

621.9
М 26

БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ

УДК 621.928.1:66.074.616

МАРКОВ Владимир Алексеевич

РАЗДЕЛЕНИЕ ФАЗ В ТЕПЛОМАССОБМЕННЫХ
АППАРАТАХ

Специальность 05.17.08 - Процессы и аппараты
химической технологии

АВТОРЕФЕРАТ
диссертации на соискание ученой степени
доктора технических наук

Минск 1996

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

АКТУАЛЬНОСТЬ ТЕМЫ ДИССЕРТАЦИИ. В химической технологии и смежных с ней отраслях промышленности широко применяются процессы взаимодействия и разделения фаз в газо(паро)-жидкостных системах. При этом всегда имеет место нежелательный унос с потоком газа или пара капель жидкости, который приводит в массообменных аппаратах к продольному перемешиванию и снижению движущей силы, в выпарных установках к кристаллизации капель и "заращению" поверхностей отложениями, а также к выбросу в окружающую среду с отходящими газами ценных и вредных веществ. С целью устранения уноса в инженерной практике идут по пути снижения скоростей потоков газа, что неизбежно приводит к уменьшению производительности установок, или к применению специально встроенных и выносных сепарационных устройств. Однако многообразие известных конструктивных решений еще не всегда приводит к положительным результатам при их практическом использовании, поскольку даже при условии рациональной технологии и правильной эксплуатации сепарационных устройств, последние должны быть выбраны для каждого конкретного процесса с учетом особенностей химико-физических свойств отделяемой от газового потока дисперсной фазы, условий сепарации и требуемой эффективности разделения.

Критический анализ показывает, что, многие конструкции сепарационных устройств не могут быть использованы в тепло-массообменных аппаратах в сочетании с контактными устройствами для проведения процессов при различных газожидкостных нагрузках, интенсификации процессов тепло- и массообмена и повышения производительности аппаратов по газовой фазе, малоэффективны при отделении капель вязких и кристаллизующихся растворов, а также не пригодны для очистки низконапорных газовых потоков большой производительности. Причинами неудовлетворительной работы устройств являются либо "заращение" устья сепарации кристаллизующимися веществами, либо недостаточная эффективность разделения фаз после их взаимодействия и высокое гидравлическое сопротивление конструкций, а также громоздкость установок. Таким образом, для многих процессов проблема устранения, или хотя бы снижения уноса до минималь-



ных значений, до сих пор остается нерешенной. Кроме того, для некоторых способов и конструкций сепараторов до настоящего времени отсутствуют методы инженерного расчета и рекомендации по их применению.

Особый интерес представляет изучение уноса в контактно-сепарационных устройствах скоростных теплообменников аппаратов, сочетающих принципы взаимодействия и разделения фаз в поле массовых сил (вихревые и роторные аппараты), которые находятся сейчас в стадии исследования и опытно-промышленных испытаний.

На основании вышесказанного можно судить о важности научного подхода к решению технической проблемы устранения явления уноса в технологических установках и актуальности выполнения настоящей диссертационной работы.

СВЯЗЬ РАБОТЫ С КРУПНЫМИ НАУЧНЫМИ ПРОГРАММАМИ, ТЕМАМИ. Работа выполнялась в соответствии с координационным планом ГКНТ (задание 01703), народнохозяйственными планами РС на 1982-1986 гг., планами НИР по госбюджетным темам РС № 86-22, 9-91, 95-022 на 1988-1997 гг., а также планами НИР ВТИ (№ регистрации 76010500, 73030136, 1012670, 77060402, 81012670).

ЦЕЛЬ И ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЙ. Научное обоснование эффективных способов разделения фаз после их взаимодействия с разработкой новых перспективных конструкций тепло-массообменных аппаратов и сепараторов, обеспечивающих минимальный унос из установок, которые включают вихревые и роторные теплообменные аппараты для абсорбции и ректификации, выпарные аппараты для кристаллизующихся растворов, инерционные сепараторы различного назначения с исследованием структуры потоков, механизма и закономерностей разделения фаз, а также о внедрении результатов исследований и разработок в промышленности.

НАУЧНАЯ НОВИЗНА ПОЛУЧЕННЫХ РЕЗУЛЬТАТОВ. Аналитическим путем установлена допустимая величина уноса жидкой фазы в теплообменных аппаратах и, тем самым определена необходимая эффективность разделения фаз.

Выполнен анализ работы известных конструкций сепараторов и способов разделения фаз, рассмотрены основные вопросы

теории проектирования сепарационных устройств, получены дифференциальные уравнения, описывающие траектории движения частиц в циклонных, инерционных устройствах, а также в сепараторе роторного типа.

Разработана инженерная методика расчета новых контактно-сепарационных устройств элементного типа с восходящим и нисходящим прямоточным и противоточным взаимодействием и разделением фаз, базирующаяся на комплексном экспериментальном и теоретическом изучении гидродинамических факторов, влияющих на процесс разделения фаз.

Изучен механизм сепарации капель жидкости при движении их в криволинейном канале разработанного нового сепарационного устройства выпарных аппаратов для концентрирования кристаллизующихся растворов. На основании теоретических результатов и проведенных экспериментальных исследований определены факторы, влияющие на процесс сепарации и получены зависимости для инженерного расчета эффективности разделения фаз.

Установлены закономерности отделения капель жидкости в сепараторах роторно-кольцевого типа и в сепараторе-вентиляторе для очистки как обычных, так и высоконапорных газовых потоков с большими расходами. Получены аналитические зависимости для расчета траектории движения частиц в канале ротора вентилятора-сепаратора и сделан анализ влияния режимных и конструктивных параметров на процесс сепарации.

Экспериментально исследованы затраты энергии и эффективность сепарации устройств в зависимости от влияющих на их значения факторов. Получены зависимости для расчета основных характеристик сепараторов.

Раскрыт механизм уноса жидкости в роторном теплообменном аппарате и выявлены основные параметры, влияющие на его величину, а также на гидравлическое сопротивление конструкции. Предложена математическая зависимость, описывающая распределение капель по характеристикам эксперимента, проведенного по изучению дисперсного состава капель жидкости. Аналитически выполнен анализ движения капель жидкости, диспергированных ротором и установлен диапазон рабочих скоростей газового потока в аппарате. Получены зависимости для

расчета аппарата.

ПРАКТИЧЕСКАЯ ЗНАЧИМОСТЬ ПОЛУЧЕННЫХ РЕЗУЛЬТАТОВ. Контактно-сепарационные устройства элементного типа, разработанные на уровне изобретений, нашли широкое применение в газовой промышленности в массообменных аппаратах при осушке природного газа диметилгликолем (разработанный аппарат был принят к серийному изготовлению и внедрению с присуждением ему высшей категории качества), в газосепараторах для очистки природного газа от конденсата, которые также приняты к серийному изготовлению и внедрению на различных газовых промыслах страны. Кроме того, эти устройства нашли применение для отделения капельной жидкости из отходящей азото-водородной смеси стадии гидрирования бензола на Гродненском, Северодонецком ПО "Азот".

Промышленные испытания сепарационного устройства с криволинейными каналами в выпарных аппаратах производства карбамида при отделении капель жидкости кристаллизующихся растворов от пара показали эффективную и стабильную его работу, что позволило уменьшить влажность продукта, исключить кристаллизацию и "зарастание" устройства. Конструкции внедрены на Гродненском, Северодонецком, Днепродзержинском ПО "Азот".

Разработанная конструкция осевого вентилятора-сепаратора внедрена при очистке циклонных вентиляционных газовых выбросов от капельной жидкости гравитации цеха производства карбамида на Северодонецком ПО "Азот".

Для сухой очистки отходящих газов цеха нефелинового антипирена Гомельского химического завода изготовлен и в настоящее время проходит испытания противоточный роторно-кольцевой сепаратор.

ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЗНАЧИМОСТЬ ПОЛУЧЕННЫХ РЕЗУЛЬТАТОВ. Суммарный экономический эффект от внедрения разработанных конструкций составил свыше 10 млн. руб. в ценах до 1990 г.

Разработанные конструкции могут быть использованы в процессах тепломассообмена на предприятиях химической, нефтехимической, пищевой и других отраслях промышленности, где требуется очистка газовых (паровых) потоков от дисперсной фазы.

ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ ДИССЕРТАЦИИ, ВНОСИМЫЕ НА ЗАЩИТУ:

- результаты аналитических исследований по изучению требуемой эффективности разделения фаз при их взаимодействии в тепло-массообменных аппаратах;

- основные расчетные зависимости, полученные при теоретическом анализе механизма разделения фаз в призматич., инерционных и роторных сепараторах, позволяющих выявить перспективные направления при проектировании и разработке сепарационных устройств;

- новые конструкции контактно-сепарационных устройств элементного типа с прямоточным и противоточным разделением фаз, инерционных устройств с криволинейными каналами, противоточного роторно-кольцевого сепаратора, осевого вентилятора-сепаратора, разработанных на основании анализа известных способов разделения фаз и конструкций сепараторов.

- результаты аналитического изучения закономерностей движения двухфазного потока (пленки жидкости и вращенного газового потока) в сепарационных элементах;

- результаты экспериментальных исследований структуры двухфазного потока и расчетные зависимости, полученные при анализе и изучении влияния гидродинамических, режимных и структурных характеристик на процесс сепарации и гидравлическое сопротивление разработанных конструкций.

- новую конструкцию роторного массообменного аппарата, а также результаты теоретических и экспериментальных исследований по изучению дисперсного состава капель, их траекторий движения, эффективности сепарации и затрат энергии;

- методы инженерного расчета контактно-сепарационных устройств и рекомендации по практическому использованию разработанных конструкций;

- программное обеспечение для аналитических расчетов на ЭВМ гидродинамических характеристик, влияющих на процесс разделения фаз.

ЛИЧНЫЙ ВКЛАД СОИСКАТЕЛЯ. Весь теоретический материал, изложенный в диссертации и обработка результатов исследований осуществлена лично автором, а выполнение экспериментальных исследований и опытно-промышленных испытаний конструкций проводилось под непосредственным руководством и при

личного участия автора.

АПРОВАЦИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ ДИССЕРТАЦИИ. Результаты работы доложены на 2-м Всесоюзном научно-техническом совещании (г. Сумы, 1982 г.) "Пути совершенствования интенсификации и повышения надежности аппаратов в основной химии"; на 2-м Всесоюзном совещании по проблеме "Абсорбция газов" (г. Гродно, 1983 г.); на Всесоюзных совещаниях "Повышение эффективности и надежности машин и аппаратов в основной химии" (г. Сумы, 1986, 1989 гг.); на научно-техническом семинаре "Современные способы очистки промышленных вентиляционных выбросов" (г. Новополоцк, 1990 г.); на межотраслевой научно-технической конференции "Безотходная технология химических, нефтехимических, гальванических производств и в стройиндустрии. Ресурсосбережения - 90" (г. Куйбышев, 1990 г.); на 4-ой Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации (Северодонецк, 1991 г.); на 3-ей Всесоюзной конференции "Гидродинамические процессы разделения гетерогенных систем" (Тамбов, 1991 г.); на Всесоюзной конференции "Очистка воздуха и обезвреживание отходящих газов" (Пена, 1991 г.); на XV Менделеевском съезде по общей и прикладной химии "Химические проблемы экологии" (Минск, 1993 г.); на международной научно-технической конференции "Ресурсосберегающие и экологически чистые технологии" (Гродно, 1994 г.); на 3-й научно-технической конференции стран СНГ "Процессы и оборудование экологических производств" (Волгоград, 1995 г.)

ОПУБЛИКОВАННОСТЬ РЕЗУЛЬТАТОВ. По результатам исследований опубликовано 17 статей в научных журналах, двух в сборнике, 18 в виде тезисов докладов на различных научно-технических конференциях, получено 16 авторских свидетельств СССР на изобретения. Всего список научных трудов по диссертации включает 53 наименования.

СТРУКТУРА И ОБЪЕМ ДИССЕРТАЦИИ. Диссертация состоит введения, общей характеристики работы, основной части, состоящей из пяти разделов, выводов, списка использованных источников литературы и приложения. Работа изложена на 211 страницах, иллюстрирована 80 рисунками, имеется 15 таблиц, список использованных источников включает 255 наименований.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

ЯВЛЕНИЕ УНОСА И СЕПАРАЦИИ ФАЗ ПРИ ИХ ВЗАИМОДЕЙСТВИИ
В ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ АППАРАТАХ.

В первом разделе приводится краткий обзор способов и устройств для отделения взвешенных частиц от газового потока, которые могут быть использованы в процессах тепло-массообмена.

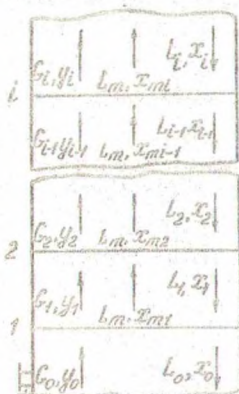


Рис. 1 Расчетная схема

В частности, рассмотрены конструкции циклонных, инерционных, роторных сепараторов, их достоинства и недостатки, а также целесообразность их применения при тех или иных условиях.

Для определения требуемой эффективности разделения фаз в массообменных аппаратах (абсорберах), согласно приведенной на рис. 1 схеме, получена система уравнений материальных балансов при различных значениях концентраций уносимой жидкости. При X_{mi} равной концентрации жидкости, покидающей тарелку, уравнения имеют вид:

$$\left. \begin{aligned} \text{для нижней тарелки} - X_i &= \frac{A_i}{L_0(1-X_0) + A_i} ; \\ \text{для промежуточной тарелки} - X_i &= \frac{A_i}{L_{i-1}(1-X_{i-1}) + A_i} ; \\ \text{для верхней тарелки} - X_n &= \frac{A_n}{L_{n-1}(1-X_{n-1}) + A_n} ; \end{aligned} \right\} (1)$$

где

$$\begin{aligned} A_i &= G_i Y_i + (L_m + L_0) X_0 - G_0 Y_0 ; \\ A_i &= G_i Y_i + (L_m + L_{i-1}) X_{i-1} - G_{i-1} Y_{i-1} - L_m X_{i-2} ; \\ A_n &= G_n Y_n + L_{n-1} X_{n-1} - G_{n-1} Y_{n-1} - L_m X_{n-2} . \end{aligned}$$

При решении (1) использован метод расчета от тарелки к тарелке, для чего величины G_i и L_i выражались соотношениями $G_i = G_{i-1}(1 - Y_{i-1}) / (1 - Y_i)$, $L_i = L_{i-1}(1 - X_{i-1}) / (1 - X_i)$, $z = Y_i$ через коэффициент полезного действия ξ (к.п.д. по Мер-

(при): $y_i = y_{i-1} - \xi [y_{i-1} - y^*(x_{i-1})]$.

Расчет допустимой величины уноса проведен для общего случая, т.е. при различных соотношениях по высоте массообменного аппарата L_i/ξ_i , степени поглощения ε , эффективности контактных устройств (тарелок) ξ , а также с учетом различной концентрации уносимой с тарелки на тарелку жидкой фазы. Установлено, что с некоторым запасом допустимая величина уноса может приниматься равной $e_{\text{доп}} = 0.1 \xi$.

Приведены зависимости, позволяющие рассчитывать величину уноса для наиболее распространенных конструкций тарелок в зависимости от их геометрических параметров, физических свойств газожидкостных систем и их расходов.

Рассмотрены теоретические основы проектирования сепарационных устройств и сделан анализ механизма разделения фаз различными конструкциями. Получены дифференциальные уравнения, описывающие траектории движения частиц при движении закрученного газового потока в цилиндрическом элементе, в криволинейном канале и в каналах сепаратора роторного типа. При допущении, что частицы имеют шарообразную форму, не оказывают влияния при движении друг на друга и основными силами, действующими на частицы, являются сила тяжести и сила сопротивления среды уравнения принимают вид:

- при движении частиц в закрученном газовом потоке

$$\left. \begin{aligned} \dot{v}_r &= \frac{v_\varphi^2}{r} = k \psi v_r / |\vec{v}_{0m}| ; \\ \dot{v}_\varphi + \frac{v_\varphi \dot{\varphi}}{r} &= k \psi (\omega_\varphi - v_\varphi) / |\vec{v}_{0m}| ; \\ \dot{v}_z &= k \psi (\omega_z - v_z) / |\vec{v}_{0m}| - g ; \end{aligned} \right\} \quad (2)$$

- при движении в криволинейном канале

$$\left. \begin{aligned} \dot{v}_r &= -g \sin \varphi - \psi k v_r / |\vec{v}_{0m}| + r \dot{\varphi}^2 ; \\ \dot{v}_\varphi &= -g \cos \varphi + \psi k [\omega(r) - v_\varphi] / |\vec{v}_{0m}| - v_r \dot{\varphi} ; \end{aligned} \right\} \quad (3)$$

- при движении в каналах сепаратора роторного типа

$$\left. \begin{aligned} \dot{n} &= 2s\omega + (n + R_n \sin \beta)\omega^2 - \psi k n / |\vec{v}_{0m}| ; \\ \dot{s} &= -2n\omega + (s - R_n \cos \beta)\omega^2 + \psi k [\omega(r) - s] / |\vec{v}_{0m}| ; \end{aligned} \right\} \quad (4)$$

где $K = 3\rho_1/4\rho_2 d_v$; U_0, U_r, U_z - тангенциальная, радиальная и осевая составляющие скорости частицы, м/с; U_0, U_z - тангенциальная и осевая составляющие скорости газового потока, м/с; ψ - коэффициент сопротивления среды; V_{rel} - абсолютное значение относительной скорости, м/с; β - угол наклона шпалек, град.; $\varphi, \mu, \delta, \tilde{\mu}, \tilde{\delta}$ - обобщенные координаты и обобщенные скорости по соответствующим координатам, соответственно.

Решения уравнений (2), (3), (4), полученные численным методом Рунге-Кутты Фелдберга с заданными условиями, которые варьировались в широком диапазоне их значений, позволили установить основные факторы, влияющие на процесс сепарации. Результаты расчетов были использованы при разработке и проектировании новых сепарационных устройств.

РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ ИНЕРЦИОННЫХ СЕПАРАЦИОННЫХ УСТРОЙСТВ ДЛЯ ОТДЕЛЕНИЯ КАПЕЛЬ И ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ ИЗ ПОТОКОВ ГАЗА

При разработке конструкций во внимание приняты следующие требования, предъявляемые к аппаратному оформлению сепарации фаз в тепломассообменных процессах: устройства должны обладать высокой эффективностью разделения фаз; способствовать интенсификации процессов тепломассообмена; обладать широким диапазоном изменения газо-жидкостных нагрузок; быть компактными и простыми в изготовлении; обладать невысоким гидравлическим сопротивлением.

На рис. 2 представлены устройства, выполненные в виде циклонных сепараторов элементного типа и предназначенные для отделения капельной жидкости в тепломассообменных аппаратах, а также инерционные устройства с криволинейными каналами - для отделения от газовой (паровой) потоков капель кристаллизующихся растворов и вязких жидкостей.

В задачу экспериментальных исследований устройств элементного типа, разделение и взаимодействие фаз в которых происходит по принципу притока (рис. 2а), входило изучение влияния режимных и геометрических параметров: на величину оттока жидкой фазы через отверстия круглой формы и отверс-

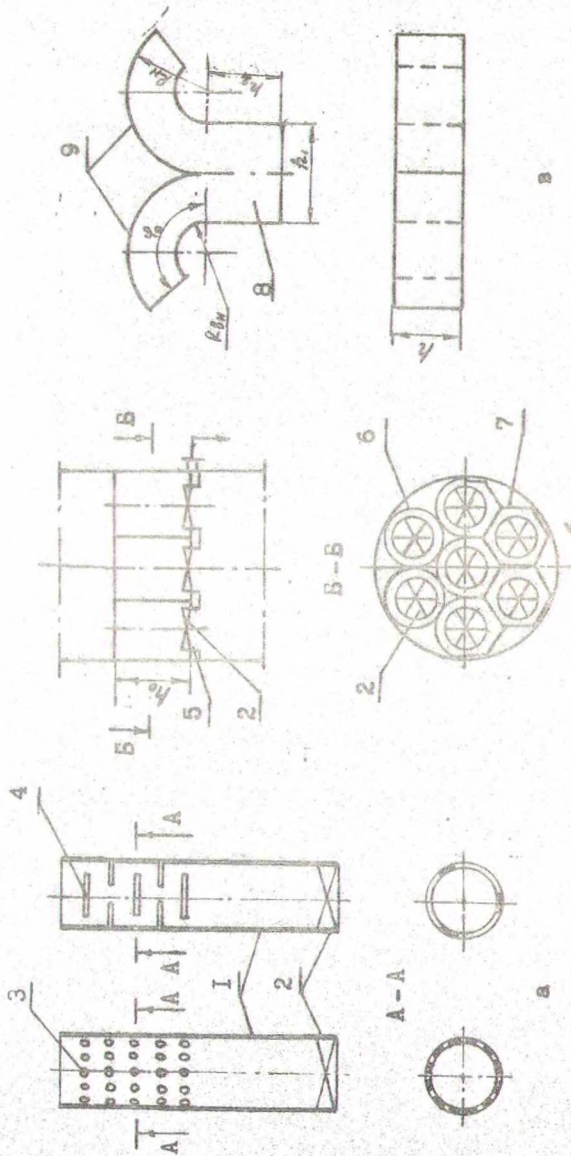


Рис. 2. Сепарационные устройства. а, б - элементного типа, в - с кризольными каналами. 1 - цилиндрический патрубков; 2 - зажиматель; 3 - круглые отверстия; 4 - щели; 5 - стакан; 6 - шестиугольный патрубков; 7 - шестиугольный патрубков; 8 - входной патрубков; 9 - кризольные каналы.

