ( $D_{об} = 0,91$ ) в условиях абсорбции аммиака получили следующие оптимальные величины:  $w_r = 4,75$  м/с;  $L = 45$  м/ч;  $f_0 = 0,41$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup> и  $N_{ст} = 0,11$ . При найденных таким путем оптимальных параметрах испытали дисковую насадку в односекционном опытно-промышленном АПН (рис. 2, для чего РСС заменили царгой  $\phi$  0,5 м) в условиях очистки отходящих газов суперфосфатного производства от  $SiF_4$ . Установили существенную зависимость степени поглощения от  $S_{вх}$  и заметное улучшение  $\eta_a$  при использовании хемосорбента в области малых входных концентраций  $0,1 < C_{вх} < 2$  г/м<sup>3</sup>. В испытаниях достигнута степень очистки  $\eta_a = 99,6-99,8$  %. При этом остаточная концентрация фтора ( $C_r$ ) в выхлопных газах не превышала 30-40 мг/м<sup>3</sup> по сравнению с 80-100 мг/м<sup>3</sup> в действующей газоочистной системе цеха простого суперфосфата. Кинетику абсорбции  $SiF_4$  изучили, используя КЛН и дисковую насадку. Результаты представили уравнением:

$$K_{rs} = A w_r^{1,36} \cdot L^{0,18} \cdot N_{ст}^{0,15} \cdot f_0^{-2,4} \quad \text{м/ч}, \quad (3.14)$$

где  $A$  зависит от типа насадки и сорбента и изменяется от 8000 (КЛН, вода) до 9100 (дисковая насадка,  $Ca(OH)_2$  Сж = 0,8-1,5 % об.). Несмотря на значительное (в 2,5-3,1 раза) улучшение качества газоочистки, ПДВ ( $C_{гд} \leq 10$  мг/м<sup>3</sup>) не достигли. Наблюдалось, кроме того, незначительное зарастание опорных решеток и насадки даже при  $S_{вх} < 3$  г/м<sup>3</sup>, что при длительной эксплуатации в условиях пламоотложения и образования геля может привести к нарушению нормальной работы аппарата. Таким образом, достигнуть цели работы использованием усовершенствованного АПН не удалось. Искать решение в увеличении количества ступеней абсорбции в АПН (по вышеизложенным причинам) нецелесообразно.

3.3. Для достижения цели предложили концепцию, согласно которой создаваемая система газоочистки должна удовлетворять следующим требованиям: весь процесс (технологическая и санитарная газоочистка с обеспечением ПДВ) реализуется по короткой схеме (в одном аппарате или на участке орошаемого газохода); применяемая распыливающая техника обеспечивает получение заданной дисперсности, хорошее заполнение факела, надежно работает в условиях поглощения фтористых соединений; система подготовлена для ведения как физической, так и хемосорбции при минимальном расходе хемосорбента; при очистке концентрированных газов продукты сорбции используются в технологическом процессе. Теоретической основой концеп-

ции стали результаты изучения механизма процесса поглощения хорошо растворимых газов с установлением вклада составляющих в общее сопротивление массопереносу: решения задачи нестационарной диффузии в капле и анализа полученных профилей концентраций.

Таким образом, была выявлена перспективность путей: 1) создания КМА (рис. 2), включающего нижний ФС (п. 1), надежно работающую в условиях поглощения фтористых соединений и реализующую технологическую очистку с отводом продуктов сорбции для использования в технологическом процессе; РСС (п. 28), обеспечивающую непрерывность работы КМА по газовой фазе и разделение по жидкой и СПН (п. 22) или 2-й форсуночную секцию, которая, работая в благоприятных условиях (шлам получаемый при обработке в ФС концентрированного газа, отводится), обеспечивает санитарную очистку; 2) совершенствования полей распыливающих абсорберов (ПРА).

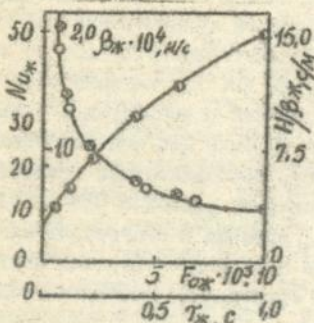
Поскольку действующие в системах очистки газов от фтористых соединений ПРА устарели, как по технологии, так и по применяемой технике распыливания, решалась задача создания надежной и эффективной форсуночной техники. Этим и другим, в том числе прикладным задачам посвящена часть III-ей, IV-ая и часть V-ой главы.

3.3.1. Оценку вклада слагаемых уравнения аддитивности диффузионного сопротивления массопереносу ( $1/K_r = 1/\beta_r + m/\beta_x$ ; при  $P = 0,1$  МПа  $m$  равняется константе Генри  $H$ ) выполнили, используя известные надежные теоретические модели и экспериментальные данные для  $Nu_x$ , близкого по своим свойствам к  $Nu$  и  $Sh$ . При малых значениях критерия  $Fo_x < 0,03$   $Nu_x = \beta_x d_x / D_x = 1,13 \sqrt{Fo_x}$ . Для диапазона  $\tau_x = 0,1-1,0$  и каплей с  $d_k = 1,0 \cdot 10^{-4}$  и  $d_k = 4 \cdot 10^{-3}$  м по схеме  $Fo_x = D_x \tau_x / d_k^2$ ,  $Nu_x = 1,13 \sqrt{Fo_x}$  и  $\beta_x = Nu_x \cdot D_x / d_k$  рассчитали фазовые сопротивления жидкости ( $H/\beta_x$ ), которые в исследованном диапазоне  $\tau_x$  составили 5-15 с/м (рис. 6). Установили, что размер каплей не оказывает заметного влияния на величину  $H/\beta_x$ . Оценка величины  $\beta_r$  по формуле  $\beta_r = A \omega_r^{0,5}$  ( $A = 100-240$ ) показала, что для  $\omega_r = 1-2$  м/с  $\beta_r = 0,028-0,094$  м/с, соответственно,  $1/\beta_r = 35,7-10,6$  с/м. При расчете по схеме

$$\beta_r = Nu_r \frac{D_r}{d_r} = \frac{D_r}{d_r} (2 + 0,5 Re^{0,5} Pr^{0,33}) = \frac{D_r}{d_r} (2 + 0,5 \sqrt{Pe}) = \frac{D_r}{d_r} (2 + 0,5 \sqrt{\omega_r d_r}),$$

(где  $Nu = 2 + 0,5 Re^{0,5} Pr^{0,33}$  для массопередачи одиночными каплями, а  $Pe = Re \cdot Pr$ ), для каплей с  $d_k = 4 \cdot 10^{-4}$  м и  $\omega_r = 1-2$  м/с,  $\beta_r = 0,2-0,24$  м/с,  $1/\beta_r = 5,0-4,2$  с/м.

Фазовое сопротивление в жидкости ( $d_k = 4 \cdot 10^{-4}$ )



- -  $\beta_{ж} = f(\tau_k)$
- -  $H/\beta_{ж} = f(\tau_k)$
- -  $Nu_{ж} = f(\tau_k)$

Рис. 6

соизмеримость имеет место лишь в области  $\tau_k < 0,1$  с, где  $H/\beta_{ж} \sim 2$  с/м, а  $Nu_{ж} \sim 3$  с/м. При  $\tau_k \sim 1$  с фазовое сопротивление практически сосредоточивается в жидкости.

Поскольку (как было показано) величина диффузионного сопротивления в жидкости практически не зависит от размера капель, а определяется временем контакта, которое для малых капель очень мало (их скорость витания  $w_b < w_f$ , т.е. практически они выносятся из абсорбционной зоны). — при решении задачи интенсификации процессов абсорбции хорошо растворимых газов, следует основное внимание обращать на их сопротивление в газе, а используемая форсуночная техника должна обеспечивать распыл с каплями  $d_k = 4 \cdot 10^{-4}$  —  $1 \cdot 10^{-3}$  м и более крупными.

3.3.2. Поглощение HF каплей воды — процесс физической абсорбции, в котором массоперенос за счет конвективных токов оценивается 20%, что позволяет решение задачи нестационарной диффузии ограничить рассмотрением диффузионного переноса. Гидролиз  $SiF_4$  сопровождается химическими реакциями, скорость которых может оказать влияние на механизм процесса, поэтому кинетический фактор целесообразно учесть или оценить. Ориентируясь на установленный Н.П. Галкиным и др. факт слабой зависимости гидролиза  $SiF_4$  от температуры (на этом основании авторами утверждается, что процесс абсорбции  $SiF_4$  не лимитируется химической реакцией) и, что суммарная реакция не содержит HF, — признавая, что первая стадия гидролиза ( $SiF_4 +$

Таким образом, фазовое сопротивление в газе по разным источникам составляет  $H/\beta = 38,7-4,2$  с/м  $w_f = 1-2$  м/с. Аналогично для крупных капель (вплоть до капель с  $d_k = 4 \cdot 10^{-3}$  м) получено, что при  $\tau_k \leq 0,1$  с сопротивление в газе  $H/\beta = 36-11$  с/м, по сравнению с  $H/\beta_{ж} < 5$  с/м. Расчеты, таким образом показали, что при малых временах контакта фазовое сопротивление массопереносу сосредоточено в газе. С увеличением  $\tau_k$  доля  $H/\beta_{ж}$  растет и при  $\tau_k \sim 1$  с сопротивления становятся соизмеримыми. Для малых капель ( $d_k \leq 1 \cdot 10^{-4}$  м)

$+2H_2O = 4HF + SiO_2$ ) протекает медленнее 2-ой ( $4HF + 2SiF_6 = 2H_2SiF_6$ ), соответственно порядок реакции первый. Задачу установления значимости кинетического фактора решили по методу В.М.Рамма с помощью параметра  $f = 1 + \phi \tau_1 / \beta_*$  ( $\tau_1$  - константа скорости реакции первого порядка,  $s^{-1}$ ). По экспериментальным данным для времени контакта  $\tau_k = 0,25$  с и капле с  $d_k = 0,002$  м по формулам  $Fr_k = \tau_k D_x / d_k^2$ ,  $Nu_k = 1,13 \sqrt{Fr_k}$ ,  $\beta_k = Nu_k D_x / d_k$  и количества жидкости в аппарате  $\phi = Q_x \tau_k / F_k$  ( $F_k$  - поверхность контакта,  $m^2$ , а  $Q_x$  - расход жидкости,  $m^3/c$ ) определили параметр  $f = 18,4 \gg 1$ , т.е. процесс гидролиза  $SiF_6$  протекает в диффузионном режиме. В работе интегрирование уравнения нестационарной диффузии проведено аналитическим путем. В качестве модели представляли центральную симметричную систему в виде капли с радиусом  $r_0$  (рис. 7), обтекаемой потоком газа с концентрацией компонента  $C_0$ , с центром которой связана сферическая система координат.

