

3-15 Интенсификация газожидкостных процессов химической технологии. К.: Техника, 1979.—199 с., ил.—Библиогр.: с. 191—196. 55 к. 1500 экз.

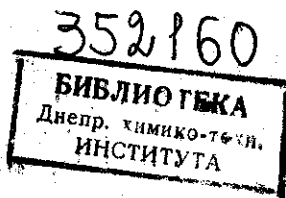
В книге рассмотрены вопросы интенсификации наиболее распространенных в химической и нефтехимической технологии процессов контактирования газа (пара) и жидкости в массообменных аппаратах и реакторах. Приведены рекомендации по выбору оптимальных режимно-технологических и аппаратурно-конструктивных методов интенсификации. Обобщен опыт использования новых методов интенсификации газожидкостных процессов в химической промышленности. Значительное внимание уделено оптимизации конструкции контактных устройств массообменных аппаратов и реакторов. Книга предназначена для инженерно-технических работников химической, коксохимической, нефтяной, газовой и пищевой промышленности, может быть полезной студентам соответствующих вузов.

3 31402-120 82-79 2801000000 6П7.1
M202(04)-79

Рецензент канд. техн. наук И. Д. Зайцев

Редакция литературы по тяжелой промышленности

Зав. редакцией А. Е. Найдек



© Издательство «Техника», 1979

Предисловие

В «Основных направлениях развития народного хозяйства СССР на 1976—1980 годы» указано на необходимость ускорения темпов научно-технического прогресса как решающего условия повышения эффективности общественного производства и улучшения качества продукции. Основными направлениями развития химической, нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности являются дальнейшее укрупнение установок и комбинирование технологических процессов в сочетании с интенсификацией и повышением удельной производительности оборудования. При этом повышаются требования к технологическим установкам и процессам в части улучшения качества и глубины извлечения целевых продуктов, увеличения выхода продуктов реакции и селективности процесса. В связи с этим приобретают особое значение проблемы интенсификации наиболее распространенных в химической и нефтехимической технологии реакционных процессов и аппаратов. Однако созданием автономного реакционного узла не решается вопрос о разработке новой технологии, необходим комплексный подход к созданию для всех технологических стадий высокопроизводительного и высокоинтенсивного оборудования.

В химической технологии многочисленные процессы осуществляются в гетерогенных системах, в частности, при контактировании газа и жидкости (теплообмен, ректификация, абсорбция, десорбция, реакционные процессы, экстракция при вводе паров экстрагента или инертного газа и др.). Интенсификация этих процессов дает возможность увеличить производительность аппаратов при уменьшении их габаритов, металлоемкости, стоимости и соответствующем сокращении необходимых производственных площадей и уменьшении эксплуатационных расходов. Кроме того, интенсификация газожидкостных технологических процессов зачастую позволяет получить новые эффекты, соизмеримые

МЕТОДЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ ПРОЦЕССОВ

и даже превосходящие по значимости основные целевые эффекты (уменьшение инкрустации на внутренних поверхностях аппаратов, осмоления, увеличение селективности химических процессов, улучшение качества продукции, уменьшение энергетических затрат и т. д.).

В настоящее время известно значительное количество традиционных и сравнительно новых способов интенсификации технологических процессов, в частности, процессов в газожидкостных системах. Строгая классификация весьма затруднена, однако условно можно разделить их на два класса — комплексные методы, при которых к установке подходят как к единому целому, и так называемые декомпозиционные методы [90]. Ввиду сложности процессов, протекающих в газожидкостных системах, следует отдать предпочтение декомпозиционным методам интенсификации. В то же время вопросам стратегии и тактики при использовании последних, а также поиску новых приемов на различных этапах интенсификации уделяется неоправданно мало внимания.

В основу книги легли результаты многолетних исследований, связанных с интенсификацией газожидкостных процессов, проведенных автором или с его участием на кафедре технологии химических производств завода-вуза при Карагандинском металлургическом комбинате и в Отраслевой научно-исследовательской лаборатории реакторов и массообменных аппаратов Минхимпрома СССР при кафедре оборудования химических заводов Днепропетровского химико-технологического института им. Ф. Э. Дзержинского.

Отзывы и пожелания просим направлять по адресу: 252601, Киев, 1, ГСП, Крестьян, 5, издательство «Техніка».

Под интенсивностью i любого технологического процесса или аппарата подразумевается отношение одной из количественных характеристик (например, производительности или количества перенесенного тепла) к основной, чаще всего геометрической характеристике рассматриваемого объекта (например, объему рабочей зоны). Для химического реактора интенсивностью является количество продукции, получаемое в единицу времени и отнесенное к объему аппарата, для теплообменного аппарата — количество тепла, переданное в единицу времени через 1 м^2 поверхности теплообмена, для массообменного аппарата — масса вещества, переданная единицей объема аппарата в единицу времени.

При интенсификации используемых в промышленности газожидкостных процессов и создании новых объектов применяют большое количество технологических и конструктивных приемов. Выше уже было отмечено, что все многообразие методов интенсификации можно разделить на комплексные методы и декомпозиционные. В книге основное внимание уделено декомпозиционным методам.

Декомпозиционные методы по области применения целесообразно разделить на две тесно связанные между собой группы методов — режимно-технологические (РТ) и аппаратурно-конструктивные (АК). Четкую границу между АК- и РТ-методами провести невозможно. Использование нового для данного процесса РТ-метода, например, всегда сопряжено с определенными конструктивными изменениями аппарата и использованием АК-методов. Если АК-методы получили значительное распространение в промышленности, то РТ-методы интенсификации пока используются редко

и в особенности применительно к газожидкостным технологическим процессам.

На рис. 1 приведена классификационная схема по сути только декомпозиционных методов интенсификации газожидкостных процессов и аппаратов. В нижней части схемы показана условная иерархия уровней объекта. Если иерархическая цепочка «технологическая линия — газожидкостной аппарат — контактная ступень — контактное устройство» не может вызвать особых возражений, то порядок (взаимоподчиненность) уровней в левой части схемы весьма приблизителен. Для каждого рассматриваемого уровня объекта следует выяснить лимитирующую стадию и лишь после этого можно приступить к выбору конкретного метода или группы методов интенсификации. Приведенные в схеме АК- и РТ-методы представляют собой как бы арсенал тактических приемов интенсификации, причем один и тот же метод может быть использован на различных иерархических уровнях, а для каждого уровня есть своя группа, свой набор методов и приемов интенсификации.

Одним из наиболее эффективных способов интенсификации АК- и РТ-методов является метод совмещения. Как следует из схемы, совмещают химические процессы, по возможности используя тепловые эффекты химических реакций, химические процессы с тепло- и массообменными. Совмещают аппараты и их части, осуществляют их одно- и многотипное комбинирование и агрегатирование.

Метод оптимизации также относится к АК- и к РТ-методам. Однако если оптимизация температуры, давления и конверсии является извечной задачей технологии и в той или иной мере решается применительно к конкретным процессам, то задачи оптимизации контактного устройства, контактной ступени, целого аппарата в плане обеспечения оптимальной схемы движения контактирующих фаз и их распределения по сечению, оптимальной формы, геометрии и размеров ставятся и решаются очень редко. По-видимому, это связано с чисто техническими трудностями эксперимен-

тирования в целях оптимизации на моделях аппаратов или их частей. Между тем, даже немногочисленные работы, посвященные вопросам аппаратурно-конструктивной оптимизации, свидетельствуют о чрезвычайно высокой результативности этого метода.

Сравнительно редко используют метод введения дополнительного вещества, относящийся к РТ-методам интенсификации. Принципы подбора катализаторов, расчета и оптимизации каталитических реакторов достаточно широко освещены в литературе [58; 60], но мало уделено внимания такому весьма эффективному методу интенсификации, как введение в зону контакта дополнительного промежуточного теплоносителя, при конденсации или испарении которого соответственно подводится или отводится тепло. Этот прием, называемый еще «организацией внутреннего теплообмена», позволяет осуществить подвод или отвод тепла при высоких значениях коэффициента теплопередачи. Кроме того, при его реализации зачастую получают побочные эффекты, не уступающие по значимости основному. К примеру, подавая в зону реакции промежуточный теплоноситель, кипящий при температуре, близкой к оптимальной для данного процесса, удастся не только снять значительные количества тепла, выделяющегося при реакции, но и турбулизировать контактирующие фазы и облегчить перенос вещества из одной фазы в другую, исключить застойные зоны, при необходимости отвести вместе с парами промежуточного теплоносителя продукты реакции и т. д. Каждый из этих эффектов позволяет при умелом использовании получить значительный эффект интенсификации.

В работе [130] показано, кроме того, что введение дополнительного вещества в ряде случаев (диффузия красителей, антибиотиков, эфирных масел и т. п.) приводит к появлению двойных диффузионных потоков в смешанных растворителях и значительно увеличивают скорость диффузии вследствие термодинамических взаимодействий. Использование дополнительного растворителя с целью ускорения

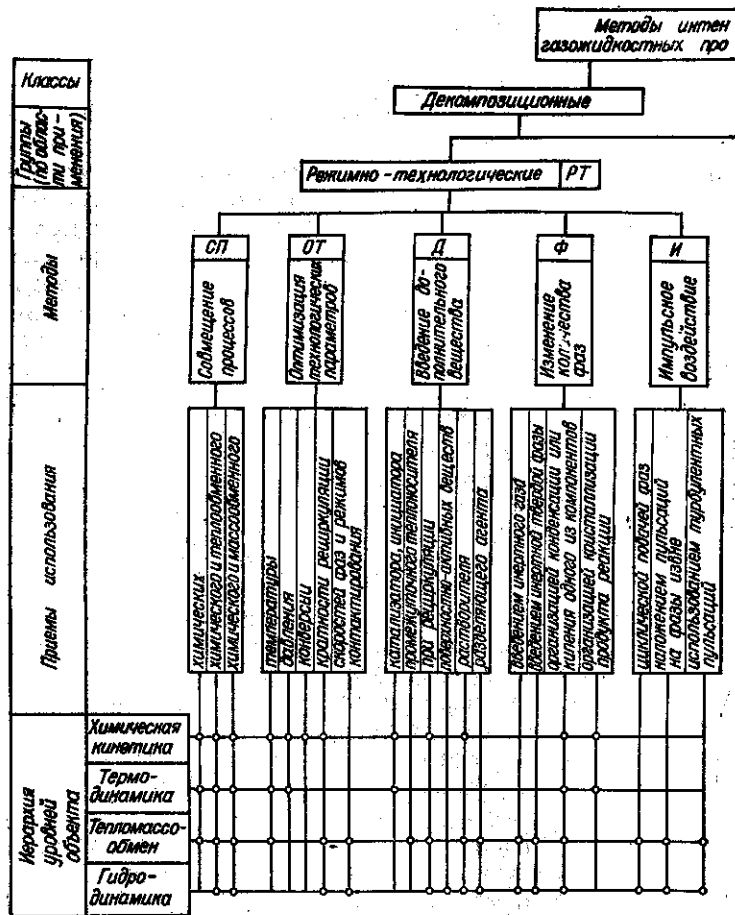
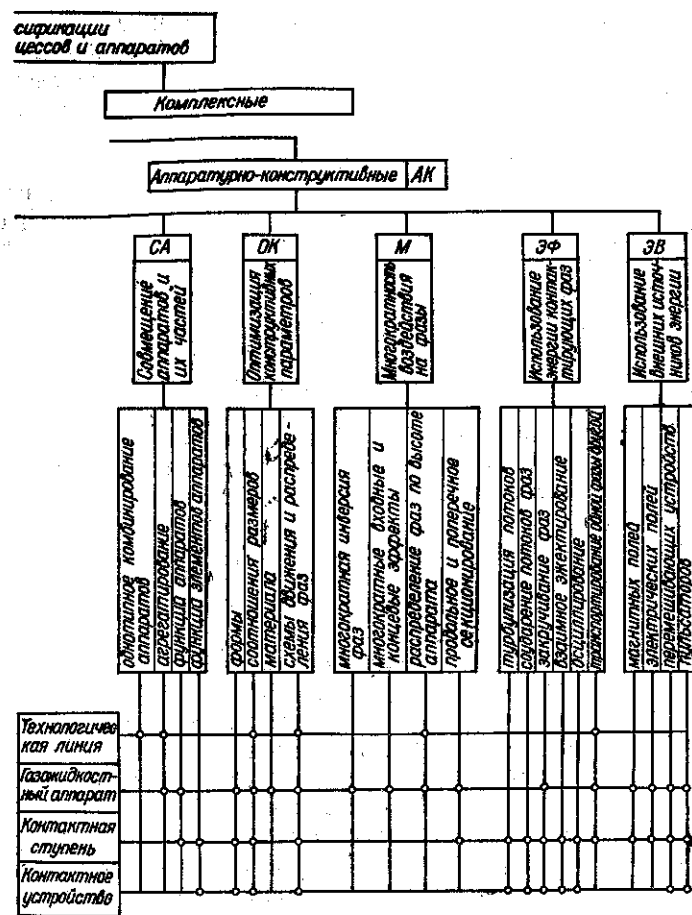


Рис. 1. Классификационная схема методов



интенсификации газожидкостных процессов.

процесса переноса вещества целесообразно, когда диффузия является лимитирующей стадией, а процесс сравнительно быстрый и связан с переработкой относительно небольших количеств веществ.

Эффект интенсификации газожидкостных массообменных процессов достигается введением различных разделяющих агентов с целью совмещения массообменных процессов и организации, например, азеотропной, экстрактивной или солевой ректификации или использованием специальных веществ, улучшающих абсорбтивные свойства абсорбента, или, наконец, использованием поверхностно-активных веществ, существенно изменяющих гидродинамическую обстановку процессов.

В последние годы в процессах фильтрации, реакционных и других все шире используют относящийся к РТ-методам сравнительно новый метод интенсификации — импульсное воздействие. В то же время этот метод еще недостаточно широко применяется для интенсификации газожидкостных процессов.

Метод многократного воздействия на фазы, относящийся к АК-методам, применительно к газожидкостным реакторам реализован в тарельчатых аппаратах. Однако последние не всегда обеспечивают достаточно высокие значения фактора интенсивности ввиду малого времени контакта фаз, недостаточных скоростей, слабой турбулизации и т. д. Простотой конструктивного исполнения и высокой надежностью отличаются барботажные колонные реакторы в виде пустотелой или секционированной колонны с барботером в нижней части или барботажного газлифтного аппарата. Но и эти аппараты не отличаются высокой интенсивностью вследствие относительно невысоких скоростей фаз и значительного обратного перемешивания. В то же время секционирование газожидкостных прямоточных реакторов клапанными тарелками позволяет добиться интенсификации за счет так называемой «многократной инверсии фаз» в значительном диапазоне скоростей газа и жидкости. Метод

многократного воздействия используется также в массообменных аппаратах при реализации принципов продольно-поперечного секционирования, распределении одной из фаз по высоте аппарата (ступенчатая подача флегмы, ступенчатый ввод газовой фазы и т. п.), использовании устройств, создающих многократно так называемые входные и концевые эффекты.

В ряде случаев при осуществлении тепло- и массообменных или химических процессов, как показала практика, целесообразен переход от гомогенных систем к гетерогенным. Изменение количества фаз достигается, в частности, введением в жидкость дополнительной газовой фазы. К примеру, известен и достаточно широко применяется в пищевой технологии прием интенсификации теплообменных процессов и аппаратов, заключающийся в повышении коэффициентов теплопередачи за счет принудительного аэрирования жидкого теплоносителя [121]. Эффективным оказался также ввод газовой фазы при проведении экстракционных процессов в системе жидкость — жидкость [130].

Метод интенсификации путем введения дополнительного вещества реализован также в новом способе экстракции для систем жидкость — жидкость, жидкость — твердое тело, используемом, например, при экстракции масел из растительного сырья. Согласно этому способу предполагается подача в экстрактор в импульсном режиме паров экстрагента в нескольких точках по высоте аппарата со сдвигом по фазе. При импульсном вводе паров экстрагента кроме макроколебаний, вызванных собственно импульсным вводом, генерируются колебания более высокой частоты, вызванные разрывом сплошности при образовании паровых пузырей в месте ввода пара в жидкость, конденсацией пара и схлопыванием пузырей. Этот комплексный прием интенсификации, сочетающий ряд методов (перевод двухфазной системы жидкость — твердое тело в трехфазную — жидкость — твердое тело — пар, наложение низко- и высокочастотных колебаний, многократное воздействие и др.), по-

звояет, как показали исследования, ускорить процесс экстракции на 40—60% и может использоваться практически в любых технологических процессах, связанных с контактированием несмешивающихся жидкостей или жидкости с твердым телом.

При интенсификации действующих и новых объектов высокой единичной мощности особое значение приобретает выбор правильной тактики интенсификации. Для сложных газожидкостных систем одним из эффективных тактических приемов является так называемый «дрейф» на различных уровнях. К примеру, при разработке газожидкостных реакторов особенное значение приобретает глубокая проработка вопросов макрокинетики и термодинамики процесса с целью определения его лимитирующих стадий и выбор соответствующих РТ-методов интенсификации. Лишь после этого удастся сформулировать требования к основному оборудованию процесса на различных «иерархических» уровнях и выбрать соответствующие приемы интенсификации из АК-методов. Однако не всегда удастся интенсифицировать газожидкостный реактор таким прямым путем. Зачастую приходится многократно возвращаться от АК- к РТ- методам, и наоборот. Такая тактика была использована при разработке крупнотоннажного агрегата синтеза диметилформамида, когда пришлось совместить два реакционных процесса с противоположными тепловыми эффектами в едином объеме, химические процессы с тепло- и массообменными и организовать процесс в реакторах-ректификаторах и реакторах-десорберах, обеспечить внутренний теплообмен за счет испарения и конденсации одного из продуктов реакции в различных зонах аппарата, оптимизировать конверсию и организовать рецикл непрореагировавшего промежуточного продукта. Новые РТ-методы сочетались на различных уровнях с эффективными АК-методами интенсификации, что создало предпосылки для успешного внедрения объекта в промышленность.

ИНТЕНСИВНОСТЬ МАССООБМЕННОГО ПРОЦЕССА В ТАРЕЛЬЧАТЫХ АППАРАТАХ

Если использовать основное уравнение процесса массопереноса, то для наиболее распространенных тарельчатых массообменных аппаратов фактор интенсивности можно определить по формуле

$$i = M/V = kF\Delta C/V, \quad (1)$$

где M — масса вещества, перенесенного в единицу времени; $V = n(V_6 + V_c) = nF(H_6 + H_c)$ — объем тарельчатого аппарата; n — число секций в аппарате; V_6 , V_c — соответственно объем рабочей (например, барботажной) и сепарационной зон одной секции аппарата; F — поверхность полотна тарелки; H_6 , H_c — соответственно высота барботажной и сепарационной зон; k — коэффициент массопередачи, отнесенный к 1 м² полотна тарелки; ΔC — разность концентраций (движущая сила процесса).

Для противоточного аппарата, считая коэффициент массопередачи не зависящим от концентрации,

$$i = k\Delta C/[n(H_6 + H_c)]. \quad (2)$$

Из формулы (2) видно, что на величину фактора интенсивности оказывают влияние, например, k , характеризующий кинетику массообменного процесса, параметры ΔC и n , тесно связанные со статическими характеристиками процесса, в частности, с равновесием между фазами, определяемым термодинамическими свойствами компонентов системы, а также параметры H_6 и H_c . Последние зависят в основном от конструктивных особенностей аппарата и физико-химических свойств перерабатываемых продуктов. Если использовать понятие коэффициента полезного действия η ступени контакта, то

$$i = \eta k\Delta C/[n_t(H_6 + H_c)], \quad (3)$$

где n_t — число необходимых теоретических ступеней контакта.

Согласно формуле (3) основными направлениями интенсификации массообменных аппаратов являются увеличение эффективности контактных фаз на ступени контакта (η), скорости и движущей силы процесса (k и ΔC), уменьшение числа необходимых теоретических ступеней контакта, высот рабочей и сепарационной зон. Следует заметить, что деление объема аппарата на рабочие и сепарационные зоны достаточно условно, однако автор вынужден прибегнуть к такому приему, так как наметившаяся в последние годы тенденция к созданию скоростных массообменных аппаратов приводит зачастую к тому, что, разрабатывая высокоинтенсивные контактные устройства, обеспечивающие скорости газа по колонне выше 3 м/с, забывают о том, что соответственно увеличению скорости растет необходимая высота H_c и усложняется конструкция сепараторов. Кроме того, пропорционально квадрату скорости газа возрастает гидравлическое сопротивление ступени контакта, а это вызывает увеличение высоты гидравлического затвора и переливных устройств и в конечном счете — высоты ступени контакта.

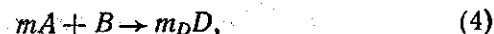
Проведенный анализ показывает, что несмотря на обилие конструкций скоростных контактных устройств для барботажных аппаратов преимущественно используют устройства, обеспечивающие скорости газа по сечению до 2—2,5 м/с. Лишь для некоторых процессов, где время контакта между фазами может быть небольшим (абсорбция хорошо растворимого газа, хемосорбция и некоторые другие), успешно используют скоростные аппараты, обеспечивая скорость газа по сечению аппарата 5 м/с и выше.

Для увеличения интенсивности массообменного процесса могут быть использованы, согласно формуле (3), РТ- и АК-методы. Действительно, для увеличения параметров η и k можно применять такие РТ-методы, как увеличение скоростей контактирующих фаз с целью турбулизации поверхности раздела, организация соударения фаз, закручивание потоков, наложение низко- и высокочастотных pulsa-

ций на контактирующие фазы и целый ряд других методов, использование которых влечет за собой конструктивные изменения и, естественно, сочетается с привлечением АК-методов. Для увеличения ΔC и уменьшения n , также предложен ряд РТ-методов, который, однако, связан с АК-методами в значительно меньшей степени. Так, используют циклическую подачу контактирующих фаз, варьируют давление и температуру, применяют разделяющие агенты (азетропная, экстрактивная, солевая ректификация), совмещают массообменные процессы с химическими и др. И, наконец, параметры H_b и H_c являются конструктивными характеристиками контактной ступени, для уменьшения которых используют преимущественно АК-методы за некоторыми редкими исключениями.

ИНТЕНСИВНОСТЬ ГАЗОЖИДКОСТНОГО РЕАКТОРА

Допустим, что в газожидкостном барботажном реакторе протекает реакция между веществом A , находящимся в жидкой фазе, и веществом B , переходящим из газа в жидкость. Стехиометрическое уравнение реакции имеет вид



где m , m_D — число молей веществ A и D .

Скорость переноса вещества B из газа в жидкость

$$W_{B1} = -dG_B/dt = k_{ж} a V (C_B^* - C_B), \quad (5)$$

где $k_{ж}$ — коэффициент массопередачи в жидкой фазе; a — удельная поверхность контакта фаз; V — объем ступени реактора; C_B^* — равновесная концентрация вещества B в жидкости на границе раздела фаз; C_B — концентрация вещества B в массе жидкости.

Скорость связывания вещества B в жидкой фазе

$$W_{B2} = -dG_B/dt = \frac{1}{m} r_B V (1 - \varphi_r) = \frac{1}{m} \times \times K C_A^m C_B V (1 - \varphi_r), \quad (6)$$

где r_B — скорость реакции; φ_r — среднее газонаполнение смеси в ступени реактора; K — константа скорости реакции.

При условии что, $W_{B1} \gg W_{B2}$, т. е. что реакционный процесс не лимитируется подводом компонента B к зоне реакции, можно записать для n -ступенчатого реактора

$$i = \sum_{i=1}^n W_{Bi} / V_p, \quad (7)$$

где V_p — объем реактора.

После подстановки вместо объема реактора его значения $V_p = nV$ для ступеней одинакового объема, где n — число ступеней в реакторе, и использования выражения (6) получим

$$i = \frac{K \sum_{i=1}^n C_{Ai}^m C_{Bi} (1 - \varphi_{ri})}{mn}. \quad (8)$$

Если $W_{B1} \ll W_{B2}$, т. е. когда реакционный процесс лимитируется подводом к зоне реакции компонента B , получается выражение, аналогичное уравнению (3).

Из выражений (8) и (3) следует, что для интенсификации процесса в газожидкостном реакторе необходимо вначале определить лимитирующую стадию процесса. Если лимитирующей стадией является массоперенос, то в целях интенсификации необходимо обратиться к соответствующим РТ- и АК-методам. Для интенсификации собственно реакционного процесса в жидкой фазе следует использовать те РТ-методы, которые оказывают влияние на скорость химической реакции (увеличение давления и температуры, применение катализаторов, совмещение химических реакций и др.).

Интенсификации процесса способствует также уменьшение газонаполнения смеси в каждой ступени контакта, для чего целесообразно осуществлять распределенный ввод газа по высоте аппарата, уменьшать размеры сепарацион-

ного пространства (последнее оказывает значительное влияние на газонаполнение ступени контакта), наконец, по возможности, использовать прямоточные секционированные аппараты. Из формулы (8) следует вывод о целесообразности увеличения концентрации реагентов в реакционной смеси. Одним из наиболее эффективных приемов увеличения концентрации для рассматриваемого случая является совмещение реакционного процесса с массообменным, обеспечивающим одновременное с химической реакцией разделение смеси. Действительно, удаляя из реакционной смеси продукты реакции в такт их образованию, можно обеспечить постоянную и даже увеличивающуюся концентрацию компонентов в ступенях реактора, что позволяет получить высокие значения факторов интенсивности не только в первых, но и в последующих ступенях реактора.

РЕЖИМНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ

СОВМЕЩЕНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Эффективным методом интенсификации газожидкостных процессов является; в особенности для многостадийных процессов, при наличии побочных реакций или значительного ингибирующего действия продуктов реакции совместное проведение нескольких консективных реакций в едином реакционном объеме или осуществление химической реакции совместно с физическим процессом разделения образующейся реакционной массы. Если первый из этих методов известен давно и достаточно широко используется в химической технологии, то реакционно-массообменные процессы и аппараты для их осуществления появились в промышленности не более 20—25 лет тому назад и применяются в основном для периодических вариантов технологических процессов. Последнее обусловлено, по-видимому, тем, что не сформулированы основные принципы и не разработаны

методы совмещения процессов, позволяющие наиболее полно реализовать их преимущества, отсутствует достаточный выбор конструкций газожидкостных реакторов, учитывающих их специфику, не созданы методы расчета кинетики химических процессов при их совмещении с диффузионными и, наконец, отсутствуют достаточно апробированные методы их расчета.

В работах [45; 120] проведены систематизация, анализ и оценка технологических возможностей совмещенных реакционно-массообменных процессов. При рассмотрении таких процессов в газожидкостных системах их целесообразно разделить на хемосорбционные, когда осуществляется реакция между растворенным газом и собственно абсорбентом или одним из его компонентов, и процессы, где за счет массообмена удаляются продукты реакции, проходящей в жидкой фазе. К последним следует отнести реакционно-десорбционные и реакционно-ректификационные процессы.

Теория хемосорбции разрабатывается в течение нескольких десятилетий [45; 56; 134]. Еще Хатта [134] предложил определять скорость хемосорбции как произведение скорости физической абсорбции при максимально возможной движущей силе, выраженной через сопротивление жидкой фазы, на коэффициент χ ускорения массопереноса [109] определяемый из выражения

$$\chi = \beta'_{ж}/\beta_{ж} = 1 + \delta/\Delta_{ж}, \quad (9)$$

где $\beta'_{ж}$, $\beta_{ж}$ — коэффициенты массопередачи в жидкой фазе соответственно при протекании и отсутствии в ней реакции; δ — увеличение движущей силы в жидкой фазе при протекании в ней реакции; $\Delta_{ж}$ — движущая сила при физической абсорбции.

В последние годы успешно применяется методика расчета газожидкостных реакторов для проведения хемосорбционных процессов, учитывающая продольное перемешивание в жидкой фазе и структуру потоков фаз в аппарате [112; 113]. В то же время имеется сравнительно немногочис-

работ, посвященных исследованию влияния отвода продуктов реакции за счет совмещения химического процесса с тепло- и массообменным.

Как известно, при массообмене между газом и жидкостью при некоторых условиях массоперенос значительно увеличивается вследствие возникновения в поверхностных слоях жидкости конвективных токов, усиливающих случайные мелкие возмущения. Это явление, называемое поверхностной или межфазной турбулентностью, возникает в результате трения между газом и жидкостью и резких изменений физических свойств в поверхностном слое жидкости и газа (эффекты Рэлея и Марангони).

Для описания явления межфазной турбулентности в последнее время используют модель «вращающихся ячеек» [6; 145], согласно которой вихри жидкости доставляются на ее поверхность из основной массы за счет пульсаций скорости. Это приводит к появлению зон с различными значениями поверхностного натяжения σ , вследствие чего возникает перемещение массы жидкости в направлении зон с большим поверхностным натяжением σ . Поверхность жидкости, согласно этой модели, представляет собой множество вращающихся ячеек (ячеек Бенарда), размеры которых вдоль соответствующих осей равны половине длины волны.

Коэффициент ускорения процесса переноса определяется зависимостью

$$\chi = f\left(\frac{A_n V_0}{D_{ж} n_1^2}\right), \quad (10)$$

где A_n — амплитуда колебаний скорости, зависящая от средней скорости V_0 движения вдоль поверхности раздела фаз, физических свойств жидкости и изменения σ в пределах одной ячейки; $n = 2\pi/\lambda$ — волновое число в направлении оси, идущей вдоль поверхности раздела фаз; n_1 — то же, перпендикулярно к поверхности раздела; λ — длина волны.

Согласно зависимости (10), значение χ увеличивается

при увеличении скорости движения вдоль поверхности раздела, увеличении длины волны в направлении, перпендикулярном поверхности раздела (при этом увеличивается глубина проникновения в свежие области), и уменьшении длины волны вдоль поверхности раздела (что обеспечивает более частое обновление элементов жидкости у границы раздела фаз). Согласно работе [28], основной причиной возникновения поверхностной конвекции является продольное изменение динамического поверхностного натяжения вследствие протекания химической реакции. Коэффициент ускорения десорбции в зависимости от продольного градиента поверхностного натяжения $\Delta\sigma_{\text{дин}}/\Delta l$ определяется по формуле

$$x = 1 + 0,282(\Delta\sigma_{\text{дин}}/\Delta l)^{3,2}. \quad (11)$$

Поверхностная турбулентность может быть вызвана не только появлением продольных градиентов поверхностного натяжения, обусловленных протеканием химической реакции, флуктуациями температуры, состава и появлением поверхностно-активных продуктов реакции, но и возникновением градиентов плотности жидкости.

Все вышеприведенные сведения получены в результате теоретического и экспериментального изучения процессов экстракции, физической абсорбции и хемосорбции. Можно предположить, что еще в большей степени явление поверхностной турбулентности проявляется при осуществлении реакционно-диффузионных процессов, где за счет диффузии отводятся продукты реакции, проходящей в жидкой фазе. Действительно, можно показать, что в этом случае отвод продуктов способствует увеличению скорости обратимого процесса в соответствии с принципом Ле-Шателье, а для необратимого — вследствие закона действия масс, так как в реакционной массе при отводе продуктов реакции увеличивается концентрация реагентов.

Увеличение скорости реакционно-массообменного процесса способствует более быстрому изменению поверхност-

ного натяжения σ на границе раздела фаз и их плотности, что вызывает усиление поверхностной турбулентности. По-видимому, как показано выше, ускоряет процесс массопереноса — отвода продуктов реакции из жидкой фазы в газодию, что, в свою очередь, интенсифицирует химический процесс в жидкой фазе. Налицо сильное взаимное влияние реакционного и диффузионного процессов. Это явление, по-видимому, сродни явлению автокатализа и не может быть описано зависимостями, полученными совместным решением уравнений диффузии и кинетики.

Важной особенностью реакционно-ректификационных и реакционно-десорбционных аппаратов и процессов является то, что, организовав отвод продуктов реакции за счет натяжения массообменного процесса в такт реакции, можно обеспечить практически постоянную (или даже увеличивающуюся) во времени (или по высоте аппарата) концентрацию исходных веществ в жидкой фазе. При постоянстве концентрации реагентов соответствующие концентрационные множители в кинетическом уравнении можно включить в константу скорости, при этом кажущийся порядок реакции уменьшается. Таким образом, накладывая на химический процесс диффузионный, можно понизить общий кинетический порядок реакции вплоть до нулевого (правильнее «севдонулевого»).

Рассмотрим смещенный реакционно-массообменный процесс, протекающий в газожидкостном аппарате.

Пусть в некотором элементарном объеме dV неподвижной жидкости, ограниченном поверхностью dF раздела фаз, протекает химическая реакция, при которой из вещества A образуются вещества B и D , переходящие из жидкой фазы в газовую. Стехиометрическое уравнение реакции имеет вид



Для случая, когда газовый поток достаточно турбулизован, можно полагать, что процесс диффузии веществ B

и D в газовой фазе не является лимитирующим, а основное диффузионное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе. Тогда для вещества B можно записать

$$\frac{\partial C_B}{\partial t} = r(C_B, t) - D_{жB} \frac{\partial^2 C_B}{\partial x^2}, \quad (1)$$

а для вещества D

$$\frac{\partial C_D}{\partial t} = r(C_D, t) - D_{жD} \frac{\partial^2 C_D}{\partial x^2}, \quad (2)$$

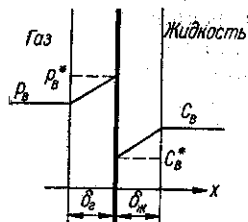


Рис. 2. Распределение концентраций при реакционно-десорбционном процессе согласно пленочной модели.

где $r(C_B, t)$, $r(C_D, t)$ — скорость образования вещества B и D при концентрациях C_B и C_D в момент времени t ; $D_{жB}$, $D_{жD}$ — коэффициенты диффузии веществ B и D в жидкости.

Уравнения (13) и (14) учитывают перенос вещества из элементарного объема неподвижной жидкости только за счет молекулярной диффузии, что далеко не соответствует реальным объектам — реакционно-массообменным аппаратам, где одновременно протекают диффузия, конвекция и химическая реакция. Анализ таких сложных процессов проводят [116] с помощью наиболее простой и наглядной пленочной модели. Предположим, что в рассматриваемом случае десорбции имеются две стадии — конвективно-диффузионный перенос веществ B и D из жидкости к границе раздела фаз и аналогичный процесс переноса от границы раздела фаз в газовую смесь, содержащую в общем случае какой-то инертный газ. Распределение концентраций в таком процессе для компонента B показано на рис. 2.

Для установившегося состояния системы можно записать

$$M = \beta_r F (p^* - p) = \beta_{жF} (C_B - C_B^*), \quad (3)$$

где β_r — коэффициент массопередачи в газовой фазе; p^* , C_B^* — равновесное давление и концентрация компонента B в жидкости на границе раздела фаз; p — парциальное давление газа B в смеси.

Считая, что система подчиняется закону Генри

$$p^* = H_p C_B^*, \quad (16)$$

из уравнения (15) получим

$$M = K_{жF} (C_B - p/H_p), \quad (17)$$

где H_p — константа фазового равновесия; $K_{ж} = [1/\beta_{ж} + 1/(\beta_r H_p)]$.

Как отмечено выше, при развитой турбулентности газа $\beta_r H_p \gg \beta_{ж}$, тогда можно полагать, что $K_{ж} \approx \beta_{ж}$.

Рассмотрим процесс, протекающий в реальном аппарате для одновременного проведения реакционного и массообменного процессов при непрерывном проток фаз.

Пусть в реактор высотой H и площадью сечения F подаются потоки жидкости Q и газа G (рис. 3). Выделим в объеме реактора элементарный объем и определим изменение количества вещества в нем за счет совместного протекания реакции, межфазного и турбулентного переносов. Если не учитывать межфазный перенос, то, согласно работе [116], изменение количества вещества определяется уравнением

$$rF + D_{прF} \frac{d^2 C}{dl^2} = V \frac{dC}{dl}. \quad (18)$$

При граничных условиях $\frac{dC}{dl} = 0$ и $C_k = \frac{rH}{W}$ решение этого уравнения имеет вид

$$C = \frac{rl}{W} + \frac{rD_{пр}}{W^2} [1 - e^{-[(H-l)W]/D_{пр}}]. \quad (19)$$

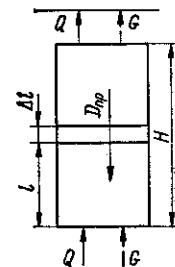


Рис. 3. Распределение материальных потоков в прямом газожидкостном реакторе.

В случае отсутствия турбулентного перемешивания ($D_{\text{пр}} = 0$) из уравнения (19) получим

$$C = rH/W, \quad ($$

что соответствует реакторам идеального вытеснения. В случае, когда $D_{\text{пр}} \rightarrow \infty$, разложением в ряд экспоненциального члена уравнения получено [116], что концентрация во всем объеме реактора становится постоянной, а это соответствует реактору идеального смешения:

$$C = rH/W. \quad ($$

Для реактора промежуточного типа

$$\frac{C}{C_k} = \frac{1}{H} + \frac{D_{\text{пр}}}{WH} [1 - e^{-(H-l)WH/V_{\text{пр}}}], \quad ($$

где $WH/D_{\text{пр}} = \text{Pe}_D$ — критерий Пекле, характеризующее соотношение потоков вещества, переносимого с основным потоком и за счет турбулентной диффузии.

Если учесть перенос вещества из жидкости в газ, уравнение (18) примет вид

$$D_{\text{пр}}(1 - \varphi) \frac{d^2 C}{dl^2} + r(1 - \varphi) + \beta_{\text{ж}} a H (C^* - C) = W \frac{dC}{dl} (1 -$$

где φ — газонаполнение; a — удельная межфазная поверхность.

Решение этого уравнения при тех же, что и в предыдущем случае, граничных условиях имеет вид

$$C = \frac{\left[\frac{rH}{W} - \frac{r(1 - \varphi)}{\beta_{\text{ж}} a H} + C^* \right]}{K_1 - K_2} [K_1 e^{-K_2(H-l)} - K_2 e^{-K_1(H-l)}] + \frac{r(1 - \varphi)}{\beta_{\text{ж}} a H} + C^*,$$

где K_1, K_2 — корни характеристического уравнения:

$$K_1 = \frac{1}{2D_{\text{пр}}} [W + \sqrt{W^2 + 4\beta_{\text{ж}} a H (1 - \varphi) D_{\text{пр}}}],$$

$$K_2 = \frac{1}{2D_{\text{пр}}} [W - \sqrt{W^2 + 4\beta_{\text{ж}} a H (1 - \varphi) D_{\text{пр}}}].$$

Можно показать, что при $D_{\text{пр}} \rightarrow 0$ величина $C = C^* + [r(1 - \varphi)]/(\beta_{\text{ж}} a H)$, а при $D_{\text{пр}} \rightarrow \infty$ величина $C = rH/W$, что соответствует реактору полного смешения.

РЕЦИРКУЛЯЦИЯ КАК МЕТОД ИНТЕНСИФИКАЦИИ РЕАКЦИОННЫХ И РЕАКЦИОННО-МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Одним из признанных эффективных РТ-методов интенсификации газожидкостных реакционных и совмещенных процессов является рециркуляция непрореагировавшего сырья. Теоретически показано [88], что при осуществлении равновесных или ингибируемых продуктами реакций может быть найдена оптимальная степень рециркуляции части реакционной смеси или непрореагировавшего сырья, при которой производительность реактора выше, чем в реакторах вытеснения или смешения.

М. Ф. Нагиевым и А. Н. Плановским [84; 107] доказана эффективность проведения химических процессов при невысоких степенях превращения благодаря достижению более высоких скоростей реакции. Показано, что независимо от наличия термодинамических и кинетических ограничений можно максимально использовать сырье вследствие смещения равновесия реакции в сторону образования конечных продуктов при постоянном увеличении концентрации исходных компонентов в зоне реакции, которое обеспечивает рециркуляция непревращенного сырья. При этом разделение реакционной смеси осуществляют в автономном аппарате вне зоны реакции, т. е. обеспечивают внешний рециркуляционный контур. Высокая экономическая эффектив-

ность рециркуляционных процессов подтверждена многолетней эксплуатацией таких промышленных процессов, как синтез окиси этилена, производство гидроперекисей из пропил- и этилбензола, термический крекинг, пиролиз синтез аммиака, карбамила, хлористого этила и др.