тия, выполненные в виде щелей; на коэффициент расхода жидкости через отверстия при закрученном ее движении; на движущую силу процесса истечения жидкости через отверстия; на толщину пленки жидкости и направление ее движения. При этом параметры изменялись в пределах: вязкость жидкости $\nu = (1.0 \dots 390) 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; нагрузки по жидкости $q_0 = 0 \dots 1.4 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}$ по газу $W_n = 10 \dots 29 \text{ м/с}$; угол наклона лопаток завихрителя $\beta = 30 \dots 60$ град.; отношение $\Sigma f_{от} / f_n = 0.07 \dots 0.21$; число рядов отверстий $m_0 = 1 \dots 5$; число круглых отверстий $n = 12 \dots 24$; щелевидных принималось равным 3. Нижний ряд отверстий выполнен на расстоянии $2.4 d_n$ от завихрителя, шаг между отверстиями по высоте элемента составлял $0.3 d_n$.

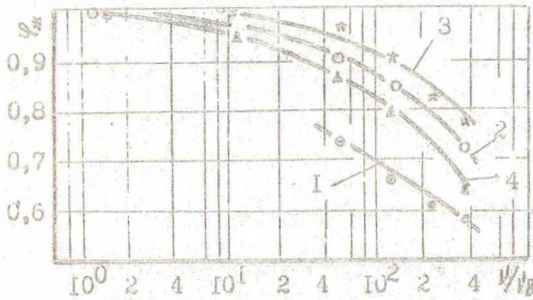


Рис. 3. Влияние вязкости жидкости на долю отсепарированной жидкости ($m_0 = 5$, $q_0 = 1.0 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}$, $\beta = 30$). Элемент с круглыми отверстиями $\Sigma f_{от} / f_n = 0.18$; 1 - $W_n = 10.2 \text{ м/с}$; 2 - 20.3 ; 3 - 28.5 ; 4 - элемент с колпачком ($\delta = 5 \text{ мм}$), $W_n = 20.3 \text{ м/с}$

Результаты эксперимента (некоторые представлены на рис. 3) аппроксимированы в виде выражения, позволяющего рассчитать долю отсепарированной жидкости от общего количества поступающей в элемент в зависимости от влияющих факторов:

$$q_{от} = A_0 R_{\tau}^a q_0^b (\nu/\nu_0)^c (F_{от}/f_n)^d (\text{tg } \beta)^k \quad (5)$$

Численные значения коэффициентов для узла сепарации с круглыми (щелевидными) отверстиями соответственно равны:

$$A_0 = 1.85 \cdot 10^{-2} (16.5 \cdot 10^{-2}); \quad a = 0.2(0.4); \quad b = 0.24(-0.19); \\ c = -0.14(-0.18); \quad d = 0.52(0.48); \quad k = -0.21(-0.63).$$

Среднее относительное отклонение расчетных значений по (5) от опытных не превышает 20%.

Опытные данные при исследовании коэффициента расхода (α) при истечении закрученного потока жидкости через от-

веротия различной формы показали, что численные его значения незначительно отличаются от значений λ без закрутки.

Для определения движущей силы ($\Delta P'$) процесса истечения жидкости из отверстий, обусловленной давлением двухфазного закрученного потока, проведены экспериментальные исследования по замерам толщины пленки жидкости (методом локальной электропроводности), ее направления движения (методом тросирования) и распределения осевой и тангенциальной составляющих скорости закрученного газового потока. Полученные опытные данные сравнивались с результатами аналитических расчетов характеристик пленки жидкости и движущей силы процесса истечения жидкости.

Для расчета характеристик пленки жидкости, движущей под воздействием закрученного газового потока, рассмотрено ее осесимметричное движение по внутренней стенке вертикально установленного цилиндра радиусом R . Ось цилиндрической системы координат направлена вниз по оси цилиндра. В силу осесимметричности $\partial/\partial\varphi = 0$ и прямая $u_\varphi = 0$, из уравнения неразрывности

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r u_r) + \frac{\partial u_z}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial w}{\partial \varphi} = 0 \quad (6)$$

получим $\partial u_z / \partial z = 0$, следовательно, при этих условиях решение уравнения Навье-Стокса будет автомодельным, т.е. скорость пленки будет функцией радиуса $u_z = u_z(r)$.

Для осевой составляющей уравнение Навье-Стокса принимает вид:

$$\mu \frac{1}{r} \frac{d}{dr} \left(r \frac{du_z}{dr} \right) + \rho g = \frac{dP}{dz} = 0 \quad (7)$$

Считаем, что выполняется условие прилипания на стенке цилиндра и касательная напряженность ($\tau_{z,r}$) на границе раздела фаз газ-жидкость известна.

$$u_z|_{r=R} = 0; \quad \mu \frac{du_z}{dr} \Big|_{r=R} = -\tau_{z,r} \quad (8)$$

Кроме того, принимается $\partial^2 u_z / \partial z^2 = \text{const} = \psi$. Тогда после интегрирования (7) получаем

$$u_z = c_1 \ln r - \frac{\rho g - \psi}{4\mu} r^2 + c_2 \quad (9)$$

Учитывая граничные условия (8) и переходя к безразмерным переменным $\bar{r} = r/R$ и $\bar{z} = z/l$, а также заменив перепад давления $\Delta P/dz$ касательными напряжениями из условия равновесия сил, выражение, описывающее распределение скоростей в пленке жидкости, принимает вид:

$$u_z = \frac{\tau_{z,r} R}{2\mu (1-\delta)} (1-\bar{r}^2) + \frac{\rho g R^2}{4\mu} [2(1-\bar{z})^2 \ln \bar{r} + (1-\bar{r}^2)] \quad (10)$$

Для объемного расхода жидкости по площади поперечного сечения пленки, относительного к единице периметра цилиндра, получена зависимость:

$$\psi = \frac{\tau_{z,r} R^2}{8\mu} \left[\frac{1}{1-\bar{z}} + (1-\bar{z})^3 - 2(1-\bar{z}) \right] + \frac{\rho g R^2}{4\mu} \left[\frac{1}{4} + \frac{3}{4}(1-\bar{z})^4 - (1-\bar{z})^2 - (1-\bar{z})^4 \ln(1-\bar{z}) \right] \quad (11)$$

Касательные напряжения $\tau_{z,r}$ на границе раздела фаз определяются по формуле:

$$\tau_{z,r} = \lambda_r \rho u_{om}^2 / 8 \quad (12)$$

Входящие в (12) коэффициент гидравлического трения λ_r и относительную скорость u_{om} можно рассчитать по формулам:

$$\lambda_r = \lambda_{r0} (1 + 300\delta/d_n); \quad (13)$$

$$u_{om} = u_r / \psi_r - \bar{u}_{mz}, \quad (14)$$

где λ_{r0} - коэффициент гидравлического трения при движении газа в неогруженых трубах; ψ_r - газоосодержание; \bar{u}_{mz} - среднерасходная скорость пленки, м/с.

Полученные зависимости позволили рассчитать среднюю толщину пленки жидкости, критическую скорость газового потока, при которой противоточное движение пленки переходит в прямоочное, а также приблизительно определить давление, оказываемое пленкой жидкости на стенку элемента. Как показали

расчеты, численные значения последнего составляют незначительную долю ($\pm 10\%$) и им можно пренебречь. Поэтому с небольшой погрешностью нами принято, что давление на внутренней стенке элемента обусловлено только воздействием тангенциальной составляющей (u_φ) вектора полной скорости газового потока. Тогда расчет движущей силы приближенно может быть выполнен аналитически при известном профиле скоростей газового потока в элементе.

Для решения поставленной задачи принималось, что профили скоростей остаются постоянными по длине канала, $\partial/\partial z = 0$ и $\partial/\partial \varphi = 0$.

Тогда уравнение Навье-Стокса (без учета действия сил тяжести) и уравнение неразрывности для установившегося движения закрученного газового потока в цилиндрической системе координат запишутся в виде:

$$\rho_r (u_r \frac{\partial u_r}{\partial r} - \frac{u_\varphi^2}{r}) = -\frac{\partial p}{\partial r} + \mu_r (\frac{\partial^2 u_r}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial u_r}{\partial r} - \frac{u_r}{r^2}); \quad (15)$$

$$\rho_r (u_r \frac{\partial u_\varphi}{\partial r} + \frac{u_r u_\varphi}{r}) = \mu_r (\frac{\partial^2 u_\varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial u_\varphi}{\partial r} - \frac{u_\varphi}{r^2}); \quad (16)$$

$$\frac{\partial u_z}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r u_r) = 0. \quad (17)$$

При движении закрученных потоков внутри цилиндра радиальная составляющая скорости (u_r) незначительна и ее можно принять $u_r = 0$. Тогда $\partial u_z / \partial z = 0$ (что соответствует коротким трубам) и уравнения (15), (16) преобразуются к виду:

$$\frac{d p_r}{d r} = \rho_r \frac{u_\varphi^2}{r}; \quad (18)$$

$$\frac{d^2 u_\varphi}{d r^2} + \frac{1}{r} \frac{d u_\varphi}{d r} - \frac{u_\varphi}{r^2} = 0 \quad (19)$$

За граничные условия приняты $u_\varphi = 0$ при $r = R$,

$$\bar{u}_\varphi = \frac{1}{\pi R^2} \int_0^R u_\varphi 2\pi r dr = 2 \int_0^1 u_\varphi \bar{r} d\bar{r}, \quad (20)$$

где $\bar{r} = r/R$.