Для рассматриваемого случая

Модель к расчету профилей концентраций в капле

$$\frac{\partial C_x}{\partial \tau} = D_r \frac{\partial^2 C_x}{\partial r^2} \quad (3.15)$$

$$\text{или } \frac{1}{D_r} \frac{\partial C_x}{\partial \tau} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial \tau} (r^2 \frac{\partial C_x}{\partial \tau}) \quad (3.16)$$

С учетом  $C_x = f(\tau, r)$

$$\frac{1}{D_r} \frac{\partial C_x}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial \tau} \frac{\partial C_x}{\partial \tau} + \frac{\partial^2 C_x}{\partial r^2} \quad (3.17)$$

Таким образом, сформулирована внутренняя задача ( $0 \leq r \leq r_0$ ), решение которой реализовано интегрированием уравнения

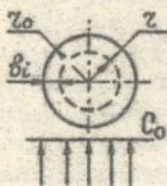


Рис. 7

(3.17) при следующих условиях

Получено

$$C_x(r, \tau) = C_0 \left[ 1 + \frac{2}{\pi} \cdot \frac{r_0}{r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \cdot \sin\left(\frac{n\pi}{2} \cdot \frac{r}{r_0}\right) \exp\left(-\frac{n^2 \pi^2}{4} \tau D_r\right) \right] \quad (3.18)$$

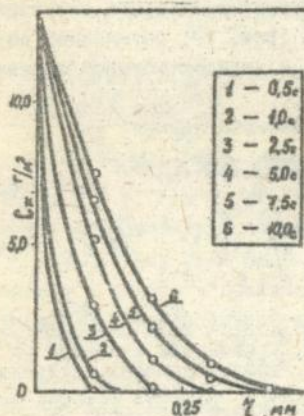
Результат численного решения уравнения (3.18) представлен рисунком 8 в виде профилей изменения концентраций  $C_x$  в капле при поглощении ею  $SiF_6$  ( $D_r = 1,22 \cdot 10^{-9}$   $m^2/c$ ) для различных  $\tau_k$  (получены, кроме того, профили концентраций для  $HF$ ,  $NH_3$ ,  $HCl$ ). Характер кривых  $C_x = f(r)$  указывает на резкое замедление процесса поглощения по мере диффузии компонента в объеме капли (на границе раздела фаз ( $r = r_0$ ) концентрация  $C_0$  поддерживается постоянной), так за  $\tau_k = 1$  с фронт диффузии продвинулся лишь на  $1/3 r_0$  от поверхности капли. Таким образом, в промышленных ПА капли похи-

даст абсорбционный объем с практически неиспользованным потенциалом поглощения  $\Psi_n = \tau_i / \tau_0 = (\tau_0 - \delta_i) / \tau_0$  ( $\delta_i$  - расстояние по радиусу от поверхности капли в ее объеме, на которое продвинется фронт диффузии за  $\tau_k$ ). При скорости капли  $W_k \gg 10$  м/с и высоте абсорбционной зоны  $N_a = 10$  м время контакта  $\tau_k \sim 1$  с. Как показали расчеты в таких условиях большая часть объема капли фактически не участвует в поглощении. Сохранение значительного  $\Psi_n$  отработавшими каплями указывает на целесообразность возвращения их в процесс,

т.е. осуществления циклического процесса сорбции, а также создания условий вторичного диспергирования.

Отмечено, кроме того, что при поглощении  $\text{SiF}_4$  и  $\text{NH}_3$  ( $D_{r, \text{NH}_3} = 1,8 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с) за  $\tau_k = 1$  с (капля пролетела 10 м)  $S_{ж} = 0$  на расстоянии  $\delta_i = 0,15$  и 0,17 мм, соответственно, т.е. фактически заметная сорбция имеет место только при пролете каплей 5 м, когда за 0,5 с  $\delta_i = 0,1$  мм. В дальнейшем, хотя и продолжается сорбция ( $\Psi_n > 0$ ), но значительно медленнее, достигаемый эффект существенно снижается, поэтому изготавливать газоочистные аппараты с  $N_a > 5$  м нецелесообразно.

Отмечено также, что с увеличением коэффициента диффузии поглощаемого компонента ( $D_r$ ) заметно растет его концентрация в объеме капли (рис. 9), т.е. существует зависимость концентрации в капле  $S_{ж}$  от  $D_r$ , представленная кривыми  $S_{ж} = f(D_r)$ , которые в области  $D_r > 3,0 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с практически вырождаются в прямые параллельные оси  $D_r$ . Так как  $\Psi_n$  капли при этом остается еще достаточно высоким, - можно предположить, что выявленная особенность указывает на неэффективность физической абсорбции газов с  $D_r > 3,0 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с. Поглощение таких газов, как например HF ( $D_r = 3,1 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с) целесообразно осуществлять не водой, а хемосорбентами. Что касается медких капель, процесс абсорбции которых сопровождается реализацией значительной части  $\Psi_n$ , не которые выносятся из зоны абсорбции (при отсутствии эффективных бриз-

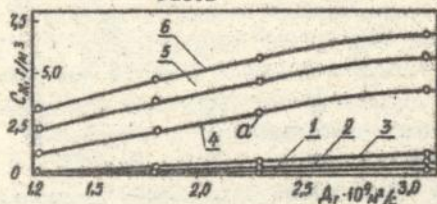


1 - 6 - времена контакта

Рис. 8

его концентрация в объеме капли (рис. 9), т.е. существует зависимость концентрации в капле  $S_{ж}$  от  $D_r$ , представленная кривыми  $S_{ж} = f(D_r)$ , которые в области  $D_r > 3,0 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с практически вырождаются в прямые параллельные оси  $D_r$ . Так как  $\Psi_n$  капли при этом остается еще достаточно высоким, - можно предположить, что выявленная особенность указывает на неэффективность физической абсорбции газов с  $D_r > 3,0 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с. Поглощение таких газов, как например HF ( $D_r = 3,1 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с) целесообразно осуществлять не водой, а хемосорбентами. Что касается медких капель, процесс абсорбции которых сопровождается реализацией значительной части  $\Psi_n$ , не которые выносятся из зоны абсорбции (при отсутствии эффективных бриз-

Влияние величины  $D_r$  на процесс поглощения хорошо растворимых газов

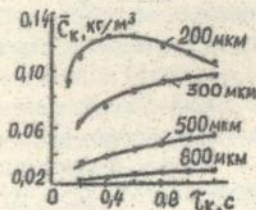


$d_k = 2,0$  мм;  $\delta_i = 0,3$  мм;  $\tau_c$  с: сорбента. Для капель с  $d_k \leq 0,2$  мм (рис. 10) характерно явление обратного потока вещества от капель к газу, когда равновесная концентрация на их поверхности становится большей, чем в газе (где  $C_g$  уменьшается за счет абсорбции каплями всего спектра дисперсност.:).

1 - 1,0; 2 - 1,5; 3 - 2,0; 4 - 5,0;  
5 - 7,5; 6 -  $10^9$ ;  $\bar{a} - HCl_r$ ,  
 $D_r = 2,3 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с.

Рис. 9

Зависимость концентрации НР в каплях различных размеров от времени контакта  $\tau_k$



Режим абсорбции:  $w_r = 1$  м/с;  
 $w_k = 15$  м/с;  $L = 57$  м/ч;  
 $N_a = 2$  м.

Рис. 10

3.4. Экспериментальный поиск оптимальных конструктивных характеристик фсДВ (рис. 1) осуществили, изменяя величины отношений: диаметров сопел центрального к выходному  $d_u/d_c$ , диаметра камеры закручивания к ее высоте  $D_kz/H_kz$ , диаметра тангенциального ввода и  $d_u/d_t/d_u$ . - измеряя корневой угол факела  $\beta$  и рассчитывая (используя результаты исследования равномерности распыла) коэффициенты неравномерности Кир. Обработкой экспериментальных данных Кир,  $\beta = f(d_u/d_c)$ ; Кир.  $\beta = f(D_kz/H_kz)$  и Кир.  $\beta = f(f_r + f_u)$

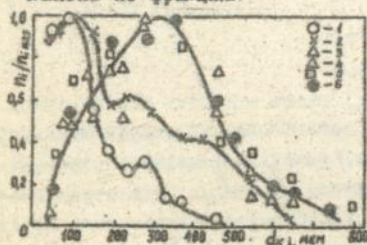
гоуловителей это может привести к загрязнению промышленной зоны "кислыми дождями". - решение об их использовании приняла с учетом также результатов численных расчетов, с помощью которых реализована математическая модель процесса поглощения фтористых соединений в условиях полидисперсного распыла

В результате вынос мелких капель сопровождается увеличением концентрации поглощаемого компонента в обработанном газе. Это явление косвенно подтверждено экспериментально достижением практической равной степени очистки ( $\eta_a$ ) при использовании в сопоставимых условиях форсунок малой и высокой производительности  $Q_\phi$ .

$1/f_c$ ) определили основные размеры фсДВ  $d_u/d_c = 0,7$ ;  $D_{кз}/H_{кз} = 4,0$ ;  $d_r/d_u = 1,17$ . Расходные характеристики установили испытаниями фсДВ в условиях  $2 \cdot 10^5 \leq Re_{фс} \leq 6,7 \cdot 10^5$  ( $Re_{фс} = d_c \sqrt{2P_0/\rho} / \nu$ ) при давлении на форсунке  $P_0 = 0,05 - 0,3$  МПа. В отмеченных условиях зависимость коэффициента расхода  $\xi = f(Re_{фс})$  выражена прямыми линиями с положительным угловым коэффициентом, а зависимость  $\xi = f(P_0)$  для сопел с  $d_c = 19,0 - 37,9$  мм уравнением  $\xi = 0,76P_0 + 0,54$ . По полученным экспериментальным данным разработали схему расчета фсДВ (известный метод расчета ЦСФ, с помощью фактора  $A$  для фсДВ оказался неприемлем), которая при заданных  $d_0$  и  $P_0$  для форсунок на производительность  $Q_{фс} = 25-250$  м<sup>3</sup>/ч реализуется в следующей последовательности: 1.  $\xi = 0,76P_0 + 0,54$ ; 2.  $d_c = \sqrt{Q_{фс}/2026} \sqrt{2P_0/\rho}$ ; 3.  $d_u = 0,7d_c$ ;  $d_r = 1,17d_c$ ;  $H_{кз} = 1,25d_c$  и  $D_{кз} = 5d_c$ . Эмпирические коэффициенты выражений для  $d_u$ ,  $d_r$ ,  $H_{кз}$  и  $D_{кз}$  были найдены рассмотрением их связи с  $d_c$ . Надежность такой схемы расчета подтверждена реализацией (гл. 5, рис. 17) разработанной математической модели расчета фсДВ, основанной на представлениях о вязкостном механизме вовлечения осевого потока жидкости во вращательное движение.

Исследования дисперсности распыла провели (при  $P_0 = 0,25$  МПа на фсДВ с  $d_c = 10,7$  мм) в условиях свободного раскрытия факела в воздушную среду и в стесненных условиях, используя в качестве пробоотборника челночный каплеприемник (рис. 3 д). Экспериментальные данные в виде кривых распределения капель по фракциям представлены на рис. 11, из которого следует, что в области определяющей дисперсности ( $n_i/m_{max} = 1,0$ ),

Кривые распределения капель по фракциям



$H_{фс}$ , м: 1 - 0,1; 2 - 0,3; 3 - 0,5; 4 - 0,7; 5 - 1,0; 6 - 1,3.