Использование современного математического аппарата и возможностей вычислительной техники позволяет решать задачи оптимизации рециркуляционных процессов с позиций системного анализа. В связи с этим важное значение приобретает проблема выбора критерия оптимизации. Между тем среди исследователей нет единого мнения по этому вопросу. Так, в работах [83; 107] в качестве критерия используют максимальную скорость превращения или производительность реактора, в работе [132] — выход целевого продукта, а в работе [137] — стоимость производства. В последние годы М. Ф. Нагиев с сотрудниками приняли экономические критерии: себестоимость продукции, функции дохода и др.

Следует отметить, что использование технических и экономических критериев в случае интенсификации рециркуляционных процессов зачастую приводит к противоречивым результатам. К примеру, стремление обеспечить максимальную производительность реактора влечет за собой необходимость увеличения кратности рециркуляции, т. е. уменьшения степени превращения за один проход. Последнее вызывает увеличение количества циркулирующей реакционной массы и объема реактора, что подводит к мысли о необходимости использования в качестве параметра оптимизации для рассматриваемого случая фактор интенсивности, определяемый, например, по формуле (8). В то же время значительное увеличение количества реакционной смеси при уменьшении конверсии за один проход увеличивает нагрузку не только на реактор, но и на разделительные системы. Это обстоятельство не позволяет ограничиться интенсификацией лишь одного реактора, а заставляет рассматривать проблему комплексно.

Интенсификация рециркуляционных реакционных процессов является, по-видимому, тем случаем, когда использование только декомпозиционных методов не может привести к техническому успеху из-за ограничений, налагаемых экономикой производства в целом. Наряду с использованием декомпозиционных методов целесообразно применение комплексных методов интенсификации с использованием экономических либо технико-экономических параметров оптимизации.

Фундаментальные исследования в области рециркуляционных процессов провел М. Ф. Нагиев [83], который показал, что многократное возвращение в зону реакции непрореагировавшего сырья увеличивает выход конечных продуктов, и теоретически возможно добиться полного превращения сырья даже для реакций, имеющих кинетические или термодинамические ограничения. Только в том случае, когда система работает с бесконечным количеством рециркулята, а степень превращения за один проход стремится к нулю, химический процесс осуществляется в идеальных условиях. Такие идеальные условия практически невозможно создать при использовании традиционного для рециркуляционных процессов технического решения, по которому из реактора смесь непрореагировавших веществ и продуктов реакции поступает в автономную разделительную систему, после которой непрореагировавшие вещества смешиваются со свежим сырьем, и смесь возвращается в реактор. Уменьшение степени превращения за один проход при такой технологической схеме приводит к увеличению количества реакторов и разделительных систем и неоправданному усложнению производства.

Разработка многоступенчатых совмещенных аппаратов, в которых реакционные ступени чередуются с массообменными, в большинстве случаев представляется технически неосуществимой. Однако указанные трудности практически полностью устранены в совмещенных многоступенчатых реакционно-массообменных аппаратах, где в результате

реализации одного из самых эффективных РТ-методов интенсификации на каждой ступени контакта одновременно с проведением химической реакции осуществляется удаление продуктов по мере их образования. Следует отметить, совмещение химического процесса с диффузионным реализует основной принцип рециркуляции (реакция — разделение — реакция) и способствует увеличению концентрации непрореагировавших веществ в зоне реакции, т. фактически обеспечивает внутренний рециркуляционный контур в аппарате. Последнее способствует проведению химического процесса при невысокой конверсии реагента аналогично традиционному внешнему рециркуляционному контуру по непрореагировавшему сырью. Иллюстрацией этому может служить представленное в табл. 1 сопоставление основных технологических параметров для различных вариантов получения диоксана дегидратацией диэтилгликоля (ДЭГ).

Таблица
Сопоставление различных схем получения диоксана

Температура, °С	Катализатор, г на 100 г сырья	Вариант 1		Вариант 2		Вариант 3	
		Выход водного диоксана, г/ч	Образование смолы, % от расхода сырья	Выход водного диоксана, г/ч	Образование смолы, % от расхода сырья	Выход водного диоксана, г/ч	Образование смолы, % от расхода сырья
130	20	300	13	700	8	850	12
145	20	490	20	800	9	900	14
150	20	650	23	1000	11	1050	18

Все варианты получения диоксана осуществлялись в том и том же реакторе, при постоянной температуре, одинаковом количестве катализатора и непрерывной подаче ДЭГ. Рециркуляция непрореагировавшего сырья в вариантах 1 и 3 (рис. 4) осуществлялась путем непрерывного прокачивания части реакционной массы из реактора через испаритель. Из последнего парообразные продукты реакции выводились, а ДЭГ возвращался в реактор. Для того, что

исключить протекание реакции в наружном испарителе, в качестве катализатора использовали нерастворимую в ДЭГ и продуктах реакции ионообменную смолу КУ-1, которая помещалась только в реакторе. Согласно варианту 1 реактор был оборудован обратным холодильником, обеспечивающим конденсацию паров продуктов реакции и их возврат в зону реакции. По варианту 2 продукты реакции выводили непосредственно из реактора по мере их образования, по варианту 3 — как из испарителя, так и непосредственно из реактора.

Из данных табл. 1 видно, что сочетание внешнего и внутреннего контуров рециркуляции (т. е. организация цикла в совмещенных реакционно-массообменных процессах) не представляет практического интереса, если не меняются основные технологические параметры процесса. Более того, внутренний рециркуляционный контур, свойственный совмещенным процессам, в сравнении с внешним рециркуляционным контуром более желателен, так как может обеспечить при наличии соответствующего оборудования оперативный вывод продуктов из зоны реакции. В то же время, применение внешнего рециркуляционного контура может быть целесообразным в качестве средства реализации РТ-методов интенсификации, так как в ряде случаев позволяет организовать внутренний теплообмен непосредственно между материальными потоками без промежуточных поверхностей теплообмена, а также обеспечить оптимальные гидродинамические режимы и улучшить технические параметры совмещенного процесса.

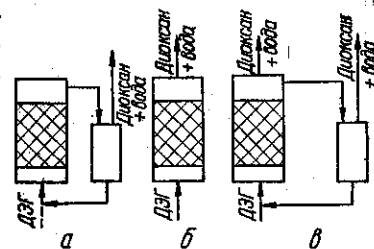


Рис. 4. Варианты получения диоксана из диэтилгликоля:
а — вариант 1 с внешним рециркуляционным контуром; б — вариант 2 без рециркуляции; в — вариант 3 с внешним и внутренним контурами рециркуляции.

РАСЧЕТ РЕАКЦИОННО-МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Совмещенные реакционно-массообменные процессы очень сложны и строгих методик их расчета пока не предложено. Большинство работ посвящено расчету хемосорбционных процессов, теория которых достаточно разработана. Для более сложных процессов, как реакционно-ректификационные, реакционно-десорбционные, используют [45] итерационные методы, подобные методу расчета ректификации Сореля. К сожалению, учет химической реакции в жидкой фазе путем введения в уравнения материального и теплового балансов дополнительных членов, соответствующих изменению количества вещества и тепла за счет реакции, не отражает влияния отвода продуктов реакции в момент их образования на скорость химического процесса.

При расчете неизотермических реакционно-массообменных аппаратов появляется необходимость определения оптимального распределения температуры по высоте аппарата. Эта задача осложняется при расчете газожидкостных аппаратов ввиду значительного различия в теплоемкостях газовой и жидкой фаз, влияния температуры на распределение компонентов между фазами, а также взаимного влияния процессов переноса тепла и массы на процесс химического взаимодействия. Кроме отмеченной выше обратной связи, обусловленной влиянием массообмена на скорость химической реакции, в изотермическом реакционно-массообменном аппарате возникает еще одна обратная связь, обусловленная зависимостью скорости химической реакции от температуры в свою очередь зависящей от тепловыделения. Поэтому предпочтение следует отдать методам, основанным на экспериментальном исследовании процесса в условиях, максимально приближенных к производственным, и использовании полученных данных для расчета с учетом вопроса масштабного перехода.

Рассмотрим в качестве примера ход расчета реакционно-ректификационного аппарата для производства диметилформ

амида (ДМФА). Принимаем следующие допущения: температура газа, поступающего на тарелку, равна температуре жидкости на этой тарелке; жидкость на тарелке полностью перемешана, а газ полностью вытесняется; температура на тарелке питания равна температуре питания; коэффициенты массопередачи i -х компонентов в газовой и жидкой фазах равны между собой и не зависят от изменения концентрации; летучесть промежуточного продукта — формидиметиламина (ФДМА) — равна нулю; реакция превращения ФДМА проходит только в жидкой фазе; время контактирования жидкости с газом равно времени пребывания ее на ступени контакта; тепло на тарелке расходуется на реакцию превращения ФДМА и десорбцию продуктов реакции; рассчитываемая смесь подчиняется законам Рауля и Генри; количество секций в аппарате велико, а изменение концентраций при переходе от одной секции к другой мало; неравномерностью распределения потоков по сечению аппарата можно пренебречь.

Для расчета необходимы следующие исходные данные: расход жидкости L_x и газа G_y , состав исходной смеси, состав газа, поступающего в куб колонны, температура исходной смеси и давление в аппарате.

Коэффициенты массоотдачи β_i и $\beta_{ж}$ в газовой и жидкой фазах определим по уравнениям, имеющимся в литературе. Температуру на i -й тарелке можно найти методом последовательных приближений по уравнению

$$\sum_{i=1}^n K_i X_i = 1,$$

где K_i — константы равновесия, определяемые по заданной температуре кипения смеси.

На тарелке питания константы равновесия i -х компонентов определим по уравнению

$$K_i = P_i/P,$$

а упругость паров P_i чистых компонентов можно определить по уравнению Антуана:

$$P_i = \exp \left(A_i - \frac{B_i}{i + C_i} \right),$$

где A_i, B_i, C_i — коэффициенты, определяемые по справочникам.

Зная коэффициенты массоотдачи и константы равновесия, можно найти коэффициенты массопередачи i -х компонентов по уравнениям: для жидкой фазы $K_{xi} = [1/(K_i \beta_{yi}) + 1/\beta_{xi}]^{-1}$; для газовой фазы $K_{yi} = (1/\beta_{yi} + K_i/\beta_{xi})^{-1}$.

Затем определим константы скорости реакции разложения по ФДМА и воде, воспользовавшись, например, уравнениями, полученными обработкой опытных данных по скорости процесса:

$$K_{\text{ФДМА}} = 2,86 \cdot 10^7 \exp(-17800/RT);$$

$$K_{\text{H}_2\text{O}} = 8,1 \cdot 10^{-6} \exp(10\,000/RT).$$

Составим уравнения материального баланса по каждому компоненту на n -й тарелке:

$$\text{для ФДМА } l dx_1/d\tau = x_{01}z - R_1l - x_1z;$$

$$\text{для ДМФА } l dx_2/d\tau = x_{02}z + R_2l - K_{x2}\Delta x_2 F_T - x_2z;$$

$$\text{для воды } l dx_3/d\tau = x_{03}z + R_3l - K_{x3}\Delta x_3 F_T - x_3z;$$

$$\text{для ДМА } l dx_4/d\tau = x_{04}z - K_{x4}\Delta x_4 F_T - x_4z,$$

где l — количество жидкости на тарелке, кмоль; x_{0i} — концентрация жидкости на тарелке, расположенной на рассчитываемой; z — расход жидкости по колонне; x_i — концентрация жидкости на рассчитываемой тарелке; F_T — площадь тарелки.

Подставив в эти уравнения выражения для скорости реакции по соответствующему компоненту, получим выражения в виде полиномов $a_3x^3 + a_2x^2 + a_1x + a_0 = 0$, которые решаются итерационными методами на ЭВМ. После этого определяем по уравнению материального баланса $Gdy_i = -zdx_i$ концентрацию газа, поступающего на n -й

тарелку, и количество тепла, пошедшего на реакцию превращения ФДМА, по выражению $Q_R = Q_{R1}l$, где Q — тепловой эффект реакции. Пошедшее на испарение ДМФА и воды на n -й тарелке количество тепла

$$Q_n = [r_d(x_{02} - x_2) + r_v(x_{03} - x_3)]l,$$

где r_d, r_v — скрытая теплота испарения ДМФА и воды.

Количество тепла на $(n-1)$ -й тарелке

$$Q_n = Q_v - Q_R - Q_n,$$

где Q_v — количество тепла на n -й тарелке.

Температура на $(n-1)$ -й тарелке

$$t_{n-1} = Q_n/C_{ж}l,$$

где $C_{ж}$ — теплоемкость жидкости на тарелке.

После этого расчет повторяем для следующей (ниже лежащей) тарелки. Расчет заканчиваем, когда получаем состав газа, поступающего на нижнюю тарелку, близкий к заданному.

ПРИМЕРЫ ПРАКТИЧЕСКОЙ РЕАЛИЗАЦИИ РТ-МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ

Производство β -аланина (β -карбоксиэтиламина) $\text{NH}_2\text{—CH}_2\text{—CH}_2\text{—COOH}$. β -аланин, используемый при синтезе пантотеновой кислоты (витамина B_5), производят периодическим способом в емкостном реакторе путем аммонолиза акрилонитрила аммиаком в присутствии углекислого газа при повышенных температурах и давлении. Обе стадии процесса (аминирование и гидролиз) проводят одновременно и совместно. Последнее свидетельствует о реализации РТ-метода интенсификации — совмещения химических процессов. Однако как раз в этом случае простое совмещение стадий аминирования и гидролиза в едином реакторе не оправдано термодинамически и технически невыгодно, так как приводит к необходимости проводить процесс периоди-

чески, либо перекачивать при высоком давлении токсичное вещество — акрилонитрил. Кроме того, в рассматриваемом случае совмещение стадий приводит к снижению интенсивности процесса, увеличению сырьевых и энергетических затрат, капитальных вложений.

В связи с этим процесс целесообразно проводить последовательно в две стадии в отдельных реакционных объемах [39]. При осуществлении первой стадии — аминирования акрилонитрила — реализуется ряд РТ-методов интенсификации [31]. В частности, в зону реакции подается острый водяной пар, необходимый как в качестве инициатора реакции аминирования, так и для подвода тепла. Процесс из системы жидкость — жидкость переводится в систему жидкость — газ (жидкий акрилонитрил — газообразный аммиак и водяной пар).

Была признана целесообразной организация рецикла по непрореагировавшему аммиаку, причем последний смешивался с поступающим на реакцию аммиаком с помощью инжектора. И, наконец, в едином реакционном блоке оказалось целесообразным совместить реакционный процесс с массообменным — отгонкой непрореагировавшего акрилонитрила и насыщением смеси аминонитрилов свежим аммиаком. Реализация этого комплекса РТ-методов оптимизации (ввод дополнительного вещества, организация внутреннего теплообмена, перевод гомогенной системы в гетерогенную, организация рецикла, совмещение процессов) позволила значительно упростить аппаратное оформление процесса но привела к необходимости использования АК-методов интенсификации (совмещение реактора с массообменным аппаратом, совмещение функций реактора и теплообменного аппарата, в отгонной секции — отгонки непрореагировавшего акрилонитрила и насыщения аминонитрилов аммиаком и т. д.).

Все приведенные РТ- и АК-методы интенсификации реализованы в промышленной установке непрерывного производства β -аланина, освоенной на Уманском витаминном за-

воде. На рис. 5 показан комбинированный реактор аминирования акрилонитрила, выполненный в виде колонны, состоящей из двух секций: прямоточной, секционированной эжекционными контактными тарелками [29] и расположенной в верхней части аппарата, и отгонной противоточной, секционированной клапанными противоточными тарелками [30].

На нижней тарелке прямоточной секции образуется газожидкостная смесь, которая транспортируется аммиаком и водяным паром вверх по колонне. В расширителе, смонтированном в верхней части колонны, происходит сепарация непрореагировавшей смеси. Избыточный аммиак с помощью инжектора возвращается в цикл, а жидкие продукты подаются на верхнюю тарелку отгонной секции. В последней непрореагировавший акрилонитрил отгоняется аммиаком из аминонитрилов. Там же происходит насыщение аммиаком аминонитрилов с целью предотвращения неконтролируемой реакции переаминирования при их хранении. В отгонной части при контактировании с аммиаком смесь аминонитрилов охлаждается, а газовая фаза перед подачей в реакционную зону нагревается.

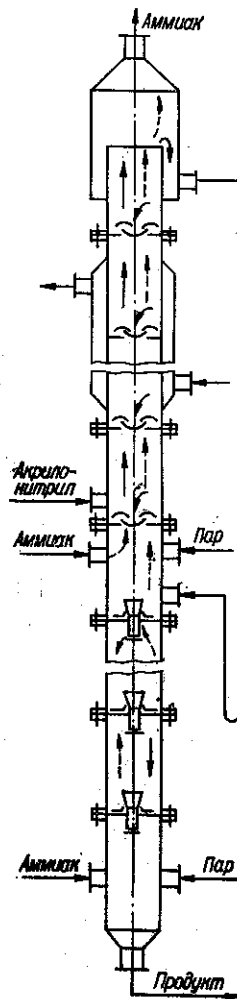


Рис. 5. Комбинированный реактор аминирования акрилонитрила.

Такое технологическое оформление стадии аминирования, как показала эксплуатация установки, является удобным, простым, позволяет проводить процесс при атмосферном давлении в интенсивных режимах (скорость парогазовой смеси по аппарату равна 1,6 м/с, необходимое для полного связывания акрилонитрила время пребывания жидкости в реакционной зоне составляет 0,13 ч).

Гидролиз смеси аминонитрилов, насыщенных аммиаком, проводят в змеевиковых реакторах вытеснения при температуре 170—210°C и давлении 2,5—4,0 МПа. В качестве РТ-метода интенсификации используют рециркуляцию образующихся при гидролизе аминонитрилов вторичных и третичных аминокислот и водного раствора непрореагировавшего аммиака. Выход β-аланина составляет около 92% от теоретического.

Производство диметилформамида. Используемый промышленностью процесс получения N, N-диметилформамида $(\text{CH}_3)_2\text{NCONH}_2$ заключается в осуществлении двух последовательных реакций с большими противоположными тепловыми эффектами:



ДМФА находит широкое применение в различных химических производствах, однако увеличение его выпуска ограничивается несовершенством периодического способа производства: в две стадии в аппаратах емкостного типа со съемом 70—80 кг/м³·ч ФДМА на стадии синтеза и 10—20 кг/м³·ч ДМФА на стадии превращения ФДМА.

Исследование кинетики двух стадий процесса показало, что имеется возможность его интенсификации путем использования РТ- и АК-методов. Оказалось целесообразным совместное и одновременное проведение обеих стадий процесса в едином аппарате, поскольку продукты второй реакции не оказывают ингибирующего действия на первую. Кроме того, при условиях проведения второй реакции вполне воз-

можно осуществлять первую реакцию связывания муравьиной кислоты и диметиламина. В этом случае можно отказаться от съема тепла при проведении первой стадии и обеспечить подвод основного количества тепла для второй стадии за счет использования противоположных тепловых эффектов реакций, что существенно упрощает конструкцию реактора и уменьшает энергетические затраты на процесс. Кроме того, чрезвычайно эффективным оказалось использование в целях интенсификации метода совмещения реакционного процесса с массообменным и проведение синтеза ДМФА в реакционно-десорбционных и реакционно-ректификационных аппаратах [108].

Увеличение использования тепла реакции синтеза ФДМА можно обеспечить, если интенсифицировать уже в первых секциях совмещенного аппарата реакцию превращения ФДМА благодаря повышению его концентрации путем подачи дополнительных количеств этого промежуточного продукта непосредственно в реактор вместе с сырьевой муравьиной кислотой (организация рецикла ФДМА). Кроме того, непрерывное поступление нелетучего ФДМА в реактор гарантирует наличие жидкой фазы во всех секциях аппарата. Таким образом, использование рецикла является вполне оправданным для рассматриваемого случая методом интенсификации.

Для эффективного отвода тепла из зоны экзотермической реакции организуют внутренний теплообмен, используя, в частности, испарение непосредственно в зоне реакции исходных реагентов, промежуточных или конечных продуктов, или вообще посторонних инертных растворителей. Этот РТ-метод можно использовать и в рассматриваемом случае, вводя в реакционную зону дополнительное количество ДМФА, так как последний не влияет на скорости реакций синтеза и превращения ФДМА. В данном случае реакционное тепло в первых секциях расходуется также на испарение ДМФА. Образующийся при этом попутный паровой поток перемещается вверх по реактору, относительно

равномерно распределяя избыточное тепло реакции синтеза ФДМА по высоте аппарата. Нагрузки по муравьиной кислоте при этом режиме возможно увеличить в 1,5—2 раза.

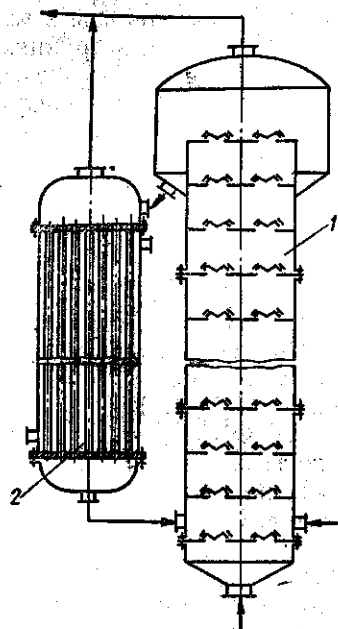


Рис. 6. Совмещенный реакционно-массообменный блок для непрерывного производства ДМФА:

1 — прямоточный секционированный реактор-десорбер; 2 — плевочный противоточный реактор-ректификатор

разным использовать РТ-методы: совмещения процессов (химических, химического и массообменного); оптимизации технологических параметров (температуры, давле-

Таким образом, для интенсификации процесса получения ДМФА путем реализации ряда РТ-методов целесообразно подавать вместе с исходной муравьиной кислотой некоторые количества ФДМА и ДМФА. Такой состав можно получить при неполном превращении ФДМА в ДМФА за один проход через реактор и организации рецикла непрореагировавшего ФДМА частично с ДМФА в начало процесса. В результате такого технического решения удалось выполнить процесс в реакторедесорбере в адиабатических условиях (рис. 6). Внутренний теплообмен в этом аппарате в значительной степени исключил локальные температурные неоднородности и обеспечил более полное использование объема реактора и улучшение гидродинамической обстановки процесса.

В итоге при разработке нового процесса получения ДМФА оказалось целесооб-

ным, конверсии, кратности рециркуляции); введения дополнительного вещества (продукта, выполняющего одновременно роль дополнительного теплоносителя); изменения количества фаз (ранее процесс превращения ФДМА осуществлялся в жидкой фазе в гомогенной системе, по новой технологии предусматривается проведение процесса при движении двухфазного потока). Использование этих РТ-методов заставило одновременно привлечь целую группу АК-методов интенсификации, в частности, использовать комбинированные аппараты, оптимизировать схему движения фаз путем организации прямоточного движения двухфазного потока в секционированном аппарате, обеспечить многократную инверсию фаз, использовать энергию газа для турбулизации и транспортировки жидкости и т. д.

Технология и аппаратура для непрерывного производства ДМФА отработаны на полупромышленной установке. Анализ результатов ее работы и сопоставление с данными, полученными на установках, работающих по старой технологии и снабженных автоклавными реакторами, свидетельствует о неоспоримых преимуществах нового технологического процесса и комбинированных реакторов (табл. 2).

Таблица 2

Основные показатели комбинированного реактора в сравнении с автоклавным

Показатель	Реактор	
	автоклавный	комбинированный непрерывного действия
Объем реактора, м ³	15,5	0,1
Производительность, кг/ч	115	43
Продолжительность процесса, ч	48	0,6
Интенсивность, кг/м ³ ·ч	7,4	430

Положительные результаты эксплуатации полупромышленной установки позволили организовать на Шосткинском заводе химических реактивов промышленную установку

синтеза ДМФА непрерывного действия большой единичной мощности, работа которой подтвердила правильность выбора методов интенсификации.

Получение диметилацетамида. Химизм получения диметилацетамида (ДМАА) из уксусной кислоты и диметиламина аналогичен химизму получения ДМФА. Однако использование аналогичных технологических и конструктивных решений и методов интенсификации не во всех случаях представилось возможным из-за значительных различий в тепловых эффектах реакций синтеза ацетатдиметиламина (АДМА) и его превращения в ДМАА, значительно более высоких значений констант скорости обратных реакций и др. В связи с этим, как показала отработка процесса, кроме использования отмеченных ранее РТ-методов интенсификации, целесообразно использовать катализаторы (например, катиониты КУ-1 или КУ-2 в H^+ -форме, трехокись молибдена). В то же время наиболее рациональной оказалась технология непрерывного производства ДМАА, основанная на совмещении в общем объеме синтеза АДМА и его частичного превращения в ДМАА с одновременным переводом продуктов реакции в газообразное состояние и их отводом из куба совмещенного реактора-десорбера. При этом отводят азеотропную смесь ДМАА — уксусная кислота и осуществляют ее рецикл за счет возврата в смеси со свежей уксусной кислотой на стадию синтеза АДМА. Эти предложения были апробированы на опытно-промышленной установке непрерывного получения ДМАА на Шосткинском заводе химических реактивов.

Уксусную кислоту в смеси с рециркулирующими ДМАА и АДМА подавали на нижнюю тарелку прямоточного секционированного реактора-десорбера, каждая секция которого была снабжена змеевиками для корректировочного подвода (отвода) тепла. При восходящем движении смеси уксусная кислота взаимодействовала с газообразным диметиламином, подаваемым под нижнюю тарелку. Одновременно шла реакция превращения АДМА в ДМАА и воду. Газо-

жидкостная смесь, содержащая ДМАА, воду, диметиламин и АДМА, поступала в нижнюю часть противоточного колонного реактора-ректификатора, куб которого обогревался с помощью высокотемпературного органического теплоносителя. В куб реактора-ректификатора подавали диметиламин с целью уменьшения гидролиза ДМАА. В верхней части реактора отбирали смесь, содержащую избыточный диметиламин, ДМАА и воду. Пары уксусной кислоты не попадали в дистиллат, так как связывались по высоте колонны диметиламином в нелетучий АДМА, «осаживаемый» флегмой в куб колонны.

Оптимальные параметры процесса, обеспечивающие высокую интенсивность и отсутствие АДМА в дистиллате, определяли методом математического планирования эксперимента. В качестве факторов, влияющих на процесс, были приняты избыток диметиламина, подача уксусной кислоты, температура куба реактора — ректификатора и его верха. Оказалось, что оптимальными являются 5%-ный избыток диметиламина, оптимальная температура верха 70—80°C, низа 150—160°C, флегмовое число — 4,2. При расчете интенсивности для реактора непрерывного получения ДМАА было получено, что ее значение в 12 раз выше величины интенсивности у эксплуатируемого реактора периодического действия.

Паровая десорбция брома из рапы. В ряду проблем, которые необходимо решить для обеспечения комплексной переработки солевых растворов, например, вод Сиваша, стоит проблема создания эффективной технологии извлечения брома, растворенного в рапе. Одним из наиболее перспективных направлений, в особенности для высоких концентраций брома в рапе, является использование паровой десорбции брома, применение которой лимитируется отсутствием эффективной аппаратуры, способной работать при высоких плотностях орошения и резко меняющихся нагрузках по газовой фазе.

Для процесса паровой десорбции брома требуется, кроме того, большое соотношение жидкостного и газового потоков.

Попытки применить для десорбции брома аппараты насадочного типа в связи с низкими допустимыми нагрузками по жидкости к успеху не привели. В колонных аппаратах тарельчатого типа соотношения нагрузок по жидкости и газу выше, чем в насадочных. Так, противоточные клапанные устройства с упорядоченным движением фаз [24] обеспечивают плотность орошения до $140 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$.

Проведенными Научной частью ПТО «Йодоброма» (НЧО «Йодобром») исследованиями показано, что оптимальное технологическое оформление процесса обеспечивается при сочетании в одном реакционно-диффузионном агрегате процессов окисления рапы хлором в нижней части и одновременной десорбции свободного брома за счет тепла реакций и тепла, введенного с острым водяным паром.

С учетом обнаруженного при эжектировании жидкости газом эффекта уменьшения высоты газожидкостного слоя на тарелке при одновременном увеличении эффективности контакта фаз и пропускной способности контактного устройства по жидкости для данного процесса были разработаны противоточные контактные устройства эжекционного типа. Дальнейшие исследования показали, что, несмотря на сильную вспениваемость рапы при ее барботировании, пропускная способность тарелок с такими устройствами при скорости паров по колонне $0,6\text{--}0,7 \text{ м/с}$ составляет $100\text{--}120 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$, что соответствует требованиям технологии. Таким образом, в рассматриваемом объекте используются как РТ-методы интенсификации, так и новые аппаратно-конструктивные решения.

Производство брома окислением растворов бромжелеза. РТ- и АК-методы интенсификации были использованы автором совместно с сотрудниками НЧО «Йодобром» при разработке непрерывной технологии и аппаратного оформления процесса окисления растворов бромжелеза хлором и последующей отгонки свободного брома. Анализ химизма процесса показал, что высокая глубина окисления возможна только при удалении из реакционной зоны свободного бро-

ма, что обеспечивается совмещением процессов окисления и отгонки свободного брома при прямоточном движении контактирующих фаз. Полученные экспериментальные данные по содержанию ионов и свободного брома в растворе, окисляемом при различных расходах хлора, указывают на то, что с увеличением степени окисления и температуры растворимость брома в системе уменьшается. Это способствует его отгонке из жидкой фазы и рациональному использованию тепла реакции окисления в случае ведения процесса по совмещенному варианту. Во второй зоне для обеспечения достаточно полного удаления остаточных количеств брома из жидкой фазы отгонку целесообразно проводить острым водяным паром при противоточном движении контактирующих фаз.

Рафинирование паров брома от хлора производится при их контактировании со свежим раствором бромжелеза, которое целесообразно осуществлять в третьей зоне, секционированной противоточными клапанными тарелками.

Исходный раствор бромисто-бромного железа из емкости 3 (рис. 7) подавали насосом-дозатором 1 в инжектор 9, где газообразный хлор смешивался с исходным раствором бромжелеза и раствором из рафинера. Полученная газожидкостная смесь поступала в нижнюю часть окислительного узла А колонны 6, выполненной в виде прямоточного секционированного реактора.

При прямоточном восходящем движении газожидкостной смеси происходит окисление раствора бромжелеза и десорбция брома из жидкой фазы. Окисленный раствор поступает в сепаратор Б, откуда попадает на верхнюю тарелку противоточной отгонной зоны, стекая по тарелкам которой, контактирует с восходящим потоком острого пара, благодаря чему происходит отгонка растворенного брома и хлора. Раствор полученного хлорного железа отводится из нижней части колонны, а пары брома, загрязненные хлором, поднимаются в рафинирующую часть колонны В, на противоточных тарелках которой происходит очистка

от хлора паров свежим раствором бромисто-бромного железа, поступающего на верхнюю тарелку. Отработанный раствор возвращается (частичный рецикл) в инжектор 9. Затем пары брома попадают в конденсатор 7 с бромоделилителем, где от бромной воды отделяют бром. Жидкий бром собирается в сборник 8, бромная вода отводится из бромоделиллителя и подается на рециркуляцию в реактор. Хвостовые

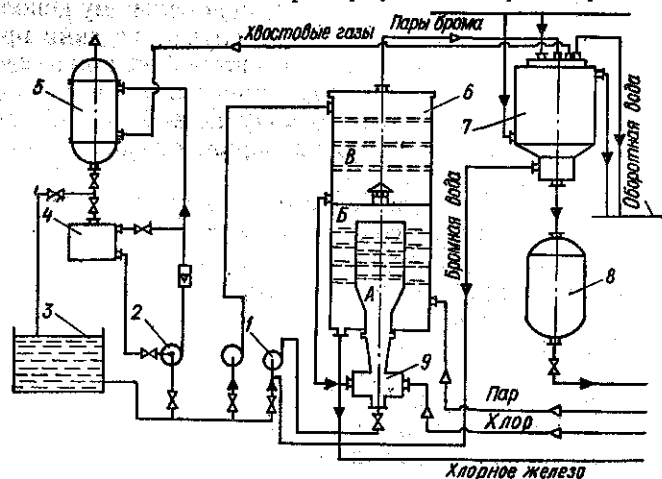


Рис. 7. Принципиальная гидравлическая схема получения брома окислением растворов бромжелеза.

вые газы из конденсатора 7 поступают в скруббер 5, орошаемый свежим раствором бромжелеза, подаваемым из буферной емкости 4 центробежным насосом 2.

Описанная технологическая схема была отработана на опытном заводе НЧО «Йодобром». Было показано, что проведение процесса окисления в прямоточном режиме движения обеспечивает отгонку выделяющегося свободного брома за счет тепла химической реакции окисления. Интенсивной отгонке брома из раствора способствует значитель-

ное уменьшение его растворимости в жидкости по мере ее окисления при восходящем прямоточном движении. В свою очередь, удаление брома из жидкости ускоряет диффузию хлора в ней и создает необходимые предпосылки для смещения реакции окисления вправо. Интенсивной отгонке брома способствует также подвод тепла за счет теплопередачи из зоны окончательной отгонки брома, совмещенной по высоте с зоной окисления.

Кроме того, раздельное проведение процессов окисления, отгонки и рафинирования позволяет стабилизировать гидродинамическую обстановку в аппарате и качество получаемых продуктов при значительном изменении состава сырья, а также повысить интенсивность аппарата вследствие обеспечения более высоких скоростей движения компонентов. Основные показатели установки представлены в табл. 3.

Таблица 3

Показатели работы установки окисления

Содержание бромидов в исходном растворе, г/л	Плотность орошения в узле окисления, м ³ /м ² ·ч	Содержание в сбросном растворе, г/л		Содержание хлора в паровой фазе, %
		бромидов	свободного брома	
382	39,4	0,1—0,2	0,1—0,2	0,5—1,2
610	39,4	0,2—0,3	0,1—0,5	0,5
610	45,0	0,2—0,5	0,1—0,3	0,7—1,0
450	60,0	0,3—1,0	0,1—0,6	0,4—0,5
246	54,8	0,1—0,2	0,1—0,2	0,5—1,2
454	60,0	0,2—1,2	0,1—0,6	0,1—0,9

Как видно из данных табл. 3, предложенная технология и аппаратно-конструктивное оформление процесса обеспечивают необходимое качество продукции, несмотря на относительно высокие нагрузки на установку, устойчивые режимы при значительном изменении нагрузок и концентрации раствора. Это позволило НЧО «Йодобром» исполь-

зовать аналогичные РТ-методы интенсификации при разработке установки большой единичной мощности, освоенной на Перекопском бромном заводе.

Другие примеры использования РТ-методов интенсификации процессов химической технологии приведены в табл. 4.

НАЛОЖЕНИЕ ПУЛЬСАЦИЙ НА КОНТАКТИРУЮЩИЕ ФАЗЫ

КОЛЕБАНИЯ В ГАЗОЖИДКОСТНЫХ СИСТЕМАХ

Скорость технологических процессов, протекающих в диффузионной области, определяется интенсивностью переноса вещества и энергии. Одним из путей интенсификации этих процессов является турбулизация газожидкостных потоков. Известно, что в турбулентном потоке элементарные струи изменяют скорость и направление, в связи с чем в каждой точке объема происходит пульсация скорости. По-видимому, в связи с этим наложение пульсаций извне в некоторых областях частот, соответствующих собственной частоте колебаний элементов структуры газожидкостного слоя, должно приводить к интенсификации процесса переноса. Однако литературные данные по этому вопросу весьма противоречивы как в оценке причин этого эффекта, так и в части оценки результатов интенсификации.

При контактировании газа и жидкости в барботажном и пленочном режимах возникают колебания давления, вызванные разрывом сплошности при внедрении газа в жидкость, различной скоростью движения контактирующих фаз, нестабильностью межфазной поверхности, волнообразованием на поверхности пленки при пленочном режиме или на поверхности газожидкостного слоя, схлопыванием пузырьков при конденсации паров жидкой фазы, возникновением межфазной турбулентности и турбулентных пульсаций, порождаемых нестабильностью свободной поверхности и поверхности раздела фаз, и т. д.

Таблица 4
Примеры использования РТ-методов интенсификации процессов химической технологии

Процесс	Сведения о ранее применявшейся технологии	Суть предложений по интенсификации	Использование методов (см. рис. 1)	Увеличение фактора t
Получение 1,4 диоксиана дегидратацией диэтиленгликоля	Процесс проводили в автоклавах с мешалкой. До 30% диоксиана осмолась	Реакцию проводят непрерывно в прямоточном газожидкостном реакторе с вводом в реакционную зону паров бензола	СП, Д, Ф, СА, ОК, ЭФ	B 8—10 раз
Получение бензилового спирта омылением хлористого бензола	Процесс проводили периодически в реакторах с мешалкой	Вводят в реактор эрлифтный узел, в качестве рабочего газа используют перегретый водяной пар	СП, Д, Ф, СА, М, ЭФ	B 3—5 раз
Производство эфиров ортофосфорной кислоты взаимодействием	Процесс проводили периодически в реакторе автоклавном с охлаждением	Процесс проводят в две стадии непрерывно. Первая стадия проходит при кипении	СП, Ф, СА	B 15—20 раз

Процесс	Сведения о ранее применявшейся технологии	Суть предложений по интенсификации	Используемые методы (см. рис. 1)	Увеличение фактора t
тетрахлорида титана с соответствующими спиртами	нием рассолом. В качестве акцентора реакционного хлористого водорода использовали аммиак	реактивов без отвода тепла и подачи аммиака	ОК, М	
Производство гексабромбензола	Процесс проводили периодически в автоклавах реакторах	Предложены непрерывные шнековые экстракторы-реакторы с вводом бензола в парах в импульсном режиме	СП, СА, М, ОК, Д, ЭВ	В 8—10 раз
Получение ортоугольной кислоты окислением о-ксилола	Процесс проводили периодически в барботажных реакторах	Процесс проводят непрерывно в прямоточных секционированных газожидкостных реакторах. Для окисления используют нагретый воздух	СП, СА, Д, ЭФ, М	В 10 раз

Амплитудно-частотные характеристики этих колебаний зависят от многих факторов: конструкции распределителей газа, частоты отрыва пузырей и их размера, скоростей контактирующих фаз и их физико-химических свойств, давления, температуры и др. К примеру, добавление поверхностно-активных веществ к жидкости при пленочном режиме течения уменьшает частоту и амплитуду вихреобразования [75]. Таким образом, при контактировании газа и жидкости ввиду одновременного появления колебаний давления, вызванных различными причинами и имеющих различные амплитудно-частотные характеристики, образуется сложная колебательная система со многими степенями свободы.

Элементы структуры газожидкостной системы (волны на поверхности слоя или жидкостной пленки, газовые струи, пузыри, турбулентные вихри и т. д.) можно представить как несвязанные между собой резонаторы с различными собственными частотами. Тогда основная задача интенсификации процессов в газожидкостных системах методом наложения внешних колебаний сводится к выбору спектра воздействия, согласованного с акустическими свойствами системы.

Различают [74] по спектральному составу узко- и широкополосное воздействие. Поскольку при узкополосном воздействии налагаемые колебания характеризуются частотой, изменяющейся в узком диапазоне, воздействие на систему будет эффективно лишь тогда, когда частота воздействия лежит в интервале полосы чувствительности. Максимальный эффект интенсификации будет получен в случае совпадения частот налагаемых и собственных колебаний элементов структуры слоя, когда наступает явление резонанса и от внешнего источника отбирается максимальное количество энергии. Для любой газожидкостной системы с широким спектром собственных частот более эффективным окажется широкополосное воздействие близкого спектра или налагаемое извне узкополосное воздействие с частотой,

соответствующей собственной частоте колебаний превалирующих элементов системы.

Для сложных колебательных систем со многими степенями свободы используют спектральное представление функций [115]. При этом характеристику процесса во времени представляют разложением в ряд Фурье постоянной составляющей и бесконечного ряда слагаемых, характеризующих гармонические колебания, частоты которых кратны основной частоте:

$$f(\tau) = A_0 + \sum_{k=1}^{\infty} \left(a_k \cos 2\pi k \frac{\tau}{T} + b_k \sin 2\pi k \frac{\tau}{T} \right),$$

$$\begin{aligned} \text{где } A_0 & \text{ — постоянная; } k = 1, 2, 3, \dots; a_k = \frac{2}{T} \int_{-\frac{T}{2}}^{+\frac{T}{2}} f(\tau) \times \\ & \times \cos 2\pi k \frac{\tau}{T} d\tau; T \text{ — период колебаний; } b_k = \frac{2}{T} \int_{-\frac{T}{2}}^{+\frac{T}{2}} f(\tau) \times \\ & \times \sin 2\pi k \frac{\tau}{T} d\tau. \end{aligned}$$

Этот ряд полностью определяет периодическую функцию $f(\tau)$, если заданы все амплитуды $A_k = \sqrt{a_k^2 + b_k^2}$.