На основании анализа решения (19) и полученных экспериментальных данных тангенциальная скорость может быть пред-

тавлена как

$$u_\varphi = \begin{cases} \frac{3}{4} \bar{u}_\varphi \frac{1 + \bar{r}_{max} \bar{r}}{\bar{r}_{max}^2}, & 0 \leq \bar{r} < \bar{r}_{max}; \\ \frac{3}{4} \bar{u}_\varphi (\frac{1}{\bar{r}} - \bar{r}) / (1 - \bar{r}_{max}), & \bar{r}_{max} \leq \bar{r} \leq 1. \end{cases} \quad (21)$$

(\bar{r}_{max} - значение \bar{r} , соответствующее максимуму u_φ).

После определения произвольных постоянных, подстановки u_φ в (18) и интегрирования получено выражение для расчета давления газа на внутреннюю стенку элемента:

$$p_r = \int_0^1 \frac{u_\varphi^2}{\bar{r}} d\bar{r} = \frac{9}{16} \rho_r \bar{u}_\varphi^2 (1 + \frac{1}{\bar{r}_{max}^2} + \frac{1}{2 \bar{r}_{max}^2} + 2 \ln \bar{r}_{max} - \frac{\bar{r}_{max}}{2}) \quad (22)$$

Для случая, когда максимум расположен достаточно близко к стенке ($\bar{r}_{max} \approx 1$) $u_\varphi = 3 \bar{u}_\varphi \bar{r} / 2$ уравнение (22) принимает вид:

$$p_r = \frac{9}{8} \rho_r \bar{u}_\varphi^2 \quad (23)$$

Показано, что расчетные значения по (22) хорошо согласуются с экспериментальными данными.

При обработке экспериментальных данных по замеру гидравлического сопротивления устройств получена зависимость для расчета коэффициента сопротивления орошаемой конотрукции:

$$\xi_{op} = 225.2 Re_r^{-0.52} (tg \beta)^{-1.2} + 0.107 + 5.4 \cdot 10^{-4} Re_{in} + 9.9 \cdot 10^{-3} 1/\beta. \quad (24)$$

Согласно проведенным исследованиям, прямоточные конотрукции сепарационных устройств хотя и отвечают требованиям разделения фаз в массообменных процессах с небольшими нагрузками по жидкости, однако обладают повышенным гидравлическим сопротивлением вследствие незначительной доли сечения аппарата для прохода газового потока (25%). В этой связи нами разработаны устройства с противоточным разделением фаз (рис. 26) одно- и многоэлементного типа, эффективность сепарации и гидравлическое сопротивление которых исследовано в пределах изменения основных геометрических и режимных параметров: $q = 0 \dots 140 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $u_n = 0 \dots 7,0 \text{ м/с}$; $h_0/h_n = 0,47 \dots 0,7$; $h_0 = 1,3 d_n$ без отбойного колпачка и $h_0 = d_n$ - с отбойным колпачком. Завихритель использовался лопастного типа

с шестью лопастями, имеющими угол наклона 30° .

Получены зависимости для расчета эффективности сепарации (рис.4) и потерь давления для устройств с круглыми и шестигранными патрубками. Установлено, что одноэлементные конструкции по эффективности сепарации не уступают конструкциям по рис.2а при значительно меньшем гидравлическом сопротивлении. Использование многоэлементных устройств приводит к

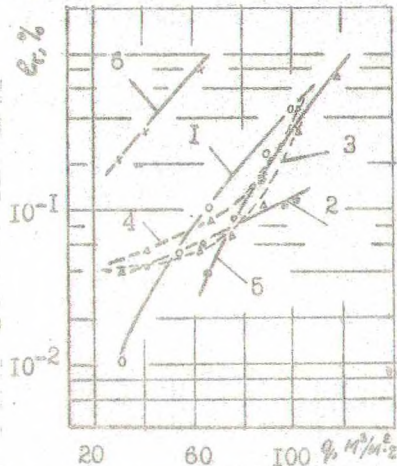


Рис.4. Влияние газожидкостных нагрузок на величину уноса.
1, 4, 5 - элемент с отбойным козырьком, $W_n = 3.9$; 4.8; 6.2 (соответственно); $f_{\text{в}}/f_n = 0.7$.
2, 3, 6 - без отбойного козырька, $W_n = 3.9$; 4.8; 6.2 м/с (соответственно), $f_{\text{в}}/f_n = 0.7$

некоторому снижению сепарации по сравнению с одноэлементными. Одним из недостатков циклонных сепараторов является не удовлетворительная их работа при улавливании капель кристаллизующихся растворов вследствие 'зарастания' конструкции отложениями кристаллов, а также каплей вязкой жидкости.

Для отделения капель кристаллизующихся растворов от газового потока и капель вязких жидкостей предложены сепарационные устройства с криволинейными патрубками прямоугольного сечения развернутыми в разные стороны (рис.2в).

Лабораторные исследования по изучению эффективности сепарации и гидравлического сопротивления, проведенные на бречах вода-воздух и водные растворы глицерина-воздух, а также промышленные испытания конструкции в выпарных аппаратах производства карбамида показали их высокую эффективность и стабильную работу. Установлено, что в исследованном диапазоне изменения параметров, влияющих на процесс сепарации ($W_n = 3.0 \dots 29.0$ м/с, $q = 1.0 \dots 100.0$ м³/м²ч, $D/d_0 = 3.85 \dots 5.5$, $\varphi_0 = 90^\circ, 150^\circ$; $k = 0.05$ м, $k_1 = 0.06$ м, $k_2 = 0.09$ м, (см.рис.2в) $d_1/d_2 = 1.0 \dots 390$), основными значимыми факторами являются отношение D/d_0 , вязкость

жидкости ν , скорость газового потока W_2 и угол φ_0 . Некоторые результаты представлены на рис. 5. Опытные данные аппроксимированы в виде зависимости

$$\varphi_{\text{ж}} = C_0 \cdot Re_r^a \cdot q^b \left(\frac{2/d_0}{d_0} \right)^c \left(\nu/\nu_0 \right)^d \quad (25)$$

Приводятся численные значения коэффициентов для различных углов φ_0 .

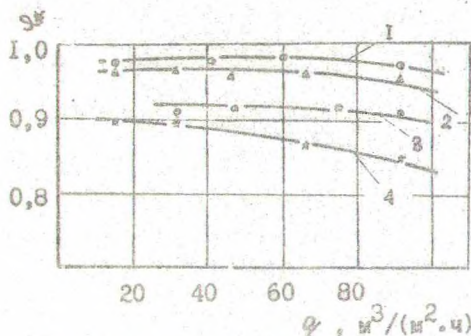


Рис. 5. Влияние плотности орошения на долю отсепарированной жидкости. 1, 2 - $\nu/\nu_0 = 58$, $\nu/\nu_0 = 1,0$, соответственно при $W_2 = 21,6$ м/с, $2/d_0 = 3,85$, $\varphi_0 = 90^\circ$; 3, 4 - $\varphi_0 = 120^\circ$, $\varphi_0 = 90^\circ$, соответственно при $W_2 = 28,5$ м/с, $2/d_0 = 3,85$, $\nu/\nu_0 = 1,0$

деляемых сред и геометрические параметры. Кроме того, расчет траекторий движения частиц выполнен при постоянной скорости газового потока по радиусу канала, а также для профиля скоростей, полученного экспериментально. Результаты расчета по (3) при наилучших условиях сепарации были аппроксимированы более простым для расчета выражением:

$$\varphi_0 = 291,5 Re_r^{-0,053} \left(\frac{R_N - R_{0N}}{R_{0N}} \right)^{0,265} \left(\frac{P_N - P_r}{P_r} \right)^{-0,132} \quad (26)$$

Среднее квадратичное отклонение при сопоставительном анализе результатов расчета по (26) и (3) не превышает 13%.

Для расчета коэффициента сопротивления орошаемого устройства по результатам эксперимента получена зависимость:

$$\xi_{op} = 0,287 Re_r^{0,046} \left(\eta/R_{cp} \right)^{-0,11} \varphi_0^{0,23} - 0,029^{0,62} \left(\nu/\nu_0 \right)^{0,11} \quad (27)$$

Наряду с экспериментом проведен аналитический расчет сепарации, который сводился к анализу траектории движения частиц и определению основных конструктивных характеристик. При этом использовались зависимости (3) с теми же допущениями. При решении уравнений варьировались как начальные условия, так и физические свойства разделяемых сред.

Наряду с результатами исследований по улавливанию капельной жидкости в работе приводятся также конструкции и результаты исследований эффективности сепарации и потерь давления горизонтальных циклонных сепараторов с двумя зонами очистки (грубой и тонкой), предназначенных для отделения твердых частиц. Выявлено влияние плотности и размера частиц на величину уноса при изменении скоростей газового потока в аппаратах в пределах 0.5...6.5 м/с. Численные значения коэффициентов сопротивления, отнесенных к скорости газа на полное сечение аппаратов, составляло 30...38.5.

При сравнительных исследованиях эффективности сепарации твердых частиц и капель жидкости в сепарационном устройстве с нисходящим движением потока установлено, что она выше при отделении капельной жидкости. Результаты экспериментов обобщены в виде расчетных и графических зависимостей.

РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ РОТОРНЫХ СЕПАРАТОРОВ

Для очистки низкотемпературных газовых потоков непосредственно в тепло-массообменных аппаратах, или вне их разработаны роторно-кольцевой сепаратор с плоскими пластинами и соевой сепаратор-вентилятор, схематично представленные на рис. 6

Роторно-кольцевой сепаратор состоит из ротора 1, размещенного в цилиндрической обечайке 2 и выполненного в виде набора плоских колец 3, диаметр которых увеличивается по высоте сепаратора, образуя ступеньки. Ротор жестко закреплен на валу 4 и вращается от электродвигателя. Очищаемый газ, поступая в сепаратор, равномерно распределяется по ступенькам и попадает в каналы 5 между лопатками 6, где движется от периферии к центру. Твердые частицы (или капли жидкости), соприкасаясь с лопатками, осаждаются на них и под действием центробежных сил отбрасываются на стенку обечайки, а затем удаляются. Опыты проведены на системах газ-твердое и газ-жидкость. В качестве твердых примесей использовалась соль NaCl с размером частиц 25-100 мкм, в качестве жидкости - диэтиленгликоль, диспергированный форсункой. Частота вращения ротора изменялась в пределах 10-80 рад/с, скорость газо-

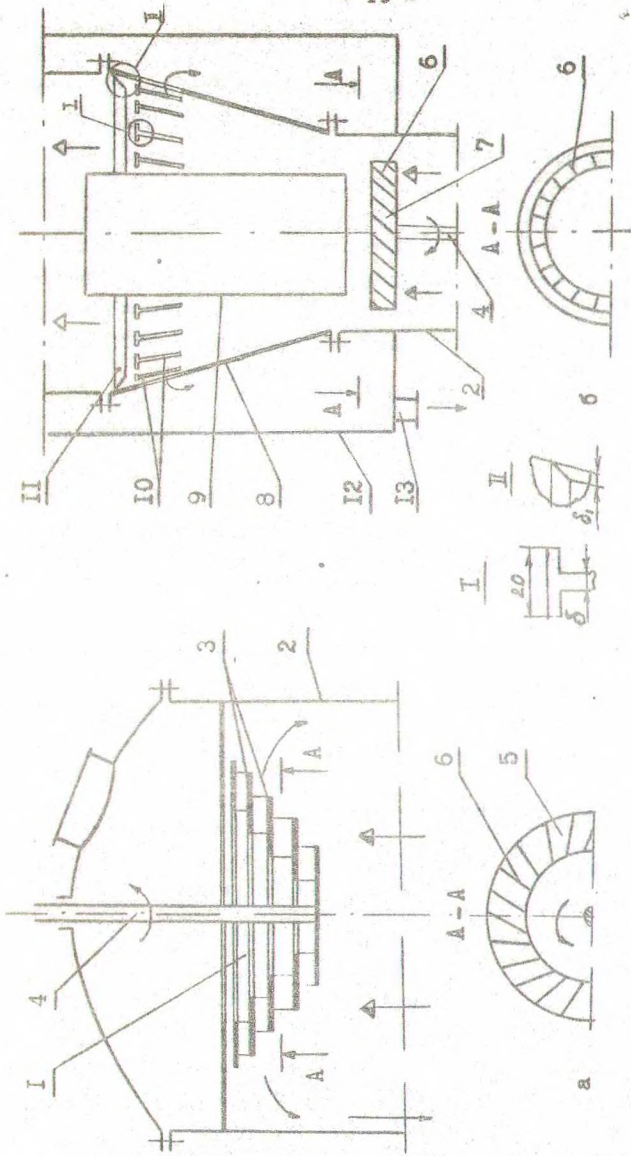


Рис. 6. Роторные сепараторы. а - противоточно-кольцевой; б - осевой сепаратор-сентрифугор.
1 - ротор; 2 - обечайка; 3 - плоские кольца; 4 - вал; 5 - канал; 6 - лопатки; 7 - ко-
лесо; 8 - конический диффузор; 9 - внутренний цилиндр; 10 - отверстие; 11 - отбойный
элемент; 12 - корпус; 13 - штуцер для отвода жидкости.
↑ - газозвесь; ↓ - очищенный газ.

вого потока по аппарату - 1-10 м/с. Установлено, что с увеличением скорости вращения ротора унос жидкости и твердых

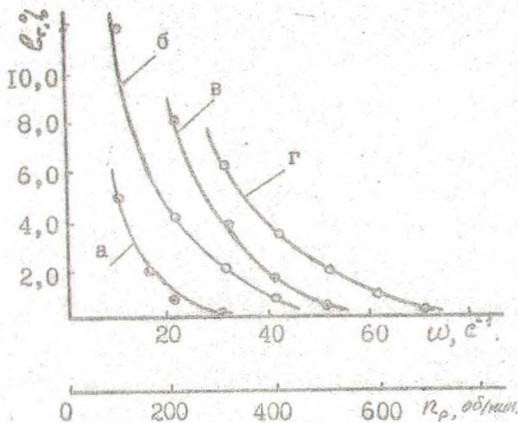


Рис. 7. Влияние скорости вращения ротора на величину уноса твердых примесей (кривые б, г) и капель жидкости (кривые а, в). $\alpha_{\text{ж}} = 50$ мкм; а - $w_{\text{га}} = 1.8$ м/с; б - 1.8 м/с; в - 3.7 м/с; г - 3.7 м/с

частиц уменьшается и при некоторых значениях приближается к нулю (см. рис. 7). Повышение скорости газа приводит к росту величины уноса.

Выявлено, что эффективность сепарации жидкой фазы выше, чем для твердой, а снижение отношения диаметра ступени к диаметру обечайки заметно

го влияния на величину уноса не оказывает.

При аналитическом расчете параметров (длины каналов, скорости вращения колеса и т. п.), использованы дифференциальные уравнения (4), которые решались при варьировании всех факторов, влияющих на процесс сепарации. Результаты расчета аппроксимированы в виде зависимости безразмерных комплексов, удобной для инженерных расчетов.

Принцип работы осевого сепаратора-вентилятора (см. рис. 6б) аналогичен противоточно-кольцевому сепаратору. Отличие заключается в том, что колесо 7 выполняет одновременно функции как сепаратора, так и вентилятора, а для отвода жидкой фазы предусмотрен конический диффузор 8 с внутренним цилиндром 9. Отток жидкости осуществляется через отверстия 10.

В задачу экспериментальных и теоретических исследований входило:

- 1) определение конструктивных и расходных характеристик рабочего колеса, при которых будет достигаться сепарация капель жидкости на стенку конического диффузора;

2) разработка методики расчета угла сепарации, включающая в себя определение необходимого количества щелей и их геометрических размеров, которые обеспечивали бы полный отвод жидкой фазы с внутренней стенки диффузора.

При решении первой поставленной задачи рассмотрен баланс сил, действующих на частицы и получены дифференциальные уравнения (как и для конструкции на рис. 6а) для расчета траектории движения частиц и, соответственно, характеристик, определяющих конструкцию колеса:

$$\left. \begin{aligned} \ddot{\eta} &= \omega \sin \beta (2\dot{s} + n\omega \sin \beta - \ell \omega \cos \beta) + B_1; \\ \ddot{\ell} &= \omega \cos \beta (\ell \omega \cos \beta - 2\dot{s} - n\omega \sin \beta) + B_2; \\ \ddot{s} &= 2\omega (\dot{\ell} \cos \beta - \dot{\eta} \sin \beta) + \omega^2 (S - R_n); \end{aligned} \right\} (28)$$

где $B_1 = -g \cos \beta + \chi \kappa (\dot{\ell}_y / \sin \beta) \cdot 1/\bar{V}_{oml}$;

$B_2 = -g \sin \beta + \chi \kappa (\omega \kappa - \dot{s}_z / \cos \beta) \cdot 1/\bar{V}_{oml}$;

$\dot{\ell}_y, \dot{s}_z$ - относительные скорости частицы по осям y и z

За обобщенные координаты приняты подвижные координаты, направленные по ширине лопатки ℓ , перпендикулярно ей η и к оси вращения колеса s , а начальные условия - наиболее неблагоприятные с точки зрения сепарации.

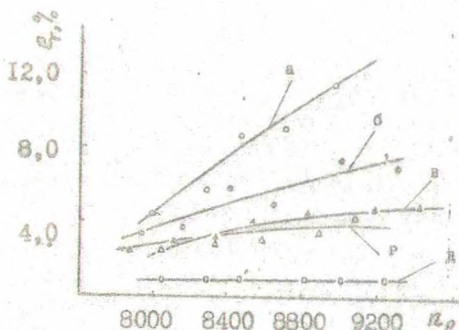


Рис. 8. Влияние числа оборотов рабочего колеса на величину уноса жидкости. а, б, в - прямые (обычные) щели с $d = (4, 5, 6) \cdot 10^{-3}$ м, соответственно; г - I-образные щели с $d = 6 \cdot 10^{-3}$ м, д - диффузор с отбойником, $d = 6 \cdot 10^{-3}$ м, $d_1 = 5 \cdot 10^{-3}$ м.

По результатам расчета (28) получена более простая зависимость, позволяющая рассчитать необходимую ширину лопаток. Для расчета угла сепарации проведены экспериментальные исследования по замеру величины уноса жидкости при равных расходных и геометрических параметрах (рис. 8.), по изучению профилей скоростей в сечениях между диффузором и

внутренним цилиндром, давления, оказываемого газовым потоком на внутреннюю стенку диффузора, а также напора, развиваемого колесом. На основании исследований установлена высота диффузора, при которой давление на внутренней стенке и наружной имеет одинаковые значения и таким образом, определено местоположение щелей для отвода отсепарированной фазы. Как следует из рис. 8 наибольшей эффективностью разделения обладает конструкция диффузора, выполненная с продольными щелями и включающая конический отбойник (см. рис. 6).

РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ РОТОРНОГО ТЕПЛОМАССОБМЕННОГО АППАРАТА

Учитывая, что механизм взаимодействия в роторных тепло-массообменных аппаратах и разделения фаз в роторных сепараторах весьма идентичен, важно было установить, следует ли предусматривать дополнительные сепарационные устройства в аппаратах роторного типа. В частности, нами разработан роторный тепло-массообменный аппарат с перекрестным взаимодействием фаз, выполненный в виде соосно установленных перфорированных цилиндров, жестко закрепленных с валом, и проведены экспериментальные и теоретические исследования по изучению характеристик, влияющих на процесс сепарации. Прежде всего с помощью стробоскопического фотогазирования был исследован дисперсный состав капель, образующихся при диспергировании жидкой фазы (воды) перфорированными цилиндрами, и проведена статистическая обработка результатов измерений.