Рис. 11

представленной (при расстоянии от устья форсунки  $H_{фс} = 0,1$  и  $0,3$  м) окрестность  $d_{ki}$  (80 - 120 мкм), - сосредоточены мелкие капли. С увеличением  $H_{фс}$  максимум смещается в область более крупных капель ( $270 < d_{ki} < 350$ ) при  $H_{фс} > 0,5$  фиксируется. Анализ кривых распределения, таким образом, показывает, что фсДВ осуществляет полидисперсный распыл со сравнительно постоянной дисперсностью в области  $H_{фс} > 0,5$  м.

По характеру изменения среднего объемного диаметра капель  $d_v = \sqrt[3]{\sum n_i d_i^3 / \sum n_i}$  отмечено резкое уменьшение  $d_v$  в области  $H_0 < 0,5$  м, что можно объяснить интенсивной коалесценцией в факеле. Отклонения экспериментальных значений  $d_v$  в различных участках факела оставили 19 - 20 %, что соизмеримо со значениями  $K_{HP} = 11 - 14$  %. Можно, таким образом, предположить, что неравномерность распределения жидкости в факеле, в том числе, связана с неравномерностью дисперсности.

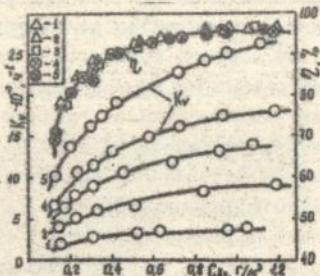
Исследования дисперсности распыла в зависимости от  $P_0$  и  $d_c$  показали заметное снижение влияния  $P_0$  на  $d_v$  в области  $P_0 > 0,3$  МПа. В условиях постоянства давления на форсунке определяющим фактором становится размер сопла  $d_c$  (по существу производительность форсунки).

Сопоставлением по дисперсности различных гидравлических распылителей с  $d_c = 10$  мм установили, что фсДВ находятся на среднем уровне известных конструкций форсунок со средним значением капель  $d_k = 200 - 500$  мкм. По сравнению с известными высокопроизводительными форсунками ( $Q_0 \leq 100$  м<sup>3</sup>/ч) фсДВ распыляют жидкость на 30-50 % тоньше. Зависимость  $d_v = f(P_0, d_c)$  для  $P_0 = 0,05 - 0,3$  МПа и  $d_c = 10 - 38$  мм представили в виде

$$d_v = 56,4 d_c^{0,5} P_0^{-0,4}, \text{ мкм. } \theta \leq 8^\circ \quad (3.19)$$

Массообменные характеристики фсДВ изучили в условиях поглощения  $\text{SiF}_4$  водой и слабыми растворами  $\text{H}_2\text{SiF}_6$ , изменяя входную концентрацию ГВС ( $C_{\text{вх}}$ ) в пределах 0,1-12 г/м<sup>3</sup>. Надежность результатов анализов подтверждали материальными балансами по фтору. Испытали 3 типоразмера фсДВ на  $Q_0 = 1,5 - 29,4$  м<sup>3</sup>/ч. О качестве поглощения судили по значениям объемного коэффициента массопередачи ( $K_v, \text{г}^{-1}$ ) и степени поглощения  $\eta_a(\%)$ .

Влияние  $C_{\text{вх}}$  на скорость абсорбции и степень поглощения  $\text{SiF}_4$



Плотность орошения  $L = 25$  м/ч.  
 $w_r$ , м/с: 1-0,5; 2-1,1;  
 3-1,8; 4-2,4; 5-3,5.

Рис. 12

Выявили (рис. 12) существенное влияние  $C_{\text{вх}}$  на скорость абсорбции в области  $w_r \geq 1,8$  м/с. Зависимость  $K_v = f(C_{\text{вх}})$  представили уравнением  $K_v = 7,95 \cdot 10^3 w_r^{0,96} C_{\text{вх}}^{0,44} \quad (3.20)$  Установили, что степень поглощения практически не зависит от  $w_r$ . Пропорциональность  $K_v$  и  $w_r$  при отсутствии влияния  $w_r$  на  $\eta_a$  указывает на возможность эффективно-го ведения скоростного поглощения

$SiF_4$  при наличии надежных сепараторов брызг, например, слоя неподвижной насадки. Исследованиями зависимости  $C_{\text{вых}} = f(L)$  при различных  $C_{\text{вх}}$  установили рациональный диапазон плотностей орошения  $L_p = 30-35$  м/ч. Работать при  $L > 35$  м/ч нецелесообразно. В условиях эксперимента (на опытно-промышленной установке 3) слой неподвижной насадки обеспечивал величину относительного уноса  $e$ , кг/кг

$$e = 4,84 \cdot 10^{-4} \cdot W_r^{1,53} \cdot L^{0,45} \quad \theta = \pm 15 \% \quad (3.21)$$

Расчеты показали, что значения  $e$  меньше предельно допустимых для ПРА, т.е. аппарат, оснащенный ФСДВ, может работать при  $W_r = 0,3-3,5$  м/с. Последовательная замена 3-х и 5-ти форсунок одной при сохранении условий сорбции, практически не сказалась на качестве поглощения  $SiF_4$ , что открывает перспективу эффективного использования высокопроизводительных ФСДВ в системах газоочистки от фтористых соединений, позволит повысить их надежность и упростить монтаж и обслуживание. Отмечено снижение качества поглощения  $SiF_4$  и резкое увеличение влагосодержания при достижении температуры сорбента  $t_x > 50$  °С, при этом с уменьшением  $C_{\text{вх}}$  отрицательное влияние  $t_x$  становится существенным. Это обстоятельство указывает на необходимость контроля за  $t_x$ , особенно в условиях санитарной газоочистки (при  $C_{\text{вх}} < 0,5$  г/м<sup>3</sup>). Расчет скорости абсорбции с учетом  $t_x$  ведут

$$Nu' = 1,30 \cdot 10^5 Re_r (C_{\text{вх}}/C_{\text{нр}})^{0,43} (L/L_p)^{0,10}, \quad t_x < 50 \text{ °С} \quad (3.22)$$

$$Nu' = 1,62 \cdot 10^4 Re_r P_{r_x}^{1,20} (C_{\text{вх}}/C_{\text{нр}})^{0,50} (L/L_p)^{0,15}, \quad t_x = 50-75 \text{ °С} \quad (3.23)$$

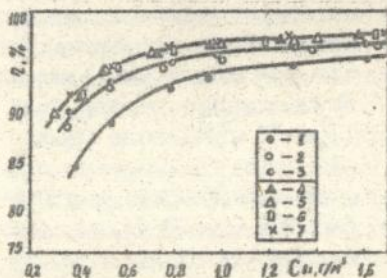
( $C_{\text{нр}} = 1,2$  г/м<sup>3</sup>, - предельная входная концентрация ГВС, при которой исчезает влияние  $C_{\text{вх}}$  на скорость абсорбции).

Изменением концентрации сорбента от 0 до  $C_{\text{ж}} = 43$  г/л установили практическое отсутствие влияния  $C_{\text{ж}}$  на качество поглощения и скорость абсорбции. Таким образом, со стороны поглотителя ограничением может стать лишь высокое содержание  $SiO_2$  при повышенных  $C_{\text{ж}}$ . При одноярусном орошении в условиях технологической газоочистки для диапазона  $C_{\text{вх}} = 1-9$  г/м<sup>3</sup> степень очистки возросла с 95 до 99 %. Промышленные испытания разрабатываемой форсуночной техники производились на ОСЗ, где последовательным совершенствованием ФСДВ и условий их использования была создана эффективная система очистки отходящих газов суперфосфатного производства, надежно работающая в условиях шламоотложения и образования геля; в результате содержание фтористых соединений в выбросных газах снизилось с 75 до 20 мг/м<sup>3</sup>.

В 4-й главе приведены результаты поиска путей интенсификации процессов очистки газов от фтористых соединений, реализуемых в ПРА и орошаемых газоходах, оснащенных новой форсуночной техникой: отскакивание рациональных ярусности в ПРА и разметки форсунок в них; разработки распыливающих устройств (РУ) и комплексного массообменного аппарата (КМА). Рассмотрены вопросы отработки технологии изготовления фсДВ, способов их монтажа, а также создания и внедрения в ПРА элементов вторичного диспергирования (ЗВД).

4.1. Поиск рациональной ярусности осуществили в ПРА  $\Phi$  500 (п. 3, гл. 2), последовательно ее наращивая в сопоставимых условиях ( $P_0 = 0,22$  МПа,  $L = 35$  м/ч). Предварительно выявили заметное повышение качества поглощения при работе одноярусно форсунок 2 и 3 по сравнению с 1 (рис. 13, т. 1, 2, 3; форсунка 1 была установлена на стыке входной газопровод-абсорбер с раскрытием факела в газопровод), что для условий эксперимента можно объяснить увеличением  $T_k$  в цилиндрической части абсорбера, где  $w_r = 2,5$  м/с по сравнению с  $T_k$  во входном газопроводе, где при том же расходе газа  $w_r = 7$  м/с.

Результаты поиска рациональной ярусности орошения ПРА



1; 2; 3 - одноярусное орошение: 1-нижней; 2-средней; 3-верхней форсункой. 4; 5; 6 - двухярусное орошение: 4-нижней и средней; 5-средней и верхней; 6-нижней и верхней форсунками; 7 - трехярусное орошение.

Рис. 13

коэффициента поглощения ( $\eta$ )  $SiF_4$  в ярусном абсорбере от  $w_r$ , т.е. со стороны  $w_r$  никаких ограничений при организации ярусности ПРА нет. Характер кинетической зависимости  $K_v = f(C_{вх})$  для нижнего яруса указывает, что при  $C_{вх} \geq 1,6$  г/м<sup>3</sup> ее можно пренебречь ( $\theta < 5$  %); в интервале

Этот факт следует учитывать, особенно при работе одноярусных ПРА в условиях санитарной газоочистки. Поскольку экспериментальные данные для 2-х и 3-х ярусного орошения (рис. 13, т. 4-7) уложились на общую кривую  $\eta = f(C_{вх})$ , - рациональным следует признать 2-х ярусное орошение ПРА. Целесообразно в качестве 1-го яруса использовать входной газопровод, так как достижимый конечный эффект при этом одинаков, а получаемая выгода очевидна. Установлена независимость качества погло-

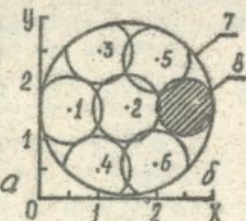
$\omega_r = 2 - \pi$  м/с,  $K_v = A\omega_r$ . Целесообразность двухрусного орошения подтверждена результатами анализа кинетических зависимостей  $N_r = f(C_{\text{вх}})$ , согласно которым в условиях однорусного орошения массоперенос устанавливается при  $C_{\text{вх}} > 1,5 \text{ г/м}^3$  ( $N_r = A C_{\text{вх}}^{0,046}$ ), а при двухрусном орошении число единиц переноса растет непрерывно ( $N_r = A C_{\text{вх}}^{0,23}$ ). Значения  $K_v$ ,  $\eta$ ,  $N_r$  рассчитываются по полученным эмпирическим уравнениям для всего исследованного диапазона  $\omega_r$  и  $C_{\text{вх}}$ .