Необходимо заметить, что представление газожидкостной системы как системы несвязанных резонаторов все же достаточно условно и излишне упрощает колебательные явления в ней. Например, турбулентные вихри, характеризующиеся сравнительно невысокими значениями собственных частот, могут служить источником высокочастотного шума, родственного кавитационному, возникающему, например, при работе высокооборотного вихревого насоса.

При изучении турбулентных течений, которые не бывают стационарными, привлекают статистическую теорию турбулентности [50], рассматривают псевдостационарные течения, характеристики которых соответствуют осредненным характеристикам изучаемых течений. Так, беспорядочно меняющаяся в каждой точке турбулентного течения скорость представляют как геометрическую сумму трех средних скоростей в направлении соответствующих осей:

$$\bar{U}_x = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} U_x d\tau;$$

$$\bar{U}_y = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} U_y d\tau;$$

$$\bar{U}_z = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} U_z d\tau,$$

где U_i — мгновенная скорость в направлении соответствующей оси, зависящая от времени τ . Промежуток времени τ должен быть достаточно большим по сравнению с периодом пульсации скорости. Значения U_i представляют в виде суммы среднего $\bar{U}_i$ и компоненты пульсационной скорости: $U_i = \bar{U}_i + U'_i$.

Турбулентные течения характеризуют уровнем турбулентности, определяемым для параллельных течений количественно следующим выражением:

$$I = \sqrt{\frac{1}{3} (\bar{U}_x'^2 + \bar{U}_y'^2 + \bar{U}_z'^2) / \bar{U}_x}. \quad (25)$$

Выражение (25) для случая изотропной турбулентности, когда среднеквадратичные значения трех пульсационных скоростей равны, принимает вид

$$I = \sqrt{\bar{U}_x'^2 / \bar{U}_x}.$$

Только интенсивность пульсаций не может характеризовать турбулентное течение, необходим еще способ установления размеров турбулентных вихрей, так называемый масштаб турбулентности. Размер вихрей, образующихся при турбулентном движении, меняется в зависимости от характера движения. Между вихрями нет резких границ, они переходят друг в друга постепенно, поэтому масштаб пульсаций L определяют [50] из выражения

$$L = \int_0^{\infty} R_k(y) dy,$$

где $R_k(y) = \overline{U'_{x1} U'_{x2}} / (\sqrt{\overline{U'^2_{x1}}} \sqrt{\overline{U'^2_{x2}}})$ — коэффициент корреляции для параллельного течения в направлении оси U'_{x1} , U'_{x2} — пульсационные скорости, измеренные одновременно в двух точках, разделенных расстоянием y .

В газожидкостных системах перенос вещества осуществляется при высоких значениях критерия Re преимущественно за счет крупномасштабных пульсаций, характеризующихся пульсационной скоростью U' и масштабом пульсаций L . В работе [116] принимают, что коэффициент D турбулентной диффузии, определяемый как объем одного из контактирующих фаз, переносимый за счет турбулентных пульсаций через единицу площади сечения потока на единицу длины, связан с параметрами турбулентных пульсаций следующим образом:

$$D_{\text{пр}} \approx l^2 dU/dl.$$

В промышленных аппаратах интенсивность протекающих в них процессов связывают с динамической скоростью потоков. Для турбулентного движения однофазного потока под динамической скоростью потоков подразумевают величину

$$U_d = \sqrt{\tau/\rho},$$

где τ — касательное напряжение на стенке.

Для случая течения газожидкостной смеси в трубах при пузырьковом, барботажном и снарядном режимах отмечена несправедливость этого выражения в связи с тем, что толщина пристенного ламинарного слоя уменьшается ввиду дополнительного пульсационного движения, вызванного движущимися относительно жидкости газовыми пузырями. Имеются попытки связать динамическую скорость таких слоев с полной диссипацией энергии E_0 в пристенных слоях жидкости. Для динамической скорости с учетом сказанного получено выражение

$$U_d = \sqrt[4]{(\nu E_0)/\rho},$$

которое позволяет учесть турбулентность, вносимую внешним источником. На основе теории турбулентности Колмогорова показана справедливость этого выражения для изотропной турбулентности, когда вводимая извне мощность рассеивается равномерно во всем объеме системы: $E = N/V$.

Известно, что локальные гидродинамические параметры газожидкостного слоя изменяются по его высоте случайным образом, причем средняя частота пульсаций газонаполнения, скорости газовой фазы, статического давления и т. п. лежит в пределах $1-15 \text{ с}^{-1}$. В этой связи одним из перспективных направлений интенсификации массообменных аппаратов является генерирование в газожидкостном слое вынужденных колебаний с параметрами, близкими вышеуказанным [65]. Несмотря на то, что проблеме влияния пульсаций контактирующих фаз на эффективность процессов тепломассообмена в газожидкостном слое посвящено значительное количество исследований, в литературе пока практически отсутствуют сведения об использовании отмеченных эффектов интенсификации при наложении пульсаций промышленных газожидкостных аппаратов. Затруднения практической реализации результатов исследований, по-видимому, связаны прежде всего с тем, что в газожидкост-

ных системах происходит быстрое затухание налагаемых колебаний уже на первой ступени контакта фаз.

Гашение пульсаций потока в работе [113] оценивается изменением коэффициента импульсности

$$k_I = \int_0^{\tau} m^3 dt / (m_{cp}^3 \tau),$$

где m , m_{cp} — текущее и среднее за период значения мгновенного расхода в рассматриваемом сечении; t — текущее время; τ — период пульсаций.

Для участка трубопровода или аппарата можно использовать величину относительного коэффициента импульсности потока

$$k_I = (k_{Ik} - 1) / (k_{In} - 1),$$

здесь индексы «н» и «к» относятся к начальному и конечному сечениям рассматриваемого участка.

При гармоническом изменении расхода газа на участке в газопровод относительный коэффициент импульсности определяется по формуле

$$\bar{k}_I = \bar{m}_2^2 / \bar{m}_1^2,$$

а зависимость $\bar{k}_I$ от частоты пульсаций по длине газопровода описывается экспонентной вида

$$\bar{k}_I = \exp(-c\omega l),$$

где c — коэффициент, зависящий от частоты и формы импульса.

Потери энергии на участке газопровода длиной l деляются [113] по формуле

$$\Delta E = \left[1 + \frac{k_{I1} - 1}{c\omega l} (1 - e^{c\omega l}) \right] \frac{\lambda}{d} F \rho_{cp} \frac{W_{cp}^3}{2}.$$

Учитывая то, что в газожидкостных потоках гашение пульсаций происходит более интенсивно, по сравнению

с однофазными, вследствие трения потоков фаз, следует отметить неперспективность решения задач интенсификации путем создания пульсаций газовой фазы на входе в аппарат. Создание пульсаций на каждой ступени контакта фаз не рационально, так как неизбежно приводит к значительному усложнению массообменного аппарата и увеличению энергетических затрат. С учетом этого колебания расхода целесообразно налагать не на весь слой (это малоэффективно и энергетически невыгодно), а локально в местах наибольшей эффективности контакта фаз — в момент входа газа в жидкость, а также в момент разрушения или образования пленки или газожидкостного слоя.

ВЛИЯНИЕ НИЗКОЧАСТОТНЫХ КОЛЕБАНИЙ НА МАССООБМЕН ПРИ ПЛЕНОЧНОМ ТЕЧЕНИИ

Интенсификация процессов переноса тепла и вещества достигается, как отмечено выше, увеличением степени турбулизации потоков контактирующих фаз. Автором в работах [62; 66] показано, что в газожидкостных системах пульсации газовой фазы не всегда приводят к ощутимому увеличению коэффициентов массопередачи. В связи с этим представляют определенный интерес проведенные автором совместно с В. И. Олембергом исследования влияния пульсаций на жидкостную пленку, контактирующую с газом.

Исследования проводили при прямо- и противоточном движении контактирующих фаз в трубчатом пленочном элементе при десорбции углекислого газа из воды воздухом (в ряде серий применяли водные растворы глицерина) при 25°C. Амплитуду колебаний A варьировали от 15 до 5 мм, частоту f — от 2 до 13 с⁻¹. Скорость воздуха в свободном сечении аппарата составляла 0,3 м/с. Плотность течения изменяли в пределах 0,106—0,256 м³/м² · ч. Растворы насыщали углекислым газом до концентрации порядка 1,4 г/л. Коэффициенты массопередачи относили к поверхности трубки.

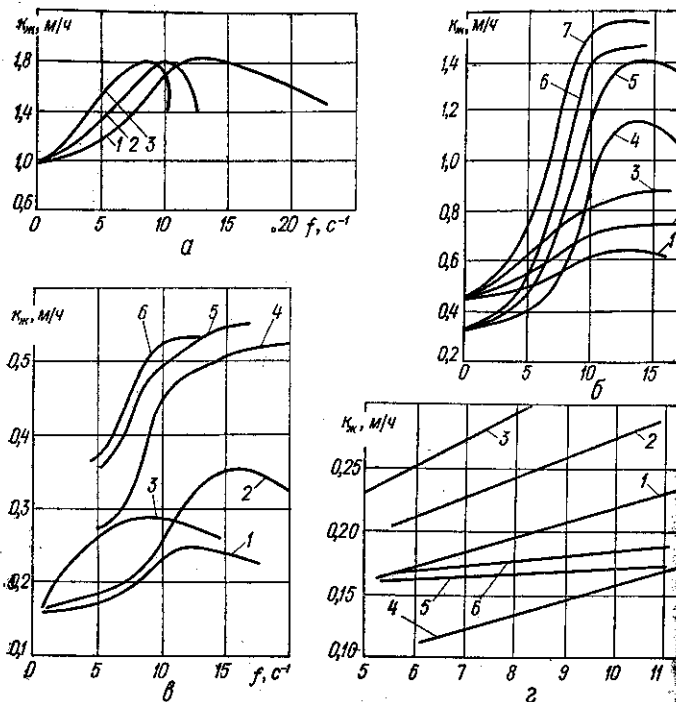


Рис. 8. Экспериментальные данные по влиянию пульсаций того элемента на процесс массопереноса (зависимость $k_{ж} = f(f)$): а — при абсорбции углекислого газа водой (прямоток) на элементе со спиральной навивкой проволоки (диаметр 1,5 мм, шаг 16 мм, $Q = 40$ л/ч, $W = 0,1$ л/с, $t = 20^\circ \text{C}$); б — при абсорбции углекислого газа водой (кривые 1—3), 20% раствором глицирина в воде (кривые 4—6), 50%-ным раствором глицирина (кривая 7) на прямоточном пленочном элементе со спиральной навивкой проволоки ($Q = 16$ л/ч, $W_r = 0,15$ м/с, $t = 25^\circ \text{C}$); в — при десорбции кислоты из воды воздухом на гладком элементе (кривые 1—3) и элементе со спиральной навивкой проволоки (кривые 4—6) ($Q = 12$ л/ч, $W_r = 0,32$ м/с, $t = 25^\circ \text{C}$); г — при десорбции углекислого газа из воды воздухом (противоток, гладкий элемент) при $Q = 5$ л/ч (кривые 1—3) и $Q = 9$ л/ч (кривые 4—6); 1, 4 — $A = 15$ мм; 2, 5 — $A = 20$ мм; 3, 6 — $A = 25$ мм.

Как видно из рис. 8, наложение вертикальных пульсаций на трубчатый пленочный элемент приводит к существенному увеличению коэффициента массопередачи. Зависимость его от частоты пульсаций носит экстремальный характер, причем максимум смещается в сторону уменьшения частот при увеличении амплитуды пульсаций. По-видимому, при интенсивности пульсаций $I = Af = 200$ мм/с происходит отрыв пленки от вибрирующей трубки.

Если последнее предположение верно, то увеличение вязкости жидкости должно привести к получению более высоких значений $k_{ж}$, так как колебания трубчатого элемента вызовут более сильную турбулизацию жидкостной пленки и изменения на ее поверхности. Действительно, как видно из рис. 8, увеличение вязкости жидкости способствует интенсификации процесса переноса вещества в рассматриваемом случае.

Роли внутреннего трения в нисходящей пленке и влияния на массообмен искусственной шероховатости (навивки проволоки на гладкий элемент) свидетельствуют данные, приведенные на рис. 8, в. Коэффициенты массопередачи для элемента с навивкой значительно превосходят полученные в тех же условиях значения $k_{ж}$ для гладкого элемента, что обусловлено перераспределением и турбулизацией поверхностных слоев жидкости. Визуально при этом наблюдали образование неустойчивых пузырей в межвитковом пространстве (для жидкости вязкостью ниже 3 сП) при $f < 10 \text{ с}^{-1}$ и срыв капель с поверхности пленки при $f > 10 \text{ с}^{-1}$. Увеличение f выше 10—12 с^{-1} не приводило к заметному росту $k_{ж}$, что объясняется, видимо, увеличением обратного перемешивания жидкости.

При прочих равных условиях интенсивность массопереноса возрастает с увеличением значения амплитуды пульсаций. В то же время увеличение расхода жидкости (рис. 8, в) вызывает уменьшение $k_{ж}$ и влияния амплитуды, что можно объяснить увеличением толщины пленки жидкости и соответственным уменьшением турбулизации ее поверх-

ности. Следует обратить внимание на тот факт, что все максимальные значения $k_{ж}$ получаются в довольно узком диапазоне частот налагаемых колебаний — 8—15

Явление интенсификации переноса вещества при пучковых режимах контактирования, вызванной наложением пульсаций на смоченную поверхность, можно использовать в практике интенсификации промышленных массообменных аппаратов, по крайней мере, в трех направлениях: организация непосредственно контактных элементов, пульсация расхода жидкости, организация периодических возмущений — пульсаций расхода вследствие конструктивных особенностей внутренних устройств аппарата. Если последнее направление нельзя признать перспективным ввиду дороговизны, отсутствия эксплуатационной надежности, то второе и третье направления успешно развива-

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ АППАРАТОВ Организацией ПУЛЬСАЦИЙ РАСХОДА ЖИДКОСТИ

Одним из путей интенсификации массообменных аппаратов является организация пульсаций расхода жидкости, что приводит к секционированию жидкостного потока по длине аппарата, снижает обратное перемешивание, уменьшает унос жидкости, повышает движущую силу процесса, в сравнении со стационарными процессами [79].

Осциллирующие режимы подачи жидкости можно получить различными способами, например, установкой клапанов на линии подачи жидкости в аппарат [11]. Равномерное распределение жидкости по сечению аппарата достигается благодаря тому, что регулирующий клапан управляемый устройством, выдающим треугольные импульсы, создает колебания расхода жидкости и тем самым колебания скорости истечения в кольцевом зазоре между плитой и корпусом оросителя. Плавно меняется диаметр основания струи (купола струи) от максимального, когда пленка

жидкости, до минимального, когда диаметр пленки практически равен диаметру отбойной пластины. Недостатком таких и других устройств с установкой клапанов является необходимость автоматического регулирования перекрытия потока, что создает некоторые неудобства в эксплуатации и накладывает ограничения по частоте генерируемых пульсаций.

Пульсирующие режимы орошения могут обеспечиваться также конструктивными особенностями самих оросителей. Такой режим обеспечивает, например, ороситель типа сегментного колеса [109], состоящий из вращающейся дырчатой трубы и подпятника. Вращение трубы происходит под действием реактивной силы, возникающей при истечении жидкости через отверстия. Отличительной особенностью сегментного колеса, описанного в работе [51], является то, что оно имеет разобщенные кольцевые зоны орошения, попеременно смачиваемые медленно вращающимся оросителем (2—3 об/мин). Этот же принцип использован и в реактивном оросителе конструкции Б. Г. Холина [55], снабженном пружиной для компенсации гидравлических потерь, потерь на сопротивление среды, трения в подвеске оросителя и т. п.

Недостатками вращающихся оросителей является наличие громоздких элементов, ненадежность в эксплуатации, быстрая забивка щелей и отверстий.

Периодическую подачу жидкости можно организовать также с помощью клапанного устройства, приводимого в действие гидравлическим двигателем [102], который использует рабочую жидкость. В этой конструкции затруднено регулирование частоты циклов. Этот же недостаток имеет и ороситель, предложенному В. К. Косяном [28]. Отличительной особенностью конструкции является установка на плите трубы с отогнутым на 180° верхним концом. Жидкость на плиту подается постоянно, ее уровень растет одновременно на плите и внутри отогнутого конца трубы. После того, как колено окажется под уровнем жидкости,

последняя начнет сливаться из трубки и орошать на колонны. Плотность орошения при этом меняется от максимальной величины, соответствующей наивысшему уровню жидкости на плите, до минимальной. Когда отогнуты конец трубки окажется выше уровня жидкости, струя рвется, и цикл повторится вновь.

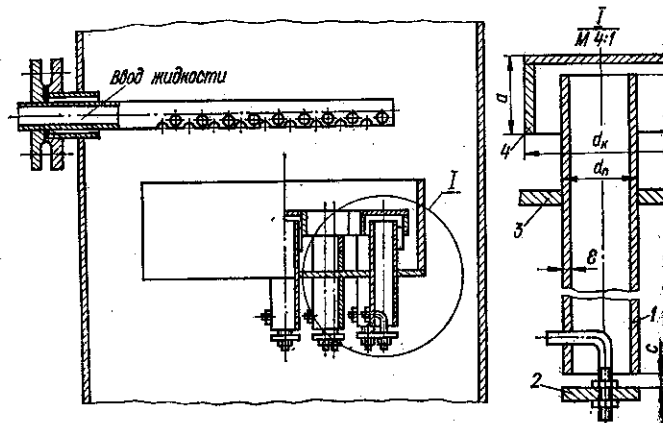


Рис. 9. Ороситель:

1 — сливной патрубок; 2 — отбойник; 3 — корпус; 4 — колпачок.

Основным достоинством такого оросителя является простота конструкции, однако возникают трудности при его использовании в аппаратах большого метра в связи с невозможностью компактно разместить на плите большое количество трубок. Этому недостою лишен разработанный автором совместно с Н. В. Ва и В. И. Олембергом ороситель, способный генерировать импульсную подачу жидкости (рис. 9). Ороситель работает следующим образом. Жидкость подается на плиту по трубе. После заполнения оросителя до верха патрубка жи

переливается через него, увлекая и вытесняя при этом воздух из-под колпачка. Образуется сифон, и жидкость начинает сливаться через патрубок полным сечением до тех пор, пока уровень жидкости на плите не понизится до низа колпачка.

Для определения возможности использования оросителя в промышленных аппаратах необходимо знать его основные характеристики (время срабатывания, область устойчивой работы, основные размеры зоны орошения). Предварительные испытания показали, что на работу оросителя влияют диаметр d_n сливного патрубка, толщина e стенки патрубка, диаметр d_k колпачка, зазор b между крышкой колпачка и началом патрубка, длина l патрубка, высота a колпачка, зазор c между концом патрубка и отбойным диском, расстояние z между началом патрубка и концом колпачка, форма сливного патрубка, расход и вязкость жидкости. Были исследованы патрубки диаметром 22, 27 и 32 мм, наиболее часто применяющиеся в производстве, и колпачки диаметром 45, 50, 75 и 90 мм. Длину патрубка варьировали в пределах 150—300 мм.

Было установлено, что толщина стенки патрубка оказывает значительное влияние на истечение жидкости в связи с изменением коэффициента сужения струи. Минимально допустимая толщина стенки сливных патрубков составляет 3 мм для диаметра 32 мм и 1,8 мм для диаметров 22 и 27 мм. Ороситель обеспечивает пульсирующий слив жидкости при расстоянии между патрубком и колпачком 4—8 мм. В дальнейших исследованиях этот размер был принят равным 6 мм. Наиболее устойчивая работа наблюдалась при диаметре патрубка 27 мм.

Важнейшей характеристикой работы оросителя является частота циклов. На рис. 10 представлены зависимости частоты циклов от плотности орошения и основных геометрических характеристик оросителя. Из рисунка видно, что частота циклов с увеличением длины патрубка увеличивается, при этом время заполнения остается постоянным,

а время слива жидкости уменьшается. Частота циклов увеличивается при увеличении сливного зазора (зазор между патрубком и отбойным диском), уменьшении расстояния между патрубком и колпачком, а также при увеличении подачи жидкости.

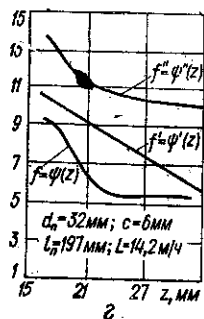
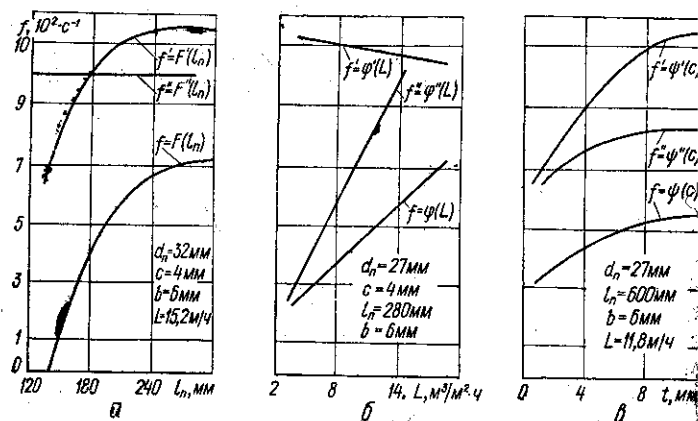


Рис. 10. Зависимость частоты пульсаций расхода жидкости от конструктивных характеристик оросителя:

а — длины патрубка; б — плотности орошения; в — зазора между концом патрубка и отбойным диском; г — расстояния между началом патрубка и концом колпачка ($f = 1/t_{\text{полн}}$, $f' = 1/t_{\text{слив}}$, $f'' = 1/t_{\text{заполн}}$, $d_k = 60 \text{ мм}$).

Время полного цикла можно определить по формуле

$$t = \frac{\pi D_k^2}{4L} + \frac{a D_k^2 \sqrt{1 + \sum_{i=1}^n \xi_i + \lambda \frac{L_n}{d_n}}}{\varepsilon n d_n^2 \sqrt{(b + L_n) 2g}},$$

где D_k — диаметр сливного резервуара; L — расход жидкости; ε — коэффициент сужения струи; n — число оросителей на плите; ξ_i — коэффициенты местных сопротивлений; λ — коэффициент сопротивления, зависящий от шероховатости труб.

Траекторию вылета струи жидкости, стекающей через сливной патрубок, можно определить из уравнения

$$y = x^2 / (4\varphi^2 H_0),$$

где y — ордината; x — абсцисса полета кольцевой струи; φ — коэффициент скорости истечения из щели; H_0 — высота напора столба жидкости.

Исследования влияния вязкости жидкости на частоту циклов подтвердили литературные данные об отсутствии корреляции между этими параметрами.

Были проведены также исследования роли формы элементов конструкции оросителя. Оказалось, что конический расходящийся к низу патрубок не обеспечивает образование сифона, так как струя истекает из патрубка, не касаясь стенок на выходе. Выполнение крышки колпачка над сливным патрубком конической формы улучшает условия образования сифона вследствие уменьшения объема воздушной подушки и расширяет диапазон устойчивой работы (пропускная способность оросителя возрастает примерно в два раза). Оросители такой конструкции использованы для орошения насадочных скрубберов в производстве дивинила по способу С. В. Лебедева (диаметр 1,2 м, расход жидкости для орошения $15 \text{ м}^3/\text{ч}$, диаметр оросительной ванны 0,6 м, 40 патрубков диаметром 32 мм).

Следует отметить, что оросители, создающие пульсации расхода жидкости на входе в колонну, целесообразно использовать только в насадочных или полых аппаратах с относительно малым временем пребывания жидкости. Для тарельчатых аппаратов, где время пребывания жидкости на тарелках велико и пульсации расхода жидкости быстро гасятся, целесообразно использовать противоточные контактные устройства, обеспечивающие импульсный слив жидкости с каждой тарелки.

СПОНТАННЫЕ ПУЛЬСАЦИИ КЛАПАНОВ НА ТАРЕЛКАХ

Известно, что тарелки, снабженные клапанными контактными устройствами, в области динамической работы клапанов отличаются более высокой эффективностью в сравнении с тарелками, например, колпачкового типа, несмотря на то, что газовые (паровые) струи проходят практически идентичный путь и тарелки обладают практически одинаковыми свободными сечениями. Опираясь на проведенные исследования, можно утверждать, что одной из основных причин высокой эффективности клапанных тарелок являются спонтанные пульсации клапанов, отмеченные в работах [54; 65], генерирующие пульсации в газожидкостном слое. В связи с этим представляет интерес определение связи между спонтанными пульсациями клапанов и эффективностью клапанных тарелок массообменных устройств, а также нахождение взаимосвязи геометрии клапана и его массовых амплитудно-частотных характеристиками его пульсаций относительно положения равновесия, соответствующего прохождению газовой фазы через контактный узел.

В качестве объекта исследования были выбраны клапанные контактные противоточные устройства [24], обеспечивающие в сравнении с дисковыми клапанами типа «Г» более высокую эффективность контакта фаз и пропускную способность (скорость газа в колонне достигает $2,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$).

С помощью методов математического планирования экспериментов в работе [146] оптимизировали геометрию этих контактных устройств и получили (рис. 11, а) следующие оптимальные значения конструктивных размеров: $r_1 = 0,033 \text{ м}$, $r_2 = 0,027 \text{ м}$, $r_3 = 0,014 \text{ м}$, $r_4 = 0,004 \text{ м}$, $r_5 = 0,002 \text{ м}$, $h = 0,003 \text{ м}$, $\text{tg} \alpha = 0,266$, обеспечивающих максимальное значение диапазона устойчивой работы при высокой эффективности.

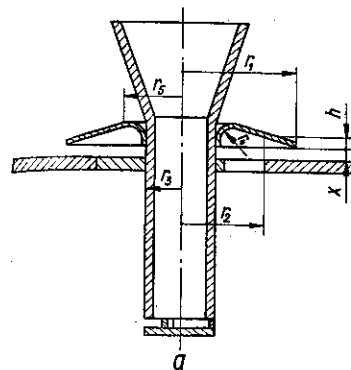
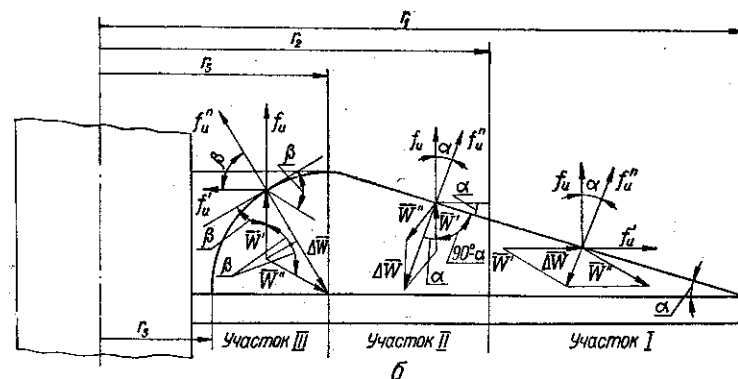


Рис. 11. Противоточное клапанное контактное устройство (а) и расчетная схема (б).



Исходя из уравнения Бернулли

$$P/\rho + W^2/2g = \text{const}, \quad (2)$$

допуская, что газ распределяется равномерно по сечению отверстия в тарелке, при касании потока газа клапан происходит упругий удар, в зазоре между клапаном и полотном тарелки имеется только горизонтальная составляющая скорости, а также пренебрегая силами трения в газе и изменением его плотности, определим силу действующую на клапан, при скоростях газа, соответствующих области его динамической работы. Разобьем внутреннюю поверхность клапана на кольцевые участки I, II, III (рис. 11,б) и определим силы, действующие на каждый участок клапана.

Выразим площади сечений, по которым движется газ через текущие значения радиуса r и зазора x между клапаном и полотном тарелки. Для выходного сечения (при $r = r_1$)

$$S_k = 2\pi r_1 x, \quad (2)$$

а для промежуточного

$$S_{np} = 2\pi r [x + (r_1 - r) \operatorname{tg} \alpha]. \quad (2)$$

Тогда уравнение (26) с учетом формул (27) и (28) пишется следующим образом:

$$\frac{P_{np}}{\rho} + \frac{1}{2} \frac{Q^2}{4\pi^2 r^2 [x + (r_1 - r) \operatorname{tg} \alpha]^2} = \frac{P_{вых}}{\rho} + \frac{Q^2}{8\pi^2 r_1^2 x^2}. \quad (2)$$

Избыточное давление $P_{вых}$ в выходном сечении можно считать равным нулю, по крайней мере для неорошаемых тарелки, поэтому, преобразовав выражение (29), получим

$$P_{np} = \frac{\rho Q^2}{8\pi} \left[\frac{1}{r_1^2 x^2} - \frac{1}{\pi r^2 [x + (r_1 - r) \operatorname{tg} \alpha]^2} \right]. \quad (4)$$

Сила, действующая на клапан,

$$F = \int_{r_n}^{r_k} P_{np} 2\pi r dr. \quad (31)$$

С учетом уравнения (30) сила, действующая на клапан на участке I,

$$F_I = \frac{\rho Q^2}{8\pi} \left[\frac{r_1^2 - r_2^2}{r_1^2 x^2} - \int_{r_1}^{r_2} \frac{2dr}{[r \operatorname{tg}^2 \alpha (x + r_1 \operatorname{tg} \alpha - r \operatorname{tg} \alpha)^2 / \operatorname{tg}^2 \alpha]} \right]. \quad (32)$$

Обозначив $h = (r_1 - r_2) \operatorname{tg} \alpha$ и $a = (x + r_1 \operatorname{tg} \alpha) / \operatorname{tg} \alpha$, после преобразований получим

$$\int_{r_2}^{r_1} \frac{2a dr}{a \operatorname{tg}^2 \alpha r (a - r)^2} = \frac{2}{\operatorname{tg}^2 \alpha} \left[\frac{1}{a^2} \ln \frac{r}{(a - r)} + \frac{1}{a(a - r)} \right] \Big|_{r_2}^{r_1}. \quad (33)$$

С учетом этого уравнения сила, действующая на клапан на участке I,

$$F_I = \frac{\rho Q^2}{8\pi} \left[\frac{r_1^2 - r_2^2}{r_1^2 x^2} - \frac{2h}{x(x + h)(x + r_1 \operatorname{tg} \alpha)} - \frac{2 \ln \frac{r_1(x + h)}{r_2 x}}{(x + r_1 \operatorname{tg} \alpha)^2} \right]. \quad (34)$$

Аналогично силы, действующие на клапан на участках II и III,

$$F_{II, III} = \frac{\rho Q^2}{2\pi} \left[\frac{r_2^2 - r_3^2}{4r_1^2 x^2} - \frac{1}{r_2^2 - r_3^2} \right]. \quad (35)$$

Кроме сил, возникающих за счет скоростного напора газа, на клапан действуют силы от поворотного импульса. На участке I при воздействии на клапан газа массой Δm под углом α возникает поворотный импульс силы, нормальный к поверхности клапана:

$$f_n^I \Delta t = \Delta m \Delta W. \quad (36)$$

Откуда

$$F_{II} = \frac{2\rho Q^2 (r_2^2 - r_3^2)}{\pi (r_2^2 - r_3^2)^2}; F_{II} = \frac{8\rho Q^2 (r_1 - r_2)}{\pi (x + h/2)^2 (r_1 + r_2)} \sin \alpha;$$

$$F_{III} = \int_0^{\frac{\pi}{2}} \frac{2\rho Q^2 r_4 d\beta}{\pi^2 (r_2^2 - r_3^2)} \sin^2 \beta = \frac{\rho Q^2 r_4}{2\pi (r_2^2 - r_3^2)^2}. \quad (37)$$

Тогда полная сила, действующая на клапан, определится как сумма сил, действующих на отдельных участках,

$$F = F_I + F_{II, III} + F_{II} + F_{II} + F_{III}. \quad (38)$$

После подстановки в уравнение (38) выражений (34), (35) и (37) и преобразований получим

$$F = \frac{\rho Q^2}{2\pi} \left[\frac{r_1^2 - r_3^2}{4r_1^2 x^2} - \frac{h}{2x(x+h)(x+r_1 \tan \alpha)} - \right.$$

$$\left. - \frac{\ln \frac{r_1(x+h)}{r_2 x}}{2(x+r_1 \tan \alpha)^2} + \frac{r_4 + 3r_2^2 - 4r_5^2 + r_3^2}{(r_2^2 - r_3^2)^2} + \right.$$

$$\left. + \frac{16(r_1 - r_2)}{(x + h/2)^2 (r_1 + r_2)} \right]. \quad (39)$$

Обозначив многочлен в квадратных скобках уравнения (39) через Φ , получим

$$F = \rho Q^2 \Phi / (2\pi).$$

Так как клапан находится в равновесии при постоянном расходе Q газа (колебательное движение клапана пока не учитываем), силу, действующую на клапан со стороны газового потока, можно в первом приближении приравнять весу клапана:

$$G_{кл} = F = \rho Q^2 \Phi / (2\pi). \quad (40)$$

Из этого выражения приближенными или численными методами можно определить высоту x подъема клапана в зависимости от геометрии и веса клапана, а также от расхода газа. Полученные значения x можно использовать при определении перепада давления на неорошаемом клапанном контактом устройстве в области динамической работы клапана. Действительно, для исследуемого контактного элемента величину ΔP_n можно определить по формуле

$$\Delta P_n = \left(1,95 + \frac{0,0875}{K^2} \right) \frac{\gamma W^2}{2g}, \quad (41)$$

где $K = F_{заз} / (4F_0) = r_1 x / [2(r_2^2 - r_3^2)]$ — величина степени дросселирования газа в контактом узле.

С учетом того, что $W_n = Q / [\pi (r_2^2 - r_3^2)]$, из выражения (41) получим

$$\Delta P_n = \left[\frac{1,95}{(r_2^2 - r_3^2)^2} + \frac{0,35}{r_1^2 x^2} \right] \frac{\rho Q^2}{2\pi^2}. \quad (42)$$

Совместное решение уравнений (40) и (42) позволяет определить величину ΔP_n для противоточных клапанных контактных устройств исследуемой конструкции. Как видно из рис. 12, где приведены результаты расчета величины ΔP_n по формулам (40) и (42), последние согласуются с экспериментальными данными (при замере сопротивления неорошаемой тарелки отверстия в переливных патрубках заклеивались с целью исключения прохода через них газа и искажения результатов).

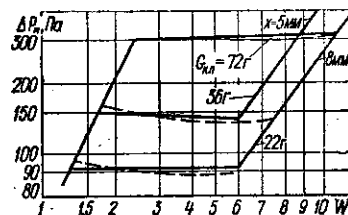


Рис. 12. Зависимость гидравлического сопротивления неорошаемой одноклапанной тарелки от скорости газа, массы и высоты подъема клапана (штриховыми линиями показаны расчетные зависимости).

Зная силу, действующую на клапан, можно найти уравнение его движения. Если пренебречь затуханием колебаний, то клапан будет совершать негармонические свободные колебания, а уравнение его движения будет соответствовать уравнению для свободных колебаний систем с нелинейной восстанавливающей силой:

$$\frac{G}{g} x'' + F(x) = 0.$$

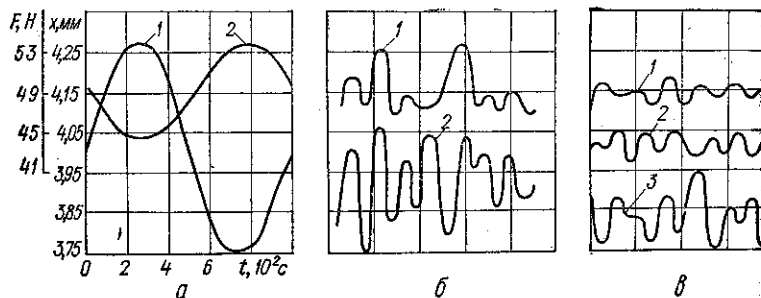


Рис. 13. Пульсации клапана:

а — расчетные зависимости перемещения (1) и силы (2), действующей на клапан от времени; б — синхронные осциллограммы пульсаций давления газа под тарелкой (1) и перемещения клапана (2) при $W = 0,75$ м/с, $L_f = 15$ м/ч; в — осциллограммы пульсаций давления газа под клапаном при массе клапана 52 г (1), 72,8 г (2) и 118 г (3).

После подстановки уравнения (39) и некоторых упрощений получим следующее уравнение движения клапана над орошаемой тарелке:

$$x'' + \frac{g\rho Q^2}{2\pi G} \left\{ \frac{r_1^2 - r_2^2}{4r_1^2 x^2} - \frac{1}{2(x + r_1 \tan \alpha)} \left[\frac{h}{x(x+h)} + \frac{\ln \frac{r_1(x+h)}{r_2 x}}{x + r_1 \tan \alpha} \right] + \frac{16(r_1 - r_2)}{(x + \frac{h}{2})^2 (r_1 + r_2)} \right\} = 0. \quad (4)$$

Поскольку решение уравнения (43) в общем виде не представляется возможным, найдем его численное решение, задавшись следующими начальными условиями: $x_0 = 0,004$ м, $x'_0 = 0$, при $t = 0$ и $x = 0,004$ м $F(x) = G$. На рис. 13, а представлено решение уравнения (43) в виде графических зависимостей $x = f(t)$ и $F = f(t)$. Видно, что на клапан действует сила, значение которой меняется не по линейному

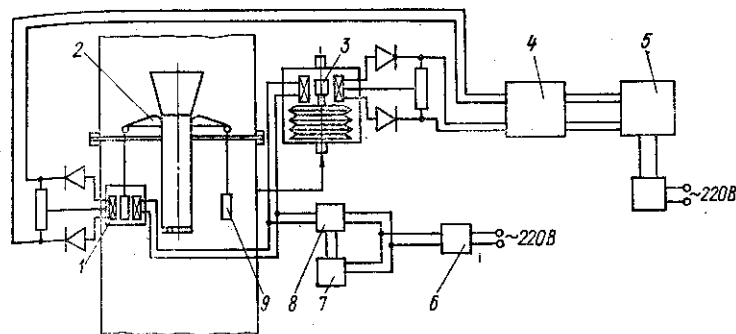


Рис. 14. Принципиальная схема регистрации пульсаций давления газа под тарелкой и перемещения клапана.

закону. Клапан совершает негармонические колебания, частота которых близка к 10 с^{-1} , а амплитуда — около 0,6 мм.

Уравнение (43) можно использовать также для определения амплитудно-частотных характеристик осциллирования клапанов на орошаемых тарелках, если увеличить массу клапана на величину массы столба жидкости над ним. При этом значения параметров пульсации ненамного отличаются от значений, полученных для неорошаемых клапанов.

Для изучения пульсаций давления газа под тарелкой и осциллирования клапанов использовали установку, принципиальная электрическая схема которой приведена на рис. 14. На катушки индукционного датчика 1 перемещения

клапана 2 и сильфонного индукционного датчика давления подавался сигнал $V = 60$ В частотой 8 кГц с генератора сигналов 7 через усилитель 8. Переменный ток подавался через стабилизатор напряжения 6. Измерение сигналов поступающих с датчиков через шлейфовый осциллограф и набор резисторов 4, осуществлялось по мостовой измерительной схеме. Датчик 3 преобразовывал давление газа в линейное перемещение ферритового сердечника катушки

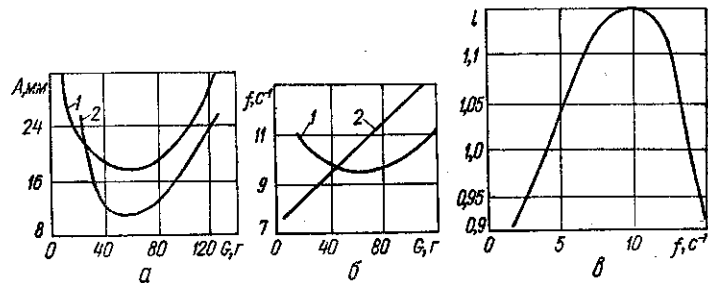


Рис. 15. Зависимости:

а, б — амплитуды и частоты пульсаций давления газа под клапаном от его массы; в — степени интенсификации I от частоты колебаний газа на входе на тарелку; 1 — при 0,75 м/с; 2 — при 1,12 м/с.