Установлено, что средний диаметр капель зависит не только от числа оборотов, но и от диаметра отверстий перфорации и может быть рассчитан по эмпирической зависимости:

$$d_{cp} = 0,089 \left(\frac{N K_a}{30} \right)^{-0,64} \left(\frac{d_{om}}{24} \right)^{0,31} \quad (29)$$

Результаты эксперимента показали, что процесс дробления капель имеет вероятностный характер, поэтому дисперсный состав капель описан степенно-показательным распределением, функции распределения и плотности приведенного размера $t = d/d_p$, который имеет вид:

$$F_n(t) = \frac{n}{\gamma\left(\frac{m+n+1}{n}\right)} \int_0^t x^{m+\alpha} \exp(-x^n) dx; \quad (30)$$

$$f_n(t) = \frac{n}{\gamma\left(\frac{m+n+1}{n}\right)} t^{m+\alpha} \exp(-t^n). \quad (31)$$

Задавшись условием совпадения моментов экспериментального статистического и аналитического распределения определены средние значения, используемые при оценке дисперсного состава из выражения

$$d_{p,q}^{p-q} = M_p(d)/M_q(d) = \frac{\sum_{i=1}^n \rho_i d_i^p}{\sum_{i=1}^n \rho_i d_i^q}. \quad (32)$$

Параметры m , n и α определены из соотношений

$$\frac{t_{p,q}}{d_{p,q}} = \frac{t_{1,q}}{d_{1,q}} = \frac{t_{2,q}}{d_{2,q}} = \frac{t_{3,q}}{d_{3,q}} = \frac{1}{\alpha}. \quad (33)$$

Приведенные средние значения для (30), (31) выражены через гамма-функции

$$t_{p,q} = \left[\gamma\left(\frac{m+p+1}{n}\right) / \gamma\left(\frac{m+q+1}{n}\right) \right]^{\frac{1}{p-q}} \quad (34)$$

Установлено, что дисперсный состав имеет характеристики: $d_{2,0}/d_{1,0} = 1.043$; $d_{3,0}/d_{1,0} = 1.08$; $d_{4,0}/d_{1,0} = 1.11$; $d_{max}/d_{1,0} = 1.58$. Система (33) дает следующие значения параметров: $n = 4.5$; $m = 2.5$; $t_{1,0} = 0.84$; $t_{max} = 1.7$. Параметр $t = 0.84 d/d_{1,0}$ является приведенным. Полученные функции

$$F_n(t) = \frac{4.5}{\gamma[(3.5+\kappa)/4.5]} \int_0^t x^{2.5+\kappa} \exp(-x^{4.5}) dx; \quad (35)$$

$$f_n(t) = \frac{4.5}{\gamma[(3.5+\kappa)/4.5]} t^{2.5+\kappa} \exp(-t^{4.5}). \quad (36)$$

описывают с высокой степенью точности распределения количества ($\kappa = 1$, $\gamma = 1$), поверхности ($\kappa = 2$, $\gamma = 0.9126$) и объема ($\kappa = 3$, $\gamma = 0.8357$) капель жидкости, распыленной в роторном аппарате.

Результаты исследований дисперсного состава капель позволили в дальнейшем провести расчет траектории движения их между цилиндрами, выявить основные факторы, влияющие на унос

капель и установить диапазон рабочих скоростей газового потока в аппарате. При этом дифференциальные уравнения, описывающие движение взвешенных частиц, получены при допущении сферической формы частиц, отсутствия влияния при их движении друг на друга и их дробления, а их расчет позволил определить скорость газового потока, при которой уносятся капли (капли) определенного размера.

Экспериментальное исследование величины уноса проводилось на системе вода-воздух при изменении параметров в следующих пределах: плотности орошения (q) - 0,5, 11,0 м³/(м²ч), скорости газового потока по обечию аппарата (u_a) - 0,5, 3,5 м/с, частоты вращения ротора (n_p) - 500, 1000 об/мин. Установлено (см. рис.9), что с повышением скорости газа и частоты вращения ротора величина относительного уноса возрастает. При увеличении плотности орошения вначале происходит резкое снижение уноса, затем при $q < \sim 6,0$ м³/(м²ч) величина e_r при $n_p = \text{const}$ и $u_a = \text{const}$ практически не изменяется.

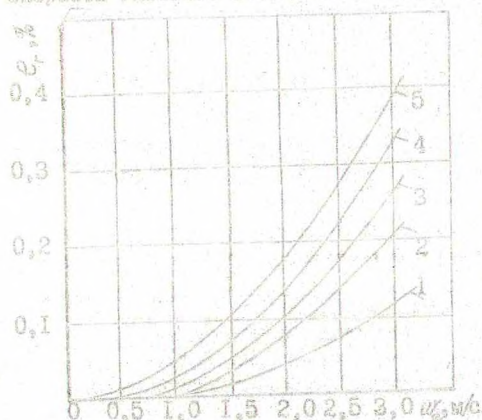


Рис. 9. Влияние скорости газового потока на величину уноса жидкой фазы $q = 11,03$ м³/м²ч. 1 - $n_p = 700$ мин; 2 - 1000; 3 - 1300; 4 - 1600; 5 - 1800

Сравнение результатов эксперимента с расчетными значениями величины уноса по (29), (35) показывает их удовлетворительную сходимость при $q \geq 6,0$ м³/(м²ч). Расхождение значений при $q < 6,0$ м³/(м²ч) объясняется наличием вторичного уноса, обусловленного дополнительным диспергированием капель жидкости во время их удара о стенки цилиндров при малом орошении. Установлено, что гидравлическое сопротивление конструкции в указанном диапазоне варьируемых параметров не превышает 500 Па. Результаты исследований аппроксимированы выражениями для расчета рабочих характеристик аппарата.

ПРОМЫШЛЕННЫЕ ИСПЫТАНИЯ И ПРАКТИЧЕСКАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ КОНСТРУКЦИИ СЕПАРАТОРОВ

Промышленные испытания и внедрение циклонных устройств элементного типа.

Высокая эффективность контактно-сепарационных устройств элементного типа позволила использовать их как в массообменных аппаратах для разделения фаз после их контакта, так и в газосепараторах. Проведенные промышленные испытания массообменного аппарата, включающего барботажные тарелки в сочетании с сепарационными (элементного типа), при осушке природного газа на газовой промысле УКП-7 месторождения "Медвежье" показали высокую эффективность массообмена и разделения фаз после их контакта. Результатом успешных испытаний явилось разработка ЦКБН технических проектов промышленных аппаратов производительностью по газовой фазе 3-6 млн. м³/сутки, которые были приняты к серийному изготовлению как основные варианты контакторов для осушки природного газа с присвоением им высшей категории качества (см. табл.).

Наряду с массообменными аппаратами разработанные сепарационные устройства элементного типа нашли широкое применение в газосепараторах для отделения конденсата от газового потока, которые также были приняты к серийному изготовлению. Газосепараторы внедрены на Профатарском, Буминском и др. газовых промыслах.

Кроме того, эти конструкции были использованы для отделения капельного циклогексанола от отходящей азото-водородной смеси стадии гидрирования бензола на Гродненском и Северодонецком ЦО "Азот".

Промышленные испытания и внедрение устройств с криволинейными каналами.

Испытания данного устройства были проведены в цехе карбамид-3 Гродненского цо "Азот" на второй ступени выпарки БВУ с целью реконструкции узла сепарации и устранения основных недостатков: "зарастания" кристаллами карбамида и продуктами их разложения применяемых маломасштабных сепараторов, приводящего к увеличению абсолютного давления в зоне испарителя и

температуры кипения раствора, повышенному содержанию влаги и биурета в готовом продукте и, наконец, периодическим отстоям всего цеха для промывки и очистки жалюзийного сепаратора.

Результаты испытаний показали, что после установки сепарационного устройства снизился капельный унос карбамида, влажность продукта и давление в аппарате. Кроме того, была достигнута стабилизация работы отапливаемого выпаривания в целом. С этой же целью устройство было внедрено на Северодонецком и Днепродзержинском ПО "Азот".

Тип сепаратора и его назначение	Место внедрения	Экономический эффект	Примечание
<u>Элементного типа</u>			
-очистка природного газа от конденсата	Газовые промыслы	более 10 млн.руб.	серийное изготовление
-сепарация и контакт фаз в аппаратах для осушки природного газа	Газовые промыслы	более 1.0 млн.руб	серийное изготовление
-сепарация капельного циклогексана из отходящей АВС	ПО "Азот", г.Гродно, г.Северодонец	48.3 тыс.руб./год	
<u>С криволинейными каналами</u>			
-сепарация капельных и кристаллизующихся р-ров	ПО "Азот", г.Гродно, г.Днепродзержинск, г.Северодонец,	290.0 тыс.руб./год	
<u>Вентилятор-сепаратор</u>			
-очистка вентиляционных грязебросов	ПО "Азот", г.Северодонец	95.0 тыс.руб./год	(эколог. эффект)

Промышленные испытания и внедрение осевого вентилятор-сепаратора.

Для очистки межэвaporных газовых потоков с большими

расходами, имеющими место в гранбашне цеха карбамида М-3 Северодонецкого ПО "Азот", был реконструирован осевой вентилятор АРА 1000-2 РМ 122317.1 на осевой вентилятор-сепаратор. В результате промышленных испытаний установлено, что реконструкция вентилятора на разработанный осевой вентилятор-сепаратор практически не изменяет производительности гранбашни по газовой фазе при эффективности сепарации капель (частиц) карбамида (97-98,5%).

Экономический эффект от внедрений разработанных конструкций представлен в таблице (эффекты от внедрения разработок приводятся в ценах до 1990 года).

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ И ВЫВОДЫ

1. Выполнен анализ конструкций сепарационных устройств, используемых в тепломассообменных процессах для отделения капельной жидкости и твердых частиц от газового потока. Аналитически определена необходимая эффективность сепарации устройств при контактировании жидкости и газа. Получены выражения для расчета допустимой величины относительного уноса. Рассмотрены теоретические основы проектирования сепарационных устройств и получены аналитические зависимости для расчета основных рабочих характеристик.

2. Разработаны циклонные контактно-сепарационные устройства элементного типа и проведен комплекс их экспериментальных и теоретических исследований. При этом рассмотрен механизм разделения фаз устройствами с восходящим закрученным движением потока газа и пленки жидкости. Экспериментально изучено влияние расходных и конструктивных параметров на величину оттока жидкости, движущую силу процесса истечения жидкой фазы, коэффициент расхода и некоторые характеристики закрученной пленки жидкости (толщина пленки, ее направление движения), необходимые для расчета устройств.

Выполнен аналитический расчет характеристик пленки жидкости, движущейся под воздействием газового потока.

3. Разработано сепарационное устройство с криволинейными каналами для отделения капель кристаллизующихся растворов и вязких жидкостей от паро(газовых) потоков и выявлены ос-

новные факторы, влияющие на эффективность сепарации и гидравлическое сопротивление конотрукций. Предложен аналитический метод расчета эффективности сепарации.

4. Изложены результаты экспериментальных исследований эффективности сепарации и гидравлического сопротивления для прямоточных горизонтальных циклонов с двумя зонами очистки. Приводятся графические зависимости для расчета конотрукций.

5. Разработан противоточный роторно-кольцевой сепаратор и получены аналитические и эмпирические зависимости для его инженерного расчета. Установлено влияние режимных и конотруктивных параметров на процесс сепарации и гидравлическое сопротивление конотрукции.