4.2. Задачу рационального размещения заданного количества ( $N$ ) распылителей на поверхности ( $F$ ) произвольной формы (этот случай наиболее типичен для практики эксплуатации ПРА, так как  $N$  определяется из условий рациональной плотности орошения  $L_p = 30 - 35$  м/ч), решая исходя из представлений о пропорциональности средне-квадратичного отклонения безразмерной плотности орошения

$$U \text{ интегралу } \iint |U(x,y) - 1|^2 dx dy + \iint |U(x,y)^2 - 1| dx dy \quad (4.1)$$

Разметка форсунок по результатам расчета

R = 0,6 м		
КОординаты, м		
центр	X	Y
1	0,5	1,5
2	1,5	1,5
3	1,0	2,33
4	1,0	0,47
5	2,0	2,33
6	2,0	0,67



1-6 - центры факелов распыла; 7-крышка абсорбера; 8-выходной газопод. а - результат счета (распечатка); б - разметка форсунок.

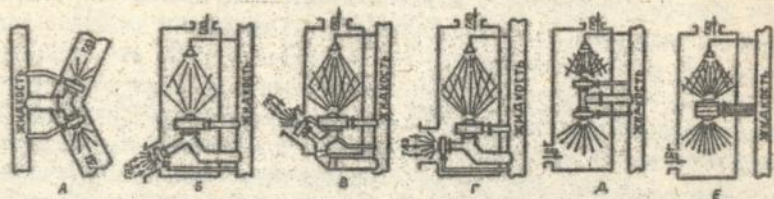
Рис. 14

Рациональная разметка форсунок является, таким образом, важным резервом повышения эффективности процессов газоочистки, реализуемых в ПРА.

4.3. Многолетний опыт эксплуатации фсдв в газоочистных системах производств минеральных удобрений показал целесообразность создания (в ряде случаев) на базе таких форсунок распыливающих устройств (РУ). Устройство создали из пары фсдв, центральные входы которых с помощью тройника подкляли единым трубопроводом к коллектору, а тангенциальные - индивидуальными. На рис. 15 представлены некоторые варианты конструкций РУ. Исследования геометрических

(CF - дополнение к области F в плоскости). Минимизацию функции 4.1 (от координат центров факелов и их радиуса) осуществили методом случайного поиска с помощью ЭВМ. По результатам счета для  $N = 6$  (рис. 14 а) выполнили однорусную разметку фсдв ( $Q_0 = 30$  м<sup>3</sup>/ч) через крышки абсорберов газоочистного отделения цеха простого суперфосфата ОСЗ (рис. 14 б), чем снизили содержание фтора в выбросных газах до 12 - 15 мг/м<sup>3</sup>.

Конструкции распыляющих устройств и варианты их монтажа в абсорбционной аппаратуре



А - в профильных газоходах; Б, В, Г - на стыках входной газоход-абсорбер; Д - по оси аппарата; Е - осевой монтаж диспергирующего устройства (конструкция ДУ заявлена, заявка № 4771796, СССР)

Рис. 15

и массообменных характеристик РУ, изготовленных из ФСДВ, проведенные, в том числе, с использованием специальной в форме усеченного конуса камеры (в которой раскрывался и гасился факел верхней форсунки РУ), включенной в стенд 4 (с помощью которого испытывалась при этом нижняя форсунка устройства), - показали практически их эквивалентность индивидуальным ФСДВ. Отмечена, однако, размытость экспериментальных значений на кривых  $K_{НР}, \beta = f(D_{КЗ}/H_{КЗ})$ , расширившая оптимальную область до значений  $D_{КЗ}/H_{КЗ} = 3,8 - 4,2$ . В этой области найден оптимум на кривой  $d_{ш}/d_c = f(d_{ш}/d_r)$  по которому определена рациональная величина  $d_{ш}$ . Отмечено также, что корневой угол факела ( $\beta$ ) верхних форсунок РУ на 5 - 10 % меньше, чем нижних. Таким образом, РУ сохраняют все достоинства ФСДВ и, вместе с тем, обладает рядом преимуществ: дешевле и проще монтаж (за счет организации единого подвода к центральным вводам уменьшается расход труб) и эксплуатация; эффективнее используется абсорбционный объем. Возможность изготовления РУ из форсунок различной производительности делает их наиболее приемлемыми при установке на стыке входной газоход-абсорбер, так как такой монтаж обеспечивает получение рациональной плотности орошения ( $L_p = 30-35 м^4/ч$ ) в газоходе и абсорбере одним устройством, а встречное орошение в абсорбере способствует вторичному диспергированию, т.е. обновлению поверхности контакта фаз (ПКФ).

4.4. При водной абсорбции  $SiF_4$ , реализуемой в ПРА, в результате гидролиза образуется пленка  $SiO_2$ , экранирующая поверхность каплей распыленной жидкости и затрудняющая диффузию компонента в их объем. Целесообразность обновления ПКФ в таких условиях очевид-

на, это может быть осуществлено при ударе капли о некоторую, особым образом размещенную в аппарате поверхность для дробления капель. С этой целью были разработаны и исследованы в условиях сорбции  $\text{SiF}_4$  элементы вторичного диспергирования (ЭВД, рис. 3в). Испытаниями ЭВД различных конструкций установлена целесообразность их монтажа меньшим основанием конуса к форсунке при  $P_{\text{ф}} = 0,25$  МПа, предпочтительнее каскадная конструкция. В диапазоне концентраций ГВС  $0,1 - 0,5$  г/м<sup>3</sup> отмечен рост степени поглощения в присутствии ЭВД на 15 - 20 % (что не связано с ростом  $\Delta P$ ). По результатам этих исследований спроектировали и изготовили пар.ли. ЭВД каскадного типа (с диаметром большего основания усеченного конуса 0,9 м) и в 1986 г. внедрили в полых абсорберах 2-х технологических ниток цеха простого суперфосфата ССЗ, впервые реализовав вторичное диспергирование в практике работы ПРА, установив в аппаратах на расстоянии 1 м выше кромки входного газохода по 4 ЭВД равноудаленных от оси. Для предупреждения зарастания ЭВД кремнегелем под ними установили 30-и кубовую фсДВ с раскрытием факела прямогоком газу. При  $L_0 = 28$  м/ч (такая плотность орошения обеспечивалась верхним ярусом орошения из 12-ти кубовых форсунок) и  $L_{\text{вх}} = 0,22 - 0,28$  г/м<sup>3</sup> (газ на санитарную очистку поступал после механических абсорберов) и  $t_r = 55-65^\circ\text{C}$  содержание фтористых соединений в таких условиях снизилось с 50 до 35 мг/м<sup>3</sup>. После годичной эксплуатации ЭВД сохранили удовлетворительное состояние. Наблюдалось, однако, забивание шлангом шлангов в местах соединения с патрубками центральных вводов форсунок, что требовало периодической их чистки. Нижняя 30-и кубовая форсунка весь период работала нормально.

4.5. Задача создания КМА (реализации одного из принятых путей достижения цели работы) решалась последовательным совершенствованием конструкции аппарата (варианты которого защищены тремя авторскими свидетельствами, а заявка на четвертый - в стадии оформления) теоретическими и экспериментальными исследованиями их моделей, как в лабораторных, так и опытно-промышленных условиях.

Основные конструктивные и экспериментальные характеристики КМА изложены в разделе I и главе 2. Образец аппарата на  $Q_r$  до 4500 м<sup>3</sup>/ч с размерами, найденными из соотношений площадей  $F_{\text{фс}} / F_{\text{фсс}} = 0,6-0,8; F_{\text{фпн}} / F_{\text{фсс}} = 0,6-1,0$ , представлен на рис. 2.

Сечение переходного патрубка (п.25) определилось как  $F_{\text{пн}} = F_{\text{фсс}} - F_{\text{кз}}$ , а кольцевого зазора ( $F_{\text{кз}}$ ) - из условий  $W_{\text{кз}} \geq 5,1$  м/с.

Общую площадь продольных лазов определили по равенству  $F_{\text{пн}} \leq 0,1 F_{\text{пн}}$ .

а зазора между переходным патрубком и колпаком (п.24) по формуле  $f_{03} = \pi d_{\text{пр}} h_{03}$  (для  $Q_r = 500-5000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $h_{03} = 0,86 \cdot Q_r^{0,52}$  и контролируется неравенством  $20 < h_{03} < 70$ ). Испытаниями такого образца КМА в условиях очистки отходящего газа суперфосфатного производства от  $\text{SiF}_4$ , при обработке исходного концентрированного газа в ФС водой, а уже слабого в РСС и СПН растворами известкового молока при  $\Delta P_{\text{max}} = 2,3 \text{ кПа}$ , для всего исследованного диапазона входных концентраций ( $C_{\text{вх}} = 0,3-12,0 \text{ г/м}^3$ ) показано достижение санитарных норм ( $C_{\text{вых}} < 10 \text{ мг/м}^3$ ). Таким образом, подтверждена эффективная работа КМА, которую определили по уравнению  $C_{\text{вых}} = C_{\text{вх}} \cdot 10^{-K_{\text{гв}} \cdot V_{\text{р}}}$ , где  $K_{\text{гв}}$  в СПН, - рассчитывается по эмпирическим выражениям  $K_{\text{гв}} = f(\omega_r \cdot L \cdot C_{\text{вх}} \cdot t_{\text{ж}})$ , и  $\omega_r = f(L, H_{\text{ст}})$ , а абсорбционный объем ( $V_{\text{р}}$ ) соответствующей секции аппарата по совместным балансовым и кинетическим уравнениям, при заданных входной концентрации ( $C_{\text{вх}}$ ) и расходе газа ( $Q_r$ ). По полученным результатам рассчитали, спроектировали и изготовили (совместно с ПО "Азот" г.Ровно) промышленный КМА на  $Q_r = 40 \text{ тыс. м}^3/\text{ч}$ , который в 1990-91 г.г. успешно испытывали в системе газоочистки цеха ЭФК и ФС названного ПО, чем подтвердили его расчетные и проектные характеристики. С учетом того, что КМА (кроме отмеченного в разделе I и гл.2) приспособлен (как было показано выше) для отдельного осуществления физической абсорбции, реализуемой в ФС и хемосорбции в РСС и СПН, что крайне важно при обработке хорошо растворимых газов (особенно с  $D_r \gg 3,0 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ , например HF в производстве обесфторенных фосфатов), так как представляется возможным осуществлять санитарную очистку в условиях хемосорбции при минимальном расходе хемосорбента - КМА просто незаменим при проведении газоочистных процессов, в которых санитарные нормы физической абсорбцией недостижимы.

В 5-й главе изложены математические методы описания характеристик распиливающей техники; теория и расчет процессов очистки газов от фтористых соединений и используемых при этом целлюлозых форсунок с двумя вводами.