жестко связанного с сильфоном. Для сохранения равновесия к клапану прикреплен противовес 9 с массой, равной массе сердечника.

Из осциллограммы пульсаций давления газа под тарелкой и синхронной осциллограммы осциллирования клапана (рис. 13,б) видно, что всплески осциллограммы движения клапана практически синхронны всплескам осциллограммы давления газа под тарелкой. Это свидетельствует о том, что пульсация давления обусловлена осциллированием клапана. По осциллограммам пульсаций давления газа под клапаном для клапанов различной массы (рис. 13,а) можно отметить, что зависимость имеет экстремум (рис. 15) при массе клапана 50—70 г для различных скоростей газа в сво-

бодном сечении колонны. Изменением массы клапана в пределах 20—120 г можно обеспечить пульсацию давления газа под клапаном в пределах 100—300 Па. Гораздо слабее влияет масса клапана на частоту его пульсаций: изменение массы клапана в 10 раз приводит к изменению частоты лишь в 1,5 раза (рис. 15, б).

Таким образом, варьируя массой, формой и размерами клапанов, можно целенаправленно менять амплитуду и частоту пульсаций, обеспечивая их оптимальные для конкретного процесса значения и максимальный эффект интенсификации. Для количественной оценки эффекта интенсификации при наложении пульсаций на газожидкостную систему были проведены исследования массообмена при десорбции углекислого газа из воды воздухом на клапанных тарелках. При этом пульсации создавались с помощью вертикально расположенных в боковых стенках колонны резиновых диафрагм, клапаны на тарелке были закреплены неподвижно с зазором к ее поверхности. Пульсации скорости газового потока обеспечивались также установкой на трубопроводе подачи газа в колонну вращающейся заслонки, скорость вращения которой можно варьировать в достаточно широких пределах. Клапаны в этой серии испытаний были неподвижны. Кроме того, наложение пульсаций на газожидкостный слой обеспечивалось принудительной пульсацией клапанов с заданной амплитудой и частотой с помощью автономного привода.

Несмотря на то, что первая серия исследований проводилась при варьировании в широком интервале скоростей газа (0,3—1,3 м/с) и частот налагаемых колебаний (10—25 с⁻¹), не удалось получить высокие значения фактора интенсификации. Невысокий эффект наложения пульсаций, по-видимому, следует объяснить незначительной деформацией элементов структуры газожидкостного слоя вследствие того, что слой имеет неограниченные возможности для расширения вверх при воздействии боковых сжимающих усилий.

Во второй серии исследований частоту пульсаций, налагаемых на слой, меняли в пределах $5-16 \text{ с}^{-1}$ при скорости газа по колонне $0,5; 0,675; 1,1 \text{ м/с}$ и плотности орошения $15 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$. Обнаружено, что в этом случае (рис. 15,в) коэффициент массопередачи в области оптимальных частот увеличивается на 15%. Зависимость степени интенсификации (отношение коэффициента массопередачи при наличии фак-

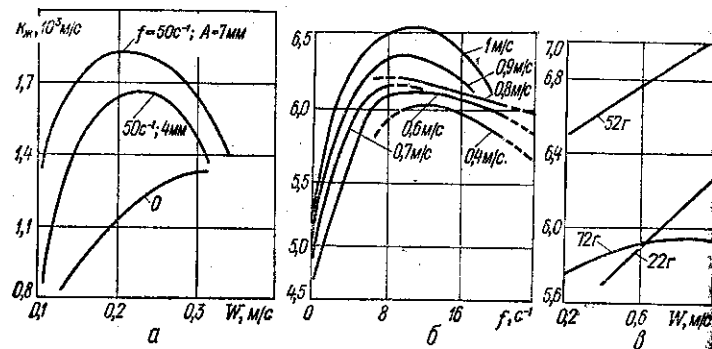


Рис. 16. Зависимости коэффициента массопередачи:

а — от амплитуды накладываемых на клапан пульсаций и скорости газа; б — от частоты пульсаций клапана при различных скоростях газа; в — от массы клапана и скорости газа.

тора, интенсифицирующего процесс, к коэффициенту массопередачи при его отсутствии) от частоты налагаемых пульсаций (удвоенной частоты вращения заслонки) носит полиэкстремальный характер. Максимальные значения степеней интенсификации получены при частоте порядка 10 с^{-1} .

Осциллирование клапанов в третьей серии исследований осуществлялось с помощью электромагнитного (частота 50 с^{-1}) или эксцентрикового (частота $0-10 \text{ с}^{-1}$) приводов. Принудительное осциллирование клапанов на тарелке приводит к увеличению эффективности контакта фаз (рис.

16), причем наложение колебаний частотой 50 с^{-1} сказывается более сильно при сравнительно невысоких скоростях газа по колонне (порядка $0,2 \text{ м/с}$) и увеличении амплитуды пульсаций клапанов. Нельзя не обратить внимания на четко выраженный максимум коэффициента массопередачи при частоте пульсаций порядка 10 с^{-1} (рис. 16,б) во всем диапазоне исследованных скоростей газа, соответствующем диапазону динамической работы клапанов.

Вышесказанное подтверждает целесообразность создания на барботажных тарелках колебаний частотой 10 с^{-1} . Такие колебания возбуждает незакрепленный дисковый клапан массой порядка 50 г. Серия исследований подтвердила это положение для всего исследованного диапазона скоростей газа ($0,3-1,0 \text{ м/с}$), так как клапаны массой 52 г обеспечивали значительно более высокие значения коэффициентов массопередачи, чем клапаны массой 22 и 72 г.

Анализируя результаты исследований влияния способа наложения колебаний на контактирующие фазы, можно отметить, что максимальный эффект интенсификации достигается при вынужденных или спонтанных пульсациях клапанов с частотой порядка 10 с^{-1} . Примерно те же частоты являются оптимальными и при наложении пульсаций на газовый поток на входе в аппарат. Однако в этом случае эффект интенсификации гораздо слабее, по-видимому, из-за демпфирования газа в отверстиях полотна тарелки под клапанами.

Примерно те же значения частоты получены и при исследовании пленочного течения как для массообмена, так и для теплообмена с газом. Эти совпадения вряд ли носят случайный характер. Следует обратить внимание на близость частоты 10 с^{-1} к частоте собственных колебаний элементов структуры газожидкостного слоя (ячеек, струй, пузырей и т. п.), а также к средней частоте пульсаций локальных гидродинамических параметров слоя. При наступлении явления резонанса возрастает амплитуда пульсаций, а процесс переноса вещества интенсифицируется.

Картина прояснится, если изучить явления, происходящие в зоне входа газовых струй в газожидкостный слой. Даже визуальные наблюдения и анализ фотоснимков показали, что истечение газа из-под осциллирующего клапана существенно отличается от характера истечения из-под неподвижного клапана. При наложении пульсаций уменьшаются размеры элементов структуры слоя, прорыв газовых струй на поверхность слоя и др.

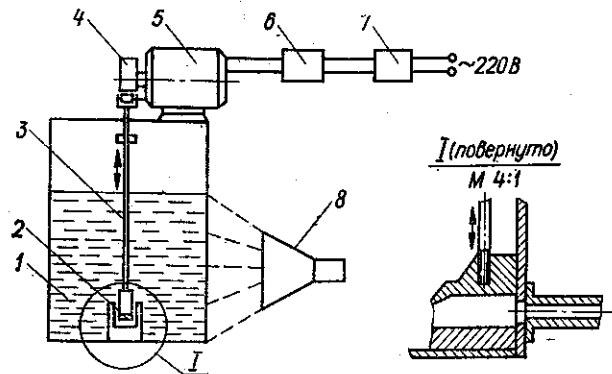


Рис. 17. Установки для изучения влияния пульсаций клапана на истечение газа в жидкость:

1 — камера; 2 — подвижная пластина; 3 — штанга; 4 — эксцентрик; 5 — электродвигатель; 6 — автотрансформатор; 7 — стабилизатор напряжения; 8 — источник света.

С помощью установки, показанной на рис. 17, можно смоделировать условия выхода газа в слой жидкости из-под неподвижного и осциллирующего клапана. В выполненной из оргстекла камере 1 установлено сопло с изменяющимися по высоте размерами, форма которого соответствует поперечному сечению клапана. Верхняя подвижная пластина 2 сопла укреплена на штанге 3, сообщающей ей возвратно-поступательное движение. Частота пульсаций пластины фиксировалась строботехометром СТ-5. При

съемках варьировали высоту слоя барботируемой жидкости в пределах 40—80 мм, частоту налагаемых пульсаций — от 5 до 25 с⁻¹, скорость газа в отверстии сопла — в пределах 5—20 м/с.

Путем фотографирования установлено, что при включенном пульсаторе струя, в особенности в нижней части, имеет другую форму с более развитой поверхностью. При увеличении скорости газа эффект наложения пульсаций ослабевает в особенности при скоростях выше 15 м/с, так как струи имеют настолько развитую и турбулизированную поверхность, что вклад пульсаций становится незначительным. На фотографиях, снятых при частоте 10 с⁻¹, заметно, что газовые струи отличаются наличием продольных и поперечных волн, сильно турбулизированы.

Кинограммы свидетельствуют также о дискретном характере истечения струи. Даже при скоростях истечения выше 15 м/с лишь у сопла имелся участок струи относительно небольшого линейного размера. Уже на высоте 5-6 мм струя разрушается и образуются осциллирующие неправильной формы пузыри. При некоторых частотах налагаемых пульсаций отдельные пузыри догоняют и обгоняют вышерасположенные, а в некоторых случаях даже обгоняют их. Этот эффект также способствует интенсификации переноса вещества в барботажном слое на клапанных тарелках в области динамической работы клапанов.

При скоростной киносъемке зафиксировано явление пульсаций одиночных пузырей при их восходящем движении. Как и в работе [53], можно заметить последовательную смену форм пузыря: сферической, близкой к конической, тороидной, конической вершиной вниз и т. д. Амплитуда пульсаций пузыря увеличивается с ростом его размеров. Частоту собственных колебаний пузырей можно определить [53] в зависимости от поверхностного натяжения σ , радиуса пузыря R и вязкости жидкости η :

$$\nu \sim \sigma / R\eta.$$

Известно [48], что пузыри газа, попадая в зоны колебаний, распадаются на более мелкие пузыри, размеры которых зависят от режима колебаний. При определенных режимах течения, определяемых скоростью, амплитудой пульсации и т. д., возникает явление параметрического резонанса, при котором дробление газовых пузырей наиболее интенсивно. Изучение влияния вынужденных колебаний сопла на дисперсность эмульсии [52] показало, что и на распад струи, и на размеры образующихся при этом пузырей решающее влияние оказывают те колебания, частота которых совпадает с частотой собственных колебаний струи. Установлено, что существует несколько резонансных частот, при которых происходит образование монодисперсной эмульсии.

Таким образом, пульсации газовой струи на входе в жидкость, вызванные осциллированием клапана, способствуют ее дроблению и сообщают пульсации жидкости, которые, в свою очередь, приводят к более интенсивному дроблению образовавшихся пузырей. Не следует забывать также о том, что на многоклапанных тарелках проявляется взаимное влияние пульсаций газовых струй, истекающих из-под соседних клапанов.

Следует отметить, что клапан в области динамической работы обеспечивает широкополосное воздействие на обрабатываемые фазы, так как помимо сравнительно высокочастотных вертикальных колебаний совершает низкочастотные боковые («бортовая качка»), за счет чего на поток налагаются также колебания низкой частоты.

НАЛОЖЕНИЕ ЭЛЕКТРИЧЕСКИХ И МАГНИТНЫХ ПОЛЕЙ

ВЛИЯНИЕ ПОЛЕЙ НА МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

В последние годы наметились новые направления работ, связанные с созданием аппаратов, в которых для интенсификации газожидкостных процессов используются ультразву-

ковые колебания, электрические и магнитные поля, радиационные излучения. Наименее исследованными являются методы интенсификации массообменных процессов магнитными и электрическими полями.

Теоретически и экспериментально показано [114], что магнитные поля существенно интенсифицируют процессы растворения металлов, осветления промышленных растворов и сточных вод [82]; перемешивания [91]; дистилляции и ректификации сжиженных газов, имеющих различные магнитные восприимчивости [46]; реакционные процессы [118]. Известно [19; 46; 89; 118], что магнитные и электрические поля оказывают влияние на тепло- и массообменные процессы в различных системах. Однако прикладных работ, посвященных изучению влияния магнитных полей на диффузионные процессы в системах газ — жидкость, почти нет.

Применение термодинамики необратимых процессов при наложении внешних полей позволяет дать качественную и количественную характеристики влияния последних с учетом свойств материальной среды, на которую они воздействуют, на процессы переноса вещества. Коэффициент разделения бинарных смесей [75], определяемый по формуле

$$\ln \beta = (r_1 - r_2) / RT,$$

при наложении внешних магнитных полей [46], создающих напряженность H , можно найти из выражения

$$\ln \beta' = (r_1 - r_2 + \chi_1 x H^2) / RT, \quad (44)$$

где r_1, r_2 — теплота фазового перехода первого и второго компонентов; χ_1, x — соответственно магнитная восприимчивость и концентрация компонента смеси с высокими магнитными свойствами.

Если исходная смесь имеет концентрацию x_1 , то средний

коэффициент разделения для процесса [46] определяет с учетом уравнения (44) из выражения

$$\ln \beta'_{cp} = \frac{1}{x_k - x_n} \int_{x_n}^{x_k} \frac{r_1 - r_2 + x_1 x H^2}{RT} dx = \\ = [2(r_1 - r_2) + x_1 x H^2 (x_k - x_n)] / RT.$$

Формула Фенске [75] для определения числа теоретических тарелок будет иметь вид

$$n = 2RT \ln \frac{x_k(1 - x_n)}{(1 - x_k)x_n} / [2(r_1 - r_2) + x_1(x_k - x_n)H^2].$$

Из формулы видно, что применение потенциальных полей позволяет изменять характеристики процессов в желаемую сторону и добиваться при необходимости эффекта интенсификации путем изменения величины и направления внешнего поля. Автором совместно с А. П. Кациди проведены исследования влияния магнитных полей, имеющих градиент напряженности в направлении движения контактирующих фаз, на процесс массообмена между противоточно движущимися газовой и жидкой фазами при абсорбции углекислого газа и кислорода дистиллированной и технической водой в аппарате пленочного типа. Применение магнитных полей с заведомо созданными градиентами напряженности основывалось на выводах, следующих из термодинамики необратимых процессов, и имело целью усилить эффект влияния полей на процесс. Аппарат пленочного типа был выбран для исследований с целью получения стабильной поверхности контакта фаз и исключения искажения результатов, вызываемого нестабильными размерами элементов структуры газожидкостного слоя в аппаратах барботажного типа.

Исследования проводились на установке, предусматривающей следующие варианты работы: абсорбция углекислого газа или кислорода водой; десорбция углекислого

газа, кислорода и аммиака азотом; циркуляция жидкой фазы с целью определения равновесной концентрации. В установке предусмотрены элементы стабилизации и контроля расходов газовой и жидкой фаз с целью исключения ошибок.

Пленочный аппарат выполнен из немагнитного материала (нержавеющая сталь) и снабжен стержнем из мягкой стали конусообразной ступенчатой формы, обеспечивающей неравномерные по напряженности магнитные поля в зазорах шести пар полюсов электромагнитов, расположенных вне аппарата на П-образных пакетах из трансформаторной стали. Электрическая схема питания электромагнитов от источника постоянного (пульсирующего) тока позволяет осуществлять различные варианты их включения.

По характеру экспериментальных кривых (рис. 18) видно, что магнитное поле оказывает влияние на процесс массопередачи при абсорбции как парамагнитных (кислород), так и диамагнитных (углекислый газ) газов. Характер влияния в зависимости от тока в обмотках электромагнитов (напряженности магнитного поля) и направлений магнитных потоков неодинаков для различных газов и зависит от вида воды, используемой в качестве абсорбента. Для углекислого газа (кривые 1, 2, 3) можно разграничить зоны уменьшения коэффициента массопередачи, его постоянного значения и экстремального значения. Для случая абсорбции углекислого газа дистиллированной водой (кривые 4,

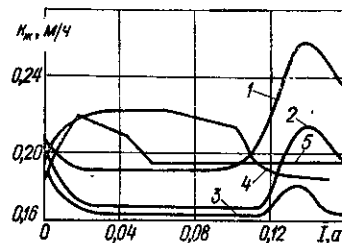


Рис. 18. Зависимость коэффициента массопередачи в жидкой фазе от тока в обмотках электромагнитов:

1 — чередующиеся по направлению магнитные поля; 2, 4, 5 — неравномерно чередующиеся поля; 3 — одинаково направленные магнитные поля.

5) можно отметить характерное смещение экстремальных значений коэффициентов массопередачи в область малых токов (напряженностей магнитных полей), что позволяет предположить о влиянии на процесс массопередачи в рассматриваемом случае солевого состава воды. Однако метная и в случае использования дистиллированной воды зависимость коэффициентов массопередачи от напряженности магнитных потоков приводит к мысли о том, что солевой состав воды не является единственным определяющим и митирующим фактором для данного процесса.

Для случая абсорбции кислорода не наблюдается заметного уменьшения коэффициентов массопередачи при малых напряженностях магнитных полей, однако и в этом случае экстремальные значения отмечены примерно при тех же значениях токов, что и при абсорбции углекислого газа.

Изменение коэффициента массопередачи при наложении магнитных полей, по-видимому, связано с магнитной поляризацией молекул газа и жидкости и интенсификацией движения, особенно при чередовании направлений и однородной топографии (наличие градиентов) магнитных полей. Кроме того, некоторое влияние оказывают табуляции контактирующих фаз, вызванные наложением пульсирующих магнитных полей, создаваемых электромагнитами, питающимися пульсирующим с частотой 100 Гц постоянным по направлению током. Значительное изменение величины $k_{ж}$ при десорбции углекислого газа из дистиллированной воды может быть обусловлено также трением десорбирующего газа (азота) о неэлектропроводную пленку стекающей дистиллированной воды, приводящим к электризации газа и интенсификации его движения при наложении магнитных полей.

С целью проверки выводов, следующих из термодинамики необратимых процессов, о том, что перенос тепла и массы может происходить не только под действием их градиентов, но и градиентов накладываемых внешних фак-

тов, например магнитного поля, была поставлена серия экспериментов. Целью последних являлось определение влияния магнитного поля на равновесное состояние системы углекислый газ — вода. Насыщение воды углекислым газом проводили при длительной циркуляции жидкости через основной аппарат как при отсутствии, так и при наличии магнитного поля.

Результаты, полученные при исследовании влияния магнитных полей на равновесную концентрацию при насыщении технической воды углекислым газом, свидетельствуют о том, что даже малые по напряженности магнитные поля приводят к возрастанию равновесной концентрации (от 2,73 до 2,98 г/л), причем последняя практически не зависит от напряженности магнитных полей. Изменение равновесной концентрации углекислого газа в воде при наложении внешнего магнитного поля можно объяснить изменением изобарно-изотермического потенциала и энтальпии системы.

С учетом того, что гидродинамическая обстановка процесса во многих случаях определяет массопередачу между фазами, была предпринята попытка качественно оценить влияние магнитных полей на гидродинамическую обстановку при контактировании одиночных пузырьков газа с жидкостью. Для исследований была использована установка, состоящая из стеклянной камеры, заполненной технической водой и помещенной между полюсами электромагнита. Изучение полученных кинограмм позволило отметить влияние магнитного поля на форму и скорость подъема пузырьков газа. При включении магнитного поля пузырьки газа, форма которых была близка к сферической, приобретали форму эллипсоидов вращения с отношением осей примерно 0,8, скорость подъема пузырьков уменьшалась приблизительно на 20%.

В итоге можно предположить, что влияние магнитных полей на массоперенос в системах газ — жидкость обусловлено не только магнитной поляризацией молекул газа и

жидкости, но и интенсификацией движения контактирующих фаз, особенно в переменных по направлению магнитных полях, за счет неоднородной топографии, а также глубокими физико-химическими изменениями на границах раздела фаз, изменением равновесных концентраций, пульсацией налагаемых магнитных полей, приближением к резонансу между внешним возмущающим фактором и собственной частотой колебаний элементов структуры контактирующих фаз.

Приведенные результаты исследования влияния магнитных полей на массоперенос в системах газ — жидкость подтверждают предположения [46; 118] и выводы [82] о том, что магнитные поля даже при небольших напряженностях могут явиться средством интенсификации для массообменных процессов химической технологии.

Исследования влияния на массообмен электрических полей были выполнены в Азербайджанском институте нефти и химии [1]. Для создания электрического поля в абсорбере стеклянная труба снаружи обертывалась слоем алюминиевой фольги, которая заземлялась, а внутри трубы по оси была пропущена нихромовая нить, выполняющая роль коронирующего электрода. Схема позволяла подключать нихромовую нить к полюсу источника высокого напряжения. Кроме того, при исследованиях было проверено предположение о целесообразности предварительной ионизации газов перед их подачей в абсорбер.

Результаты исследований показали, что электрическое поле оказывает значительное влияние на процесс поглощения газа (углекислого газа) в абсорбере. Увеличение интенсивности массопереноса при отрицательном заряде коронирующего электрода объясняется тем, что молекулы газа поляризуются и ориентируются вдоль стенки абсорбера таким образом, что притягивают ионизированные молекулы CO_2 , а также тем, что отрицательные ионы CO_2^- имеют более высокую скорость движения.

Таким образом, создавая электрическое поле внутри массообменного аппарата или предварительно ионизируя газ, можно также обеспечить увеличение интенсивности массообменного аппарата.

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ЭЛЕКТРОГИДРАВЛИЧЕСКОГО ЭФФЕКТА В ЦЕЛЯХ ИНТЕНСИФИКАЦИИ

Известно [76], что многие химические процессы можно интенсифицировать за счет использования энергии ударной волны. Имеются сведения о том, что при воздействии энергии ударной волны протекают процессы крекинга, окисления, синтеза, пиролиза, полимеризации, получения окислов азота непосредственно из воздуха [127].

Одним из наиболее простых приемов получения ударных волн регулируемых параметров является использование электрогидравлического эффекта, возникающего при электрическом разряде в жидкости. Этот эффект, во многом благодаря работам П.К.Б. электрогидравлики АН УССР (г. Николаев), широко используется для выбивки стержней из отливок и очистки их от формовочных смесей на финишных операциях литейного производства, при создании электрогидроимпульсных прессов и установок для развальцовки труб в трубных решетках теплообменников. Разработаны также электроимпульсные вибраторы на базе электроразрядной технологии, применяемые, например, для интенсификации диффузионного процесса удаления газовых включений при разливке стали в изложницы. Созданы электрогидравлические смесители для высоковязких жидкостей и даны рекомендации по выбору их основных конструктивных параметров [89].

В работе [80] рассмотрен массообмен между твердым телом и жидкостью, в которой возбуждается колебательный процесс с помощью искровых разрядов различной

частоты. Получено ускорение процесса массообмена в 2,5 раз и показано, что коэффициент массообмена являлся функцией частоты искровых разрядов, причем максимальные значения получены при частоте около 200 с^{-1} (для разрядов энергией 0,5—1 Дж длительностью 25 мкс при температуре воды 18°C). Эта работа позволила ее авторам наметить перспективы применения электроискровых и электроимпульсных перемешивающих устройств для интенсификации тепло- и массообменных аппаратов.

Известны также работы, посвященные интенсификации теплообмена в высокочастотных электрических полях, следованию внешнего массообмена в системе твердое тело — жидкость при воздействии высоковольтных искровых разрядов, разработке высокоинтенсивного электроконтакта для экстракционного разделения нефтяных дистиллятов биразными растворителями. Однако сведения о механизме использования электрического разряда в жидкостях для интенсификации газожидкостных процессов отсутствуют. Между тем, электрогидравлический удар представляет значительный интерес в плане его использования в качестве мощного фактора интенсификации газожидкостных технологических процессов. Действительно, при электрическом разряде в жидкости, время которого составляет всего 100 мкс, в канале разряда вещество переходит в плазменное состояние и в нем выделяется огромное количество энергии, температура повышается до нескольких тысяч градусов.

Если назвать эти эффекты электрогидравлического удара первичными, то нельзя не отметить такие вторичные эффекты, как возникновение электрических и магнитных полей с резко меняющейся во времени напряженностью, появление ударной волны с крутым передним фронтом импульса (ускорение достигает $300g$, давление вблизи канала разряда — $5 \cdot 10^{10} \text{ Па}$).

Если учесть, что каждый фактор электроимпульсного разряда в жидкости сам по себе является мощным стиму-

лом интенсификации (электрическое и магнитное поля, высокая температура, импульсное изменение давления и др.), то следует ожидать взаимного усиления эффекта интенсификации технологических процессов при комплексном воздействии всех этих факторов. Важным моментом является также то, что современное силовое оборудование электрогидравлических установок позволяет варьировать частоту разряда в пределах $0—40 \text{ с}^{-1}$, а для многих технологических процессов, протекающих в газожидкостных системах, оптимальная частота виброимпульсных факторов находится в диапазоне $10—20 \text{ с}^{-1}$. Отсюда следует признать чрезвычайную заманчивость использования этого эффекта для интенсификации процессов тепло-, массообмена и реакционных в газожидкостных системах.

С участием автора разработан способ проведения тепло-, массообменных и реакционных процессов, заключающийся в том, что в контактирующих средах с помощью электроискровых генераторов создаются волновые колебания взаимодействующих фаз, направленность распространения которых может совпадать или быть перпендикулярной направлению движения фаз. Колебания контактирующих фаз обеспечиваются за счет электроискрового разряда, возникающего, например, при подаче на электроды, расположенные в зоне взаимодействия фаз, постоянных или знакопеременных электрических потенциалов.

Взаимодействие фаз при осуществлении предлагаемого способа может осуществляться в ступенчатых аппаратах при прямоточном и противоточном движениях контактирующих фаз. Создание между электродами, расположенными на каждой ступени контакта, дискретных электрических разрядов приводит к возникновению в контактирующих фазах электрогидравлического эффекта, обуславливающего пульсации фаз, кавитационные, магнитные, электрические, акустические и световые явления, что, в конечном счете, приводит к увеличению скорости процесса массопередачи. Изменяя форму, расположение электродов,

расстояние между ними, а также величину электрической полярности и частоту подачи электрических потенциалов. Можно обеспечить ускорение или замедление процесса контактирования фаз.

ПЕРСПЕКТИВЫ ПРИМЕНЕНИЯ ЭЛЕКТРИЧЕСКИХ И МАГНИТНЫХ ПОЛЕЙ ДЛЯ СОЗДАНИЯ ВЫСОКОИНТЕНСИВНЫХ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ АППАРАТОВ

Как уже было отмечено, наложение электрических полей во многих случаях позволяет интенсифицировать процесс переноса вещества. В то же время представляется весьма сомнительной возможность проведения массообменных процессов в промышленных масштабах в аппаратах, подобных использованному в работе [20]. Однако разработанные промышленные варианты аппаратов, в которых процесс переноса тепла и вещества интенсифицируется за счет посредственного воздействия вращающихся или бегущих магнитных полей на контактирующие фазы, а также за счет турбулизации фаз, вызываемой вращением и магнитострикционными колебаниями ферромагнитных частиц, вводят непосредственно в контактирующие фазы и удерживают в зоне контактирования вращающимися магнитными частицами [14]. Такие аппараты могут оказаться полезными, в частности для вакуумных процессов или процессов, в которых недопустим большой перепад давления в контактной зоне, например, в процессе очистки «карбидного» ацетилена гипохлоритом от примесей (сероводорода, фосфористого водорода и др.). При этом в контактирующие фазы вводятся ферромагнитные частицы, например чугунные опилки, ритовый порошок и т. п. В случае контактирования высокоинтенсивных сред возможно использование ферромагнитных частиц, имеющих антикоррозионную защиту.

При осуществлении предлагаемого способа для создания вращающихся магнитных полей используют в качестве генераторов статоры асинхронных двигателей. Ферро-

магнитные частицы вводят в контактирующие фазы в количестве, не превышающем критическое значение. В этом случае можно отказаться от применения для концентрирования магнитных потоков неподвижных сердечников, благодаря чему уменьшается гидравлическое сопротивление при движении контактирующих фаз. Подвижная насадка обеспечивает вращательное движение контактирующих фаз в магнитном поле, приводящее к интенсификации массообмена, усиливаемого также магнитострикционным эффектом (изменение геометрических размеров ферромагнитных частиц в переменном магнитном поле) и вызываемым им акустическим воздействием на контактирующие фазы с частотой колебаний, равной частоте тока в обмотках статора, а также тепловым эффектом, вызванным вихревыми токами в ферромагнитных частицах. Этот эффект усиливается вследствие непосредственного воздействия вращающегося магнитного поля и микрополей, образованных вокруг частиц движущейся ферромагнитной насадки, на контактирующие фазы.

Описанный способ обработки фаз может быть реализован как при проточной, так и при противоточной схемах движения контактирующих фаз. Вследствие обеспечения разнонаправленного вращения магнитных полей в соседних ступенях создаются предпосылки для приведения фаз в наиболее полный интенсивный режим контактирования. Скорость вращения магнитных полей при необходимости можно регулировать путем изменения частоты тока или числа пар полюсов генераторов вращающегося магнитного поля.

На рис. 19 показан один из возможных вариантов массообменного аппарата [14], секционированного перегородками 3. Последние расположены каждая ниже своего генератора и снабжены переливными трубами 6. Корпус 1 аппарата выполнен из немагнитного материала и снабжен генераторами 2 вращающихся магнитных полей. По центру аппарата расположена труба 7, снабженная перегородками 4 с прорезями 5 между ними. Переливные трубы 6 защищены

от попадания ферромагнитного материала сетками и магнитного материала.

Аппарат работает следующим образом. Жидкость контактировании двух несмешивающихся жидкостей

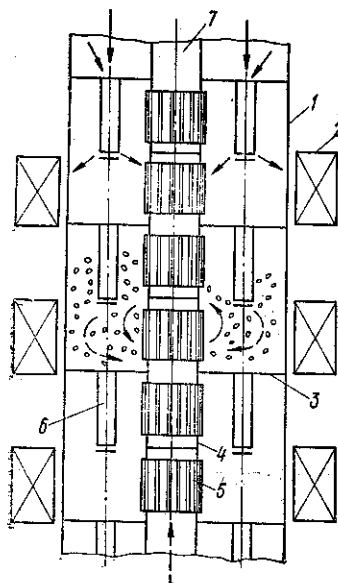


Рис. 19. Секционированный массообменный многоступенчатый противоточный вихревой аппарат.

более тяжелая жидкость) ступает с вышележащей пени контакта в зону вращения вращающегося магнитного поля, где встреч с газом (более легкой жидкостью при контактировании двух жидкостей) и прива в контакт с ним благодаря воздействию вращающ в магнитном поле ферритных частиц. Процесс интенсифицируется не вследствие непосредственного воздействия вращающ магнитного поля на контактирующие фазы, но в результате магнитосционного эффекта воздействия магнитных полей и того эффекта, обусловленного появлением вихревых в ферромагнитных частицах. Если направление вращения легкой фазы, обусловное ее направленным вводом в контактную ступень, совпадает с направлением вращения магнитного поля, то неаает проявляться насосный эффект вихревого поля. В этом сопротивление контактной ступени уменьшается. В последнем же может иметь отрицательное значение. В последнем случае в массообменном аппарате может повыситься давление легкой фазы, что, несомненно, представляет большой

риск для проведения процессов контактирования фаз в условиях вакуума, где применение обычных барботажных аппаратов ввиду большого сопротивления не представляется возможным. Встречное же вращение магнитного поля и легкой фазы приводит к задержке последней в контактной ступени и увеличению эффективности контакта фаз за счет усиления турбулизации потоков.

В аппарате такой конструкции рационально использована центральная часть для организации противоточного движения контактирующих фаз по колонне. В центральной части аппарата вращающиеся частицы имеют меньшую скорость вращения и находятся в относительно меньшем количестве, чем на периферии.

Недостатком такого аппарата является сравнительно низкий коэффициент использования электрической энергии, затрачиваемой на вращение ферромагнитных частиц, из-за потерь части ее на вредный нагрев обмоток генератора. Повышенный расход электрической энергии обуславливается низким индуктивным сопротивлением обмоток генератора в связи с наличием большого числа немагнитопроводных зазоров во всей массе ферромагнитных частиц, заполняющих корпус аппарата. Увеличение объема ферромагнитных частиц с целью уменьшения зазоров между ними и снижения затрат электрической энергии возможно лишь до некоторого критического значения, недостаточного для исключения бесполезных потерь электрической энергии и увеличения КПД генератора. Повышенный нагрев генератора требует, кроме того, дополнительных затрат на его охлаждение.

Известны аппараты, в которых для улучшения эффективности контакта фаз устанавливается ротор, приводимый во вращение механической передачей. Однако последняя усложняет конструкцию, а размещение корпуса аппарата вне обмоток генератора не позволяет использовать создаваемое электромагнитное поле для непосредственного воздействия на процесс.

Автором предложен аппарат, в котором устранены данные недостатки и обеспечено более низкое гидравлическое сопротивление, способствующее интенсификации процесса контактирования между фазами.

В корпусе 3 из немагнитного материала (рис. 20), помещенном в статор 2 генератора вращающегося магнитного поля и заполненном ферромагнитными частицами 1, уложен ротор 4 из магнитного материала. Для побуждения перемещения контактирующих фаз ротор снабжен элементами, выполненными в виде винтовых каналов.

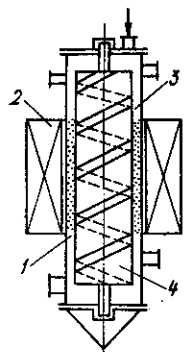


Рис. 20. Роторный вихревой аппарат.

Аппарат работает следующим образом. При подаче на обмотки генератора переменного трехфазного тока создается вращающееся магнитное поле, приводящее в движение ротор и ферромагнитные частицы. В зависимости от необходимых условий проведения процесса в аппарате осуществляется проток или противоток фаз. Жидкость поступает на ротор и при его вращении отбрасывается к стенкам корпуса, ударяясь с ферромагнитными частицами и стенками аппарата, жидкость диспергируется, образуя большую поверхность контакта, что способствует интенсивному взаимодействию между фазами. Ротор с винтовыми каналами выполняет одновременно функцию побудителя продольного перемещения газа (пара) и жидкости, уменьшая перепад давления по высоте аппарата. Это позволяет проводить процесс под глубоким вакуумом. В результате изменения скорости и направления вращения ротора можно обеспечить для конкретного процесса время контактирования.

Следует отметить возможность использования в подобных аппаратах побочного эффекта — уменьшение потерь в барботажных аппаратах при подключении тарелок

специальных элементов между ними к источникам тока. Так, в аппарате между тарелками расположили элементы [14], подключенные к источнику тока, что привело к повышению эффективности массообмена и увеличению производительности за счет создания электромагнитного поля. Элементы, расположенные между тарелками, изолировали от корпуса и подключили к источнику тока таким образом, что один из элементов заряжается положительно, а другой — отрицательно. При этом уносимые с тарелки капли жидкости заряжаются на первом элементе (по отношению к тарелке), а на последующем разряжаются, укрупняются и падают вниз. В итоге уменьшается брызгоунос, увеличиваются производительность и эффективность колонны.

Подобные «электрические завесы» позднее были использованы в Японии [141]. В этой конструкции параллельные цилиндрические электроды, изолированные один от другого, соединены с источником одно- или трехфазного переменного тока и образуют вокруг себя несколько неоднородных электрических полей переменной напряженности, которые действуют на заряженные частицы как бесконтактный барьер.

Не менее перспективным может оказаться применение электрических и магнитных полей для интенсификации реакционных процессов, протекающих в диффузионной области, например, прямой гидратации ацетилена (по Кучерову), винилирования ацетилена и т. п. Перечень возможных объектов использования эффекта интенсификации массопереноса в системах газ — жидкость за счет магнитных и электрических полей может быть значительно расширен.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ АППАРАТОВ С РЕГУЛЯРНЫМИ НАСАДКАМИ

Одним из эффективных методов интенсификации газожидкостных процессов химической технологии является обеспечение движения жидкости в пленочном режиме. Уже

сейчас пленочные аппараты широко применяются в процессах выпаривания, испарения термолабильных жидкостей, охлаждения и конденсации, для улавливания газов выбросов и др. В работе [113] показано, что пленочные аппараты со свободно стекающей пленкой, с восходящей пленкой, с закрученным газожидкостным потоком и торные наиболее соответствуют требованиям многих химических процессов, проводимых в газожидкостных системах, в частности, быстрых химических реакций, проводимых при больших соотношениях расходов газа и жидкости, когда особое значение приобретает их равномерное распределение по сечению аппарата.

Применяемые в промышленности насадки можно разделить на регулярные и насыпные. Не останавливаясь на конструкциях насыпных насадок, отметим только, при их использовании можно обеспечить пленочные режимы течения жидкости. К регулярным насадкам, где наиболее часто реализуют пленочный режим течения, относятся плоскостная (листовая) насадка (ППН), насадка из трубчатых элементов, хордовую насадку, выполненную из поставленных на ребро плоских элементов, образующих решетки, уложенные друг на друга (или на расстоянии друг от друга) с разворотом на некоторый угол, и, наконец, различные типы блочных насадок (рулонная, «сотовая», «Спрейпак» и др.).

Несмотря на то, что проведен целый ряд фундаментальных исследований пленочных процессов (П. А. Семенов, Н. М. Жаворонковым, В. А. Малюсовым, В. М. Олевским и др.) и разработаны сотни конструкций регулярных насадок, широкое использование их в промышленности существенно замедляется из-за отсутствия надежных и общепринятых методик инженерного расчета.

Расчетные методики, основанные на исследовании закономерностей пленочного течения, проведенном в лабораторных условиях, зачастую не подтверждаются при создании промышленных аппаратов. Их эффективность значитель-

ниже эффективности базовых вариантов. По-видимому, основной причиной этого является то, что в промышленных аппаратах не удается обеспечить такое же равномерное распределение контактирующих фаз по сечению аппарата, как в лаборатории. Однако и в случае использования самых совершенных распределителей газа и жидкости уже достигнутое относительно равномерное распределение фаз при больших высотах промышленных аппаратов сохранить не удастся вследствие пристеночных эффектов, стекания жидкости в одну сторону из-за незначительных перекосов насадки, стягивания пленки жидкости в «жгуты» под действием сил поверхностного натяжения, местных загрязнений, коррозии, шероховатости элементов насадки и т. д.

КОНСТРУКТИВНЫЕ ПРИЕМЫ ТУРБУЛИЗАЦИИ ПЛЕНКИ ЖИДКОСТИ НА ВЕРТИКАЛЬНЫХ ПОВЕРХНОСТЯХ

Совершенствование конструкций насадок с пленочным режимом контактирования идет по пути турбулизации пленки стекающей жидкости. Особого внимания заслуживают те варианты конструкций регулярных насадок, где обеспечено постоянное перераспределение потоков контактирующих фаз между конструктивными элементами насадок, выравнивание профиля скоростей газа и жидкости по сечению аппаратов. Предлагаемое направление интенсификации промышленных аппаратов подтверждает и наметившаяся тенденция к уменьшению высоты пакетов листов ППН и высоты рулонов рулонной насадки, к использованию гофрированных, а также снабженных просечными отверстиями различной формы листовых материалов. Все это не только способствует турбулизации жидкостной пленки, но и улучшению распределения потоков фаз.

Для турбулизации пленки жидкости и газового потока используют также регулярную пакетную гофрированную насадку, в которой пакет представляет собой архимедову

спираль, свернутую из двух лент, гофрированных под углом и сложенных таким образом, что в результате пересечения гофров соседних лент образуются ячейки. Такая насадка имеет сравнительно широкий диапазон устойчивой работы ($W = 2...5,2$ м/с), при этом общая величина переноса составляет 0,6—0,7 м, а удельное гидравлическое сопротивление — 10—60 мм/м. Для турбулизации контактирующих фаз на вертикальных элементах используют горизонтальные и наклонные рифы, изготавливают вертикальные элементы из стеклоткани, зажатой с обеих сторон металлической сеткой из проволоки диаметром не менее 0,6 мм, наносят на листовую сталь сеть царапин и пазов и т. п.