6. Для очистки от взвесей ингаляционных газовых потоков с большими расходами разработан осевой вентилятор-сепаратор, сочетающий функции вентилятора и сепаратора. По результатам экспериментальных и теоретических исследований получены зависимости для инженерного расчета угла сепарации и характеристик рабочего колеса.

7. Разработан роторный массообменный аппарат. Изучен дисперсный состав капель жидкости, проведена статистическая обработка данных и получены теоретические и эмпирические выражения для расчета величины уноса жидкой фазы из аппарата, гидравлического сопротивления и диапазона эффективной работы аппарата.

8. Разработанные конотрукции нашли широкое практическое применение: циклонные сепараторы элементарного типов - в аппаратах по осушке природного газа и его очистки от конденсата на газовых промыслах страны (Уренгой, Медвежье и др.); устройство с криволинейными каналами - в выпарных аппаратах производства карбамида (ПО "Азот", г. Гродно, г. Северодонец, г. Днепропетровск); осевой вентилятор-сепаратор - при очистке ингаляционных вентиляционных газовых выбросов от капельной жидкости гранбашен цеха производства карбамида (ПО "Азот", г. Северодонец).

Суммарный экономический эффект от внедрения разработок составил (в ценах до 1990 г.) свыше 10.0 млн. руб.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

$d_{отв}$, D_0 - диаметр отверстий и цилиндра, м; D , d_0 - диаметр аппарата и внутренний диаметр патрубка, м; $d_г$ - диаметр капли (капель), м; $d_э$ - эквивалентный диаметр канала, м; $\Sigma F_{отв}$ - суммарная площадь отверстий в ряду и узла сепарации, м;
 $f_г$, $f_л$ - площадь поперечного сечения стакана и патрубка, м;
 G - расход газа, кмоль/ч; $G_г$, $G_ж$ - величина уноса, отнесенная к расходам газа и жидкости, кг/кг; L - расход жидкости, кмоль/ч; n_p - частота вращения ротора, об/мин; ρ_0 , ρ - плотность орешения, $м^3/(м^3 ч)$, $м^3/(м^2 ч)$; $R_{вн}$, $R_{лн}$, $R_{ср}$, r - внутренний, наружный, орудийный и текущий радиусы, м, соответственно; u_r , $u_г$, u_0 - радиальная, тангенциальная и осевая составляющие скорости, м/с; $w_{гн}$, $w_{лн}$ - среднерасходная скорость газа в патрубке и канале, м/с; y , x - концентрация компонента в газовой и жидкой фазах, кмоль/кмоль; β - угол наклона дозаток, град; ν , ν_0 - коэффициенты кинематической вязкости раствора и воды, $м^2/с$, соответственно; $\nu_{ж}$ - доля отсепарированной жидкости; ω - угловая скорость, $с^{-1}$;
 $Re_{плт}$ - число Рейнольдса; $Re_{плт} = 4r/\nu_{ж}$ - число Рейнольдса для пленки жидкости; ρ - плотность орешения, кг/м³.

ОСНОВНЫЕ ПУБЛИКАЦИИ ПО РАБОТЕ

1. Марков В.А., Плеков И.М., Новосельская Л.В. Влияние уноса жидкости на число тарелок в массообменном аппарате // Вестн АН БССР, сер. Физика-энерг. наук - 1976. - N 1. - С. 96-100.
2. Марков В.А. Оценка влияния межтарельчатого уноса на число тарелок в массообменном аппарате // Вестн АН БССР, сер. Физика-энерг. наук - 1986. - N 2. - С. 67-70.
3. Марков В.А., Плеков И.М. Исследование осушки газа диэтиленгликолем // Химия и химическая технология. - Мн.: Вышэйшая школа. - 1976. - Вып. 10. - С. 153-156.
4. Марков В.А., Водк А.М., Ершов А.И. Исследование оттока жидкости через отверстия в стенке прямооточно-центробежно-го элемента // Инж.-физ. журнал. - 1991. - Т. 61 - N1. - С. 82-87.
5. Марков В.А., Прудников Ф.В. Анализ движения взвешенных частиц в роторном сепараторе // Инж.-физич. журнал. - 1991. - Т. 60. - N 3. - С. 449-453.

6. Исследование процесса диспергирования жидкости в роторном аппарате / В.А.Марков, В.К.Волков, А.И.Ершов. А.М. Волж // Изв. ВУЗов, сер. Энергетика. - 1991. - N 6. - С.94-98.

7. Марков В.А., Ершов А.И., Шилдо Б.М. Расчет инерционного аппарата для разделения газо(паро)-жидкостных систем // Теор. основы хим. технол. - 1992. - Т.26. - N 6. - С. 903-907.

8. Марков В.А. Экспериментальные исследования эффективности разделения газожидкостной смеси // Химич. промышленность. - 1991. - N 1. - С. 54-55.

9. Марков В.А., Калишук Д.Г. Определение давления на стенку центробежного сепарационного устройства // Химич. промышленность. - 1992. - N 11. - С. 29-31.

10. Марков В.А., Плехов И.М. Прямоточные контактные элементы в аппаратах осушки газа // Химическое и нефтяное машиностроение. - М.: ЦНТИХимНефтеМаш. - 1976. - N 1. - С.1-2.

11. Марков В.А., Перминов Е.В., Шилдо Б.М. Исследование устройства для отделения взвешенных частиц от газового потока // Химическое и нефтяное машиностроение. - 1993. - N 1. - С. 25-28.

12. Очистка вихреобразных газовых потоков от взвешенных частиц / В.А.Марков, Ф.В.Прудников, С.А.Лактанов, Н.П.Ермакович // Химич. промышленность. - 1991. - N 10. - С. 41-43.

13. Марков В.А., Плехов И.М. Массообменная тарелка для взаимодействия газа с жидкостью // Химическое и нефтяное машиностроение. - М.: ЦНТИХимНефтеМаш. - 1977. - N 2. - С.2-3.

14. Оценка некоторых параметров гидродинамики кольцевого двухфазного вращенного потока / В.А.Марков, В.П.Грибкова, И.М.Плехов, Л.В.Новосельская // Химия и химическая технология. - Мн.: Высшая школа. - 1979. - Вып. 14. - С. 38-42.

15. Марков В.А., Плехов И.М., Новосельская Л.В. Прямоточные ступени контакта для взаимодействия газа и жидкости // Сб. Тепло- и массообмен в двухфазных системах при фазовых и химических превращениях. - Мн.: Ротапринт Института тепло- и массообмена им. А.В.Лыкова АН ВССР, 1976. - С.112-117.

16. Марков В.А., Дунчук Ю.П., Прудников Ф.В. Исследование гидродинамических характеристик контактного устройства для взаимодействия газа(пара) с жидкостью // Химия и химическая технология. - Мн.: Высшая школа. - 1985. - Вып.20.

- С. 98-100.

17. Марков В.А., Плеков И.М., Новосельская Л.В. Межтарельчатый унос при малых нагрузках по жидкости // Эксплуатация, ремонт и защита от коррозии оборудования в химической промышленности. - М.: НИИТЭЖим. - 1978. - N 10, - С. 18-18.

18. Марков В.А., Плеков И.М. Разработка и исследование скоростных контактных тарелок для сорбционной осушки природного газа // Сб. Природный газ Сибири. - Тюмень, 1973. - Вып.5. - С. 204-206.

19. Марков В.А., Лахтанов С.А., Ермакович Н.П. Исследование рабочих характеристик прямоточно-центробежного аппарата при абсорбции двуокиси серы сульфит-бисульфитными растворами // Повышение эффективности и надежности машин и аппаратов в основной химии: Тез. докл. Всесоюз. совещ. - Сумы, 1989. - С. 34.

20. Закономерности распределения и взаимодействия фаз в роторных дисперсионно-пленочных теплообменниках аппаратах / А.Е.Рабко, В.К.Волков, В.А.Марков, А.И.Ершов // Повышение эффективности и надежности машин и аппаратов в основной химии: Тез. докл. Всесоюз. совещ. - Сумы, 1989. - С. 13.

21. Марков В.А., Ершов А.И., Волк А.М. Исследование гидродинамических характеристик роторного аппарата // Труды Бел. гос. технол. института. Вып.1. Химия и технология неорганических веществ. Серия Ш. - Минск, 1993. - С. 69-73.

22. Марков В.А., Лахтанов С.А., Ермакович Н.П. К расчету контактно-сепарационного устройства для массообменных процессов // Повышение эффективности и надежности машин и аппаратов в основной химии: Тез. докл. Всесоюз. совещ. - Сумы, 1989. - С. 12.

23. Роторно-дисперсионные аппараты для мокрой очистки газа / А.И.Ершов, В.А.Марков, В.К.Волков, А.Е.Рабко // Гидромеханические процессы разделения гетерогенных систем: Тез. докл. Ш Всесоюз. конф. - Тамбов, 1991. - С. 13.

24. Марков В.А., Волк А.М., Ершов А.И. Сепарация и отток жидкости в центробежных элементах // Гидромеханические процессы разделения гетерогенных систем: Тез. докл. Ш Всесоюз. конф. - Тамбов, 1991. - С. 9.

25. Марков В.А., Волков В.К., Волк А.М. Эксперименталь-

ные и теоретические исследования процесса диспергирования жидкости в роторных аппаратах // IV Всесоюз. конф. по теории и практике ректификации: Тез докл. конф. - Северодонец, 1991. - С. 176-178.

26. Марков В.А., Волков В.К. К расчету допустимых нагрузок по газовой фазе в роторном массообменном аппарате // IV Всесоюз. конф. по теории и практике ректификации: Тез. докл. конф. - Северодонец, 1991. - С. 179-180.

27. Исследование рабочих характеристик осевого вентилятора-сепаратора / С.А. Лахтанов, А.И. Ершов, В.А. Марков, Н.П. Ермакович // Безотходная технология химических, нефтохимических, гальванических производств и в стройиндустрии. "Ресурсосбережение-90": Тез. докл. конф. - Куйбышев, 1990. - С. 55.

28. Шилло Б.М., Ершов А.И., Марков В.А. Разработка и исследование устройств для разделения фаз в выпарных аппаратах производства карбамида // Безотходная технология химических, нефтехимических, гальванических производств и в стройиндустрии. "Ресурсосбережение-90": Тез. докл. конф. - Куйбышев, 1990. - С. 41.

29. Марков В.А., Прудников Ф.В. Разделение фаз в роторно-кольцевом сепараторе // Материалы научно-техн. семинара "Современные способы очистки промышленных вентиляционных выбросов": Тез. докл. сем. - Новополоцк, 1990. - С. 7.