5.1. Известно, что одним из основных показателей работы форсунок является равномерность заполнения факела. При выборе и разработке надежного метода оценки качества распыла в начале с помощью коэффициента ранговой корреляции по Спирмену ( $r_s$ ), оценили известные методы по коэффициентам: неравномерности ( $K_{\text{нр}}$ ), асимметрии ( $K_a$ ), вариации ( $V_{\text{нр}}$ ) и др. Установили, что хорошие представления о распределении дают:  $K_{\text{нр}}$  (он, однако, отражает радиальную неравно-

мерность, практически не учитывая окружнуд) и коэффициент вариации  $V_{HP} = (S_q / \bar{q}) \cdot 100\%$ . Проще и с не меньшей достоверностью производится оценка по разработанному показателю ( $K_{HP}$ ), выражающему, кроме того, физический смысл рассматриваемого явления  $K_{HP} = (S_{HP} / N \bar{q}) \cdot 100\%$  (5.1) где  $S_{HP} / N$  - интегральная оценка неравномерности распыла  $S_{HP}$  - площадь, образуемая графиком отклонения количества жидкости собранной ячейками (гл. 2, станд 4) от среднего значения в данном варианте  $\bar{q}$ . Поскольку сам график - ломанная линия, численно значение ограниченной ее площади вычисляли методом трапеций  $S_{HP} = \frac{Y_1}{2} + \frac{Y_2}{2} + \dots + \frac{Y_{N-1}}{2} + \frac{Y_N}{2} h_{HP}$ , где  $h_{HP} = 1$  - шаг интегрирования;  $Y_i$  - модуль отклонения количества жидкости в ячейке ( $q_i$ ) от  $\bar{q}$ .  $Y_i = |q_i - \bar{q}|$ .  $i$  - номер ячейки,  $i = 1, 2, 3, \dots, N$ ;  $\bar{q}$  - среднее значение количества жидкости собранной ячейками во всех  $m$  сравниваемых вариантах, и лучшей кривой распределения  $q_{opt} = f(R_{opt})$ , где  $q_{opt} = q_i / R_{max}$  а  $R_{opt} = R_i / R_{max}$ . Установленная значимая связь между  $q_{HP}$  и  $K_{HP}$  ( $r_s = 0,9925$ ) подтвердила возможность надежной оценки качества распыла, как использованием  $K_{HP}$ , так и  $K_{HP}$ . Учитывая отмеченные достоинства  $K_{HP}$ , целесообразно оценивать работу форсунок с помощью интегрального показателя (5.1). В работе приняты за оптимальные, экспериментальные значения  $d_{HP} / d_c = 0,7$ ;  $D_{HP} / H_{KB} = 4,0$  и  $d_{HP} / d_c = 1,17$  - подтвердили минимальными величинами  $K_{HP}$  31,6; 31,5; 29,4, соответственно. Для получения более полной информации о качестве работы форсунок и нахождения рационального расстояния от ее сопла до поверхности орошения ( $H$ ), разработали математическую модель, позволяющую рассчитывать распределение жидкости в факеле. Генерация капель в источнике (форсунка представлена точечным источником) носит случайный характер, поэтому задачу решали с использованием метода статистического моделирования (метода Монте-Карло), путем проведения разнообразных численных экспериментов для различных вариантов организации работы форсунок. Распределение  $N$  капель с диаметром ( $d_k$ ) в факеле соответствует закону Розина-Раммлера  $F(d_k) = \gamma = \exp[-(d_k / d_{cp})^\beta]$ . (5.2) их направление ( $\cos \varphi$ ) принято равновероятным в диапазоне значений корневого угла факела  $\beta$  от 0 до  $\beta / 2$ , что определяется формулой  $\cos \varphi = (\cos \beta / 2 - 1) \gamma + 1$ , (5.3) где  $0 < \gamma < 1$  - случайное число. Таким образом, решение уравнений 5.2 и 5.3 для множества значений случайной величины дает соответствующее множество значений  $d_k$  и  $\varphi$ . С помощью стандартных подпрограмм генерируются случайные числа; машина типа ЕС позволяет проводить

расчеты для большого количества чисел  $N$ , что повышает достоверность результатов (в рассматриваемом случае  $N = 10^4$ ). Поведение капель в факеле (их траектория и координаты падения в зависимости от  $h$ ) описывается системой дифференциальных уравнений движения

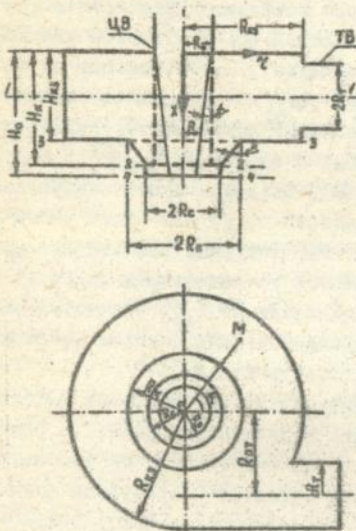
$$m \frac{d\vec{w}_k}{dt} = \frac{1}{2} \xi \rho_s |\vec{w}_r - \vec{w}_k| \cdot (\vec{w}_r - \vec{w}_k) - m\vec{g}, \quad \vec{w}_k = d\vec{x}_k/dt \quad (5.4)$$

( $m, S$  - масса капли и площадь ее миделева сечения,  $\vec{w}_r, \vec{w}_k$  - абсолютные скорости газа и капли, соответственно,  $X^i$  - координата капли). Созданная программа расчета на ЭВМ объединила статистическое моделирование с решением уравнений движения (5.4) отдельно для каждой капли (методом Рунге-Кутты 4-го порядка), что позволило по заданным параметрам работы форсунки ( $\beta, d_{cp}$  и  $n$ ) оценить распределение жидкости по радиусу ( $r$ ) орошаемой поверхности. Результаты численных экспериментов, проведенных с вариацией  $h, \vec{w}_k$  и  $d_{cp}$ , полученные в виде гистограмм  $q = f(r)$  показали существенную зависимость характера распределения жидкости от  $h$ , что важно учитывать при проектировании промышленных ПРА, особенно рассчитанных на большое количество распылителей. Качество распределения жидкости в плоскости орошения при различных  $h$  оценивали по  $K_{np}$ . Сравнение результатов численных расчетов с экспериментальными данными (наложением гистограмм) показало хорошее их соответствие.

5.2. В этом разделе приведены результаты рассмотрения механизма создания форсункой с двумя вводами заполненного факела и разработки на этой основе метода их расчета. Поскольку в камере закручивания ФсДВ (рис. 16) создание факела является результатом взаимодействия тангенциального потока с центральным (осевым), предложена модель течения жидкости в ФсДВ с теоретическим определением границы зон тангенциального и центрального потоков. Модель основана на представлениях о вязкостном механизме вовлечения осевого потока жидкости во вращательное движение. Процессом трения закрученного периферийного потока о незакрученный приосевой "столб" жидкости обусловлено перераспределение суммарной кинетической энергии между поступательной и вращательной составляющими. Возникающая при таком подходе задача описывается уравнением диффузии вращательной компоненты скорости жидкости от границы взаимодействующих потоков в область приосевого "столба" потока, причем, положение границы и условия на ней определяются по закону изменения момента импульса для периферийного закрученного потока, записанного на основе реше-

ния названной краевой задачи. Модель реализуется в итерационном процессе решения соответствующих конечно-разностных уравнений. Рассчитываются профили осевой и тангенциальной компонент скорости жидкости на срезе сопла в зависимости от отдельных конструктивных параметров форсунки и от их комплексов, отражавших особенности организации потоков. Рассчитав затем традиционными методами факел распыла для вычисленных значений скорости

Схема форсунки с двумя вводами (ФСДВ)



Вводы жидкости: ЦВ - центральный; ТВ - тангенциальный. Сопла:  $2R_c$  - выходное;  $2R_0$  - центральное.

Рис. 16

в сечениях 3-3, 2-2 определяется  $\bar{v}_{x3}, \bar{v}_{x2}, \bar{v}_{x4} = \bar{v}_{x2}$ . С целью организации итерационного процесса совместного решения уравнения диффузии вращательной компоненты скорости  $\bar{v}_\varphi$  ( $\bar{v}_\varphi = \omega z$ , где  $\omega$  - угловая частота вращения) в "столб" осевого потока и уравнения изменения потока момента импульса ( $L_M$ ) в периферийной зоне течения, определим начальное приближение  $\alpha = \alpha_0$  для наклона границы указанных зон. При заданном  $\alpha$  в рамках гипотезы о линейном характере изменения  $\bar{v}_\varphi$ :  $\bar{v}_\varphi = \omega z$  при  $R(\alpha, x) = R_0 - x \tan \alpha < z < R_{K3}$ ,

$$\text{из закона изменения } L_M \text{ (кг} \cdot \text{м}^2/\text{с}^2) \text{ в зоне течения } R_0 < z < R_{K3}$$

$$\Delta L_M = L_{M1} - L_{M3} = M_1 = M_3 + M_r + M_{0r}, \quad (5.7)$$

можно по получаемым профилям плотностей орошения выбрать рациональные значения конструктивных параметров форсунки. Рассмотрением закона сохранения расхода и уравнения Бернулли, записанных для условий разветвления исходного потока на центральный (с сечением  $f_0$ ) и тангенциальный ( $f_T$ ) с уравнением движения жидкого кольцевого элемента в камере закручивания (КЗ) форсунки получаем, что тангенциальная скорость  $\bar{v}_T = \bar{v}_x / (f_T + K f_0)$ , а осевая  $\bar{v}_0 = K \bar{v}_x / (f_T + K f_0)$ ,

где  $\bar{v}_x$  - суммарный расход жидкости через форсунку;  $K$  - коэффициент, учитывающий геометрические характеристики вводов. Полагаем, что средние скорости осевого течения жидкости  $\bar{v}_x$  в периферийной зоне КЗ форсунки ( $R_0 < z < R_{K3}$ ) определяется полным расходом жидкости через  $f_T$ , т.е. в сечении I-I  $\bar{v}_{x1} = \bar{v}_T f_T / \pi (R_{K3}^2 - R_0^2)$ ;

соответственно  $\bar{v}_{x2} = \bar{v}_{x1} \cdot \pi (R_{K3}^2 - R_0^2) / f_T$ ;

соответственно  $\bar{v}_{x3} = \bar{v}_{x2} \cdot \pi (R_{K3}^2 - R_0^2) / f_T$ ;

соответственно  $\bar{v}_{x4} = \bar{v}_{x3} \cdot \pi (R_{K3}^2 - R_0^2) / f_T$ .