На вертикальных листовых элементах пакетных колонок выполняют также круглые отверстия диаметром или располагают по горизонтали прямоугольные отверстия размером 22×6 мм, что способствует развитию в жидкой пленке конвективных токов и интенсификации процесса переноса вещества. Однако все эти конструктивные меры не устраняют значительного понижения эффективности промышленных аппаратов с плоскопараллельной насадкой сравнительно с лабораторными образцами. Такие конструктивные решения, как уменьшение высоты пакетов, частые повороты, приводят к вырождению насадки с плоскопараллельными элементами в хордовую, где массовый перенос в зоне брызг, падающих пленок превалирует над массовым обменом между газом и стекающей пленкой жидкости.

Имеется возможность интенсифицировать ППН снабжением вертикальных элементов регулярно чередующимися специальными конструктивными элементами: правленно-просечными отверстиями, выступами, зигзагообразными вставками в пространстве между вертикальными листами и т. п.). В отличие от предложенных недавно аппаратов с вертикальными решетками такое техническое решение не приводит к преобразованию пленочного аппарата в барботажный, а позволяет интенсифицировать

массообмена путем активизации стекающей пленки жидкости за счет наложения на нее периодических регулярных возмущений. Как показали исследования, аппараты с такой насадкой обладают высокими технико-экономическими показателями, практически не изменяющимися с увеличением поперечных размеров аппарата, и могут быть использованы в вакуумных процессах, накладывающих ограничения на гидравлическое сопротивление.

В одном из вариантов такого аппарата [61] насадка отличается от обычной ППН тем, что к ее вертикальным листам 1 прикреплены срезающие 2 и перераспределительные 3 элементы (рис. 21), установленные по высоте парно. Величины углов и зазоров между элементами 2 и 3, а также между листом 1 и элементом 3 определяются расходом, физическими свойствами фаз и требуемой толщиной пленки жидкости.

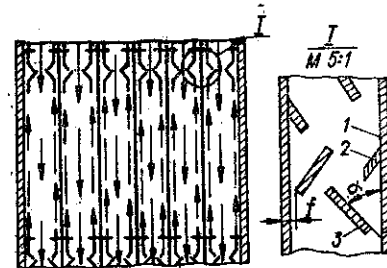


Рис. 21. Регулярная листовая насадка с перераспределительными элементами.

Расстояние между соседними парами срезающих элементов выбирается таким, чтобы обеспечивалось обновление пленки жидкости с требуемой частотой. Так, для процессов десорбции углекислоты из воды воздухом частота перераспределений слоев жидкости должна составлять $12-13$ с⁻¹, тогда для воды и водных растворов глицерина вязкостью $1-5,5$ сП достигается максимальная эффективность процесса переноса. При скорости течения жидкостью пленки, равной $1,2-1,3$ м/с, требуемое расстояние между соседними парами срезающих и перераспределительных элементов составляет 100 мм. Постоянство толщины пленки и равномерность ее распределения по поверхности

насадки обеспечивают стабильные характеристики и высокую эффективность аппаратов, имеющих плоскопараллельную насадку с перераспределительными элементами (ПРЕ) в широком диапазоне изменения нагрузок по фазам, а также в случае изменения физических свойств и массовых расходов перерабатываемой жидкости по высоте аппарата, характерно для ректификационных процессов.

При набегании пленки жидкости на срезающий элемент происходит срыв ее со стенки листа 1 и соударение с плоскостью элемента 3, что приводит к перемешиванию жидкости на элементе, периодическому перераспределению ее и их обновлению. Последнее способствует интенсификации тепло- и массообмена. Установка элементов 2, 3 уменьшает образование осадков на пластинах при переработке загрязненных продуктов или насыщенных растворов в регулярного перемешивания и перераспределения пленки жидкости, препятствующих инкрустации. Установка перераспределительных элементов препятствует закрутке жидкости, так как при срыве она вновь попадает на плоскость элемента и возвращается на вертикальный лист пластины. Наконец, установка дополнительных элементов между вертикальными листами способствует многократному изменению направления движения и турбулизации газовой фазы.

ОПТИМИЗАЦИЯ РЕГУЛЯРНОЙ НАСАДКИ С ПЕРЕРАСПРЕДЕЛИТЕЛЯМИ

При оптимизации геометрии плоскопараллельной насадки с перераспределительными элементами применен метод математического планирования эксперимента, что позволило значительно сократить объем исследований. В качестве параметра оптимизации был принят коэффициент массопередачи в жидкой фазе. В число независимых переменных включили следующие характеристики насадки: расстояние S между пластинами (кодированное обозначение x_1).

наклона $\alpha(x_2)$ перераспределяющего элемента (рис. 21), величина $f(x_3)$ зазора для прохода жидкости, расстояние $a(x_4)$ между перераспределительными элементами. Изменяли также расход жидкой $L(x_5)$ и газовой $W(x_6)$ фаз. Опыты проводили при десорбции углекислого газа из воды воздушным потоком. Жидкость равномерно распределялась по вертикальным листам насадки с помощью дырчатого оросителя. Пробы жидкости брали в двух точках по высоте колонны на расстоянии 1100 мм. Расстояние от верхней точки отбора до места ввода жидкости на насадку составляло 150 мм, что исключало влияние концевых эффектов на исследуемый параметр.

Использовали дробный факторный эксперимент типа 2^{6-1} с определяющим контрастом: $I = x_1 x_2 x_3 x_4 x_5 x_6$. Погрешность опытов не превышала 5%. Адекватность представления уравнения регрессии полиномом первой степени оценивали по F -критерию Фишера, значимость факторов — по t -критерию Стьюдента, при этом факторы x_2, x_3, x_4 оказались статистически незначимыми. Полученная аппроксимирующая функция имела вид

$$\kappa = 0,342 + 0,09x_1 + 0,03x_5 - 0,024x_6. \quad (45)$$

После построения статистической модели процесса в виде полинома первой степени было принято решение о проведении оптимизации геометрии насадки путем движения по градиенту методом крутого восхождения*, используя уравнение регрессии (45). При реализации этого плана было получено следующее уравнение регрессии для области оптимума:

$$\kappa = 1,017 + 0,1x_5 - 0,23x_6. \quad (46)$$

Уравнение (46) адекватно описывает процесс, так как $F_{\text{расч}} = 1,79 < F_{\text{табл}} = 5,32$. Однако коэффициент $b_{5,6}$ харак-

* Оптимизация насадки проводилась совместно с В. И. Олембергом и Н. В. Васиним.

теризующий эффект взаимодействия, оказался велик ($b_{5,6} = 1,025$), что указывает на достижение области высокой кривизны поверхности. Для получения уравнения, более точно описывающего область оптимума, план первого порядка был дополнен до ротатабельного плана второго порядка. В результате было получено уравнение регрессии

$$y = 2,37 + 0,027x_5 - 0,25x_6 + 1,03x_5x_6 - 0,87x_5^2 - 0,955x_6^2.$$

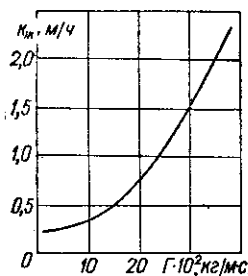


Рис. 22. Зависимость коэффициента массопередачи в жидкой фазе от плотности орошения для оптимизированной насадки.

1—5 м/с существенного влияния не оказывает. С увеличением плотности орошения наблюдается (рис. 22) коэффициент массопередачи. Максимальная эффективность насадки получена при частоте перераспределения пленки жидкости, равной $10,5 \text{ с}^{-1}$. Гидравлическое сопротивление насадки при плотностях орошения 0,04—0,1 м · с и постоянной скорости воздуха, равной 3 м/с, составляет 15—20 Па на 1 м насадки. При дальнейшем увеличении скорости воздуха гидравлическое сопротивление насадки возрастает до 40 Па. Режим захлебывания насадки

при скорости газа 14—17 м/с для соответствующих расходов жидкости.

Высокая эффективность и сравнительно низкое гидравлическое сопротивление позволяют рекомендовать описанную насадку для процессов, проводимых под вакуумом, при переработке термолабильных органических соединений. В связи с этим необходимы данные по эффективности новой насадки в условиях, максимально приближенных к производственным. В опытном цехе Карагандинского завода синтетического каучука были проведены испытания ректификационной колонны, оснащенной новой насадкой, в процессе разделения смеси этиловый спирт — вода. Колонна диаметром 150 мм с насадкой высотой 5170 мм была снабжена кубом-кипятильником объемом 100 л со змеевиком и рубашкой, имеющих общую поверхность теплообмена $3,5 \text{ м}^2$, и дефлегматором с поверхностью теплообмена $2,5 \text{ м}^2$.

При исследованиях отбирали пробы жидкой фазы из куба колонны (x_k), из средней части колонны (x_c) и линии флегмы (x_f). Варьировали нагрузки колонны по паровой и жидкой фазам и концентрацию исходной смеси. Используя результаты анализа состава проб и данные по равновесию, по общепринятой методике определяли число теоретических тарелок, соответствующее достигнутой четкости разделения. Зная высоту исследуемой насадки, определяли высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ). Результаты исследований представлены на рис. 23 и 24.

Сопротивление 1 м высоты новой насадки значительно ниже в исследованном диапазоне скоростей пара (0,5—3 м/с) сопротивления насадок из колец Рашига, типа «Зульцер» и ВР. Судя по гидродинамическим характеристикам, скорости газа 1,75 и 2,5 м/с являются предельными для насадок ВР и типа «Зульцер». В то же время для насадки ППЭ режим захлебывания так и не был достигнут (верхний предел скоростей пара лимитировался возможностями горячего стенда).

Величина ВЭТТ при изменении скорости пара до 3 м/с меняется незначительно, причем минимальные значения ВЭТТ отмечаются при скорости порядка 2 м/с (рис. 24). Несмотря на то, что величина ВЭТТ для насадки ППЭ выше, чем для насадок типа «Зульцер» и ВР, и, следовательно, она уступает им в исследованном диапазоне по эффективному сопротивлению, приходящееся на одну теоретическую тарелку.

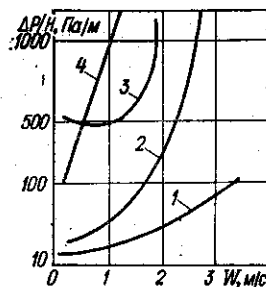


Рис. 23. Зависимость гидравлического сопротивления l м высоты насадки от скорости газа:

1 — насадка ППЭ; 2 — насадка типа «Зульцер»; 3 — насадка ВР; 4 — насадка из колец Рашига размером 25×25 мм.

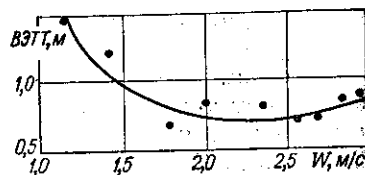


Рис. 24. Зависимость высоты, эквивалентной теоретической тарелке, от скорости пара для насадки ППЭ.

у новой насадки при скорости более 2 м/с значительно ниже. Учитывая это, а также высокую пускную способность насадки

по фазам и возможность ее использования в аппаратах любых размеров, следует признать ее перспективность процессов химической технологии и, в особенности, умных процессов.

ОПТИМИЗАЦИЯ ХОРДОВОЙ НАСАДКИ

Одной из наиболее перспективных в плане реализации указанных направлений интенсификации конструкции является хордовая насадка, где само размещение элем-

конструкции в пространстве предопределяет возможность использования этой конструкции в аппаратах любого поперечного сечения.

В монографиях Т. Хоблера [122] и В. М. Рамма [109] приводится описание наиболее распространенной в градирнях и скрубберах коксохимпроизводств хордовой насадки, выполненной из поставленных на ребро досок, образующих решетки, укладываемые на расстоянии 20 мм с разворотом решеток на 45 или 90°. Рекомендованы следующие размеры элементов насадки: толщина досок 10—13 мм, высота 100—150 мм; в нижней части досок через каждые 200—250 мм выполняются вырезы для предупреждения стекания жидкости в одну сторону в случае перекоса насадки.

Помимо улучшения распределения фаз по сечению аппарата, а также способности быстро восстанавливать нарушенное распределение, хордовая насадка реализует одновременно два режима взаимодействия газа и жидкости — пленочный и брызговый. Действительно, в зазорах между досками газ взаимодействует с нисходящими по боковым сторонам пленками жидкости. При стекании последних с нижних ребер досок образуются струйки и капли жидкости, поверхность которых достаточно велика и вполне соизмерима с поверхностью пленок. При этом в пространстве между соседними решетками имеет место брызговый режим взаимодействия. На верхних ребрах элементов нижележащих решеток вновь образуются пленки и т. д. Столь частое образование и разрушение пленок в хордовой насадке способствует повышению ее эффективности вследствие проявления так называемых входных и концевых эффектов. Кроме того, турбулизация фаз и интенсификация массопереноса способствует многократное дросселирование газового потока по высоте при расширении его в междурешеточном пространстве и сужении в зазорах между досками. На скорость и давление в газовом потоке при этом налагаются пульсации частотой $f = W/h$, где h — высота элемента насадки.

При $h = 0,1 \dots 0,25$ м, $W = 0,5 \dots 1,5$ м/с частота нарастающих пульсаций изменяется в пределах $2-15$ с $^{-1}$. Сравнение этих значений с оптимальными значениями частоты пульсации показывает, что создаваемые за счет конструктивных особенностей в хордовой насадке пульсации близки по частоте к рекомендуемым.

При оптимизации конструкции контактных устройств массообменных аппаратов особого внимания заслуживает выбор достаточно обоснованного параметра оптимизации. Если для форсунки таким параметром может быть коэффициент равномерности или коэффициент расхода, для проточного контактного устройства — скорость газа, при которой сохранялся бы какой-то допустимый, заданный газом жидкости, для барботажных тарелок, кроме клапанов, — экстремальное значение коэффициента полезного действия или их гидравлическое сопротивление, то для хордовой насадки ни один из этих параметров не может служить параметром оптимизации. Это связано с тем, что специфические особенности объектов, где применяется хордовая насадка, требуют одновременного выполнения не всегда совместимых условий (к примеру, требуется высокая пропускная способность по газу и одновременно по жидкости, высокая эффективность контакта фаз и низкое гидравлическое сопротивление, которое трудно обеспечить ввиду относительно невысокой удельной прочности древесины, из которой обычно изготавливают хордовую насадку, что приводит к малому свободному объему насадки вследствие ее больших поперечных размеров реек).

В связи с этим автором совместно с сотрудниками НЧО «Иодобром» была выполнена оптимизация хордовой насадки [87] применительно к условиям ее работы в аппаратах абсорбции-десорбции брома установок воздушной десорбции брома из рапы.

В качестве параметра оптимизации использовали комплексный технико-экономический критерий θ , позволяющий сделать выбор между интенсивностью процесса

передачи, удельной производительностью, энергетическими затратами на перемещение потоков и удельной стоимостью конструкций:

$$\theta = \frac{200k_{yV}}{N_V + 2C},$$

где k_{yV} — характеристика интенсивности процесса, кг/м 3 · с; $N_V = (\Delta P W_y)/\rho_y + W_x g$ — общая мощность, подводимая к газу к единице объема аппарата; ΔP — гидравлическое сопротивление контактного устройства, отнесенное к 1 м высоты аппарата, Па/м; W_y , W_x — соответственно массовая скорость газа и жидкости, кг/м 2 · с; ρ_y — плотность газа, кг/м 3 ; C — удельные капитальные затраты, руб./м 3 .

После некоторых преобразований получено расчетное уравнение

$$\theta = \frac{2 \cdot 10^5 \beta_{ж}}{2\Delta P_n W_r + 9792L_f + 2C},$$

где $\beta_{ж}$ — коэффициент массопередачи, с $^{-1}$; ΔP_n — гидравлическое сопротивление 1 м насадки, Па/м; W_r — скорость газа по сечению аппарата, м/с; L_f — плотность орошения насадки, с $^{-1}$.

При оптимизации геометрии хордовой насадки использовали методику факторного планирования эксперимента, которая в сочетании с выбранным комплексным технико-экономическим параметром оптимизации позволяет с минимальными затратами на проведение экспериментов оптимизировать хордовую насадку с учетом требований бромных производств.

Анализ и предварительная обработка экспериментального материала по исследованию хордовой насадки на реальных рассолах и модельных системах позволили установить, что на гидродинамику и эффективность процесса контактирования фаз оказывают влияние следующие параметры: высота реек, их толщина, зазоры между рейками и рядами,

угол отклонения рейки от вертикали, шероховатость материала рейки, наличие прорезей на нижней и верхней гранях рейки, точность установки реек в горизонтальной плоскости и выдерживания зазоров между ними, точность выполнения реек по размеру и др. После проведения ранговой корреляции параметров были выбраны для реализации полного факторного эксперимента типа 2^5 пять параметров: L — высота рейки, b — толщина рейки, a — зазор между рейками, h — зазор между рядами, α — угол наклона рейки. Независимые переменные были стандартизированы (табл. 5). В связи с тем, что скорость газа, как показали предварительные исследования, оказывает незначительное влияние на процессы абсорбции-десорбции в диапазоне скоростей 0,5–0,9 м/с, эксперименты проводили при скорости газа по сечению аппарата 0,5 м/с. Плотность орошения меняли в пределах 10–50 м³/м² · ч. Учитывая данные [7] о том, что основное диффузионное сопротивление при процессах десорбции брома из рассолов сосредоточено в жидкой фазе, исследования и оптимизацию проводили на модели системы углекислота — вода — воздух по известной методике.

Таблица 5

Исходные данные при планировании эксперимента

Показатель	Высота рейки L , мм	Толщина рейки b , мм	Зазор между рейками a , мм	Зазор между рядами h , мм	Угол наклона рейки α , °
Кодовое обозначение факторов	x_1	x_2	x_3	x_4	x_5
Основной уровень J_i	75	30	30	25	22
Шаг варьирования t_i	25	20	20	25	22
Нижний уровень	50	10	10	0	0
Верхний уровень	100	50	50	50	45

Уравнение, описывающее поверхность отклика в окрестности нулевого уровня, полученное после реализации

реци планирования для $L_f = 30$ м³/м² · ч для определения параметра θ имело вид

$$y = 7,748 - 0,438 x_1 - 1,033 x_2 + 2,328 x_3 + 1,101 x_4 - 0,496 x_5 - 0,185 x_1 x_4 - 0,419 x_1 x_5 + 0,929 x_2 x_3 - 0,337 x_2 x_5 + 0,315 x_3 x_4 + 0,367 x_3 x_5 + 0,231 x_1 x_2 x_3 - 0,363 x_1 x_2 x_4 + 0,619 x_1 x_2 x_5,$$

где $x_1 = (L - 75)/25$, $x_2 = (b - 30)/20$, $x_3 = (a - 30)/20$, $x_4 = (h - 25)/25$, $x_5 = (\alpha - 22,5)/22,5$.

В табл. 6 приведены округленные значения коэффициентов b_i в линейном уравнении регрессии для параметра оптимизации θ при различных плотностях орошения.

Таблица 6

Значения $b_i = f(L_f)$

b_i	Плотность орошения L_f , м ³ /м ² · ч				
	10	20	30	40	50
b_0	6,18	7,23	7,75	6,64	6,78
b_1	0,22	-0,17	-0,44	-0,44	-0,52
b_2	-0,53	-1,06	-1,03	-1,52	-0,65
b_3	1,97	2,15	2,32	1,04	1,37
b_4	0,64	0,78	1,10	0,66	0,90
b_5	-0,39	-0,46	-0,5	+0,04	0,09

Анализ значений b_i , приведенных в табл. 6, показывает, что среднее значение параметра оптимизации θ мало зависит от плотности орошения. Однако увеличение плотности орошения резко меняет вклад, вносимый в параметр оптимизации высотой элемента. При низкой плотности орошения 10 м³/м² · ч для роста значения θ необходимо увеличивать высоту рейки, так как основной массоперенос происходит между газом и стекающей пленкой жидкости. При повышении плотности орошения требуется уже не увеличивать, а уменьшать высоту рейки. Это связано с возрастанием доли массопереноса, протекающего при брызговом

режиме контактирования, а также в моменты разрушения и образования пленки. При изменении нагрузок по жидкости изменяется также влияние на процесс величины угла наклона.

С учетом того, что хордовая насадка в бромных процессах предназначена для работы при высоких плотностях орошения, программу крутого восхождения по градиенту осуществляли по значениям b_i , полученным для $L = 40$ и $50 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$. При корректировке плана крутого восхождения было решено из соображений обеспечения необходимой прочности стабилизировать толщину рейки на уровне 30 мм. Учитывая литературные данные о том, что оптимальный зазор между рядами составляет 25 мм, было решено стабилизировать и этот параметр на таком же уровне. Реализация опытов крутого восхождения позволила получить значения параметра оптимизации, на 60—70% превосходящие максимальные значения этого параметра, полученные при реализации полного факторного эксперимента.

Поскольку дальнейшее уменьшение высоты рейки и толщины резко уменьшает механическую прочность насадки и ухудшает ее эксплуатационные показатели, ограничившись достигнутыми результатами и испытали на реальных рассолах в процессах абсорбции-десорбции брома хордовую насадку с размерами: $L = 50 \text{ мм}$, $b = 30 \text{ мм}$, $h = 25 \text{ мм}$, $\alpha = 30^\circ$. Расстояние a между элементами в пакетах рассчитывали в каждом случае, исходя из заданных нагрузок по газу и жидкости, эффективности массопереноса и допустимого сопротивления колонного аппарата.

Поскольку из конструктивных соображений дальнейшее уменьшение высоты элемента (ниже 50 мм) нецелесообразно, эффективность хордовой насадки повышали благодаря тому, что обе боковые грани каждого элемента (рис. 25, а) снабжали выступами, смещенными на 1/2 шага в отношении друг к другу, а решетку собирали таким образом, чтобы выступы соседних пластин располагались один напротив другого [33].

При попадании газового потока в расширительные камеры, образованные соседними продольными каналами, газ дросселируется и завихряется, при этом происходит турбу-

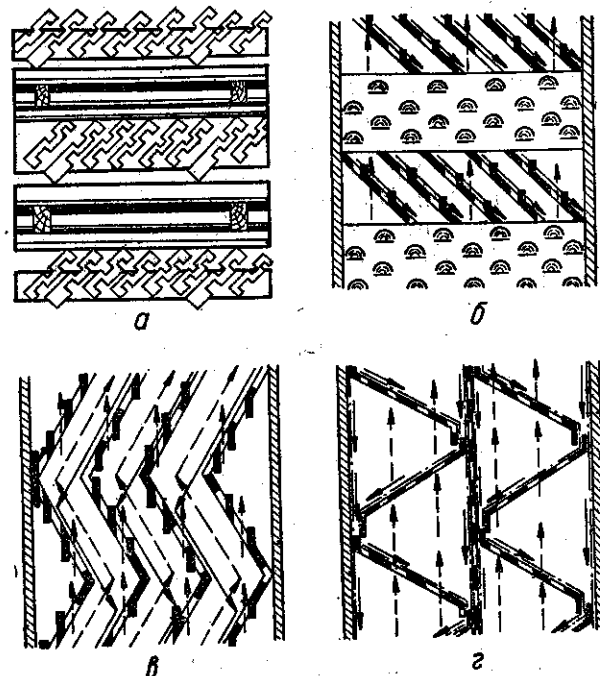


Рис. 25. Регулярные насадки с наложением пульсаций на контактирующие фазы:

а — хордовая деревянная; б — хордовая из просечных листов; в — зигзагообразная из просечных листов; г — пленочно-барботажная.

булизация как газового потока, так и жидкостной пленки, которая разрушается на гранях выступов, а затем вновь образуется. Многократное дросселирование газа в продольных каналах приводит к модулированию низкочастот-

ных колебаний, уже созданных в газовом потоке пакета насадки, за счет наложения колебаний более высокой частоты ($100\text{--}200\text{ с}^{-1}$), что способствует интенсификации процесса переноса вещества. Постоянное разрушение и обновление поверхности жидкостной пленки также интенсифицирует процесс массообмена. И, наконец, свой вклад вносит завихрение газа в расширительной камере, обеспечивающее соударение потоков контактирующих фаз.

В табл. 7 приведены результаты исследования насадки с $a = 30\text{ мм}$ и гладкими боковыми поверхностями, снабженными выступами. Видно, что в равных условиях сопротивление насадок практически не изменялось, а коэффициент массопередачи насадки с выступами увеличился примерно на $20\text{--}25\%$.

Таблица 7

Сравнение эффективности насадок

Показатель	$W = 1,2 \text{ м/с}$					$W = 0,5 \text{ м/с}$					
	Плотность орошения $L_f, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$										
	20	30	40	50	60	10	20	30	40	50	60
$\Delta P, \text{ мм вод. ст./м}$	30,7	46	54	69	86	4,6	5,3	7,6	10,6	14	17
$\beta_{\text{ж}}, \text{ ч}^{-1}$ (без выступов)	40	50	58	70	82	22	35	42	50	58	70
$\beta_{\text{ж}}, \text{ ч}^{-1}$ (с выступами)	45	61	81	95	104	28	41	58	63	79	91

Эта конструкция насадки может быть использована и в других установках абсорбции-десорбции, где традиционно применяют неметаллические материалы (дерево, пластмассы, фарфор, керамику, углеграфиты и т. п.), например в коксохимической промышленности для башен масляной абсорбции, в теплоэнергетике для градирен и др.

Для тех процессов, где возможно применить хордовую насадку из листового материала (металл, армированный стеклопластик с искусственно нанесенной на поверхность

шероховатостью и т. п.), и где потребуется обеспечить низкое гидравлическое сопротивление и высокую эффективность контакта фаз, может быть использована насадка [38], являющаяся дальнейшим развитием вышеописанной хордовой. Она состоит (рис. 25,б) из развернутых один относительно другого пакетов, собранных из параллельных пластин, снабженных направленно-просечными отверстиями. Кромки последних направлены под углом к плоскости пластины, равным углу наклона пластин ($10\text{--}60^\circ$). Газ, проходя через наклонные каналы, образованные соседними пластинами, контактирует с пленкой жидкости, стекающей по наклонным стенкам. Часть стекающей по стенкам жидкости проваливается в просечные отверстия, контактируя при этом с газовыми струями, направленными навстречу. Газовый поток, проходя в наклонных каналах, разделяется на ряд потоков и проходит вертикально через просечные отверстия, контактируя в них с жидкостью. Постоянное разрушение и обновление поверхности контакта фаз, раздробление и слияние газовых струй приводят к соударению потоков контактирующих фаз, что интенсифицирует процесс переноса. Увеличение благодаря направленно-просечным отверстиям свободного сечения для прохода контактирующих фаз приводит к снижению гидравлического сопротивления и увеличению пропускной способности аппарата.

ОРГАНИЗАЦИЯ КОНТАКТИРОВАНИЯ ФАЗ ВО ВСТРЕЧНЫХ СТРУЯХ

Идея интенсификации контакта фаз при проведении процесса во встречных струях еще в большей степени реализована в насадке [41], отличающейся от вышеописанной тем (рис. 25,в), что смежные по высоте решетки развернуты на 180° , а кромки просечных отверстий соседних пластин направлены в противоположные стороны и расположены в смежных по высоте пластинах соосно.

Сопоставление двух последних конструкций регуляторов по критерию технико-экономической эффективности θ , величине сопротивления слоя высотой 1 м, коэффициентам массопередачи в жидкой фазе (табл. 8) подтверждает значительные преимущества новых насадок в сравнении с деревянной хордовой (см. табл. 7), снабженной выступами.

Таблица

Сопоставление новых конструкций регулярных насадок

Насадка	Скорость газа $W_{г}$, м/с	Плотность орошения L_f , м ³ /м ² ·ч	Сопротивление 1 м, мм вод. ст./м	$R_{ж}$, ч ⁻¹
Регулярная насадка из наклонных просечных элементов	1,2	20	10,8	56
		40	13,0	92
		60	14,8	110
		80	16,6	135
Регулярная насадка с контактированием во встречных струях	1,2	20	14,2	72
		40	16,0	103
		60	18,0	140
		80	20,2	162

ПЛЕНОЧНО-БАРБОТАЖНАЯ НАСАДКА

Существуют целые области химической технологии, где требуются регулярные насадки, обладающие высокой эффективностью контакта фаз, большим временем контакта при сравнительно невысоких нагрузках по жидкости (40 м³/м²·ч) и высоких сопротивлениях. Этим требованиям соответствует регулярная пленочно-барботажная насадка [34], сочетающая преимущества барботажного и пленочного режимов (см. рис. 25,з) и принципиально отличающаяся от аппаратов с вертикальными решетками.

Насадка состоит из вертикальных пластин и расположенных между ними наклонных перфорированных пластин, плоскость которых может снабжаться просечками с отогнутыми под углом кромками, что исключает провал жидкости. Края наклонных пластин расположены параллельно друг другу и к вертикальным пластинам. Между плоскостью вертикальной пластины и краем наклонной пластины, а также между краем соседней наклонной пластины предусмотрены зазоры для слива жидкости. Суммарная площадь зазоров и их ширина определяются расходом и физическими свойствами жидкости. Угол наклона пластин зависит от расстояния между пластинами и скорости движения пленки жидкости. Кромки наклонных пластин находятся на одном уровне с линиями изгиба краев соседних пластин и с целью лучшего распределения жидкости могут выполняться зубчатыми.

Рабoтает насадка следующим образом. Поступающая в аппарат жидкость в виде пленки стекает по стенкам насадки, контактируя с газом (паром). Толщина стекающей пленки жидкости определяется шириной зазора между вертикальной пластиной и отогнутым краем наклонной пластины, расположенной ближе к вертикальной пластине. Часть жидкости, не прошедшая через этот зазор, сливается через зазор, образованный отогнутыми краями соседних наклонных пластин. При встрече жидкостных потоков происходит их соударение, слияние и перераспределение слоев с последующим разделением жидкости в зазорах и образованием обновленных пленок.

Плоскопараллельная насадка описанной конструкции, кроме интенсификации процесса благодаря наложению на стекающую пленку возмущений с определенной частотой, обеспечивает гарантированную толщину пленки при различных нагрузках по жидкости, что расширяет диапазон устойчивой работы аппаратов. Интенсификация технологических процессов достигается также вследствие увеличения поверхности массопередачи, поскольку жидкость, стекающая по наклонным пластинам, также участвует в процессе контактирования с газом, проходящим через от-

плоскость которых может снабжаться просечками с отогнутыми под углом кромками, что исключает провал жидкости. Края наклонных пластин расположены параллельно друг другу и к вертикальным пластинам. Между плоскостью вертикальной пластины и краем наклонной пластины, а также между краем соседней наклонной пластины предусмотрены зазоры для слива жидкости. Суммарная площадь зазоров и их ширина определяются расходом и физическими свойствами жидкости. Угол наклона пластин зависит от расстояния между пластинами и скорости движения пленки жидкости. Кромки наклонных пластин находятся на одном уровне с линиями изгиба краев соседних пластин и с целью лучшего распределения жидкости могут выполняться зубчатыми.

верстия. Изменяя направление его прохода изменяя угла просечки отверстий, можно либо ускорять, либо медлить движение жидкости по пластинам, обеспечив необходимое время контакта фаз.

Степень интенсификации процесса зависит от частоты перераспределений слоев пленки жидкости, что подтверждено исследованиями, проведенными в процессе десорбции углекислоты из воды и

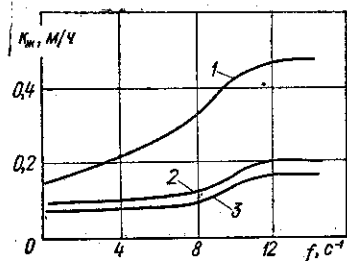


Рис. 26. Влияние частоты перераспределений слоев жидкости на коэффициент массопередачи:

1 — вода; 2, 3 — водные растворы глицерина (соответственно 10 и 20%).

кислоты из воды и других растворов глицерина духом (рис. 26). Для жидкости вязкостью 1—5,5 сПз наибольшие значения коэффициента массопередачи достигаются при наложении на жидкую пленку пульсаций частотой 12—13 с⁻¹. Величина наклона элемента определяется скоростью течения жидкостной пленки по пластинам и расстоянием между пластинами b . К примеру, при линейной скорости течения $\Gamma = 0,07$ кг/м·с, плотности жидкости $\rho = 1000$ кг/м³, расстоянии между пластинами $b = 0,02$ м и частоте перераспределений $f = 12,5$ с⁻¹ угол наклона элементов составляет 26,5°, подтверждаемый следующим расчетом. Средняя скорость течения жидкостной пленки находится по уравнению

$$W_{cp} = \sqrt[3]{g\Gamma^2/3\mu\rho},$$

отсюда

$$W_{cp} = \sqrt[3]{\frac{9,81 \cdot 0,07^2}{3 \cdot 10^{-3} \cdot 1000}} = 0,25 \text{ м/с.}$$

При заданной частоте перераспределений расстояние между зонами возмущений, вносимых в пленку жидкостной пленки, равно удвоенному значению величины проекции элемента на плоскость пластины:

ОСНОВНЫЕ РАСЧЕТНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ ДЛЯ ХОРДОВОЙ НАСАДКИ

В зависимости от размеров элементов хордовой насадки от их упаковки в объеме аппарата удельная поверхность насадки изменяется в пределах 40—60 м²/м³, а доля свободного сечения — в пределах 0,38—0,54 [94]. Сотрудниками НЧО «Йодобром» проведены обширные исследования хордовых насадок и получены зависимости, удобные для практических расчетов.

Сопротивление неорошаемых хордовых насадок, согласно работе [71], можно определять по формуле

$$\Delta P_n = 2,44 \frac{\rho_r}{2g} \left(\frac{W_k}{\varepsilon} \right)^2,$$

где ε — доля свободного сечения насадки.

Зная величину ΔP_n , сопротивление орошаемой хордовой насадки можно определить по модифицированной формуле Лева [139]:

$$\Delta P = 10^{mL_f} \Delta P_n,$$

где $m = 0,00375$ [71]; L_f — плотность орошения, м³/м²·ч, отнесенная к доле свободного сечения пакета насадки.

Для определения скорости газа, соответствующей началу подвисания и захлебывания, в работе [71] рекомендуется использовать известное уравнение Шервуда

$$\lg \left(\frac{W_0^3}{\varepsilon^2 g d_s} \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,16} \right) = b - c \left(\frac{L_f}{3600 W_0} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_r} \right)^{0,125},$$

где $d_s = 2a \cos \alpha$ — эквивалентный диаметр насадки, нимаемый равным удвоенной ширине щели; a — расстояние между элементами в пакете, мм; α — угол наклона элементов к вертикальной плоскости; $\rho_{ж}$, $\rho_{г}$ — плотности жидкости и газа соответственно, кг/м³; $b = -2$ для режима подвисяния; $b = -17,47$ для режима захлебывания; $c = 1,03$ — коэффициент, учитывающий подвисяния; $c = 1,313$ — для режима захлебывания.

Гидравлическое сопротивление хордовой насадки в режиме подвисяния можно определить по уравнению

$$\Delta P = \left(\frac{W}{W_n} \right)^{3,6} \Delta P_n,$$

где W_n — скорость газа, соответствующая началу подвисяния, м/с; ΔP_n — сопротивление, соответствующее началу режима подвисяния, мм вод. ст.

Коэффициент массопередачи в газовой и жидкой фазах [70]

$$\beta_{ж} = 2,96e^{-0,67W_r^{0,25}} L_f^{0,7};$$

$$\beta_{г} = 2160e^{-0,3W_r^{0,7}} L_f^{0,38}.$$

Для хордовой насадки из просечных элементов И. И. Натенко получил уравнение, позволяющее определить сопротивление неорошаемой насадки:

$$\Delta P_n = \frac{\xi W_r^2 \rho_r H}{d_s e^{2g}},$$

где ξ — коэффициент сопротивления, равный, соответственно, при просечках, направленных вниз, вверх и в шахматном порядке 3,02; 0,72 и 1,13; H — высота насадки, м.

Коэффициент массопередачи в жидкой фазе

$$\beta_{ж} = (9,365 - 8,82t - 28,13 d_s) L_f^{0,715},$$

где t — расстояние между рядами насадки, м.

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ХОРДОВЫХ НАСАДОК В ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Оптимизированная хордовая насадка с продольными выступами внедрена на Перекопском бромном заводе и на йодном заводе в Небит-Даге в башнях абсорбции и десорбции брома. Огромные массовые потоки в абсорберах и десорберах, высокая упругость паров брома, чрезвычайная агрессивность фаз определяют жесткие требования к материалу контактных устройств, применяемых в этих аппаратах. В абсорберах и десорберах отечественных бромных заводов применяют насадку из керамических колец Рашига. Попытки заменить эту насадку подвижной шаровой насадкой, вихревыми аппаратами КХТИ, ситчатыми и прямоточными тарелками ВНИИнефтемаша не увенчались успехом. Неэкономичным оказалось также использование аппаратов с плоскопараллельной насадкой.

Одной из первых удачных конструкций, соответствующих специфике производства, является деревянная хордовая насадка конструкции НЧО «Йодобром», выполненная из поставленных на ребро, наклоненных к горизонтали досок, образующих решетки, укладываемые с разворотом на 45—90° в ярусы по 15—20 решеток в каждом [33]. Аппараты с такой насадкой отличаются хорошими технико-экономическими показателями, так как насадка имеет низкое гидравлическое сопротивление, относительно дешева, обеспечивает высокие скорости контактирующих фаз, хорошую эффективность контакта фаз, отличается простотой крепления в аппаратах большого диаметра и т. д.

При реконструкции очередных систем с целью наращивания мощности и увеличения выхода брома была использована хордовая насадка с оптимизированными размерами и выступами на боковых гранях ее элементов. В результате внедрения новой насадки фактор интенсивности в сравнении с насадкой из колец Рашига (внал) увеличился в 1,5—2 раза для башен абсорбции и в 1,3—1,6 раза для башен де-

сорбции, экономический эффект по каждой реконструированной системе составил около 100 тыс. руб.

Сопоставление аппаратов с новой насадкой и аппаратов с уложенными рядами кольцами Рашига размером 50×50 мм подтвердило преимущества аппаратов с хордовой насадкой. Их сопротивление при одинаковых нагрузках оказалось на 15—20% меньше, а эффективность гораздо выше, они обеспечили повышение степени извлечения брома на 3—4%.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ КЛАПАННЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ТАРЕЛЬЧАТЫХ АППАРАТОВ

В последние годы резко возрос интерес к выбору массообменных тарелок того или иного типа для проведения разделительных процессов с учетом показателей, позволяющих сопоставить эффективность и экономичность конструкций [75; 126; 133; 135; 143].

Таблица

Сопоставление показателей распространенных конструкций тарелок

Тарелка	Относительная производительность	Относительная эффективность	Диапазон устойчивой работы	Гидравлическое сопротивление, мм вод. ст.	Относительная стоимость
Колпачковая	1	1	2—5	45—100	
«Унифлюкс»	1—1,2	1—1,1	2—5	45—100	0,5—
Клапанная	1,14—1,5	1—1,17	3—10	40—80	0,65—
Ситчатая	1,2—1,4	1—1,1	2—3	30—50	0,5—
Противоточная	1,2—1,4	0,75—0,94	1,5—3	30—40	0,45—

Как видно из данных табл. 9, наиболее перспективны являются клапанные тарелки, обладающие, как известно, способностью саморегулировать свободное сечение в зависимости от изменения нагрузок по газу (или пару). При этом широко ис-

пользуется скорость газа в зонах контакта его с жидкостью и основные характеристики тарелок остаются практически стабильными, что обуславливает их устойчивую работу при изменении нагрузок по газовой фазе примерно в 7—10 раз и в 9—10 раз по жидкой фазе. Кроме того, клапанные тарелки обладают относительно высокими производительностью и эффективностью и могут быть использованы при работе с загрязненными или полимеризующимися продуктами.