30. Лахтанов С.А., Марков В.А., Ершов А.И. Исследование рабочих характеристик осевого вентилятора-сепаратора системы очистки выбросов грануляции в производстве минеральных удобрений // Материалы научно-техн. семинара "Современные способы очистки промышленных вентиляционных выбросов": Тез. докл. сем. - Новополоцк, 1990. - С. 28.

31. Роторные дисперсионно-плёночные аппараты для мокрой очистки газа и процессов теплообмена / В.К. Волков, А.И. Ершов, В.А. Марков, А.Е. Рабко // Материалы научно-техн. семинара "Современные способы очистки промышленных вентиляционных выбросов": Тез. докл. сем. - Новополоцк, 1990. - С. 31.

32. Шилло Б.М., Марков В.А., Ершов А.И. Исследование механизма разделения фаз в сепарационных устройствах с криволинейными каналами // Материалы научно-техн. семинара "Современные способы очистки промышленных вентиляционных выб-

росов": Тез. докл. сем. - Новополоцк, 1990. - С. 32.

33. Марков В.А., Волк А.М., Ершов А.И. Исследование оттока жидкости из отверстий в стенке центробежного элемента // Материалы Юбилейной научно-техн. конференции по итогам ИИР: Тез. докл. конф. - Минск, 1990. - С.204.

34. Марков В.А., Плеков И.М. Исследование эффективности барботажно-прямоточной ступени контакта // Всесоюз. совещ. по теории и практике ректификации нефтяных смесей: Тез. докл. совещ. - Уфа, 1975. - С. 309-312.

35. Марков В.А. Исследование эффективности сепарации капель вязких жидкостей // 3-я Традиционная научно-техническая конференция стран СНГ: Тез. докл. конф. - Волгоград, 1995. - С. 29-34.

36. Марков В.А., Лактанов С.А., Ершов А.И. Аппарат для очистки отходящих газов в производстве карбамида и метод его расчета // 3-я Традиционная научно-техническая конференция стран СНГ: Тез. докл. конф. - Волгоград, 1995. - С. 87.

37. Шишло Б.М., Марков В.А. Разработка двухступенчатой очистки вторичного пара в производстве минеральных удобрений // 3-я Традиционная научно-техническая конференция стран СНГ: Тез. докл. конф. - Волгоград, 1995. - С. 35.

38. А.с.572273 СССР, М.Кл. В 01В 3/26. Массообменный аппарат для проведения процессов в системах газ(пар)-жидкость / В.А.Марков, И.М.Плеков, П.И.Ромашев, А.П.Елеференко (СССР). - 2106393/26; Заявлено 17.02.76; Опубл. 15.09.77, Бюл. N 34. - 3 с.

39. А.с.578330 СССР, М.Кл. С 12 В 1/18. Центробежный пеногаситель / И.М.Плеков, Ф.В.Прудников, В.А.Марков, П.Е.Вайтехович (СССР). - 2376296/28-13; Заявлено 17.06.76; Опубл. 30.01.77, Бюл. N 40. - 2 с.

40. А.с.550169 СССР, М.Кл. В 01D 47/06. Устройство для улавливания пыли / Ф.В.Прудников, И.М.Плеков, В.А.Марков, Ю.Н.Мануков (СССР). - 2311112/26; Заявлено 09.01.76; Опубл. 15.03.77, Бюл. N 10. - 2 с.

41. А.с.679227 СССР, М.Кл. В 01D 47/06. Устройство для улавливания пыли / Ф.В.Прудников, И.М.Плеков, В.А.Марков, П.Е.Вайтехович (СССР). - 2430225/23-26; Заявлено 17.12.76; Опубл. 15.08.79, Бюл. N 30. - 2 с.

42. А.с.648601 СССР, М.Кл. С12 В 1/16, В 01D 19/02 .
Способ гашения пены / Ф.В.Прудников, В.А.Марков, П.Е.Вайтех-
кович, Л.Л.Вержицкий, Е.В.Перминов (СССР).- 2464470/30-13;
Заявлено 18.03.77; Опубли. 25.02.79, Бюл. N 7. - 2 с.

43. А.с.654270 СССР, М.Кл. В 01D 47/00 . Устройство для
очистки газа от пыли / Ф.В.Прудников, И.М.Плеков, В.А.Мар-
ков, П.Е.Вайтехкович (СССР).- 2420677/23-26; Заявлено
16.11.79; Опубли. 30.03.79, Бюл. N 12. - 2 с.

44. А.с.743684 СССР, М.Кл. В 01D 3/26 . Массообменный
аппарат / И.М.Плеков, П.Е.Вайтехкович, В.А.Марков, Л.В.Ново-
сельская (СССР).- 2594544/23-26; Заявлено 23.03.78; Опубли.
30.06.80, Бюл. N 24 - 3 с.

45 А.с.835455 СССР, М.Кл. В 01D 3/26. Массообменный
аппарат для проведения процессов в системах газ(пар)-жид-
кость / В.А.Марков, И.М.Плеков, А.И.Ершов, Л.В.Новосельская,
П.Е.Вайтехкович (СССР).- 2793649/33-26; Заявлено 09.07.79;
Опубли. 07.06.81, Бюл. N 21. - 2 с.

46. А.с.604563 СССР, М.Кл. В 01D 3/26 . Массообменный
аппарат / И.М.Плеков, Ф.В.Прудников, Л.Л.Вержицкий,
В.А.Марков, (СССР).- 2363281/23-26; Заявлено 17.05.76;
Опубли. 30.04.78, Бюл. N 16. - 2 с.

47. А.с.1255157 СССР, М.Кл. В 01D 3/30. Контактное
устройство для массообменных процессов / В.А.Марков, А.И.Ер-
шов, Г.В.Турунцев, М.И.Шибутович (СССР).- 3820110/31-26; За-
явлено 06.12.84; Опубли. 07.09.86, Бюл. N 33. - 2 с.

48. А.с.1801541 СССР, М. Кл. В 01 D 3/30. Роторный теп-
ломассообменный аппарат / А.Е.Рабко, А.И.Ершов, В.А.Мар-
ков, В.К.Волков (СССР). - N4917104/26; Заявлено 27.11.91;
Опубли. 15.03.93, Бюл. N 10. - 5 с.

Остальные авторские свидетельства СССР на изобретения
по теме работ: NN 737439, 676295, 592419, 1542561, 1556725.

РЕЗЮМЕ

Маркаў Уладзімір Аляксеевіч

"Раздзяленне фаз у цепламасаабменных апаратах"

Сепарацыя, эфектыўнасць, супраціўленне, дысперснасць, масаабмен, унос, узаемадзеянне, арашэнне, прадукцыйнасць, шчыльнасць, куткасць, кантакт, лаваткі, плёнка.

Мэта работы: навуковае абгрунтаванне эфектыўных спосабаў раздзялення фаз пасля іх узаемадзеяння з распрацоўкай новых перспектыўных канструкцый цепламасаабменных апаратаў і сепаратараў, якія забяспечваюць мінімальны ўнос з устаноўкаў, у склад якіх уваходзяць віхравыя і ротарныя масаабменныя апараты для абсорбцыі і рэактывізацыі, апыльныя апараты, у якіх крысталізуюцца раствары, інерцыйныя сепаратараў рознага назначэння, а таксама даследаванне структуры патокаў, механізма і заканамернасцей раздзялення фаз, укараненне вынікаў даследаванняў і распрацовак у прамысловасці.

У рабоце прыведзены новыя канструкцыйныя рашэнні сепаратараў рознага прызначэння для раздзялення і ўзаемадзеяння фаз у цепламасаабменных апаратах, для ачыткі нізкаканалорных газавых патокаў ад дысперснай фазы. Адтрыманы залежнасці для разлікаў эфектыўнасці сепарацыі і гідраўлічнага супраціўлення канструкцый. Распрацаваны ротарны масаабменны апарат, разгледжаны механізм сепарацыі кропель вадкасці і вызначаны фактары, якія ўплываюць на эфектыўнасць сепарацыі. Прыведзена метадыка інжынерных разлікаў устравітву.

Канструкцыі знайшлі шырокае выкарыстанне ў газавай прамысловасці для ачыткі прыроднага газу, на прадпрыемствах азотнай і хімічнай прамысловасці з вялікім эканамічным эфектам. Распрацоўкі рэкамендуецца выкарыстоўваць у нафтахімічнай, хімічнай, харчовай і іншых галінах прамысловасці, дзе патрабуецца ачытка газавых патокаў ад прымесей.

РЕЗЮМЕ

Марков Владимир Алексеевич

"Разделение фаз в тепломассообменных аппаратах"

Сепарация, эффективность, сопротивление, дисперсность,

массообмен, унос, взаимодействие, орошение, производительность, плотность, окрестность, контакт, лопатки, пленка

Цель работы: научное обоснование эффективных способов разделения фаз после их взаимодействия с разработкой новых перспективных конструкций тепломассообменных аппаратов и сепараторов, обеспечивающих минимальный унос из установок, которые включают вибровые и роторные массообменные аппараты для абсорбции и ректификации, выпарные аппараты для кристаллизующихся растворов, инерционные сепараторы различного назначения с исследованием структуры потоков, механизма и закономерностей разделения фаз, а также с внедрением результатов исследований и разработок в промышленности.

В работе приведены новые конструктивные решения сепараторов различного назначения для разделения и взаимодействия фаз в тепломассообменных аппаратах, для очистки низконапорных газовых потоков дисперсной фазы. Получены зависимости для расчета эффективности сепарации и гидравлического сопротивления конструкций. Разработан роторный массообменный аппарат, рассмотрен механизм сепарации капель жидкости и определены факторы, влияющие на эффективность разделения фаз. Приведена методика инженерного расчета устройств.

Конструкции нашли широкое применение в газовой промышленности для очистки природного газа, на предприятиях азотной и химической промышленности с большим экономическим эффектом. Разработки рекомендуются использовать в нефтехимической, химической, пищевой и других отраслях промышленности, где требуется очистка газовых потоков от примесей.

SUMMARY

Marcov Vladimir'

"Separation of phases in heat-mass exchange apparatuses"

Separation, efficiency, resistance, dispersibility, mass exchange, take off, interaction, irrigation, productivity, density, speed, contact, stator blades, skin

The Purpose of work: the scientific substantiation of effective ways of division of phases after their interactions with development of new perspective designs of heat-mass