( $M_1$  - суммарный момент сил трения периферийного потока: о присоединенной незакрученной "столб" жидкости ( $M_{OT}$ ), горизонтальную ( $M_r$ ) и вертикальную ( $M_B$ ) стенки форсунки;  $L_{H1}$  и  $L_{H3}$  - потоки момента импульса вращательного движения в сечениях 1-1 и 3-3 (рис. 16), - следует уравнение для  $\omega$ , которое получаем выразив  $L_{H1}$ ,  $L_{H3}$ ,  $M$  через  $\omega$ . Элементарное изменение  $L_{H1}$  для тонкого кольца жидкости радиуса  $r$ , толщиной  $dz$  и массы  $dm = \rho 2\pi r v_{z1} dz$  по определению равно  $dL_{H1} = dm r v_{\phi} = \rho 2\pi r v_{z1} v_{\phi} dz$ , откуда для сечения 1-1 при  $\chi = H_{K3}/2$  с учетом (5.6)

$$L_{H1} = \int_{R_{K3}}^{R_{K1}} \rho 2\pi r^2 v_{z1} \omega_1 dz = 0,5\pi \rho v_{z1} v_{\phi} (R_{K3}^4 - R_{K1}^4) / R_{OT} \quad (5.8)$$

для сечения 3-3 при  $\chi = H_{K3}$

$$L_{H3} = \int_{R_{K3}}^{R_{K1}} \rho 2\pi r^2 v_{z3} \omega_3 dz = 0,5\pi \rho v_{z3} \omega_3 (R_{K3}^4 - R_{K1}^4) \quad (5.9)$$

$$M_B = \int_{R_{K3}/2}^{R_{K3}} \frac{\lambda}{8} \rho v_{z3}^2 \cdot 2\pi R_{K3}^2 dx = \frac{1}{24} \pi \rho \lambda R_{K3}^4 H_{K3} (\omega_3^2 + \omega_2 \omega_3 + \omega_2^2) \quad (5.10)$$

$$M_r = \int_{R_{K3}}^{R_{K1}} \frac{\lambda}{8} \rho v_{z3}^2 \cdot 2\pi r^2 dz = 0,05\pi \rho \lambda (R_{K3}^5 - R_{K1}^5) \cdot \omega_3^2 \quad (5.11)$$

и  $M_{OT}$ , который определяется через касательное напряжение  $\mu \partial v_{\phi} / \partial z$  на границе элементарного усеченного конуса высотой  $dx$ , с образующей  $dl = dx / \cos \alpha$  и с площадью боковой поверхности  $dS = \pi R(\alpha, x) R(\alpha, x + dx) dl$

$$M_{OT} = \int_0^{H_{K3}} dM_{OT}^{(x)} = \int_0^{H_{K3}} M \frac{\partial v_{\phi}}{\partial z} \cdot R(\alpha, x) dS(x) = \frac{2}{3} \pi \mu H_{K3}^2 \sqrt{1 + \operatorname{tg}^2 \alpha} \cdot \operatorname{tg} \alpha \cdot$$

$$\cdot (H_{K3} \cdot \operatorname{tg} \alpha - R_0) \omega_3 + 2\pi \mu H_{K3} R_0 \sqrt{1 + \operatorname{tg}^2 \alpha} (R_0 - \frac{2}{3} H_{K3} \cdot \operatorname{tg} \alpha) \quad (5.12)$$

Подстановка полученных выражений (5.8-5.12) в 5.7 дает квадратное уравнение относительно  $\omega_3$ , имеющее единственный положительный корень  $\omega_3 > 0$ , что дает  $v_{\phi 3} = \omega_3 \cdot r (R_0 < r < R_{K3})$ . Подобно изложенному рассмотрением закона изменения потока импульса в сечениях 2-2 и 4-4  $L_{H3} - L_{H2} = M_K + M_{OK}$  - для конической части сопла;  $L_{H2} - L_{H1} = M_K + M_{OK}$ , для цилиндрической его части и сечения 4-4  $\chi = H_0$ , - рассчитываются  $\omega_2$ ,  $\omega_1$  и соответственно  $v_{\phi 2}$  и  $v_{\phi 1}$ , как функции угла наклона границы раздела  $\alpha$ . С другой стороны, при известных  $\omega(\chi)$ ,  $v_{\phi}(R_0, \chi)$  на фиксированной границе  $r = R_0$  может быть рассчитано все поле тангенциальных составляющих скорости  $v_{\phi}(r, \chi)$  в области цилиндрического присоединенного "столба"  $0 \leq r \leq R_0$  с выделением границы раздела закрученной и незакрученной зон, т.е. угла  $\alpha'$ . На сравнении  $\alpha'$  с  $\alpha$  и уменьшении невязки  $\Delta \alpha = |\alpha' - \alpha|$  построен итерационный процесс последовательных приближений к решению, когда невязка достаточно мала  $\Delta \alpha \leq \epsilon$  и  $\alpha' = \alpha$  определено. Уравнение для расчета поля тангенциальных составляющих скорости в области присоединенного "столба"  $0 \leq \chi \leq H_0$ ,  $0 \leq r \leq R_0$  следует из системы стационарных уравнений Навье-Стокса в приближении пограничного слоя (малость продольных гради-

ентов течения в сравнении с поперечными  $\frac{\partial}{\partial x} \ll \frac{\partial}{\partial z}$ ) с учетом условий осевой симметрии потока и гипотезы о постоянстве аксиальной компоненты скорости жидкости в "столбе". Полученное уравнение для  $V_\varphi(X, z)$  по форме представляет собой уравнение диффузионного типа и может трактоваться как задача о диффузии  $V_\varphi$  от границы  $z=R_0$  в область первоначально (при  $X=0$ ) незакрученного "столба"  
 $0 \leq X \leq X_c, 0 \leq z \leq R_0$ :

$$V_\varphi \frac{\partial V_\varphi}{\partial X} = \nu \left[ \frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial z^2} + \frac{1}{z} \cdot \frac{\partial V_\varphi}{\partial z} - \frac{V_\varphi}{z^2} \right] \quad (5.13)$$

Краевая задача (5.13) решена численно конечно-разностным методом на равномерной по  $X$  и  $z$  сетке способом прогонки по координате  $z$ . По окончании итерационного процесса на срезе сопла  $X=X_c$  для всех  $0 \leq z \leq R_0$  определена вращательная компонента скорости  $V_\varphi$

$$V_\varphi(X_c, z) = \begin{cases} 0 & \text{при } 0 \leq z \leq z_* \\ \text{решение уравнения (5.13) при } z_* < z < R_0 \\ \omega_* \cdot z & \text{при } R_0 < z < R_c, \end{cases} \quad (5.14)$$

значение  $z_* = z$  определяет положение границы закрученной и незакрученной зон на срезе сопла ( $X=X_c, \tan \alpha' = z_*/X_c$ ). Аксиальная составляющая скорости в сечении среза сопла 4-4 определена следующим образом:  $V_x^{(1)}(z) = V_0$  при  $0 < z < z_*$ ,

$V_x^{(2)}(z) = [V_{\max}(z-z_*) + V_0(R_0-z)] / (R_0-z_*)$   
 при  $R_0 < z < R_c$ , где  $V_{\max}$  - определяется из условия постоянства расхода жидкости в сечении 4-4:

$$Q_\Sigma = \rho \left[ \pi z_*^2 V_0 + \int_{z_*}^{R_0} 2\pi r V_x^{(2)} dr + \int_{R_0}^{R_c} 2\pi r V_x^{(3)} dr \right].$$

Таким образом, соотношениями (5.14) и (5.15) определены тангенциальная и аксиальная компоненты скорости жидкости на срезе сопла.

Поскольку по полученным профилям компонент скорости на срезе сопла оценить характеристики рассматриваемой конструкции форсунки затруднительно, - их ( $V_\varphi$  и  $V_x$ ) использовали для расчета факела распыла и определения полей плотности орошения. Задача Коши (5.4) решается численно для  $N$  капель, соответствующих  $N$  узлам разностной сетки по координате  $z$ . Расчет траектории каждой капли зачерпывается по достижении  $X$ -координатой заданной величины высоты факела  $H_f$  с фиксации радиальной координаты  $z_*$  конца траектории (точки "прилета"). Локальное значение плотности орошения  $\rho_i$  (удельный поток  $i$ -ой зоны) определяется по начальной величине аксиальной скорости  $V_{xi}$  и радиальным ( $z$ ) координатам точек ее "вылета" и "прилета" соотношением

$$\rho_i = V_i \frac{\pi(z_i^2 - z_{i-1}^2)}{\pi(z_{pi}^2 - z_{pi-1}^2)}, \quad (5.16)$$

(здесь  $z_{pi}$  - радиус пятна распыла, определяемый траекторией падения

капли с начальной координатой  $z = R_c$ ). Для независимой количественной оценки полученных полей удельных потоков плотностей орошения  $q$  использовали коэффициент неравномерности

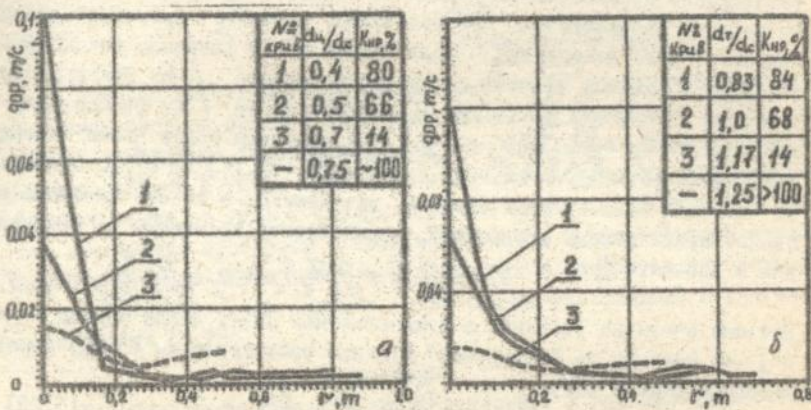
$$K_{np} = \frac{1}{F} \sum_{i=1}^n \frac{1}{q_i} \cdot f_i \quad (5.17)$$

где  $F = \sum_{i=1}^n f_i = \pi r_0^2$  - полная площадь контрольного сечения;

$\bar{q} = \sum_{i=1}^n \frac{f_i}{n}$  - средний по контрольному сечению удельный поток;

$n$  - число кольцевых зон на контрольной поверхности, соответствующих  $q_i$ . Численные расчеты провели варьируя  $R_0$ ,  $R_c$ ,  $R_T$ ,  $D_{кз}$  и  $H_{кз}$  в интервалах  $R_0/R_c = 0,4 - 0,9$ ;  $2R_{кз}/H_{кз} = 2,5 - 7,5$  и  $d_r/d_c = 0,8 - 1,25$ . Фрагмент результатов приведен на рис. 17 а, б, из которого следует, что рациональными являются отношения  $d_u/d_c = 0,7$  ( $d_u = 2R_0$ ) и  $d_r/d_c = 1,17$ , (б), что хорошо согласуется с экспериментальными значениями. Таким образом, не только положительными результатами внедрений, но и теоретически подтверждена надежность полученных экспериментально основных конструктивных характеристик созданной новой форсуночной техники.

Профили плотностей орошения



а -  $d_c = 24$  мм;  $d_r/d_c = 1,17$ ;  $D_{кз}/H_{кз} = 4,0$ ;  $d_u$  - вар.  
 б -  $d_u/d_c = 0,7$ ;  $D_{кз}/H_{кз} = 4,0$ ;  $d_c = 24$  мм,  $d_r$  - вар.