Однако результаты сопоставления массообменных устройств зачастую имеют лишь локальное значение и не учитывают изменения эффективности конструкций при различных нагрузках по газу. Поэтому с целью более полного сопоставления технико-экономических показателей некоторых конструкций барботажных массообменных тарелок была предпринята попытка (рис. 27) обобщить данные по их работе в различных условиях разделения. При этом широко ис-

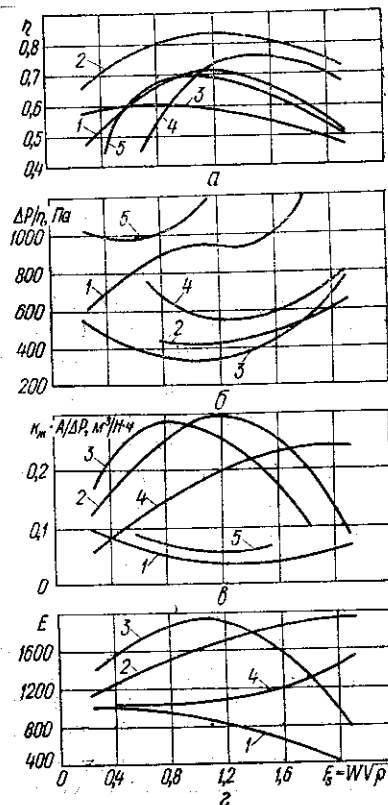


Рис. 27. Графики сопоставления показателей барботажных тарелок: а — эффективность; б — потеря напора на теоретической тарелке; в — удельный коэффициент массопередачи; г — технико-экономическая эффективность; 1 — колпачковые тарелки; 2 — клапанные; 3 — ситчатые; 4 — противоточные; 5 — типа «Унифлюкс».

пользованы литературные данные, а также результаты исследований автора. При обработке литературных данных усреднялись результаты большого числа работ (не менее 30 по каждой конструкции).

Клапанные тарелки по сравнению с другими типами тарелок имеют повышенные значения коэффициента полного действия и более широкий диапазон устойчивой работы (рис. 27, а). Это объясняется улучшенными условиями контактирования и наложением низкочастотных пульсаций на контактирующие фазы за счет осциллирования клапанов. Гидравлическое сопротивление клапанных тарелок лишь незначительно выше сопротивлений противоточных и ситчатых, а при нагрузках по газу, соответствующим фактору скорости $F_s = W/\sqrt{\rho} > 2$, даже несколько ниже. Клапанные тарелки имеют определенные преимущества и при сопоставлении их с другими типами тарелок по технико-экономическим критериям (рис. 27, б и в). Таким образом, однозначно выбрать лучшую из рассмотренных конструкций тарелок не представляется возможным. Однако если на первый план выдвигаются требования обеспечения широкого диапазона устойчивой работы и малых энергетических затрат при высокой эффективности, то, безусловно, предпочтение следует отдать клапанным тарелкам и тогда после них ситчатым, противоточным колпачковым и т. д. «Унифлюкс». Не случайно в последние годы клапанные тарелки находят все более широкое применение как в нашей стране, так и за рубежом для проведения различных массообменных процессов [78].

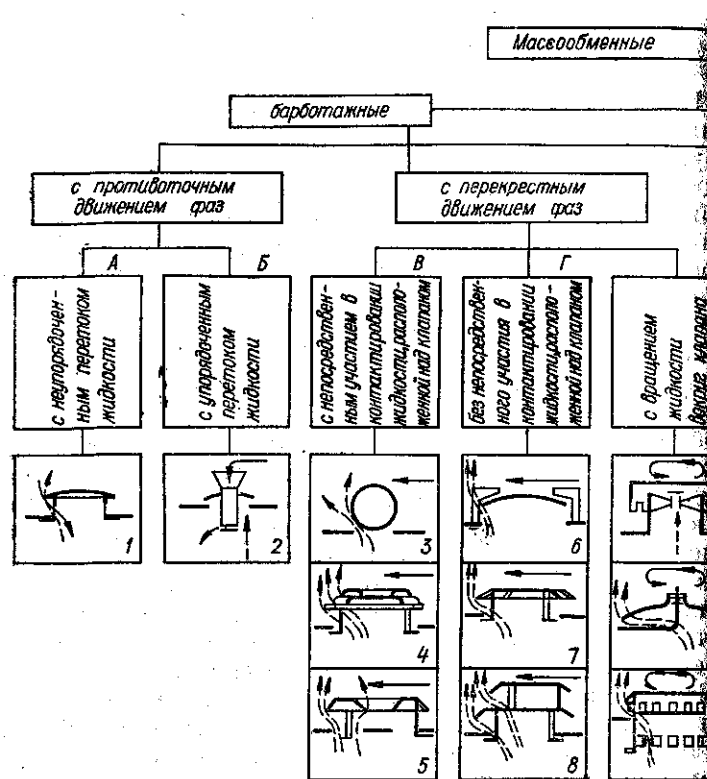
В то же время клапанные тарелки не лишены недостатков (сравнительно велико гидравлическое сопротивление, ограничена пропускная способность, не исключена возможность заклинивания и перекоса клапанов и т. д.), поэтому продолжается работа по дальнейшему совершенствованию конструкций клапанных контактных устройств, а вопрос о выборе оптимальной конструкции пока еще нельзя считать решенным.

Несмотря на значительное количество модификаций клапанных тарелок, общим и основным элементом во всех конструкциях является клапан различной формы, прикрывающий отверстие в полотне тарелки. Под давлением газа клапан приподнимается на высоту, примерно пропорциональную расходу газа, осциллируя при этом относительно положения равновесия и образуя щель по периферии для прохода газа.

С использованием известного метода систематизации [117] все массообменные клапанные тарелки можно классифицировать (рис. 28) по признакам, определяющим их качественные характеристики в рабочих условиях. (Для удобства дальнейшего изложения приводимые конструкции клапанных контактных устройств пронумерованы). Такими признаками являются: характер взаимодействия фаз на контактной ступени, отражающий сущность гидродинамического процесса, который определяет условия массообмена на тарелке; характер относительного движения фаз на контактной ступени, определяющий важнейшие особенности работы тарелки; особенность работы клапанного узла, определяемая его конструктивным решением.

По первому признаку все массообменные клапанные тарелки можно разделить на барботажные и струйные. На барботажных клапанных тарелках фазы взаимодействуют при прохождении газовых пузырьков или струй через слой жидкости, находящейся на тарелке. Образующийся при этом газожидкостный слой имеет структуру подвижной пены. На струйных тарелках происходит диспергирование жидкости газом.

По второму признаку клапанные тарелки подразделяются на тарелки с противоточным, прямоточным, перекрестным и перекрестно-прямоточным движением фаз. Противоточное и перекрестное движение фаз присуще только барбо-



релке движется в горизонтальном направлении, контактуя при этом с газом, выходящим из-под клапанов.

По третьему признаку конструкции клапанных тарелок можно подразделить на девять типов. Барботажные клапанные тарелки с противоточным движением фаз объединяются в два типа — с неупорядоченным и упорядоченным переток жидкости. Примером тарелки первого типа является провальная тарелка [4], на которой подача газа и жидкости на нижележащую тарелку осуществляются через одни и те же отверстия под клапанами и носят пульсационный характер, что приводит к нестабильной работе тарелки, сужению диапазона ее устойчивой работы и области динамической работы клапанов (см. клапанное устройство 1 рис. 28).

Этот недостаток устранен в клапанных противоточных тарелках с упорядоченным переток жидкости на нижележащую тарелку. Последний обеспечивается благодаря расположению клапанов на различных уровнях или переливного патрубка (клапанное устройство 2), являющегося одновременно направляющим для перемещения клапана коаксиально и жестко относительно отверстия в основании тарелки [24], либо за счет выполнения переливного патрубка заодно с подвижным клапаном [25].

Барботажные тарелки с перекрестным движением фаз объединяют три типа: тарелки без непосредственного с непосредственным участием в контактировании жидкости расположенной над клапаном, а также тарелки с вращением жидкости вокруг клапана. К первым можно отнести тарелки с прямоугольными, дисковыми и треугольными клапанами 7; 9, 13. Наибольшее распространение в промышленности получили тарелки с дисковыми клапанами (клапанное устройство 6), которые совершенствуются благодаря созданию новых пространственных форм клапана, улучшению конструкции ограничителей подъема и т. д. Первые варианты тарелок этой конструкции содержали плоские круглые клапаны, а для ограничения подъема клапана

применяли различные планки и скобы. Недостаток тарелок состоял в том, что клапаны при остановках колонны как бы прикипали к плоскости тарелки за счет поверхностного натяжения жидкости или коррозии, дальнейшая работа колонны была затруднена. Кроме того, диапазон саморегулирования тарелок с дисковыми клапанами был довольно узок. При малой массе клапанов уже при низких нагрузках по газу клапаны поднимались в крайнее верхнее положение, при этом гидродинамика тарелки практически не отличалась от гидродинамики ситчатой тарелки. При увеличении массы клапанов соответственно возрастало сопротивление неорошаемых тарелок и клапаны включались в работу при больших нагрузках по газу. Применение клапанов различной массы на одной тарелке приводило к ее неравномерной работе по площади и снижению эффективности при малых нагрузках по газу.

Для расширения диапазона саморегулирования клапаны в тарелках типа «Глитч» [100] снабжены тремя упорами, обеспечивающими гарантированный первоначальный зазор между клапаном и плоскостью тарелки. При низких нагрузках по газу барботирование его в жидкость происходит через первоначальный кольцевой зазор и лишь при сравнительно больших нагрузках в работу включаются сами клапаны. Свободное сечение тарелки начинает увеличиваться с ростом нагрузки. Кроме того, такая конструкция устраняет явление прилипания клапана к полотну тарелки. Удачным решением является также выполнение ограничителей подъема заодно с клапанами в виде отштампованных, а затем отогнутых под углом 90° ножек, которые одновременно являлись направляющими при движении клапанов и исключали их перекося и заклинивание. С этой же целью в некоторых конструкциях используют в качестве направляющих специальные штоки, крепящиеся к полотну тарелки.

Дальнейшим усовершенствованием клапанных тарелок явились так называемые балластные тарелки, каждый клапан которых снабжен дополнительным балластом, распо-

ложенным над клапаном на расстоянии, обеспечиваемыми специальными упорами. При малых нагрузках по тарелка работает как обычная с дисковыми клапанами, имеющими уменьшенную массу. При увеличении нагрузки каждый дисковый клапан упирается в балласт и в дальнейшем движется совместно с ним как один утяжеленный клапан.

Попытка сочетать достоинства клапанных тарелок с механическим перемешиванием газожидкостного слоя за счет использования кинетической энергии газа привела к созданию ряда конструкций тарелки с вращением жидкости вокруг клапана [92; 93; 97; 136]. Основным рабочим элементом такой тарелки чаще всего является вращающийся колпачок, который может подниматься или опускаться в зависимости от нагрузки по газу и вытесняться в связи с этим те же функции, что и клапан на клапанной тарелке. Вращение колпачка возникает вследствие определенной ориентации щелей для барботирования жидкости через жидкость. Путем ориентации щелей можно обеспечить вращение колпачков в соседних рядах в противоположные стороны, при этом жидкость между рядами колпачков будет двигаться принудительно, способствуя уменьшению потери давления.

Конструкция двухступенчатого клапана 11 обеспечивает одновременное увеличение эффективности благодаря вращению жидкости вокруг клапана и пропускной способности вследствие увеличения высоты подъема.

При попытке использовать кинетическую энергию для турбулизации потоков фаз был создан клапан, в котором посредством узких радиальных вырезов сформированы симметричные лепестки, развернутые на определенный угол. В этом случае при прохождении над клапаном поток жидкости раскручивается. В другом варианте конструкции прорези в дисковых клапанах не доходят до краев, а кромки узких радиальных щелей отгибаны в противоположные стороны.

С целью включения в непосредственное контактирование жидкости, расположенной над клапанами, предложен ряд конструкций контактных устройств [94; 103—105], обладающих высокой эффективностью. В конструкции, описанной в работе [104], применены клапаны 4, имеющие щели, расположенные по сторонам двух подобных многоугольников. При малых расходах газа барботирование происходит через щели и лишь при увеличенных нагрузках по газу включаются в работу клапаны.

В СССР разработана [103] клапанная тарелка 3 с роликовыми клапанами, которую можно считать развитием конструкции тарелок с прямоугольными клапанами. Главными отличиями тарелки является включение в процесс контактирования жидкости, находящейся непосредственно над клапанами, а также улучшение контакта фаз за счет появления областей завихрения над клапанами. Немаловажным является также обеспечение хорошего прилегания клапанов к границам отверстия в тарелке, отсутствие прилипания клапанов и их хорошая самоустановка. Такая конструкция обеспечивает меньшее гидравлическое сопротивление по сравнению с тарелками, имеющими пластинчатые клапаны. Благодаря большому объему роликов, появляется возможность использовать разность подъемной силы ролика в небарботируемой и вспененной жидкости.

Известно, что многие тарелки плохо работают в условиях переработки загрязненных или полимеризующихся продуктов. Забивка колпачковых тарелок, например, обусловливается наличием зон, где возможен застой жидкости. В тарелке с роликовыми клапанами застойные зоны отсутствуют. Нет также в ней больших поверхностей, не омываемых жидкостью. Кроме того, роликовые клапаны совершают колебательное движение относительно положения равновесия и вращательное движение вокруг своей оси. Все это позволяет использовать тарелки с роликовыми клапанами для переработки загрязненных и полимеризующихся продуктов.

Аналогичными достоинствами обладает тарелка с плавающими шарами [94]. На имеющихся в тарелках отверстиях помещаются свободно лежащие шары из стекла, пластмассы, которые поднимаются и приводятся во вращательное движение восходящим потоком, дополнительно турбулизируя газожидкостный слой и обеспечивая интенсивный массообмен.

В отличие от тарелок с дисковыми клапанами барботирование газа из-под клапана в тарелке с предложенными автором кольцевыми клапанами [13] происходит через внутренние и внешний кольцевые зазоры. Это позволило снизить гидравлическое сопротивление тарелки за счет уменьшения скорости газа в кольцевых зазорах и массы клапанов, а также аэрирования жидкости над ними. Кроме того увеличение зеркала барботажного, расширение диапазона устойчивой работы и увеличение эффективности тарелки позволяют судить о целесообразности ее практического использования.

Барботажные клапанные тарелки с прямоточным движением фаз объединяют два типа тарелок: с направленным движением газа, зависящим и не зависящим от его скорости. Примером тарелок первого типа являются комбинированные тарелки [123], у которых при изменении нагрузок по газу изменяется и характер относительного движения фаз на тарелке. Первыми конструкциями клапанных комбинированных тарелок были тарелки 12 и 13 с прямоугольными пластинчатыми плавающими клапанами, имеющими легкую и утяжеленный края. Особый интерес представляет комбинированная тарелка 14, у которой клапан обеспечивает по мере увеличения скорости газа, противоток, затем перекрестный ток и, наконец, прямоток газа и жидкости [123]. Вследствие указанных особенностей комбинированные тарелки обеспечивают повышенную производительность и высокую эффективность в широком диапазоне изменения нагрузок. Примером конструкции клапанной тарелки с направленным движением газа, не зависящим от его скорости, является

тарелка [15], в которой предусмотрена установка дисковых клапанов в наклонном положении [98]. Для этого ножки у ограничительной крестовины выполняются разной длины, клапаны упираются в крестовину и принимают наклонное положение, а газ выходит преимущественно с той стороны клапана, которая направлена в сторону движения жидкости. За счет кинетической энергии газа скорость жидкости возрастает, что позволяет увеличить нагрузку колонны по жидкости.

В других конструкциях прямоточное движение фаз достигается либо с помощью соответствующей ориентации отверстия в клапане [99] для прохода газа (клапанное устройство 16), либо путем выполнения клапанов жалюзийными, лепестковыми и др. [3; 95; 101]. При высоких нагрузках по газу клапанные тарелки с прямоточным движением фаз условно можно отнести к струйным.

Струйные клапанные тарелки с перекрестно-прямоточным движением фаз объединяют два типа тарелок: с циркуляцией и без циркуляции жидкости в клапанном узле. Характерной особенностью этих тарелок является взаимодействие фаз в прямоточном газожидкостном потоке, при последующем прохождении которого через слой жидкости на тарелке происходит дополнительное контактирование фаз. Примерами клапанных тарелок с перекрестно-прямоточным движением фаз без циркуляции жидкости в клапанном узле являются тарелка [97], в которой обеспечивается эжекция жидкости газовым потоком, тарелка 19 с соплами, в которой жидкость эжектируется газовым потоком вследствие выполнения сопла в виде клапана, верхняя пластина которого профилирована и снабжена отражательной перегородкой, а нижняя имеет выступы в месте закрытия клапана.

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ КОНСТРУКЦИЙ *

Расширение диапазона устойчивой работы по газу, анализируя конструктивные особенности наиболее распространенных клапанных контактных устройств с дисковыми и пластинчатыми клапанами (типов «Флекситрей», «Г» и др.), нельзя не отметить ряда недостатков, ограничивающих возможность их использования. Это прежде всего сравнительно узкий диапазон устойчивой и динамической работы клапанов. При малой массе клапанов уже при небольшой нагрузке по газу все клапаны поднимаются до упора и тарелки работают как обычные ситчатые без саморегулирования. Увеличение массы клапанов нежелательно, так как пропорционально массе увеличивается сопротивление неорошаемых тарелок. Балластные тарелки, в которых желание клапана происходит за счет включения в ряд дополнительных балластов, имеют более широкий диапазон саморегулирования и рабочих нагрузок по газу, однако они не соответствуют требованиям практики.

Недостатком клапанных тарелок с дисковыми клапанами является также то, что жидкость, находящаяся на тарелке непосредственно над клапанами, практически участвует в процессе барботажа. Производительность тарелок ограничивает регламентированный максимальный подъем клапанов (8—10 мм). При большем подъеме клапанов и низких и средних нагрузках по газу увеличивается расход жидкости и ухудшается диспергирование газа вследствие увеличения поперечного размера газовых факелов, что уменьшает эффективность контакта фаз. Для устранения этих недостатков предложены новые конструкции клапанных контактных устройств.

На рис. 29, а показан элемент тарелки, оснащенной клапанами кольцевой формы [18; 62]. Как отмечено выше

такое выполнение клапанов позволяет уменьшить гидравлическое сопротивление, увеличить пропускную способность по газу, повысить эффективность контакта фаз и расширить диапазон устойчивой работы тарелки. Кроме того, такое конструктивное решение обеспечивает образование над кла-

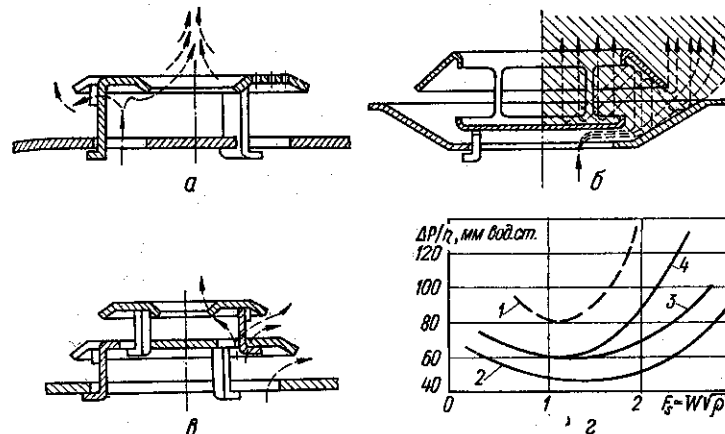


Рис. 29. Клапанные контактные устройства с расширенным диапазоном устойчивой работы:

а — кольцевой клапан (справа показан вариант с перфорацией); б — дисковый клапан с отбойником; в — двухступенчатый балластно-кольцевой клапанный узел; г — зависимость удельного гидравлического сопротивления от F-фактора; 1 — клапан типа «Глитч»; 2 — двухступенчатый балластно-кольцевой клапанный узел; 3 — кольцевой клапан; 4 — дисковый клапан с отбойником.

панями зон интенсивного соударения газовых струй, вытекающих из-под внутренней кольцевой щели под клапаном, что также способствует интенсификации процесса переноса.

По-иному решена задача включения в процесс активного массообмена с газом жидкости, находящейся непосредственно над клапанами, в конструкции, где клапаны снабжены отбортованной цилиндрической частью [10] с окнами

* Все конструкции, упомянутые в этом разделе, разработаны автором самостоятельно или с соавторами.

для прохода газа в объем жидкости над клапаном и отработкой в форме усеченного конуса. После способствует увеличению зеркала барботаж, более равномерному распределению газа по плоскости поперечного сечения и хорошему самоцентрированию клапана (рис. 29).

На рис. 29, в показан один из вариантов двухступенчатого клапана, где верхний клапан одновременно выполняет роль балласта для нижнего помимо выполнения своих прямых функций. Такое конструктивное решение резко расширяет диапазон саморегулирования и увеличивает производительность колонн, так как при малых нагрузках работают более легкие ступени клапанов, при этом газ барботирует в жидкость через один кольцевой зазор. При увеличении нагрузки приподнимаются более тяжелые клапаны и барботирование в каждом контактном устройстве происходит уже через два кольцевых зазора. Тарелка с такими клапанами обладает более низким сопротивлением и ступенчатого включения клапанов в работу, а также меньшей скорости газа в кольцевых зазорах под клапанами [22; 64].

На рис. 29, г приведены обобщенные характеристики тарелок с клапанными контактными устройствами, которые в сравнении с тарелками, снабженными дисковыми клапанами типа «Глитч», имеют более низкое сопротивление и входящее на теоретическую тарелку, а диапазон устойчивой работы по газу более широкий.

Увеличение пропускной способности по жидкости. массообменных колонных аппаратов с традиционными переливными тарелками (перекрестный ток на ступени контакта фаз) объем жидкости в колонне с увеличением ее диаметра при постоянной плотности орошения возрастает пропорционально квадрату диаметра, а длина переливной пласк через которую происходит перелив жидкости, растет пропорционально только диаметру. Это приводит к необходимости увеличения площади тарелки, занятой переливом и к снижению активной барботируемой поверхности.

Для колонных аппаратов крупнотоннажных производств целесообразно применение противоточных контактных тарелок. Однако с ростом единичной мощности установок и технологических линий одновременно выдвигается требование получения конечного продукта высокой чистоты при переменных как количестве, так и составе исходного сырья. Одновременное решение этих двух задач возможно только с помощью саморегулируемых контактных устройств с противоточным движением фаз, поскольку традиционные плоские дырчатые и щелевые, а также волнистые провальные тарелки обладают узким диапазоном устойчивой работы и не обеспечивают высокого качества конечного продукта при нестабильном количестве и составе сырья.

Пропускная способность по жидкости традиционных клапанных тарелок с перекрестным движением фаз лимитируется напряженностью слива, т. е. нагрузкой, приходящейся на 1 м длины переливной планки. При напряженностях 40—60 м³/м · ч такие тарелки работали удовлетворительно, однако в связи с ростом единичной мощности аппаратов удельные нагрузки по жидкости достигают 180—200 м³/м · ч. Кроме того, расходы жидкости могут колебаться в столь же широких пределах, что и расходы газа.

Работа и конструкция переливного устройства в значительной степени определяют гидродинамические характеристики и эффективность тарелки. К примеру, увеличение диаметра аппарата без принципиальных изменений в конструкции перелива приводит к возрастанию градиента жидкости на тарелке и неравномерному распределению газа по сечению аппарата. Это, в свою очередь, приводит к уменьшению диапазона устойчивой работы и снижению эффективности контакта фаз на тарелке вследствие провала жидкости в зонах пониженных скоростей газа. Поэтому, решая вопросы интенсификации клапанных контактных устройств для прохода газа, нельзя забывать о необходимости одновременного совершенствования переливных устройств.

Одним из перспективных направлений в решении вопроса является использование принципа продольно-перечного секционирования для организации по поперечному сечению аппарата локальных участков, где осуществляется противоточное движение контактирующих фаз.

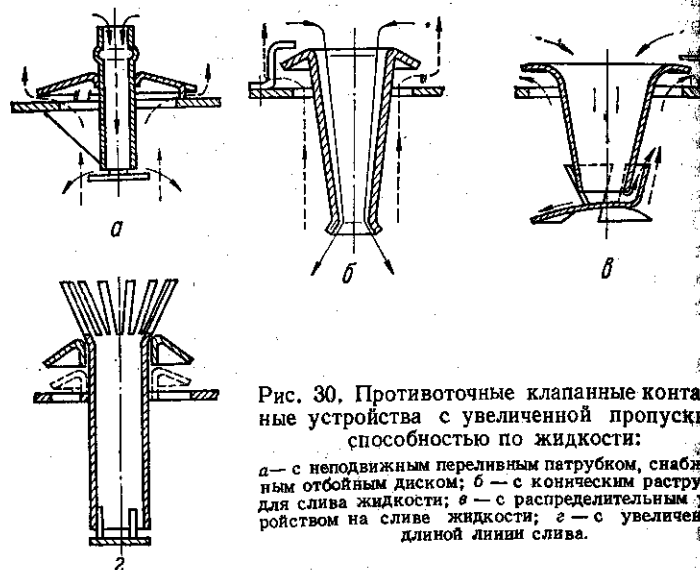


Рис. 30. Противоточные клапанные контактные устройства с увеличенной пропускной способностью по жидкости:

а — с неподвижным переливным патрубком, снабженным отбойным диском; б — с коническим раструбом для слива жидкости; в — с распределительным устройством на сливе жидкости; г — с увеличенной длиной линии слива.

При использовании дисковых клапанов в процессе массового обмена центральная часть клапана участвует в меньшей степени. С учетом этого целесообразно разместить переливные устройства по оси клапанов, что позволит обеспечить автономные условия работы для каждого противоточного контактного элемента и создать аппараты широкого диапазона размеров поперечного сечения, не решая проблем масштабного перехода.

На рис. 30 показаны некоторые конструкции противоточных контактных устройств клапанного типа, где

предусмотрено движение каждой из контактирующих фаз по определенным каналам контактного узла: газа — через кольцевую щель между клапаном и полотном тарелки, жидкости — через автономный или совмещенный с клапаном центральный переливной патрубок.

Показанный на рис. 30,а контактный элемент 2 (см. рис. 28) противоточной клапанной тарелки [65] содержит клапан и переливное устройство в виде патрубка с отбойным элементом. Коаксиальное отверстие в основании тарелки, перекрываемое клапаном, обеспечивает независимое раздельное движение фаз, расширяет диапазон устойчивой работы и повышает пропускную способность тарелки по фазам. Патрубки с отбойными элементами закреплены жестко относительно отверстия в основании тарелки и служат направляющими для вертикального перемещения клапанов. Газ, проходя через отверстия в полотне тарелки, приподнимает клапаны и, пройдя через кольцевые зазоры между клапанами и полотном тарелки, диспергируется в слое жидкости. Жидкость по переливным патрубкам поступает на отбойные элементы и отбрасывается ими, создавая дополнительную зону контакта газа с жидкостью.

Описанное контактное устройство обеспечивает стабильные гидродинамические и массообменные характеристики в широком диапазоне нагрузок по фазам и может быть использовано при разработке ректификационных и абсорбционных колонн большой единичной мощности, предназначенных для эксплуатации при атмосферном и повышенном давлении.

Для увеличения производительности, расширения диапазона устойчивой работы тарелок и повышения их эффективности разработан клапан (рис. 30,б) с центральным переливным устройством в виде конуса, направленного меньшим основанием вниз [25]. Контактные устройства такой конструкции обладают минимальной металлоемкостью и могут быть использованы для массообменных колонн большой единичной мощности. Для дальнейшего увеличения про-

пускной способности по жидкости и расширения диап. устойчивой работы под переливным конусом целесообразно [36] поместить распределительное устройство, выполненное в виде диска с радиальными прорезями, образующими тора, отогнутые в разные стороны (рис. 30, а).

В случае больших жидкостных потоков ($180 \text{ м}^3/\text{м}^2$) целесообразно использовать переливные патрубки с расширяющимся вверх конусом, снабженным зубчатыми краями (рис. 30, а), увеличивающими длину линии перелива и умень-

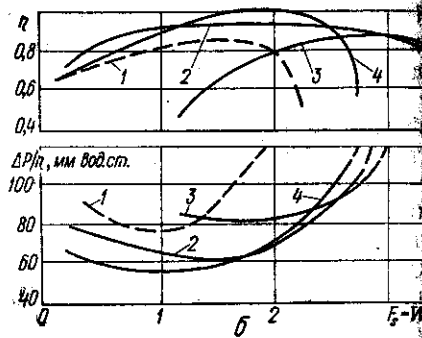
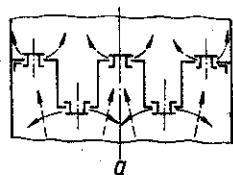


Рис. 31. Клапанная тарелка с саморегулированием по газу и жидкости (а) и сравнительные характеристики противоточных клапанных устройств (б):

1 — типа «Глитч»; 2 — с неподвижным переливным патрубком, снабженным диском; 3 — с коническим раструбом для слива жидкости; 4 — с саморегулированием по газу и жидкости.

шающими напряженность слива [42]. Гидрозатвор в п. ливном устройстве может быть динамическим или клапанным.

В тех случаях, когда обработка жидкости газом сопряжена со значительными колебаниями нагрузок по жидкости, целесообразно использовать клапанный затвор на с. жидкости. Можно выполнить переливы в виде днищ с отверстиями (рис. 31) для прохода жидкости, под которыми помещены клапаны с ограничительными ножками, направленными вверх [17], или разместить под патрубками

бодно перемещающиеся вдоль вертикальной оси диски с направляющими лопатками [21]. В этом случае жидкость после взаимодействия с газом стекает в переливной патрубок и ударяется о диск. Вытекающая жидкость, проходя между направляющими лопатками, вызывает вращение диска, что способствует диспергированию сливающейся жидкости и образованию второй зоны эффективного контакта фаз.

Вторая зона контакта фаз, состоящая из жидкостных пленок, капель, струй, появляется под тарелками, снабженными практически любыми из описанных клапанных противоточных контактных устройств.

Распределенный, или упорядоченный, слив жидкости, организуемый на рассматриваемых противоточных тарелках, повышает гидродинамическую устойчивость тарелки, практически устраняет градиент жидкости на ней, что обеспечивает равномерный профиль скорости движения газа по сечению аппарата.

При стабильных нагрузках по фазам, когда использование клапанов для саморегулирования свободных сечений отверстий не имеет смысла, эффективно применение тарелок, на полотне которых выштампованы углубления и выступы с отверстиями на боковых поверхностях для прохода газа и жидкости [23]. Такие тарелки обладают высокой интенсивностью при максимальной простоте и дешевизне.

На рис. 31, б видно, что в сравнении с наиболее распространенной конструкцией клапанного узла типа «Глитч» противоточные контактные устройства обладают улучшенными гидродинамическими характеристиками.

Использование энергии газового потока для эжектирования жидкости. Ряд химических и массообменных процессов, лимитируемых диффузионным сопротивлением в жидкой фазе, может быть интенсифицирован путем увеличения времени пребывания жидкости в ступени контакта и времени контактирования ее с газом. Одним из путей

осуществления этого направления является эжектирование жидкости газовым потоком за счет использования ее энергии и организация рециркуляции жидкости через контактный узел.

На рис. 32,а показан кольцевой клапан [16; 37] с поддоном. Газовый поток, проходя через кольцевую щель между поддоном и отогнутыми кромками перфорированного основания тарелки, сужается и эжектирует под клапаном жидкость, поступающую в поддон из надклапанного пространства. Это вызывает постоянный отток жидкости и га

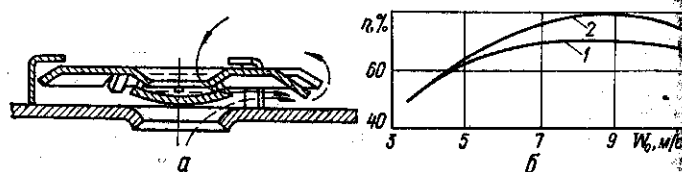


Рис. 32. Клапанное эжекционное контактное устройство с поддоном под кольцевым клапаном (а) и сравнительные характеристики контактных устройств (б):

1 — с заклеенной эжекционной щелью; 2 — с открытой щелью.

жидкостной смеси от периферии клапана к центру, способствует вихреобразованию и включению в процесс непосредственного контактирования с газом жидкости, находящейся над клапаном. В образовавшемся при эжектировании газожидкостном потоке в подклапанном пространстве происходит интенсивный массообмен между фазами. Затем поток проходит через слой жидкости на тарелке, где происходит дополнительное контактирование. Поскольку под клапана в этом случае барботирует не газ, а сформировавшаяся газожидкостная смесь с развитой поверхностью контакта (внутри элементов структуры смеси — ячеи, пузырей и т. п. — имеются частицы жидкой фазы в виде капель и пленок), достигается интенсификация переноса вещества (рис. 32,б). Положительный эффект эжекции

связывается с ростом скорости газа ввиду увеличения количества циркулирующей жидкости и степени турбулизации контактирующих фаз в подклапанном пространстве.

На рис. 33,а приведен вариант конструкции эжекционного клапана, изготовленного методом штамповки из листового материала. Клапанный узел, приведенный на рис. 33,б, сочетает в себе достоинства балластного контактного устройства и эжекционного клапана, так как при повыше-

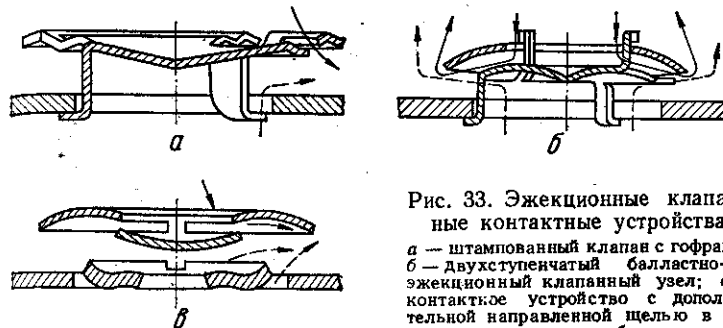


Рис. 33. Эжекционные клапанные контактные устройства:

а — штампованный клапан с гофрами; б — двухступенчатый балластно-эжекционный клапанный узел; в — контактное устройство с дополнительной направленной щелью в полотне тарелки для обеспечения удара потоков фаз.

нии нагрузок по газу в работу включается верхний клапан и в образовавшуюся при этом щель эжектируется циркулирующая жидкость. Для интенсификации массообмена в подклапанном пространстве целесообразно обеспечить соударение сформировавшегося газожидкостного потока с газовой струей, истекающей из кольцевого профилированного отверстия в полотне тарелки (рис. 33,в).

Относительно просто можно обеспечить эжекцию жидкости газом и в противоточных клапанных контактных устройствах, причем как из областей, близких к оси клапана (рис. 34,а), так и из периферийных областей (рис. 34,б). Возможна также организация двойного рециркуляционного контура по жидкости (рис. 34,в) благодаря расположению между клапаном с коническим переливом тела вращения

и снабжению переливного конуса направленно-просеченными отверстиями.

Разработка пульсационных клапанных контактных устройств. Как было показано, осциллирование характерно для клапанов практически любой конструкции. Отметим также связь этого явления с повышенной эффективностью контакта фаз на клапанных тарелках. Процесс массопереноса на тарелках с клапанными противоточными контактами

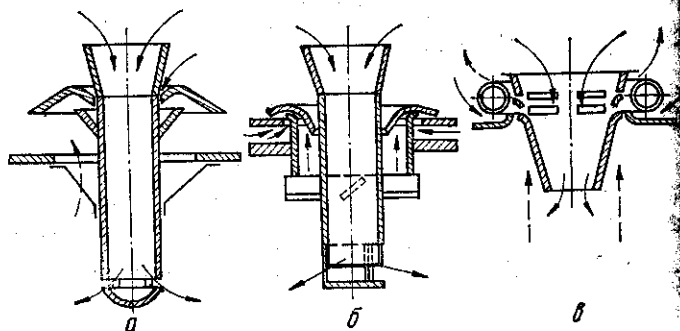


Рис. 34. Клапанные противоточные контактные устройства: а — с эжекцией жидкости газом из центральных областей клапана; б — с периферийных областей; в — с двойным эжекционным контуром.

ными устройствами может быть дополнительно интенсифицирован путем наложения на контактирующие фазы низкочастотных крупномасштабных пульсаций. Последние создаются, например, газовым потоком, пульсации скорости которого обеспечиваются (рис. 35, а) выполнением на клапане и полотне тарелки фигурных отверстий с отогнутыми в противоположные стороны лепестками [44]. При вращении клапана вследствие совпадения отверстий в нем и полотне тарелки или перекрытия их на газовый поток накладываются низкочастотные колебания, а отогнутые лепестки клапана сообщают газожидкостному слою над ним вращательные движения, что также способствует интенсификации массообмена.

В конструкции, показанной на рис. 35, в, амплитуда пульсаций клапана увеличена благодаря обеспечению упругой связи его с полотном путем снабжения завихряющим элементом, выполненным в виде цилиндрической пружины, прикрепленной к клапану и полотну тарелки [15.] Сдвинутые по фазе колебания газа и сливаемой с тарелки жидко-

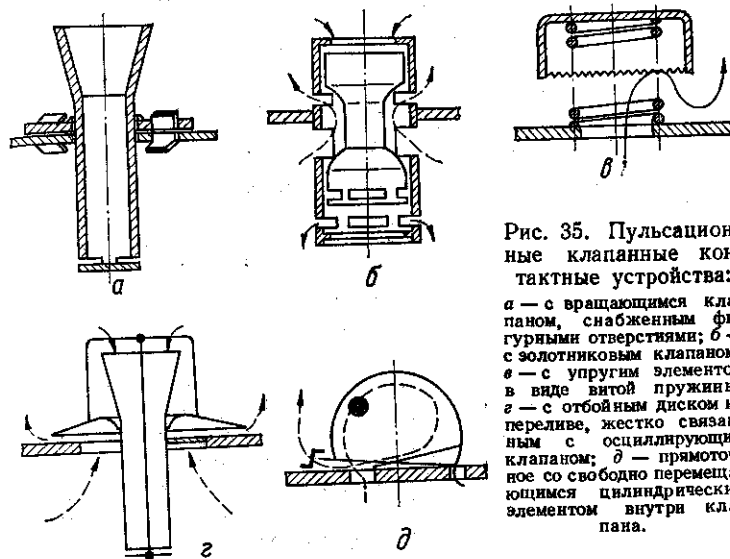


Рис. 35. Пульсационные клапанные контактные устройства:

а — с вращающимся клапаном, снабженным фигурными отверстиями; б — с золотниковым клапаном; в — с упругим элементом в виде витой пружины; г — с отбойным диском на переливе, жестко связанным с осциллирующим клапаном; д — прямооточное со свободно перемещающимся цилиндрическим элементом внутри клапана.

сти обеспечиваются клапанным противоточным устройством (рис. 35, б), выполненным по типу золотникового механизма [27]. Клапан совершает колебательные движения по вертикали и попеременно открывает отверстия для прохода газа и для слива жидкости. Варьируя массой клапана и его размерами, можно изменять частоту колебаний в пределах 20—120 мин⁻¹. Для получения колебаний жидкости более высокой частоты возможно техническое решение, показанное на рис. 35, г, где клапан жестко связан с незакреп-

Таблица 10

Рекомендации по предварительному выбору конструкции клапанного контактного устройства

№ рисунка	Диапазон устойчивой работы	Металлосовместимость	Удобство эксплуатации и ремонта	Удобство очистки	Пригодность для за- грязненных систем	Удерживающая способность	Внос жидкости	Гидравлическое сопротивление	Применимость при из- менении масштаба ап- парата	Эффективность при диф- фузионном сопротивлении в жидкой фазе	Эффективность при диф- фузионном сопротивлении в газовой фазе	Продукционная способность по газу	Продукционная способность по жидкости	Возможность подвода (отвода) тепла	Простота изготовления	Интенсивность
28(1)	3	5	5	5	3	2	3	3	4	4	4	4	4	3	5	4
30,a	5	3	4	4	3	5	5	5	5	5	5	5	5	1	3	5
35,2	3	3	4	5	5	5	4	4	2	4	3	3	3	4	3	4
28(4)	3	4	3	3	3	2	4	4	3	4	4	3	3	4	3	4
29,a	4	4	5	5	4	5	5	5	3	4	4	5	3	4	4	5
28(6)	4	3	4	4	4	4	4	4	3	5	4	4	3	4	4	4
28(7)	4	4	5	4	5	4	4	4	3	5	4	4	3	4	5	4
29,e	5	3	4	4	4	3	5	5	3	5	4	5	3	2	3	5
28(9)	3	2	2	2	2	4	5	3	3	4	4	3	3	2	2	4
28(10)	3	3	3	3	3	4	5	3	3	4	4	3	3	2	3	4
28(11)	4	2	3	3	3	3	5	4	3	6	4	4	3	2	2	4
28(12)	5	4	4	4	5	5	5	3	3	3	5	5	3	3	4	4
28(13)	5	4	4	4	5	5	4	3	3	3	5	5	3	3	3	4
28(14)	5	4	4	4	4	5	4	3	3	3	5	5	3	3	5	4
28(15)	4	3	4	4	4	4	4	3	3	3	5	5	3	3	2	4

28(17)	5	4	4	4	3	5	4	3	3	3	3	5	4	4	5	4
32,a	4	4	4	4	5	4	5	3	3	5	4	4	4	4	4	5
28(19)	4	3	3	3	4	5	4	3	3	5	4	5	4	2	3	5
29,6	4	4	4	4	4	4	5	3	3	5	5	4	4	4	4	5
30,6	5	4	5	5	5	2	3	5	5	5	4	4	5	2	4	5
30,e	5	3	4	4	3	3	3	4	5	5	4	4	4	2	4	5
30,2	5	4	5	5	4	4	5	5	5	5	5	5	5	2	3	5
31,a	5	5	5	5	5	3	4	4	5	4	5	4	4	3	5	4
33,6	5	4	4	4	4	5	5	5	4	5	4	5	3	4	4	5
33,a	4	5	5	5	5	4	5	4	4	5	4	4	3	4	4	5
33,e	4	4	4	4	4	4	4	3	4	5	5	5	3	4	3	5
34,a	5	3	3	3	3	4	4	4	5	5	4	5	5	2	2	5
34,6	5	3	3	3	3	5	4	4	5	5	4	4	5	2	3	5
34,e	4	4	3	3	4	3	4	3	5	5	5	3	4	3	3	5
35,a	5	3	4	3	3	3	4	3	5	5	5	5	3	2	3	5
35,6	3	4	3	3	2	5	4	3	3	5	5	5	3	2	3	5
35,e	3	3	3	3	2	3	4	3	4	5	5	4	3	2	2	5
35,0	3	4	4	4	4	5	4	3	3	5	5	3	3	2	4	5

ленным отбойным диском и составляет с ним единую динамическую систему.

Эффект наложения пульсаций усиливается при сочетании низко- и высокочастотных колебаний, как это показано в конструкции [43], показанной на рис. 35, д. Тарелка с продольными прорезами снабжена поворачивающимися на оси клапанами, выполненными в форме цилиндров, внутрь которого помещен свободно перемещающийся цилиндрический элемент. При пересечении пути движения газа, выходящего из прореза тарелки, с газом, выходящим из-под клапана, возникают высокочастотные пульсации газового потока, а низкочастотные пульсации создаются вследствие периодического перекрывания отверстия прохода газа цилиндрическим элементом, подхватываемым газовым потоком.

ОПТИМИЗАЦИЯ КОНСТРУКЦИЙ

На рис. 28—35 приведено 34 конструкции клапанных контактных устройств, составляющих менее 20% от разработанных в СССР и за рубежом. Поскольку универсальной конструкции, отвечающей требованиям практики, пока еще не создали, выбор оптимального конструктивного варианта целиком определяется личным опытом разработчика. Поэтому для предварительного отбора конструкции целесообразно воспользоваться рекомендациями, приведенными в табл. 10. Соответствие или несоответствие конструкции тому или иному требованию объекта оценивается по четырехбалльной шкале: 2 — не соответствует требованию, 3 — низшая оценка, 4 — соответствует требованию, 5 — высшая оценка. Максимальная сумма баллов для конкретного набора показателей определяет предварительный выбор конструкции клапанного контактного устройства.

Оптимизация формы и размеров элементов контактного устройства. При решении оптимизационных задач достаточно обоснованный критерий оптимизации мож-

меняться. К примеру, при оптимизации формы элементов контактного устройства разработчик чаще всего стремится вначале обеспечить плавность формы с тем, чтобы избежать потери напора при формировании газового потока перед встречей его с жидкостью.

На предварительном этапе оптимизации удобно воспользоваться методом электрогидродинамической аналогии (ЭГДА), основанным [110] на принципах математической аналогии распространения электрического тока с явлениями в механике. На рис. 36 в качестве иллюстрации приведено эквипотенциальное поле, построенное для модели противоточного клапанного элемента 2 (см. рис. 28), дающее представление о движении газовых струй в пространстве около контактного элемента.

В дальнейшем при оптимизации соотношений размеров можно использовать аналитическое решение с привлечением экспериментального материала.

Рассмотрим порядок оптимизации геометрии кольцевого клапана 5 (см. рис. 28). Поскольку одной из основных особенностей клапанных тарелок является высокая эффективность во всем диапазоне нагрузок, оптимизацию проводят, опираясь в основном на гидродинамические характеристики. Предварительные исследования показали, что давление газа под клапаном меняется незначительно (рис. 37), а зависимость сопротивления неорошаемой тарелки от скорости газа и массы клапана (рис. 38, а) носит достаточно сложный характер и описывается уравнением вида

$$\Delta P_v = \left(\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2} \right) \frac{\rho W_0^2}{2} = \xi_k \frac{\rho W_0^2}{2},$$

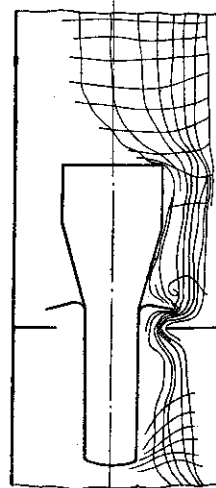


Рис. 36. Эквипотенциальное поле, построенное по методу ЭГДА.

где $\xi_k = 3,78 + 0,0635/K^2$; K — безразмерный конструктивный параметр клапана любой конструкции; для кольцевого клапана $K = a/(d_1 - d_2)$.

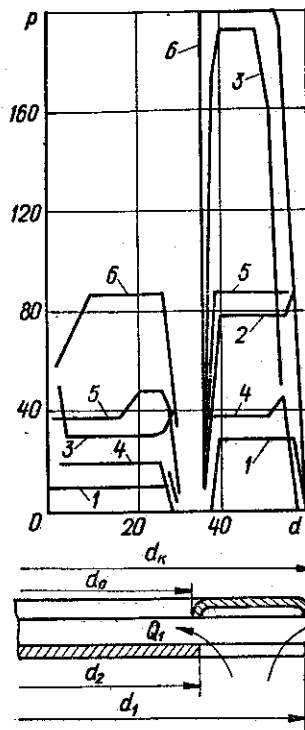


Рис. 37. Профиль изменения давления газа под кольцевым клапаном;

1 — $A = 8$ мм, $W_r = 6$ м/с; 2 — $A = 8$ мм; $W_r = 8$ м/с; 3 — $A = 8$ мм; $W_r = 10$ м/с; 4 — $A = 6$ мм, $W_r = 6$ м/с; 5 — $A = 5$ мм, $W_r = 8$ м/с; 6 — $A = 5$ мм, $W_r = 10$ м/с.

Для дискового клапана

$$\xi_d = 3,12 + 0,14/K^2.$$

Сопоставление пропускной способности дисковых и кольцевых клапанов, имеющих равные наружный диаметр отверстия тарелке и максимальную высоту подъема, при условии постоянства потерь напора газа, проходящего через них, приводит к зависимости

$$Q_k = A Q_d.$$

$$\text{где } A = (1 - \psi^2) \sqrt{\frac{a^2 \xi_{1k} + \xi_{2d} d_1^2}{[a^2 \xi_{1k} + \xi_{2k} d_1^2] \times (1 - \psi^2)^2}}; \quad \psi = d_2/d_1$$

Максимальная пропускная способность клапана может быть получена при таких его конструктивных размерах, которые дают максимальные значения величины A . В связи с тем, что поиск значений ψ , соответствующих экстремальным значениям A , математическими методами приводит к необходимости

решения громоздкого уравнения четвертой степени, построим графическую зависимость $A = f(\psi)$ для клапана с наиболее вероятными значениями $a = 8$ мм и $d_1 = 50$ мм (рис. 38, б). Соотношение $\psi = 0,1 \dots 0,3$ обеспечивает максимальную производительность контактного узла, и при одинаковом сопротивлении кольцевой клапан имеет пропускную способность примерно на 20% выше, чем дисковый. Даль-

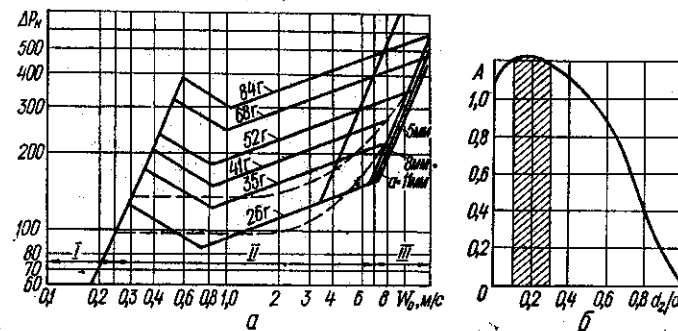


Рис. 38. Зависимости:

а — перепада давления на неорощаемой тарелке от скорости газа, массы клапана и высоты его подъема (штриховыми линиями показаны расчетные зависимости); б — величины A от соотношения диаметров кольцевого клапана (заштрихована область максимальной пропускной способности).

нейшие исследования клапана с оптимизированными размерами показали, что в сравнении с дисковым он обеспечивает увеличенный примерно в 1,5 раза диапазон устойчивой работы.

В случае более сложной геометрии клапана такой подход не позволяет решать оптимизационные задачи без постановки значительного количества экспериментов, связанных с изготовлением многочисленных моделей контактных элементов. В связи с этим целесообразно использовать аналогично оптимизации хордовых насадок методы математического планирования эксперимента.

Рассмотрим пример оптимизации противоточного клапанного контактного устройства 2 (см. рис. 28). Для тарелок с такими устройствами ни один из традиционных методов оптимизации не может быть использован, поскольку в качестве параметра оптимизации примем площадь диапазона устойчивой работы в диаграмме «плотность орения — скорость газа». Задача сводится к поиску тарелки

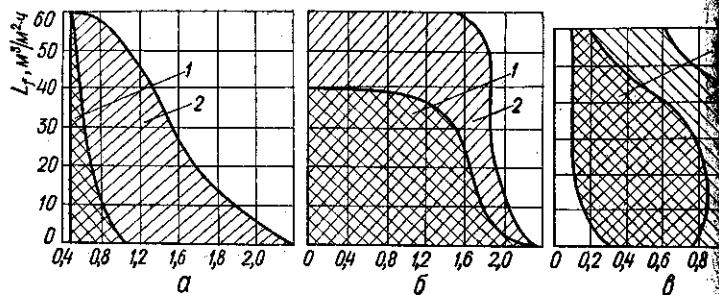


Рис. 39. Результаты оптимизации противоточных клапанных контактных устройств:

a — с неподвижным переливным патрубком, снабженным отбойным диском; клапанная тарелка с саморегулированием по газу и жидкости; b — с коническим раструбом для слива жидкости; 1, 2 — диапазоны устойчивой работы до и после оптимизации.

размеров внутренних элементов, которые бы обеспечили максимально возможную площадь Y зоны диапазона устойчивой работы тарелки в целом и контактного устройства в частности (рис. 39, a).

Определение оптимальных размеров контактных устройств проводили на колонне диаметром 100 мм, так как данная конструкция обеспечивает переход к колоннам любых диаметров путем набора тарелок из независимых друг от друга секций (продольно-поперечное секционирование). В число независимых переменных включили: максимальный зазор A между клапаном и полотном тарелки, вы-

L_1 и L_2 переливного патрубка над и под полотном тарелки, ширину a щели сливного устройства, массу G клапана, максимальный внутренний диаметр d_0 перелива. Скорость газа в свободном сечении аппарата варьировали в пределах 0,5—2,1 м/с, жидкости — в пределах 5—60 м/ч. Изменяя нагрузку, фиксировали режимы, при которых практически прекращался провал жидкости через отверстие в тарелке, начиналось «захлебывание» тарелки, характеризующееся прекращением слива жидкости через переливной патрубок. Затем в координатах «скорость газа — скорость жидкости» строили линии провала и захлебывания и определяли площадь диапазона устойчивой работы. Наличие второй зоны пленочного контакта фаз позволило не учитывать унос жидкости газом, так как эта зона обладает хорошим сепарирующим эффектом.

Уравнение, описывающее поверхность отклика в окрестностях нулевого уровня, имеет вид

$$Y = 65,8 + 6,5x_1 + 1,3x_2 + 0,2x_4 + 12,5x_6 - 10,8x_3 - 4,5x_5,$$

$$\text{где } x_1 = (L_1 - 55)/5, x_2 = (L_2 - 40)/10, x_3 = (a - 3)/2, x_4 = (A - 6)/2, x_5 = (G - 30)/5, x_6 = (d_0 - 27)/2.$$

Так как при проверке на значимость по критерию Стьюдента коэффициент при x_4 в уравнении регрессии оказался незначимым, а также учитывая установленный автором ранее факт наличия оптимальной высоты подъема клапанов $a = 8$ мм, дальнейшие исследования проводили при постоянных значениях фактора x_4 . В связи с тем, что при оптимизации получение расчетного уравнения для определения параметра оптимизации не является обязательным, осуществили программу крутого восхождения по градиенту, хотя аппроксимация уравнения регрессии полиномом первой степени оказалась неадекватной.

Как видно из рис. 39, a , в результате оптимизации удалось увеличить в несколько раз диапазон устойчивой работы исходной конструкции (площадь 2). Аналогичные

результаты получены при оптимизации других конструктивных тарелок (рис. 39, б и в).

Для оптимизации эжекционного контактного устройства 18 (см. рис. 28) также использовали метод математического планирования эксперимента. При этом исследовали зависимость основных характеристик тарелки (количество транспортируемой через клапан жидкости $Q_{тр}$ и коэффициента массопередачи в жидкой фазе) от определяющих геометрических параметров контактного устройства (диаметра $d_{ов}$ отверстия в полотне тарелки под клапаном, ширины a зазора между клапаном и поддоном, диаметра d_1 поддона, диаметра d_2 отверстия в клапане и диаметра d_k клапана). В натуральном масштабе результаты экспериментов могут быть представлены следующими линейными уравнениями:

$$k_{ж} = -1,68 - 0,08a + 0,31d_{ов} - 0,13d_1 + 0,07d_2 + 0,04d_k$$

$$Q_{тр} = -0,88 - 0,01a + 0,04d_{ов} - 0,01d_1 + 0,01d_2 + 0,005d_k$$

Для отыскания оптимальных конструктивных параметров устройства использовали метод крутого восхождения по поверхности отклика. В первой серии опытов изучали влияние конструктивных параметров на величину $k_{ж}$, второй — на $Q_{тр}$. За два поставленных в первой серии опыта крутого восхождения удалось увеличить величину $k_{ж}$ 1,4 раза. Дальнейшее движение по поверхности отклика нецелесообразно, так как диаметр поддона d_1 становится меньше диаметра отверстия в клапане. Кроме того, дальнейшее уменьшение зазора a может привести к быстрому забивке контактного устройства при переработке загрязненных и термолабильных веществ, а также к усложнению изготовления.

Реализация двух шаговых опытов во второй серии также привела к увеличению параметра $Q_{тр}$ на 40%. Дальнейшее движение по поверхности отклика не проводилось, поскольку оно вело к расхождению значений большинства параметров с полученными в качестве оптимальных после

дизайна первой серии опытов. С учетом компромиссного характера этой оптимизационной задачи в качестве оптимальных в первом приближении приняты усредненные значения параметров, полученных в лучших опытах первой и второй серий.

Дальнейшие исследования показали, что при таких размерах контактного устройства обеспечиваются высокие значения как коэффициента массопередачи $k_{ж}$, так и количества транспортируемой жидкости $Q_{тр}$, превышающие их значения, полученные до крутого восхождения, на 40% и более.

Расчеты тарелок с клапанными контактными устройствами. При расчете клапанных тарелок наиболее важными показателями признаны гидравлическое сопротивление, эффективность контакта фаз, производительность и стоимость. Кроме того, в зависимости от назначения аппарата, в котором используются клапанные тарелки, приходится рассчитывать унос жидкости газом, время пребывания жидкости или газа в ступени контакта, коэффициенты обратного перемешивания и т. п.

Полное гидравлическое сопротивление тарелки с клапанными контактными устройствами, исходя из принципа аддитивности, в общем виде можно выразить уравнением

$$\Delta P = \Delta P_n + \Delta P_y + \Delta P_g + \Delta P_{г.ж},$$

где ΔP_n — сопротивление неорошаемой тарелки, Па; ΔP_y — потеря давления на удар при смешивании газожидкостного инжектируемого потока с газом (только в эжекционных клапанных контактных устройствах), Па; ΔP_g — сопротивление, обусловленное поверхностным натяжением на границе раздела газ—жидкость, Па; $\Delta P_{г.ж}$ — сопротивление газожидкостного слоя, Па.

Результаты исследования гидродинамики и массопередачи на тарелках показали, что влияние конструктивных и геометрических особенностей контактных устройств на их

характеристики может быть учтено введением безразмерного параметра конструкции K , связанного со степенью дрослирования газа,

$$K = F_{г.с} / (4F_{ов}),$$

где $F_{г.с}$ — суммарная площадь сечения газовых струй в месте входа их в жидкость, m^2 ; $F_{ов}$ — площадь отверстия для прохода газа в полотно тарелки, m^2 .

Для дисковых клапанов

$$K = \frac{\pi d_0 a}{4 \frac{\pi d_0^2}{4}} = \frac{a}{d_0}.$$

Использование параметра K позволило получить для всех клапанов однотипное уравнение для определения сопротивления неоросаемых тарелок:

$$\Delta P_n = \left(\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2} \right) \frac{\gamma_r W_0^2}{2g},$$

где $\xi_1 = 2,5 \dots 3,8$ — коэффициент сопротивления отверстия для прохода газа в полотно тарелки, зависящий от толщины тарелки, формы отверстия, материала и т. п.; ξ_2 — коэффициент сопротивления кольцевых зазоров для прохода газа в жидкость, изменяется от 0,04 для тарелок с кольцевыми клапанами до 0,2 для дисковых клапанов.

Кривые зависимости ΔP_n от скорости газа для клапанного устройства любой конструкции (см. рис. 38, а для кольцевого клапана) можно разделить на три участка. Участки I и III соответствуют нижнему и верхнему положениям клапанов, когда газ проходит через начальный и максимальный зазоры между клапаном и полотном тарелки. Величина K на этих участках постоянна и определяется начальными и максимальными зазорами, а потеря давления пропорциональна квадрату скорости газа. Участок II соответствует промежуточному положению клапана в области его дина-

мической работы. Сопротивление тарелки в связи с возрастанием площади сечения отверстий для прохода газа с увеличением его скорости изменяется незначительно, что является прямым следствием саморегулирования свободного сечения тарелки клапанами. Величина K на участке II определяется высотой подъема клапана, которую можно определить из условия равновесия сил, действующих на клапан при его работе. Для дисковых клапанов эта задача решена в работе [54]. Для кольцевых клапанов можно использовать зависимость

$$a = 1,55 \sqrt{[\pi \rho W_0^2 d_1^4 (1 - \psi)^2 B] / (64 G_k)}.$$

При тех же, что и на рис. 37, обозначениях, величину B можно определить из выражения

$$B = \frac{\psi^2}{2} + \psi^2 \ln \frac{d_2}{d_0} + \frac{1 - \left(\frac{d_1}{d_k}\right)^2}{2\psi^2} + \ln \frac{d_1}{d_k} - \frac{\psi^2 d_2^2 d_k^2}{2d_1^2 d_0^2}.$$

Для эжекционных клапанов можно получить (рис. 40, а) следующую зависимость, устанавливающую связь между величинами a и W_0 на участке динамической работы клапана:

$$W_0 = \frac{0,006}{d_0^2} \sqrt{\frac{G_k}{\rho \pi B}},$$

где $B = 1/(2a^2) - 1/(a + r_0 \operatorname{tg} \alpha)^2 - \left(\frac{1}{a} - \frac{1}{a+h} \right) / (a + r_0 \operatorname{tg} \alpha) - \ln \frac{a+h}{a} / (a + r_0 \operatorname{tg} \alpha)^2$.

Для других клапанных контактных устройств при ориентировочных расчетах величину a можно определить из условия пропорциональности скорости газа.

Потери давления на удар в эжекционных контактных устройствах можно найти, исходя из таких соображений.

Известно, что в тройниках наивыгоднейшей формы при ударе определяются преимущественно потерями на схождение потоков. Рассматривая контактное устройство инжекционного типа как микротройник, и принимая, что при бранных размерах тройник имеет наивыгоднейшую форму

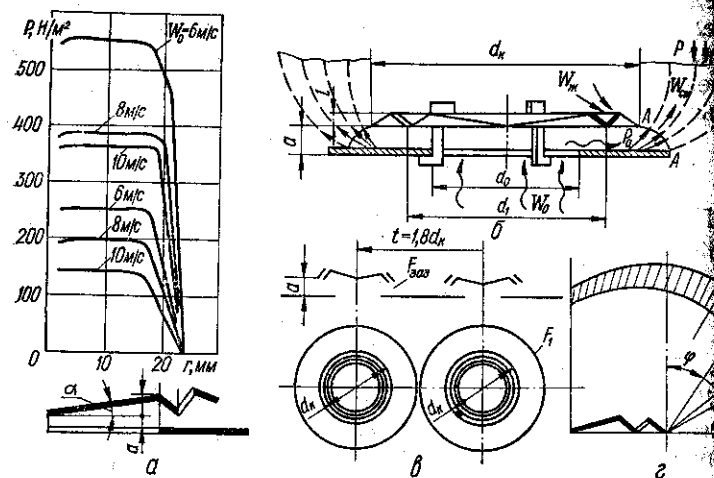


Рис. 40. К расчету сопротивления эжекционных клапанных контактов устройств:

а — профили давления газа под клапаном при различных скоростях газа; б — схема эжекционного клапана с расчетными обозначениями; в — расчетная схема эжекционного контактного устройства для определения диаметра гипотетической струи; г — расчетная схема площади поверхности кругового элемента, выделенной в околосопловом пространстве.

а инжектируемой средой является гомогенная фаза (жидкость без газа), примем, что потери давления обусловлены только потерей на удар при смешении и равны разности кинетических энергий потоков до и после смешения.

Считая движение потока через контактное устройство изобарным процессом, при котором давление по длине

меры смешения остается постоянным и происходит только выравнивание профиля скоростей смешанного потока, найдем, что количество движения смеси на выходе из камеры смешения равно сумме количеств движения поступающих в камеру смешения потоков газа и жидкости (рис. 40,б):

$$W_{см} (Q_r + Q_{ж}) = Q_r W_0 + Q_{ж} W_{ж},$$

где Q_r , $Q_{ж}$ — количество газа и жидкости, соответственно; W_0 , $W_{ж}$, $W_{см}$ — скорость газа, жидкости и смеси.

Отсюда получим

$$W_{см} = (Q_r W_0 + Q_{ж} W_{ж}) / (Q_r + Q_{ж}).$$

Кинетическая энергия газового потока до смешения

$$E_r = \frac{Q_r}{2} W_0^2,$$

а инжектируемого потока в предположении, что инжектируется только жидкость,

$$E_{ж} = \frac{Q_{ж}}{2} W_{ж}^2.$$

Кинетическая энергия потоков после смешения

$$E_{см} = \frac{Q_{см}}{2} W_{см}^2 = \frac{Q_r + Q_{ж}}{2} W_{см}^2 = \frac{1}{2} \frac{(Q_r W_0 + Q_{ж} W_{ж})^2}{(Q_r + Q_{ж})}.$$

Потеря энергии на удар при смешении, равная разности кинетических энергий потоков до и после смешения,

$$\Delta E = E_r + E_{ж} - E_{см} = \frac{Q_r}{2} W_0^2 + \frac{Q_{ж}}{2} W_{ж}^2 - \frac{1}{2} \frac{(Q_r W_0 + Q_{ж} W_{ж})^2}{(Q_r + Q_{ж})} = \frac{1}{2} \frac{Q_r Q_{ж}}{(Q_r + Q_{ж})} (W_0 - W_{ж})^2.$$

С другой стороны, считая, что на удар при смешении расходуется в основном энергия газа, получим

$$\Delta E = \Delta P_y \frac{Q_r}{v_r}.$$

Решая совместно последние уравнения, будем иметь

$$\Delta P_y = \frac{\gamma_r}{2Q_r} \frac{Q_r Q_{ж} (W_0 - W_{ж})^2}{Q_r + Q_{ж}}.$$

Обозначим коэффициент инжекции

$$I = Q_{ж}/Q_r.$$

После подстановки и сокращений получим

$$\Delta P_y = \frac{\gamma_r}{2} \frac{I}{1+I} (W_0 - W_{ж})^2.$$

Поскольку скорость жидкости определить трудно, разим ее через скорость газа:

$$W_{ж} = Q_{ж}/f_{щ}\gamma_{ж};$$

$$W_0 = Q_r/F_0\gamma_r,$$

где $f_{щ}$ — площадь инжекционной щели в контактное устройство.

Решив совместно уравнения (47), (49) и (50), получим

$$W_{ж} = I Q_r / f_{щ} \gamma_{ж} = I F_0 \gamma_r / f_{щ} \gamma_{ж}. \quad (51)$$

Подставив уравнение (51) в (48), найдем

$$\Delta P_y = \frac{\gamma_r}{2} \frac{I}{1+I} \left(1 - I \frac{F_0 \gamma_r}{f_{щ} \gamma_{ж}} \right)^2 W_0^2. \quad (52)$$

По формуле (52) можно рассчитать величину ΔP_y для заданных значений F_0 , $f_{щ}$, γ_r , $\gamma_{ж}$ в зависимости от коэффициента инжекции и скорости газа.

Как показали исследования, коэффициент инжекции зависит от геометрии и размеров контактного устройства, скорости газа в отверстии под клапаном, запаса жидкости на тарелке и физических свойств контактирующих фаз. При размерах клапана $d_k = 0,06$ м, $a = 0,008$ м, шири-

гофра $0,002$ м, $d_{ср. гофра} = 0,045$ м, $d_0 = 0,04$ м, $f_{щ} = 0,000141$ м² и $W_0 = 15$ м/с получены значения I , близкие к 1,04.

Соппротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения на границе раздела газ — жидкость, находится по известной зависимости

$$\Delta P_\sigma = 4\sigma/d_s = 2\sigma/a.$$

Здесь σ — поверхностное натяжение на границе раздела газ — жидкость, Н/м; $d_s = 4F_r/P = 4\pi da/2\pi d = 2a$ — эквивалентный диаметр щели между плоскостью клапана и лотом тарелки, м; P — смоченный периметр, м.

Наибольшие трудности представляет расчет сопротивления газожидкостного слоя $\Delta P_{г.ж}$. При оценке гидравлического сопротивления движению двухфазного потока часто предполагают, что поток — это псевдогомогенная среда, по физическим свойствам представляющая собой нечто среднее между жидкостью и газом. Наиболее распространенным среди методов расчета, основанных на этом принципе, является подход Локкарта — Мартинелли [128; 140].

Примем, что газ проходит через жидкость по схеме, показанной на рис. 40, б. У кольцевого отверстия под клапаном первоначально создается подпор газожидкостной смеси. В связи с этим наблюдается местное повышение давления, обуславливающее в конечном счете поток газожидкостной смеси из-под клапана. Смесь выходит по всем направлениям так, что потеря давления вдоль каждой линии потока одинакова. В противном случае произойдет перераспределение скоростей потока, приводящее к выравниванию сопротивлений.

Допустим следующее [147]:

1. Газ с инжектированной жидкостью в околосопловом пространстве движется в трубках, направление которых совпадает с линиями потока; перемешивание между трубками отсутствует.

2. Движение потока в трубках подчиняется известному уравнению

$$\Delta P_{г. ж} = \lambda \frac{l}{d_{тр}} \frac{\gamma W^2}{2g},$$

где λ — коэффициент трения в трубке.

3. В отличие от работы [147] примем, что диаметр трубки увеличивается от места истечения газа из-под клапана к месту выхода струй на поверхность газожидкостного слоя (по линейной зависимости от текущего радиуса r). Действительно, приняв шаг между клапанами (рис. 40, в) $t = 1$, определим зависимость $d_{тр} = f(r)$ через отношение площадей

$$\frac{F_1}{F_2} = \left[\frac{\pi}{4} (t^2 - d_k^2) \right] / (\pi d_k a) = 0,56 \frac{d_k}{a},$$

где F_1 — площадь зоны барботажа вокруг клапана на поверхности газожидкостного слоя.

Тогда

$$d_{тр} = r \sqrt{0,56 \frac{d_k}{a}}.$$

4. В трубках в смеси с газом движется только инертная под клапан жидкость.

5. Жидкость по трубкам распределена равномерно.

Для поверхности кругового элемента (рис. 40, в), деленного в околослойном барботажном пространстве

$$dF = r d\varphi 2\pi (r_k + r \sin \varphi).$$

Если считать, что dQ — это поток, прошедший через площадь dF , то

$$W_\varphi = \frac{dQ_\varphi}{dF}.$$

Подставив в уравнение (53) значения (54)—(56), учитывая допущения пп. 2 и 3, для участка пути dr получим

$$d(\Delta P) = \left(\lambda \frac{\gamma}{2g} dQ_\varphi^2 \right) / \left[4\pi^2 r \sqrt{0,56 \frac{d_k}{a}} d\varphi^2 (rr_k + r^2 \sin^2 \varphi)^2 \right]$$

и далее

$$\begin{aligned} \Delta P_{г. ж} &= \frac{\lambda \gamma dQ_\varphi^2}{8\pi^2 g \sqrt{0,56 \frac{d_k}{a}} d\varphi^2} \int_{r_0}^r \frac{dr}{r^3 (r_k + r \sin \varphi)^2} = \\ &= \frac{\lambda \gamma dQ_\varphi^2}{8\pi^2 g \sqrt{0,56 \frac{d_k}{a}} d\varphi^2} \left\{ \frac{1}{r_k^2} \left[\frac{\sin^2 \varphi}{r_k (r_k + r \sin \varphi)} + \frac{2 \sin \varphi}{r_k r} - \frac{1}{2r^2} - \right. \right. \\ &\quad \left. \left. - \frac{3 \sin^2 \varphi}{r_k^2} \ln \left(\frac{r_k}{r} + \sin \varphi \right) \right] \right\}. \end{aligned}$$

Обозначив выражение в фигурных скобках через A' , запишем

$$\Delta P_{г. ж} = \frac{\lambda \gamma dQ_\varphi^2 A'}{580,34 \sqrt{\frac{d_k}{a}} d\varphi^2}. \quad (57)$$

В связи с тем, что рассматриваемое контактное устройство предназначено для работы при высоких скоростях газа ($W_0 > 10$ м/с и $Re > 10^4$), значение λ можно определить по формуле

$$\lambda = 0,316/Re^{0,25},$$

где $Re = Wd\rho/\mu$, значение скорости принимается соответственно для газа или жидкости на выходе из контактного устройства.

Остальные величины, входящие в уравнение (57), зависят от геометрии контактного устройства, физических свойств и режима движения контактирующих фаз.

Установленные по формулам потери давления однофазных потоков используем для подсчета безразмерного соотношения Локкарта—Мартинелли [140]:

$$X = (\Delta P_{\text{ж}}/\Delta P_{\text{г}})^2.$$

По кривой Локкарта—Мартинелли находим

$$\Phi = (\Delta P_{\text{г}}/\Delta P_{\text{ж}})^{0,5}.$$

Подсчитываем для двухфазного потока

$$\Delta P_{\text{г. ж}} = \Phi_{\text{г}}^2 \Delta P_{\text{г}} = \Phi_{\text{ж}}^2 \Delta P_{\text{ж}}.$$

Сопротивление газожидкостного слоя для тарелок с клапанными контактными устройствами может быть также рассчитано по эмпирическому уравнению

$$E_{\text{и}} = 530 \cdot 10^4 \text{Re}^{-0,234} \left(\frac{L}{G} \right)^{1,67} F_{\text{св}}^{-0,83} K^{-0,186}, \quad (5)$$

где $E_{\text{и}} = \Delta P_{\text{г. ж}}/(\rho_{\text{г}} W^2)$ — критерий Эйлера.

Отклонение экспериментальных значений $E_{\text{и}}$ от рассчитанных по этому уравнению не превышает $\pm 15\%$ для всех исследованных контактных устройств.

В связи с тем, что установлена корреляция размер элементов структуры газожидкостного слоя при массовом барботаже на клапанных тарелках с конструктивными параметрами контактных устройств, в качестве линейного параметра в критерии, входящие в уравнение (58), введен геометрический параметр $\Gamma = K d_0$.

Влияние конструктивных и геометрических особенностей клапанов на высоту H газожидкостного слоя проявляется через величину $\Delta P_{\text{г. ж}}$:

$$H = 1,85 W_{\text{г}}^{0,4} \left(\frac{\Delta P_{\text{г. ж}}}{\gamma_{\text{ж}}} \right)^{0,8}. \quad (6)$$

Отклонение 97% экспериментальных значений H от рассчитанных по уравнениям (58) и (59) не превышает $\pm 15\%$.

С величиной геометрического параметра контактного устройства также коррелировано значение уноса жидкости газом. Для всех исследованных контактных устройств значение относительного уноса жидкости можно определить по уравнению

$$E = 1,7 \cdot 10^{-2} W_{\text{г}}^{1,1} \Gamma^{0,8} H_{\text{с}}^{-2,6}.$$

Отклонение опытных значений E от рассчитанных по этому уравнению находится в пределах $\pm 20\%$.

Таким образом, конструктивные и геометрические параметры контактных устройств оказывают влияние практически на все основные гидродинамические характеристики клапанных тарелок и должны учитываться при их расчете. Исследования показали, что и массообменные характеристики клапанных тарелок в значительной степени определяются конструкцией контактных устройств.

В литературе нет прямых экспериментальных данных, на основании которых можно было бы судить об относительных количествах веществ, переносимых в газожидкостном слое на барботажной тарелке в пределах первой стадии массообмена (образование пузырьков или струй газа при входе в жидкость), во второй (массообмен в слое пены) и в третьей стадиях (массообмен в слое брызг над пеной). Между тем, еще Грассман показал, что вследствие более интенсивной циркуляции газа в пузырьках в момент их образования наиболее благоприятны условия для обновления поверхности контакта фаз. А. О. С. Чехов показал, что на тарелках барботажных аппаратов доля массопереноса на входном участке в зависимости от скорости газа и высоты барботажного слоя может достигать 0,8—0,9 от общего массопереноса. Это говорит о высокой эффективности контакта фаз при образовании пузырьков или струй газа. Поэтому следует ожидать тесной корреляции эффективности клапанных тарелок с характеристиками контактных устройств, поскольку последние определяют условия контакта фаз именно на первом входном участке барботажного слоя.

Изучение эффективности клапанных тарелок показывает, что для большинства конструкций контактных устройств оптимальным является диаметр клапанов 0,05 м, выих подъема 0,008 м и масса 50 г. Однако на эффективность клапанных тарелок влияют и другие конструктивные параметры.

Ввиду того, что об эффективности работы массообного аппарата судят не только по скорости протекающего в нем процесса, но и по полноте его протекания, ниже приводятся полученные обработкой опытных данных зависимости не только для расчетов коэффициентов массопередачи, но и для расчета эффективности клапанных тарелок.

Коэффициент массопередачи в жидкой фазе, определенный по абсорбции—десорбции труднорастворимого газа

$$k_{ж}A = 9,33L_f^{0,5} \left(\frac{\Delta P_{г.ж}}{\gamma_{ж}} \right) D_{ж}^{0,5} \Gamma^{-1,5} K^{1,6},$$

а в газовой фазе (абсорбция аммиака, испарение в воздух)

$$k_rA = 20,1W_r \left(\frac{\Delta P_{г.ж}}{\gamma_r} \right)^{0,6} D_r^{0,5} \Gamma^{-1,1} K^{0,6}.$$

При исследовании ректификации (системы бензол—луол, этиловый спирт—вода) коэффициент массопередачи для паровой фазы

$$k_yA = 0,85W_n^{0,7} \left(\frac{\Delta P_{г.ж}}{\gamma_n} \right) D_n^{0,3} \Gamma^{-1,3} K^{3,5},$$

а для жидкой фазы

$$k_{ж}A = 1,65L_f^{0,7} \left(\frac{\Delta P_{г.ж}}{\gamma_{ж}} \right) D_{ж}^{0,3} \Gamma^{-0,3} K^{4,5}.$$

Опытные данные для ректификации на клапанных тарелках можно обобщить также критериальными зависимостями [124]:

для паровой фазы

$$P_{ап} = \ln \frac{1}{1-\eta_n} = 0,28Re_n^{0,1} \left(\frac{H_n}{a} \right)^{0,47} F_{св}^{-0,7} K^{1,4},$$

для жидкой фазы

$$P_{аж} = \ln \frac{1}{1-\eta_{ж}} = 0,32Re_n^{0,18} \left(\frac{H_n}{a} \right)^{0,47} F_{св}^{-0,8} K^{2,4},$$

где $P_{ап}$, $P_{аж}$ — критерии равновесности (завершенности процесса) для паровой и жидкой фаз.

Производительность колонн с клапанными тарелками определяется максимально допустимой скоростью газа в сечении колонны

$$W_{\max} = c_3 K_1 K_2 K_3 \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_n}{\rho_n}},$$

где $c_3 W_3 = \left(\frac{\rho_n}{\rho_{ж} - \rho_n} \right)^{0,5} = f \left[H_c, \frac{L}{G}, \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_n} \right)^{1/2} \right]$ — определяемый

экспериментально для каждой конструкции тарелки фактор нагрузки, соответствующий началу захлебывания; W_3 — скорость газа в свободном сечении колонны, соответствующая началу захлебывания; H_c — высота сепарационного пространства, мм; K_1 — поправочный коэффициент, учитывающий склонность системы к пенообразованию, изменяющийся от 1,0 для непенящихся и до 0,6 для сильно пенящихся жидкостей; $K_2 = 0,75 \dots 0,85$ — коэффициент «перестраховки» от захлебывания; K_3 — коэффициент, учитывающий конструктивные особенности клапанного контактного устройства, принимаемый для группы противоточных устройств с упорядоченным движением фаз равным 1,5, для кольцевых клапанов — 1,2, балластных и балластно-кольцевых многоступенчатых — 1,35, эжекционных — 1,1 и для всех остальных конструкций — 1,0.

$1/2 \quad 6^*$

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ НОВЫХ КЛАПАННЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ В ПРОМЫШЛЕННЫХ КОЛОННАХ

Ряд новых клапанных контактных устройств успешно внедрен в промышленности в ректификационных и абсорбционных колоннах, а также в газожидкостных реакторах.

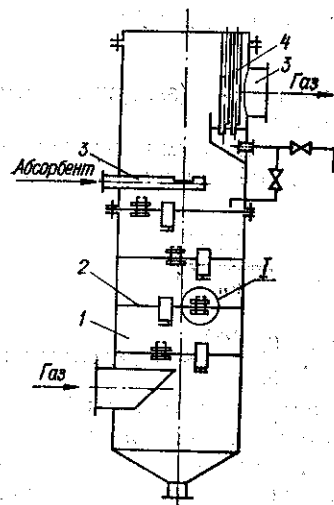
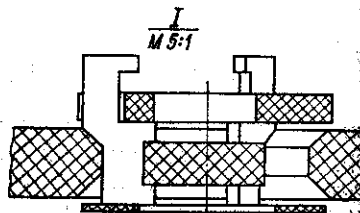


Рис. 41. Абсорбер с клапанными тарелками из винипласта абсорбции хлоридов из отходов газов:
1 — корпус; 2 — тарелки; 3 — клапаны; 4 — трубчатый каплеотборник



Так, с 1969 г. на Карагандинском заводе синтетического каучука в производстве дивинила эксплуатируется ректификационная колонна с кольцевыми клапанными элементами. Внедрение новой колонны позволило получить значительный экономический эффект благодаря увеличению производительности и уменьшению потерь диэтилового эфира. Внедрение в том же производстве абсорберов дивинила новой конструкции с клапанными тарелками, снабженными кольцевыми клапанами, показало целесообразность их использования при высоком давлении и позволило

значительно уменьшить потери дивинила с абгазом и энергетические расходы на процесс.