5.3. В этом разделе поставлена и решена сопряженная задача массопереноса фтористого компонента из непрерывной (газовой) фазы в дискретную полидисперсную систему капель. При этом получено новое решение задачи расчета поверхности межфазного обмена. "Внутренняя" задача переноса компонента в каплях описывается обычными уравнениями нестационарной диффузии (5.16) для каждой фракции, а "внешняя" (в газе) - решается в рамках гипотезы полного вытеснения и представ-

ляется обыкновенным дифференциальным уравнением (5.19)

$$\partial c_i / \partial \tau = D_{ж} \cdot \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \frac{\partial c_i}{\partial r} \right), \quad i=1, N; \quad 0 < r < R_i, \quad (5.18)$$

$$dc_i / d\tau = - \sum_{i=1}^N 4\pi R_i^2 n_i \left( D_{ж} \cdot \frac{\partial c_i}{\partial r} \right) \Big|_{r=R_i}; \quad z \gg R_i, \quad (5.19)$$

здесь  $C_r, C_i$  - концентрации компонента в газе и каплях  $i$ -ой фракции с радиусом  $R_i$ ;  $z$  - ось сферической системы координат, направленная от центра капли по радиусу к ее поверхности. В рамках принятой гипотезы о независимости  $C^{(r)}$  от пространственных координат

"внешней" области, с учетом малости левой части уравнения массопередачи  $D_{ж} \partial c_i / \partial r = \beta [C_r(\tau) - C_i^{(r)}]$  (в виду  $D_{ж} \ll D_r \sim \beta_r$ ) получаем условие сопряжения решений на межфазной границе ( $r=R_i$ ) в виде  $C_r(\tau) = C_i^p = N C_i(z, R_i)$ . (5.20)

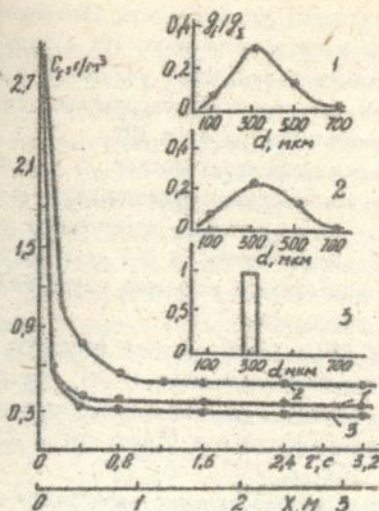
Система ( $N+1$ ) уравнений 5.18 и 5.19 с соответствующими начальными, краевыми и условиями осевой симметрии и сопряжения (5.20) является замкнутой, как только определены счетные концентрации капель каждой фракции  $n_i$  ( $i=1, N$ ). Отметим, что функция распределения  $n(d_i)$  существенно отличается от таковой  $z(d_i)$ , соответствующей принятому способу распыливания. Действительно, если  $G_{\Sigma}$  - суммарный расход жидкости, м<sup>3</sup>/с и  $z_i = g_i / g_{\Sigma}$  - доля частиц  $i$ -ой фракции, покидающих форсунку в единицу времени, - то расход капель  $i$ -ой фракции определяется как  $G_i = g_i V_{ki}$  (м<sup>3</sup>/с,  $V_{ki}$  - объем капли  $i$ -ой фракции), и из соотношений  $G_{\Sigma} = \sum G_i = \sum g_i V_{ki} = g_{\Sigma} \sum z_i V_{ki}$  получаем общее число частиц, покидающих форсунку в единицу времени  $g_{\Sigma} = G_{\Sigma} / (\sum z_i V_{ki})$ . Количество частиц  $n_i$  каждой  $i$ -ой фракции, находящихся в объеме аппарата при стационарном режиме его работы, определяется временами их пребывания в аппарате  $\tau_i$ :

$$n_i = g_i \tau_i = g_{\Sigma} z_i \tau_i = G_{\Sigma} \frac{z_i \tau_i}{\sum V_{ki} z_i}. \quad (5.21)$$

Поэтому очевидно различие в относительных долях числа частиц  $i$ -ой и  $j$ -ой фракций по "начальной" функции распределения  $z(d_i)$  и устанавливающейся  $n(d_i)$

$$\frac{n_i}{n_j} = \frac{z_i}{z_j} \cdot \frac{\tau_i}{\tau_j}. \quad (5.22)$$

Таким образом, функция  $n(d_i)$  определяется режимом работы аппарата ( $\omega_r, \tau_i, R_i$  и т.п.) и имеет максимум, смещенный относительно максимума функции распределения капель по размерам на выходе из сопла форсунки  $z(d_i)$ . Времена пребывания капель каждой фракции ( $\tau_i$ ) в аппарате заданной высоты определяются по уравнениям движения капель (5.4). В качестве примера на рис. 18 и 19 приведены расчетные зависимости концентрации компонента в газе и каплях (средние), а на рис. 19, - профили концентраций по сечению капель. В частности представ-



Зависимость  $C_{HF}$  от  $\tau$  для различных функций распределения капель по размерам

Режим абсорбции:  $W_f = 1 \text{ м/с}$ ;  
 $W_k = 10 \text{ м/с}$ ;  $L = 0,011 \text{ м}^2/\text{с}$ ;  
 $H = 2 \text{ м}$ . Вид функции распределения (распыл полидисперсный):  
 1 - Розина-Рамлера;  
 2 - экспериментальные данные автора;  
 3 - Розина-Рамлера, но распыл монодисперсный  $d_k = 300 \text{ мкм}$ .

Рис. 18

Профили концентраций HF в капле за различное время контакта

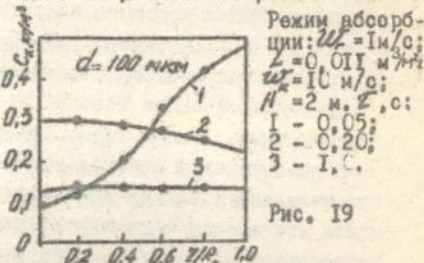


Рис. 19

ляет интерес иллюстрируемая рисунками 10 и 19 особенность абсорбции в полидисперсной системе (что уже отмечалось в разделе 3.3.2), связанная с явлением "противодиффузии" (оттока) компонента от капель малого размера к газу, протекающим одновременно с обычной диффузией компонента от газа к каплям большого диаметра. В остальном характер протекания абсорбции в полидисперсной и монодисперсной системах качественно совпадает и может с достаточной точностью описываться по одной определяющей фракции, если только она выбрана с учетом соотношения (5.22).

#### Заключение

В работе решена важная природоохранная и народно-хозяйственная задача создания высокоэффективных систем очистки газов от фтористых соединений, обеспечивающих соблюдение санитарных норм на основе использования разработанной и нарабатываемой новой абсорбционной техники. Для достижения цели была выявлена перспективность и приоритетность интенсивных аппаратов с подвижной насадкой типа АПН, оснащенных дюрчатными провальными тарелками (ДПТ), а также надежных в усло-

виях обработки загрязненных газов полых распыливающих аппаратов (ПРА). Исследованиями ДПТ при повышенных нагрузках по жидкости и газу установлена область их эффективной работы в указанных условиях, и показана целесообразность использования разработанной специальной тарелки (СТ) для установления причин и уменьшения уноса с ДПТ.

Исследованиями созданных новых подвижных насадок, в том числе в комплекте со специальной решеткой, выявлено существование в АПН 2-й точки инверсии, в которой массообмен наиболее интенсивен; устранено "колодцеобразование", чем соответственно, в 2-3 раза расширен диапазон рабочих нагрузок таких аппаратов и повышена интенсивность реализуемых в них абсорбционных процессов.

Спытно-промышленный образец АПН испытывали в цехе простого суперфосфата ССЗ в условиях очистки промышленного газа от  $\text{SiF}_4$  при найденных с использованием математического моделирования входных оптимальных параметрах. Несмотря на значительное (более чем в 2,5 раза) улучшение качества газоочистки, ПДВ ( $C_{\text{гф}} \leq 10 \text{ мг/м}^3$ ) не достигли. Зафиксирована, кроме того, тенденция к постепенному зарастанию гелем опорной решетки и отдельных элементов насадки. Таким образом, решить поставленную задачу использованием усовершенствованного АПН не удалось. Для достижения цели предложили концепцию, теоретической основой которой стали 1) результаты изучения механизма поглощения хорошо растворимых газов с установлением: вклада составляющих в общее диффузионное сопротивление массопереносу; связи взаимных переходов сопротивлений с размерами капель и временем контакта  $\tau_{\text{к}}$ ; и независимости сопротивления в жидкости от размера капель (оно определяется  $\tau_{\text{к}}$ ); 2) решение аналитическим путем задачи нестационарной диффузии в капле и анализ полученных профилей концентрации поглощаемого компонента, которым выявлен эффект сохранения значительного потенциала поглощения в капле после контактирования с ГВС, а также существование зависимости концентрации компонента в капле от величины его коэффициента диффузии, что указывает на целесообразность циклического процесса абсорбции в ПРА, и поглощения газов с  $D_f \gg 3,0 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$  хемосорбентами, а не водой. Эти результаты и установленная (рассмотрением математической модели абсорбции фтористых соединений в ПРА) возможность обратного потока вещества от малых капель к газу, — указали на целесообразность использования в таких условиях высокопроизводительной форсуночной техники. Таким образом, выявлена перспективность путей: 1) создания комплексного массообменного аппарата (КМА), обладающего достоинствами как АПН, так и ПРА, в котором концентрированный газ обрабатывается

в форсуночной секции (технологическая очистка), а санитарная очистка реализуется в секции подвижной насадки (верхней) или во 2-й форсуночной, (аппарат непрерывен по газовой фазе и раздельный по жидкой); и 2) совершенствование полих распиливающих абсорберов.

Для оснащения форсуночной секции КМА разработана форсунка с двумя вводами (ФСДВ), на основе которой создан новый тип цельнофакельной распиливающей техники, отличающейся отсутствием в камере закручивания таких устройств каких-либо элементов.

По результатам испытаний лабораторных моделей и опытно-промышленных образцов создан (совместно с ПО "Азот" г.Ровно) КМА производительностью 40 тыс. м<sup>3</sup>/ч, который успешно испытан в системе газоочистки цеха ЭФК и ФС названного ПО. Сравнительная простота аппарата, экономичность (особенно для газов с  $D_r \gg 3,0 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с) и надежность в работе, — сделали его весьма перспективным для создания коротких схем комплексной газоочистки.

Испытаниями ФСДВ установили рациональные условия осуществления очистки газов от фтористых соединений с их использованием, а также возможность эффективного поглощения непосредственно в ПРА, чем подтвердили существование резерва повышения качества работы ПРА, выявленного (как отмечалось) теоретически. Последующими исследованиями ФСДВ с найденными их оптимальными конструктивными размерами, была установлена целесообразность поглощения фтористых соединений в двухъярусном абсорбере с организацией нижнего яруса во входном газоходе и с выполнением разметки форсунок (в том числе и на поверхности с "бедной" симметрией) по разработанной методике с использованием рациональной плотности орошения, чем реализуется резерв повышения эффективности ПРА. Установлено также, что наращивание ярусности выше 2-х нецелесообразно. Надежность результатов исследований была обеспечена использованием разработанных теоретического и экспериментального методов оценки качества распыла форсунками.

Осуществление в комплексе всех этих мероприятий в технологических цехах Одесского суперфосфатного завода, ЭФК Сумского ПО "Химпром", ЭФК Армянского ПО "Титан", — позволило обеспечить санитарные нормы при газоочистке в ПРА и орошаемых газоходах. Экономический эффект внедрения только на названных предприятиях превысил 500 тыс. руб. Для расширения внедрения новой абсорбционной техники и создания на ее основе эффективных систем очистки газов от фтористых соединений освоена наработка ФСДВ типоразмерного ряда 10-100 м<sup>3</sup>/ч из различных материалов, в том числе из силицированного графита и предложен метод

их рационального монтажа через крышки абсорберов и боковые лямки, а также в газоочистных газоходах. На основе представлений о вязкостном механизме вовлечения осевого потока жидкости (в камере закручивания фсДВ) во вращательное движение решена краевая задача о диффузии вращательной компоненты скорости жидкости от границы взаимодействующих потоков в область приосевого "столба". По результатам решения разработан надежный метод расчета основных характеристик форсунок с двумя вводами. На базе эмпирической информации о дисперсности распыла жидкости форсункой с учетом различия времен релаксации частиц каждого размера, - решена задача определения поверхности контакта фаз в ПРА. Таким образом, разработаны теоретические основы создания высокоэффективных систем очистки газов от фтористых соединений, теоретические и экспериментальные методы расчета используемой для этого абсорбционной техники, определения рациональных параметров реализации в них процессов газоочистки, оценки уровня технологичности и эффективности ее работы.

Уже сейчас на основе такой техники создаются новые пыле-газоочистные системы на ряде производств, в частности в цехах: красных пигментов и обесфторенных фосфатов ПО "Химпром" г. Сумы; ЗЭК ПО "Сера" г. Н.Роздол; красных пигментов ПО "Титан" г. Армянск и др.

Основное содержание диссертации опубликовано в следующих работах:

1. А.С. 691171 СССР. Насадка для процессов теплообмена /Шерстобитов В.В., Голивец Г.И., Михайленко Г.Г. и др. - Спубл. в Б.И. № 38, 1979.
2. Шерстобитов В.В., Михайленко Г.Г., Винаров А.Ю. Гидравлические характеристики лопастной плавающей насадки /Хим. пром-сть.- 1980.- № 7.- С. 433-434.
3. А.с. 990278 СССР. Насадка для процессов теплообмена /Михайленко Г.Г., Шерстобитов В.В., Дорошенко А.В. и др. - Спубл. в Б.И. № 3, 1983.
4. Михайленко Г.Г., Гевара О.И., Шевченко Д.И. Брызгуное в аппарате с псевдооживленным слоем насадки /Журн. прикл. химии.- 1987.- Т. 9, № 9.- С. 2153 - 2156.
5. Михайленко Г.Г., Большаков А.Г., Эннан А.А. К определению скорости захлебывания в колоннах с провальными тарелками /Вопросы химии и хим. технологии.- Харьков: Вища школа, 1975.- В. 39.- С. 112-117.
6. Михайленко Г.Г., Большаков А.Г., Эннан А.А. Гидродинамические режимы дурчатых провальных тарелок при повышенных нагрузках /Изв. вузов. Химия и хим. технология.- 1973.- Т. 16, в. 4.- С. 657-659.

7. Михайленко Г.Г., Большаков А.Г., Зннан А.А. Исследование сопротивления дурчатых провальных тарелок при повышенных нагрузках /Изв. вузов. Химия и хим. технология. - 1973. - Т. 16, В. 10. - С. 1588-1591.
8. Михайленко Г.Г., Большаков А.Г., Зннан А.А. Сравнительная оценка уравнений для расчета сопротивления провальных тарелок при повышенных нагрузках /Изв. вузов. Пищевая технология. - 1973. - № 3. - С. 154-158.
9. Михайленко Г.Г., Большаков А.Г., Зннан А.А. Исследование бризгоуноса с дурчатых провальных тарелок при повышенных нагрузках /Вопросы химии и хим. технологии. - Харьков: Вища школа, 1975. - В. 37. - С. 77-82.
10. Михайленко Г.Г., Голивец Г.И., Большаков А.Г. К вопросу об уменьшении уноса в колоннах с провальными тарелками /Химическое машиностроение. - Киев: Техника, 1973. - № 17. - С. 73-76.
11. А.с. 1151317 СССР. Форсунка для распыления жидкости /Михайленко Г.Г., Офутин А.Е., Зннан А.А. и др. Оpubл. в Б.И. № 15, 1985.
12. А.с. 179276 СССР. Распределительное устройство /Большаков А.Г., Михайленко Г.Г. - Оpubл. в Б.И. № 5, 1966.
13. А.с. 764733 СССР. Центробежная форсунка /Михайленко Г.Г., Бездетный И.В., Варламов М.Л. и др. - Оpubл. в Б.И. № 35, 1980.
14. А.с. 889122 СССР. Центробежная форсунка /Бездетный И.В., Михайленко Г.Г., Шерстобитов В.В. - Оpubл. в Б.И. № 46, 1981.
15. А.с. 835502 СССР. Диспергирующее устройство /Михайленко Г.Г., Бездетный И.В., Варламов М.Л. и др. - Оpubл. в Б.И. № 21, 1981.
16. А.с. 946574 СССР. Теплообменная колонна /Михайленко Г.Г., Шерстобитов В.В., Офутин А.Е. и др. - Оpubл. в Б.И. № 28, 1982.
17. А.с. 1452563 СССР. Теплообменная колонна /Михайленко Г.Г., Варламов М.Л., Шевченко Д.И. и др. - Оpubл. в Б.И. № 3, 1989.
18. А.с. 1163894 СССР. Теплообменная колонна /Михайленко Г.Г., Гевара О.Н., Офутин А.Е. и др. - Оpubл. в Б.И. № 24, 1985.
19. А.с. 1500352 СССР. Теплообменная колонна /Михайленко Г.Г., Офутин А.Е., Буксеев В.В. и др. - Оpubл. в Б.И. № 30, 1989.
20. Михайленко Г.Г., Шевченко Д.И., Шлярук В.В. Форсунки нового типа в системе газоочистки от фтористых соединений /Хим. технология. - Киев: Наукова думка, 1989. - № 4. - С. 47-52.
21. А.с. 611630 СССР. Массообменная колонна /Михайленко Г.Г., Варламов М.Л., Левин В.И. и др. - Оpubл. в Б.И. № 23, 1978.
22. А.с. 1637866 СССР. Насадка для процессов теплообмена /Михайленко Г.Г., Гевара О.Н., Шлярук В.В. и др. - Оpubл. в Б.И. № 12, 1991.

23. Кордон И.В., Михайленко Г.Г., Варламов М.Л. Разработка обобщенного показателя, объединяющего оценки качества работы массообменных аппаратов /Вопросы химии и хим.технологии. - Киев: Вища школа, 1985.- В. 77.- С. III-115.
24. Михайленко Г.Г., Сфутин А.Е., Варламов М.Л. К вопросу интенсификации полых абсорбционных аппаратов /Тезисы докл. 2-го Всесоюзного совещ. по проблеме "Абсорбция газов", г.Черкассы, 1983, ч. 2.- С. 323-326.
25. Михайленко Г.Г., Варламов М.Л., Зинан А.А. Цельнофакельная форсунка с двумя входами для полых абсорберов.- М.: ЦИНТИхимнефтомаш, 1986.- № 6.- С. 2-3.
26. Михайленко Г.Г., Варламов М.Л., Шевченко Д.И. Использование элементов вторичного диспергирования для интенсификации полых форсуночных абсорберов /Изв.Вузов. Химия и хим.технология.- 1987.- Т.30, № 9.- С. 80-83.
27. А.с. 1533766 СССР. Устройство для распыления жидкости /Михайленко Г.Г., Сфутин А.Е., Шлярук В.В. и др. - Опубл. в Б.И. № 1, 1990.
28. Заявка № 4771796 СССР. Устройство для распыления жидкостей /Михайленко Г.Г., Шевченко Д.И., Нешерет В.Ф. и др. Решение о выдаче авторского свидетельства от 29.04.91 г.
29. Михайленко Г.Г., Шевченко Д.И., Шлярук В.В. Разработка системы очистки отходящих газов производства красных пигментов /Тезисы докл. XV Всесоюз.конф. по хим.технологии неорганич. веществ, г. Казань, 1991.- С. 200.
30. Михайленко Г.Г., Шлярук В.В., Ваньшева Л.Н. Опыт промышленной эксплуатации форсуночных систем газоочистки от фтористых соединений. - Там же, С. 77-79.
31. Михайленко Г.Г., Кордон И.В., Шевченко Д.И. Интегральный показатель оценки качества распыла жидкости форсунками /Тезисы докл. Всесоюз.совещ. "Повышение эффективности и надежности машин и аппаратов в основной химии", г. Сумы, 1986.- Секция 6.- С. 227-228.
32. Михайленко Г.Г., Нянкина В.Е., Дорошенко А.В. Расчет основных характеристик распыливания центробежно-струйными форсунками на основе метода Монте-Карло /Изв.вузов. Химия и хим. технология.- 1990.- Т. 33, № 2.- С. 100-103.
33. Михайленко Г.Г., Назаренко А.Ф. Расчет профиля концентрации в капле для абсорбции хорошо растворимых газов /Тезисы докл. УИ

- Республ. конф. "Повышение эффективности, совершенствование процессов и аппаратов химических производств.- Днепропетровск, 1991.- С. 181-182.
34. Михайленко Г.Г., Шевченко Д.И., Шклярук Е.В. Абсорбция в ярусных полых форсуночных аппаратах.- Там же.- С. 99-100.
35. Михайленко Г.Г., Ройтварф А.А., Шевченко Д.И. Рациональный метод монтажа форсунок через крышки полых форсуночных абсорберов /Хим. пром-сть.- 1991.- № 3.- С. 53-55.
36. Михайленко Г.Г., Яцкарь И.Я., Эннан А.А. Численное моделирование полых распиливающих аппаратов применительно к абсорбции фтористых соединений /Тезисы докл. Всесоюзн. совещ. "Перспективы развития серной кислоты и фосфорных удобрений до 2000 года".- М.: НИУИФ, 1990.- С. 79-80.
37. Михайленко Г.Г., Нянкина В.Е., Яцкарь И.Я. К расчету поверхности контакта фаз в полых распиливающих аппаратах, работающих в системах газоочистки от фтористых соединений.- Там же.- С. 81-82.
38. Михайленко Г.Г., Шевченко Д.И., Эннан А.А. Дисперсные характеристики цельнофакельной форсунки с двумя вводами /Журн. прикл. химии.- 1991.- Т. 62, № 9.- С. 1899-1903.
39. Михайленко Г.Г., Голивец Г.И., Большаков А.Г. О брызгоуносе в колонне с провальными тарелками /Химическая технология.- 1975.- № 1.- С. 37-39.
40. Михайленко Г.Г., Шевченко Д.И., Эннан А.А. Особенности абсорбции  $SiF_4$  в полом форсуночном абсорбере /Хим. пром-сть.- 1992.- № 4.- С. 46-49.







Ab 25.851

**AB 25.851**