Колонны с новыми контактными устройствами внедрены также на Карагандинском металлургическом комбинате, Сакском химическом заводе, Запорожском титаномат-

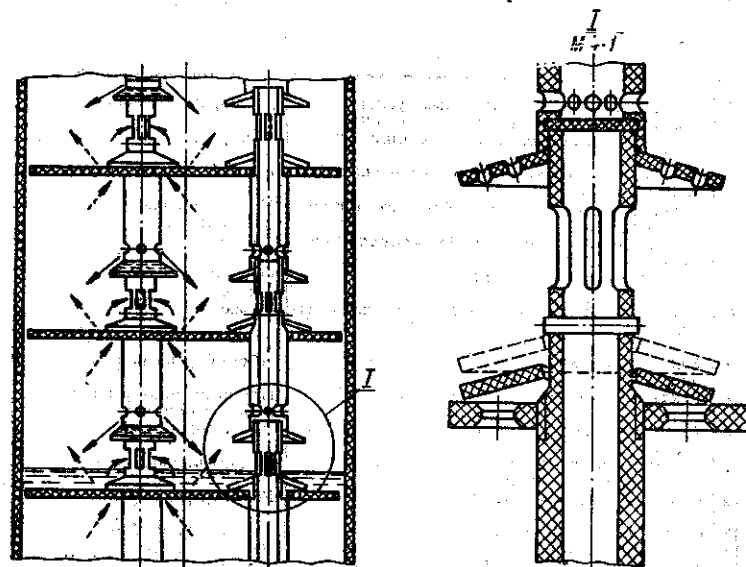


Рис. 42. Колонна ректификации хлоридов германия из фторопласта с противоточными клапанными контактными устройствами.

ниевом комбинате, Уманском витаминном заводе, научно-производственном объединении «Биохимреактив», Шосткинском заводе химических реактивов и других предприятиях страны.

В табл. 11 приведены характеристики объектов, где использованы новые клапанные контактные устройства. Общий экономический эффект от их внедрения составил свыше 1 млн. руб.

Характеристики объектов, где использо-

№ п/п	Процесс	Объект
1	Отгонка дивинила от тяжелых углеводородов в производстве синтетического каучука	Ректификационная колонна
2	Абсорбция дивинила этиловым спиртом	Абсорбер
3	Азеотропная ректификация смеси винилбутиловых эфиров	Ректификационная колонна
4	Отгонка сероуглеродной фракции коксохимпроизводства	Часть тарелок промышленной колонны
5	Ректификация смеси БТКС** коксохимпроизводства	То же
6	Ректификация бромметила	Опытно-промышленная колонна
7	Получение брома из бромид-броматных растворов	То же
8	Улавливание хлоридов германия из отходящих газов	Абсорбер из винилпласта
9	Ректификация хлоридов германия	Промышленная ректификационная колонна
10	Аминирование акрилонитрила в производстве В-аланина	Реактор-десорбер
11	Улавливание аммиака из отходящих газов производства В-аланина	Промышленный абсорбер
12	Синтез тетрабутоксититана	Реактор-ректификатор
13	Синтез форматдиметиламина	Реактор-десорбер
14	Синтез диметилформамида	Реактор-ректификатор
15	Ректификация диметилформамида-сырца	Промышленная колонна
16	Ректификация диметилформамида до квалификации «ч»	То же
17	Ректификация диметилацетамида до квалификации «хч»	»
18	Ректификация изопропилового спирта до квалификации «ч»	»
19	Ректификация изопропилового спирта до квалификации «осч»	»
20	Ректификация «кратоновой фракции» ацетальдегидного производства	Опытно-промышленная колонна

* F-фактор.

** Бензол — толуол — ксилол — сольвент.

*** См. рис. 28.

Таблица 11

новые клапанные контактные устройства

Характеристика объекта						Достигнутые результаты		Примечание
Дав., м	n, шт.	P, ата	№ рн-сунка	H, м	свободное сечение, %	эффективность	W, м/с	
0,6	27	1	29,а	0,25	10	0,6—0,7	0,4—1,6	—
0,6	30	6	29,а	0,4	12	0,7—0,8	0,8—1,0*	Абсорбция осмоляющихся продуктов
0,4	24	1	29,а	0,4	12	0,5—0,7	0,9—1,5	
1,0	5	1	29,а	0,4	12	0,7—0,8	1,2—1,6	Тарелки не забиваются 3 года
1,0	5	1	29,а	0,4	12	0,7—0,8	1,2—1,6	
0,3	27	1,6	29,а	0,25	14	0,4—0,7	0,8—0,9	Контактные устройства 2* использованы как переливы
0,3	15	1,5	30,б	0,3	8	0,5—0,9	0,6—0,7	
1,2	4	1,1	29,а	0,4	10	0,7—0,9	1,0—1,6	Контактные устройства 5*** модифицированы
0,2	24	1,2	30,а	0,3	14	0,8	1,2	
0,2	12	1,6	35,а	0,3	8	0,7	2,0	Аппарат из титана
0,2	18	1,5	35,а	0,3	8	0,8	1,9	То же
0,2	16	1,2	30,а	0,3	6	0,9	1,4	Колонна из стекла, КУ из фторопласта
0,6	12	1,5	33,а	0,3	14	0,8	2,0	Прямоточный аппарат
0,8	12	1,2	30,а	0,3	12	0,7	0,9	
0,8	24	1	30,а	0,3	10	0,8	1,2	—
0,3	32	1	29,а;	0,3	10	0,9	1,1	—
0,3	32	1	30,а;	0,3	10	0,8	1,0	—
0,3	32	1	29,а;	0,4	10	0,9	1,2	—
0,8	56	1	30,а	0,4	12	0,8	1,1	—
0,2	18	1	29,а	0,2	12	0,6	0,9	Ректификация осмоляющихся продуктов

Во многих случаях колонны с новыми клапанными тарелками внедрены взамен колонн других конструкций. Опыт эксплуатации подтвердил целесообразность их использования при реконструкции действующих колонн в целях интенсификации. Так, аппараты с порядковым номером 3, 4, 5, 11, 17 и 19 (табл. 11) внедрены взамен колонн с клапачковыми тарелками, а с порядковым номером 2, 8, 20 — взамен насадочных колонн, с номером 9 — взамен насадочной эмульгационной колонны, с номером 6 и 7 — взамен колонн с ситчатыми тарелками.

В трех случаях (номера 8, 9 и 12) разработаны и освоены аппараты с клапанными тарелками из неметаллических материалов, что было вызвано либо корродирующими свойствами перерабатываемых продуктов, либо необходимостью получения особо чистых веществ. Использование неметаллических материалов для изготовления контактных устройств вызывает необходимость конструктивных изменений учитывающих специфические свойства материала.

На рис. 41 показаны абсорбер из винилпласта и клапанный контактный элемент, предназначенный для улавливания хлоридов металлов из отходящих газов, а на рис. 42 фторопластовая колонна, используемая для получения особо чистых веществ путем ректификации с незначительными конструктивными изменениями в реакторе синтеза тетрахлороксиана.

ПРЯМОТОЧНЫЕ ГАЗОЖИДКОСТНЫЕ АППАРАТЫ, СЕКЦИОНИРОВАННЫЕ КЛАПАНЫМИ ТАРЕЛКАМИ

КОНСТРУКЦИИ ПРЯМОТОЧНЫХ АППАРАТОВ

В промышленности получили распространение прямоточные барботажные и эрлифтные аппараты, а также пленочные реакторы [47; 111]. Наблюдается тенденция применения насадочных и секционированных различными тарелками

ками газожидкостных реакторов с восходящим прямоточным контактирующим фаз преимущественно в процессах с неизменным объемом газовой фазы (окисления парафинов, циклогексана [49], аминирования) и в случае незначительного изменения объема по высоте аппарата (хлорирование толуола и бензола). Для секционирования прямоточных реакторов чаще всего используют ситчатые или колпачковые тарелки.

Распространение прямоточных секционированных реакторов объясняется, прежде всего, их высокой интенсивностью. Действительно если проанализировать применительно к ним формулу (8), то при прочих равных условиях такие аппараты отличаются сравнительно низкими значениями F , так как каждая ступень практически полностью заполнена газожидкостной смесью. Это позволяет увеличить значение i для каждой ступени, а в ряде случаев и для аппарата в целом.

В работе [116] достаточно подробно описаны конструкции полых и секционированных прямоточных газожидкостных аппаратов, рассмотрены основные вопросы гидродинамики, конвективного тепло- и массообмена в них. Однако в работе не нашли отражения вопросы, связанные с секционированием аппаратов с закрученными потоками контактирующих фаз и с особенностью прямоточных аппаратов, секционированных клапанными тарелками. Закручивание потоков контактирующих фаз является достаточно эффективным методом интенсификации, при котором чаще всего используют энергию газовой фазы. Эффект интенсификации в этом случае обусловлен увеличением относительных скоростей фаз, турбулизацией потоков, увеличением времени пребывания фаз в ступени контакта, стабилизацией гидродинамических режимов.

В качестве примера рассмотрим предложенную в ГДР [96] колонну для проведения процессов массообмена и химических реакций между жидкостью и газом, представляющую собой цилиндрический вертикальный аппарат с уст-

ройством для тангенциального ввода жидкости. В аппарате расположены горизонтальные тарелки из металлических сетки, разделенные перегородками на секторы, причем входные отверстия тарелок выполнены таким образом, проходящий двухфазный газожидкостный поток приобретает спиралеобразное движение вверх. К недостаткам аппарата следует отнести то, что его конструкция не предусматривает проведения процессов в неадиабатических условиях и процессов, сопровождающихся значительным изменением объемов газовой и жидкой фаз.

Известно применение в качестве прамоточных реакторов для неадиабатических процессов вертикальных аппаратов, выполненных в виде кожухотрубного теплообменника с расположенными внутри контактных трубок турбулизаторов [106] или завихрителями [67]. К недостаткам таких аппаратов следует отнести трудность обеспечения равномерного распределения контактирующих фаз по трубчатым элементам аппарата, что приводит к неравномерному температурному и концентрационному профилям по сечению, а также к нестабильному качеству продукции. Кроме того использование турбулизаторов усложняет конструкцию аппаратов, значительно сужает область устойчивой работы и увеличивает энергетические затраты на транспортирование фаз.

Недостатки распространенных конструкций прамоточных аппаратов в значительной степени устраняет использование для их секционирования прамоточных клапанных тарелок различных модификаций. Для создания прамоточных (беспереливных) тарелок могут быть использованы любые из перечисленных выше клапанных контактных устройств.

При секционировании клапанными тарелками прамоточных аппаратов появляется ряд новых эффектов, способствующих интенсификации процессов и увеличению эффективности контакта фаз: в широком диапазоне нагрузок является эффект многократной инверсии фаз по высоте

аппарата; возникает ударно-импульсный режим движения фаз, вызванный спонтанным осциллированием клапанов; появляются дополнительные зоны эффективного контакта между фазами; расширяется диапазон устойчивой работы аппарата и появляется возможность его эксплуатации при изменяющихся по высоте и во времени нагрузках по фазам.

Реактор прамоточного типа, секционированный клапанными тарелками, выполняют в виде цилиндрического вертикального корпуса, содержащего при необходимости трубчатый теплообменник, расположенный выше секционирующих тарелок. Штуцеры для подачи газа и жидкости в аппарат размещают, соответственно, под и над нижней тарелкой (рис. 43,а). Диаметр цилиндрической обечайки может быть меньше диаметра кожухотрубного теплообменника, что позволяет организовать в таком аппарате не только прамоточный режим движения контактирующих фаз, но и прамоточно-противоточный. Нижние концы труб теплообменника целесообразно снабжать коническими расширителями, благодаря чему обеспечиваются условия входа двухфазного потока в вертикальные трубки, улучшается распределение фаз, уменьшаются потери давления и стабилизируется работа аппарата в целом.

В прамоточных секционированных аппаратах возможно последовательное размещение в корпусе нескольких теплообменников (рис. 43,б) и цилиндрических обечаек с массообменными тарелками.

Аппарат работает следующим образом. Газо- или парообразный реагент подают в корпус 2 через штуцер 1 (рис. 43,а) под тарелку 3 с клапанными контактными эжекционными устройствами 5 (при необходимости могут быть организованы дополнительные вводы по высоте аппарата). На эту же тарелку через штуцер 6 подают жидкие реагенты. Расход газа должен обеспечивать скорость по аппарату 0,3—3,5 м/с, а жидкости — 5—250 м/ч. При прамоточном восходящем движении реагенты взаимодействуют между собой и проходят массо-, теплообменный или химический процессы в от-

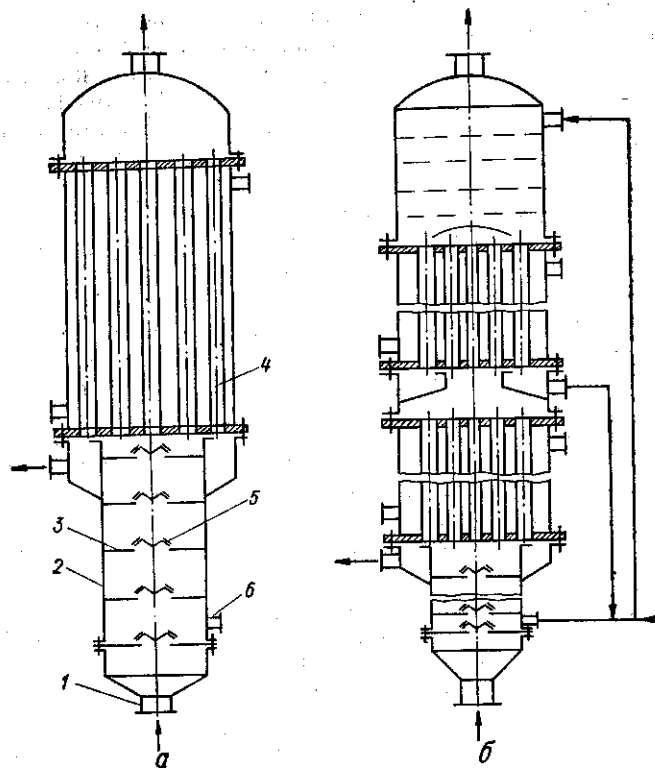


Рис. 43. Прямоточные секционированные реакторы:
 а — совмещенный с кожухотрубным теплообменником; б — многоступенчатый.

дельности или в различных сочетаниях. Прямоточный аппарат может совмещаться с теплообменником 4, что позволяет организовать в последнем различные схемы движения. В каждой секции аппарата, ограниченной массообменными тарелками, происходит инверсия фаз, что резко увеличи-

вает эффективность переноса вещества и интенсивность процессов, скорость которых лимитируется диффузионными факторами.

Известно, что в режиме инверсии фаз происходит наиболее эффективный перенос вещества [75]. В рассматриваемых реакторах непосредственно на каждой секционирующей тарелке находится газожидкостный слой, в котором сплошной фазой является жидкость, а диспергированной — газ. Особенностью работы аппаратов рассматриваемой конструкции является то, что в широком диапазоне нагрузок под вышележащей тарелкой имеется сепарационная зона, в которой сплошной фазой является газ, а диспергированной — жидкость. Контактующие фазы из нижележащей секции в вышележащую перемещаются через тарелку 3 не в виде сформировавшегося двухфазного потока, а за счет срыва жидкости с поверхности газожидкостного слоя газовыми потоками по осям отверстий в полотне вышележащей массообменной тарелки вследствие эффекта Бернулли, вызванного значительным локальным увеличением скорости газа и соответствующим понижением статистического давления по осям потоков.

~~Наличие инверсии фаз, многократно повторяющейся по высоте аппарата, выгодно отличает рассматриваемые аппараты от прямоточных эрлифтных аппаратов, а также от барботажных аппаратов, работающих в режиме эмульгирования, или аппаратов с затопленной насадкой, характеризующихся однократным обращением фаз [75]. Многократная инверсия фаз позволяет интенсифицировать многие технологические процессы за счет устранения вредного явления обратного перемешивания по высоте аппарата, а также вследствие появления по высоте аппарата на пути контактирующих фаз зон особенно эффективного контакта.~~

ГИДРОДИНАМИКА И СТРУКТУРА ПОТОКОВ В ПРЯМОТОЧНЫХ АППАРАТАХ

На примере производства диметилформамида в работе [108] показано, что в прямоточных секционированных газожидкостных реакторах с восходящим движением контактирующих фаз можно проводить процессы, отличающиеся значительным изменением объема фаз при условии секционирования их клапанными тарелками.

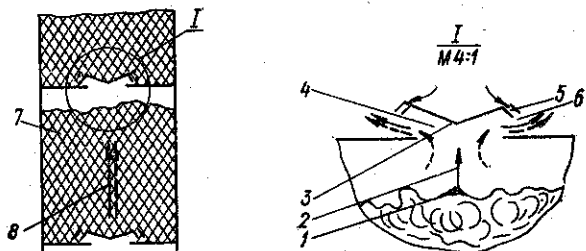


Рис. 44. Движение фаз при прямотоке через эжекционный клапан.

Особенности гидродинамики клапанных контактных устройств при их использовании в аппаратах с восходящим движением жидкости и газа, а также аппаратов с восходящим прямотоком, секционированных тарелками с этими контактными устройствами, в литературе не освещены. Вместе с тем, даже визуальные наблюдения на прозрачных моделях обнаруживают специфику газожидкостного слоя и режимов в аппаратах этой конструкции. Действительно (рис. 44) при секционировании тарелками с эжекционными контактными клапанными устройствами [10] можно выделить следующие зоны контактирования: 1 — зона срыва жидкости газовыми струями с поверхности слоя; 2, 4, 6 — зоны спутного движения газа и жидкости; 3 — зона удара газо-

жидкостного потока о поверхность клапана; 5 — зона эжекции газожидкостным потоком жидкости; 7 — зона входа газожидкостного потока в барботажный слой и 8 — зона контакта фаз непосредственно в газожидкостном слое. Для зон 1, 3, 5 и 7 присущ более интенсивный контакт фаз в результате проявления входных и концевых эффектов. Кроме того, вследствие осциллирования клапанов в области их динамической работы возникают пульсации на входе в жидкость, при срыве жидкости с поверхности газожидкостного слоя нижележащей секции и при проходе двухфазного потока через контактные устройства. Все это способствует возникновению ударно-импульсного режима движения контактирующих фаз и повышению эффективности их контакта.

С учетом вышеизложенного определенный интерес представляют исследования особенностей работы прямоточных аппаратов, секционированных тарелками с клапанными контактными устройствами, в частности, эжекционного типа [16]. Исследования гидродинамики проводились на гидравлическом стенде. В зависимости от нагрузки по фазам установлены следующие режимы работы:

1. При скорости газа по сечению аппарата 0,3—0,4 м/с имеет место поршневой режим движения газа: наблюдается периодический проскок пузырей из-под клапана, межтарельчатое пространство практически полностью заполнено светлой жидкостью, часть жидкости проваливается на нижележащую секцию.

2. С увеличением скорости газового потока истечение газа из-под клапана приобретает струйный характер. Собственно при этом режиме начинается формирование газожидкостного слоя.

3. При достижении скорости газа 0,5—0,6 м/с на тарелке имеет место режим турбулизированной пены: слой светлой жидкости исчезает, наблюдаются сильные циркуляционные токи, над газожидкостным слоем появляется сепарационная зона. Начинается основной рабочий режим аппаратов рассматриваемой конструкции.

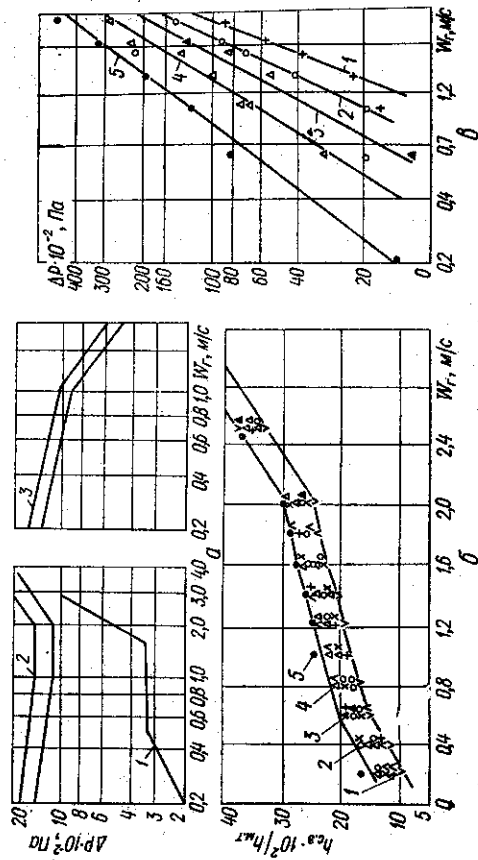


Рис. 45. Экспериментальные данные по гидродинамике прямоточных секционированных аппаратов:

α — сопротивление при плотностях орошения (1, 4... 8, 11·10⁻³ м/с; 1 — неорошаемой тарелки ΔP_n ; 2 — полное орошаемой тарелки ΔP ; 3 — газожидкостного слоя $\Delta P_{г.ж}$; 6 — зависимость высоты h_c сепарационной зоны, отнесенной к межтарелочному расстоянию h_m , т. от скорости газового потока; 1 — при $W_{ож} = 4 \times 10^{-3}$ м/с в подклапанном отверстии; 2 — при $W_{ж} = 6,4 \cdot 10^{-3}$ м/с; 3 — $W_{ож} = 7,5 \cdot 10^{-3}$ м/с; 4 — $W_{ож} = 11,4 \cdot 10^{-3}$ м/с; 5 — $W_{ож} = 13,9 \cdot 10^{-3}$ м/с.

4. В случае скорости газового потока выше 2,5 м/с газожидкостный слой разрушается, жидкость перемещается вверх по аппарату в виде больших капель, брызг и агломератов. В этот переходный режим исчезает сепарационная зона. Во всей секции реактора, ограниченной тарелками, сплошной фазой является газ, а диспергированной — жидкость.

5. Если скорость газа по аппарату достигает 3 м/с и выше, то устанавливается режим пневмотранспорта.

Основные гидродинамические характеристики клапанных тарелок, работающих в режиме восходящего движения фаз, представлены на рис. 45 в логарифмических координатах в зависимости от скоростей фаз. Нельзя не обратить внимание на то, что приведенные гидродинамические характеристики принципиально отличаются от аналогичных зависимостей для клапанных тарелок, полученных для противоточного или перекрестного движения контактирующих фаз. Сопротивление газожидкостного слоя с увеличением скорости газа значительно уменьшается, что объясняется соответствующим уменьшением запаса жидкости в ступени. В то же время при противоточном движении фаз на клапанных тарелках $\Delta P_{г.ж}$ мало зависит от скорости газа. Полное сопротивление секции в аппарате с восходящим движением фаз с увеличением скорости газового потока постоянно уменьшается и только при скорости последнего выше 2 м/с начинает увеличиваться. Однако отмеченная зависимость ΔP от W_g не может быть объяснена только противоположным влиянием его составляющих ΔP_n и $\Delta P_{г.ж}$. Как свидетельствует количественный анализ характеристик этих контактных устройств (табл. 12), величина ΔP постоянно превышает сумму ΔP_n и $\Delta P_{г.ж}$.

При противоточном режиме движения фаз по колонне жидкость с нижележащей тарелки попадает на вышележащую только за счет уноса газом. Движение этого небольшого количества жидкости вместе с газом через подклапанные отверстия в полотно тарелки практически не влияет на

Таблица 12

Величины сопротивлений прямоточных секционированных аппаратов при $L_f = 1,39 \cdot 10^{-2}$ м/с

Параметр	ΔP , Па, при скорости газа, м/с						
	0,2	0,6	1,0	1,4	1,8	2,0	2,5
ΔP	1850	1550	1440	1380	1430	1500	1765
$\Delta P_{г.ж}$	1717	1315	1145	980	900	803	687
ΔP_n	118	165	175	206	314	383	598
$\Sigma(\Delta P_n + \Delta P_{г.ж})$	1835	1470	1320	1186	1214	1186	1285
$\Delta P - \Sigma(\Delta P_n + \Delta P_{г.ж})$	15	80	120	194	216	314	480

сопротивление тарелки. Прямоточная восходящая схема движения контактирующих фаз по своей сути предполагает перемещение всего объема поступающей в реактор жидкости через отверстия под клапаном в виде спутного газожидкостного потока. Следовательно, в таких аппаратах часть сечения отверстий занята жидкостью, поэтому газовый поток проходит с более высокой скоростью, что вызывает дополнительные потери давления. Экспериментальные данные подтверждают наличие дополнительного сопротивления, обусловленного спутным движением, причем с увеличением скорости жидкости эта составляющая сопротивления увеличивается.

Таким образом, полное гидравлическое сопротивление клапанных тарелок в аппаратах с восходящим движением фаз следует определять по формуле

$$\Delta P = \Delta P_n + \Delta P_{г.ж} + \Delta P_{с.д.},$$

учитывающей величину сопротивления $\Delta P_{с.д.}$, обусловленного спутным движением газа и жидкости через подклапанное пространство.

Математическая обработка экспериментальных данных по сопротивлениям газожидкостного слоя в секциях прямо-

точного аппарата позволила получить для системы воздух — вода следующую зависимость:

$$\Delta P_{г.ж} = 4,91 \cdot 10^3 W_{о.г}^{-0,56} W_{о.ж}^{0,1} h_{кл}^{0,11} h_{м.т}^{1,15} F_{св}^{-0,83}, \quad (60)$$

где $W_{о.г}$ — скорость газа в подклапанных отверстиях; $W_{о.ж}$ — скорость жидкости там же; $h_{кл}$ — высота подъема клапана; $h_{м.т}$ — расстояние между тарелками; $F_{св}$ — площадь свободного сечения полотна тарелки.

Для учета влияния физико-химических свойств газа и жидкости в уравнение (60) введена функциональная зависимость

$$f(\mu_r, \mu_{ж}, \rho_r, \rho_{ж}) = \left(\frac{\mu_r}{\mu_v}\right)^{a_1} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{H_2O}}\right)^{b_1} \left(\frac{\rho_r}{\rho_v}\right)^{c_1} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{H_2O}}\right)^{d_1}, \quad (61)$$

где $\mu_r, \mu_{ж}, \mu_v, \mu_{H_2O}$ — вязкость газа, жидкости, воздуха и воды соответственно; $\rho_r, \rho_{ж}, \rho_v, \rho_{H_2O}$ — плотность.

Математическая обработка данных, полученных на опытно-промышленной установке синтеза диметилформамида, позволила раскрыть функциональную зависимость (61):

$$\Delta P_{г.ж} = 4,91 \cdot 10^3 \left(\frac{\mu_r}{\mu_v}\right)^{-1,1} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{H_2O}}\right)^{2,35} \left(\frac{\rho_r}{\rho_v}\right)^{0,1} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{H_2O}}\right)^{1,5} \times \\ \times W_{о.г}^{-0,56} W_{о.ж}^{0,1} h_{кл}^{0,11} h_{м.т}^{1,15} F_{св}^{0,83}.$$

Сопротивление неорошаемой тарелки не зависит от общей схемы движения контактирующих фаз в аппарате, поэтому для его расчета можно использовать приведенную ранее формулу. По той же причине в случае использования клапанных тарелок с эжекционными контактными элементами дополнительную составляющую полного сопротивления (потерю давления на удар при смешивании потоков под клапаном) можно также определить по соответствующей формуле.

Величина сопротивления, обусловленного спутным движением газа и жидкости, не зависит от конструкции, массы и геометрии собственно клапана, а определяется только

параметрами подклапанного отверстия, скоростью газа и жидкости, их физико-химическими свойствами. Для системы вода — воздух уравнение имеет вид

$$\Delta P_{с.д} = 168,6 W_{о.ж}^{1,44} W_{о.г}^{1,33}$$

Для учета физико-химических свойств реальных систем целесообразно использовать зависимость (61).

В связи с тем, что в сепарационном пространстве каждой секции аппарата имеются струи, капли и пленки жидкости, переносимые газом на вышележащую тарелку, использовать при расчетах общепринятую величину газосодержания газожидкостного слоя для рассматриваемых аппаратов не представляется возможным. С учетом того, что прямоточные секционированные аппараты преимущественно используются в качестве реакторов, целесообразно использовать другую характеристику — газосодержание секции, определяемое как отношение объема V_r газа, имеющегося в секции, к ее полному объему V_c :

$$\varphi_c = V_r/V_c = 1 - h_0/h_{м.т.}$$

Газосодержание секции с достаточно высокой точностью ($\pm 6,5\%$) можно определить по следующей эмпирической зависимости:

$$\varphi_c = 0,737 W_r^{0,32} h_{кл}^{-0,16} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,16} \quad (62)$$

При использовании для секционирования тарелок с многоступенчатыми балластными, кольцевыми и другими клапанами, форма которых отличается от дисковой, взамен величины $h_{кл}$ в формулу (62) необходимо ввести конструктивный параметр Γ .

Пример. Необходимо рассчитать полное гидравлическое сопротивление эжекционного клапанного контактного устройства при следующих исходных данных: диаметр клапана — 55 мм, ширина щели — 1 мм, максималь-

ный подъем клапана — 8 мм, масса клапана — 30 г, диаметр подклапанного отверстия — 36 мм, диаметр колонны — 100 мм, межтарельчатое расстояние — 300 мм, система — вода — воздух, скорость газа в отверстиях тарелки — 13,9 м/с, скорость жидкости — $8,8 \cdot 10^{-2}$ м/с, движение контактирующих фаз — прямоточное, восходящее.

Сопротивление неорошаемой тарелки

$$\Delta P_r = \left(3,2 + \frac{0,14}{0,34^2} \right) \frac{1,205 \cdot 13,5^2}{2} = 504 \text{ Па.}$$

Сопротивление газожидкостного слоя

$$\begin{aligned} \Delta P_{г.ж} &= 4,91 \cdot 10^3 \left(\frac{0,965 \cdot 10^{-8}}{1,81 \cdot 10^{-8}} \right)^{-1,1} \left(\frac{0,7 \cdot 10^{-8}}{1 \cdot 10^{-8}} \right)^{2,35} \left(\frac{1,75}{1,205} \right)^{0,1} \times \\ &\times \left(\frac{980}{1000} \right)^{1,5} 13,9^{-0,56} (8,8 \cdot 10^{-2})^{0,1} 0,008^{0,11} \times \\ &\times 0,3^{1,15} \cdot 0,115^{-0,83} = 674 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Сопротивление за счет спутного движения

$$\Delta P_{с.д} = 168,6 (8,8 \cdot 10^{-2})^{1,44} 13,9^{1,33} = 168 \text{ Па.}$$

Потеря давления на удар при смешивании газа и жидкости, определенная по номограмме, приведенной в работе [70], $\Delta P_y = 73 \text{ Па}$.

Полное гидравлическое сопротивление, рассчитанное по формулам, $\Delta P = \sum \Delta P_i = 1419 \text{ Па}$, а полученное экспериментально — равно 1544 Па. Отклонение в этом случае составляет 8,2%.

ВЛИЯНИЕ СЕКЦИОНИРОВАНИЯ НА МАССОПЕРЕДАЧУ И ПРОДОЛЬНОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

При разработке прямоточных секционированных аппаратов для реакционных и массообменных процессов необходимо учитывать вклад отдельных зон газожидкостного слоя в общий массообмен на ступенях контакта.

параметрами подклапанного отверстия, скоростью газа и жидкости, их физико-химическими свойствами. Для системы вода — воздух уравнение имеет вид

$$\Delta P_{с.д} = 168,6 W_{о.ж}^{1,44} W_{о.г.}^{1,33}$$

Для учета физико-химических свойств реальных систем целесообразно использовать зависимость (61).

В связи с тем, что в сепарационном пространстве каждой секции аппарата имеются струи, капли и пленки жидкости, переносимые газом на вышележащую тарелку, использовать при расчетах общепринятую величину газосодержания газожидкостного слоя для рассматриваемых аппаратов не представляется возможным. С учетом того, что прямоточные секционированные аппараты преимущественно используются в качестве реакторов, целесообразно использовать другую характеристику — газосодержание секции, определяемое как отношение объема V_r газа, имеющегося в секции, к ее полному объему V_c :

$$\varphi_c = V_r/V_c = 1 - h_0/h_{м.т.}$$

Газосодержание секции с достаточно высокой точностью ($\pm 6,5\%$) можно определить по следующей эмпирической зависимости:

$$\varphi_c = 0,737 W_r^{0,32} h_{кл}^{-0,16} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,16} \quad (62)$$

При использовании для секционирования тарелок с многоступенчатыми балластными, кольцевыми и другими клапанами, форма которых отличается от дисковой, взамен величины $h_{кл}$ в формулу (62) необходимо ввести конструктивный параметр Γ .

Пример. Необходимо рассчитать полное гидравлическое сопротивление эжекционного клапанного контактного устройства при следующих исходных данных: диаметр клапана — 55 мм, ширина щели — 1 мм, максималь-

ный подъем клапана — 8 мм, масса клапана — 30 г, диаметр подклапанного отверстия — 36 мм, диаметр колонны — 100 мм, межтарельчатое расстояние — 300 мм, система — вода — воздух, скорость газа в отверстиях тарелки — 13,9 м/с, скорость жидкости — $8,8 \cdot 10^{-2}$ м/с, движение контактирующих фаз — прямоточное, восходящее.

Сопротивление неорошаемой тарелки

$$\Delta P_r = \left(3,2 + \frac{0,14}{0,34^2} \right) \frac{1,205 \cdot 13,5^2}{2} = 504 \text{ Па.}$$

Сопротивление газожидкостного слоя

$$\begin{aligned} \Delta P_{г.ж} &= 4,91 \cdot 10^3 \left(\frac{0,965 \cdot 10^{-3}}{1,81 \cdot 10^{-3}} \right)^{-1,1} \left(\frac{0,7 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-3}} \right)^{2,35} \left(\frac{1,75}{1,205} \right)^{0,1} \times \\ &\times \left(\frac{980}{1000} \right)^{1,5} 13,9^{-0,56} (8,8 \cdot 10^{-2})^{0,1} 0,008^{0,11} \times \\ &\times 0,3^{1,15} \cdot 0,115^{-0,83} = 674 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Сопротивление за счет слутного движения

$$\Delta P_{с.д} = 168,6 (8,8 \cdot 10^{-2})^{1,44} 13,9^{1,33} = 168 \text{ Па.}$$

Потеря давления на удар при смешивании газа и жидкости, определенная по номограмме, приведенной в работе [70], $\Delta P_y = 73 \text{ Па}$.

Полное гидравлическое сопротивление, рассчитанное по формулам, $\Delta P = \sum \Delta P_i = 1419 \text{ Па}$, а полученное экспериментально — равно 1544 Па. Отклонение в этом случае составляет 8,2%.

ВЛИЯНИЕ СЕКЦИОНИРОВАНИЯ НА МАССОПЕРЕДАЧУ И ПРОДОЛЬНОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

При разработке прямоточных секционированных аппаратов для реакционных и массообменных процессов необходимо учитывать вклад отдельных зон газожидкостного слоя в общий массообмен на ступенях контакта.

Выше отмечено, что при секционировании аппарата клапанными тарелками интенсивность повышается в связи с появлением новых зон контактирования вследствие многократной инверсии фаз, удара и изменения направления двухфазного потока при его соударении о внутреннюю поверхность клапана, импульсного режима входа газожидкостного потока в барботажный слой, обеспечиваемого пульсацией клапана в области его динамической работы. Дисперсность двухфазного газожидкостного слоя по аппарату обеспечивает многократное воспроизведение входных концевых эффектов, а также сепарацию жидкости и газа по каждой тарелке и вновь образование двухфазного слоя над ней.

Многие из концевых эффектов давно стали объектами пристального внимания исследователей. Несмотря на то, что проведены теоретические и экспериментальные исследования для случаев одиночного и массового барботажа, образования и коалесценции капель, до настоящего времени нет единого мнения о вкладе концевых эффектов в процесс переноса вещества. По данным различных авторов вклад в общий массоперенос при образовании пузырей составляет 10—50%, при разрушении пузырей — 20—60%. По мнению Кальдербанка процесс образования пузырей не сопровождается аномальным возрастанием скорости массопередачи. Коэффициент массопередачи в этом случае рекомендуется определять по формуле

$$k = 1,56 \sqrt{D/\pi t},$$

где t — время образования пузыря. Согласно этой зависимости лишь при высоких скоростях газа величина k становится достаточно большой.

Представляет практический и теоретический интерес определение вклада отдельных локальных зон массообмена в общий эффект. Знание локальной эффективности каждой зоны или хотя бы отдельных участков аппарата позволило бы

более четко определить общие направления интенсификации прямоточных аппаратов.

Автором совместно с В. В. Солодовниковым и А. Г. Долгим проведены исследования процесса десорбции углекислого газа из воды воздухом на прямоточной колонне, секционированной клапанными тарелками с эжекционными клапанами. В связи с тем, что исследование локального вклада каждой зоны представляет пока непреодолимые трудности экспериментального характера, исследовали массопередачу по участкам (рис. 46). Участок A включал зоны прямоточного взаимодействия фаз, лобового удара о нижнюю поверхность клапана, эжекции и входа двухфазного потока в газожидкостный слой на тарелке, участок B — зону собственно газожидкостного слоя в секции аппарата, участок B — сепарационную зону.

Реактор, секционированный четырьмя тарелками, был оборудован по высоте девятью (1—9) пробоотборниками (рис. 47, а), обеспечивающими отбор из двухфазного потока только одной жидкой фазы и сепарацию фаз непосредственно в газожидкостном слое. Традиционный отбор пробы в виде газожидкостной смеси с последующей ее сепарацией недостаточно корректен и вносит значительные искажения в общую картину эффективности массопереноса, так как при сепарации фаз непосредственно в сепараторе протекает интенсивный массоперенос и состав отсепарированной из пробы жидкости не соответствует составу жидкости в газо-

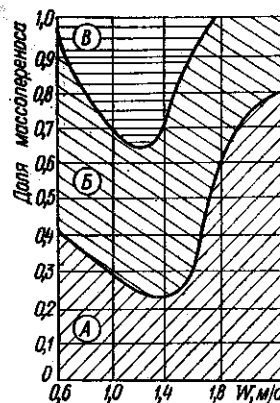


Рис. 46. Вклад различных зон барботажного слоя в прямоточном секционированном аппарате в общий массоперенос: A — участок, включающий подклапанную зону и входной участок; B — участок собственно газожидкостной зоны; B — участок сепарационной зоны.

жидкостном слое непосредственно в месте отбора пробы. По результатам анализа проб жидкости строили концентрационные профили по высоте аппарата при различных скоростях

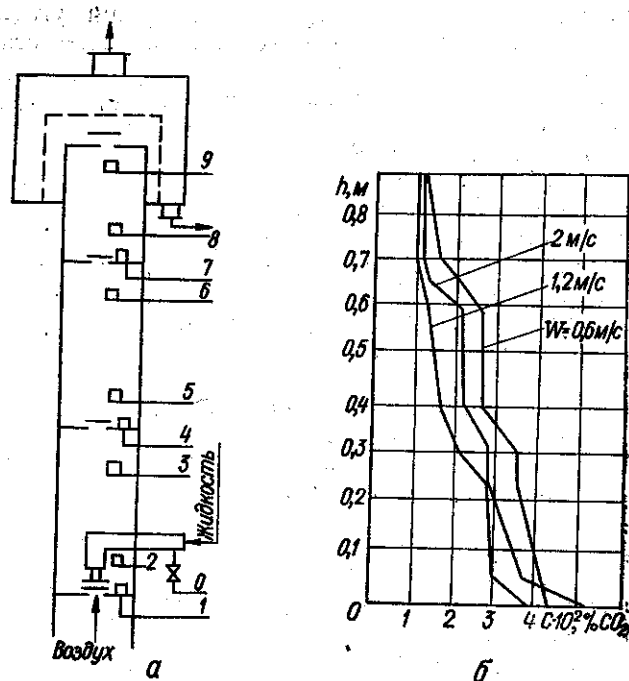


Рис. 47. Расположение пробоотборников по высоте реактора и концентрационный профиль при различных скоростях газа и жидкости.

стях газа и жидкости (рис. 47, б). Затем записывали уравнения материального баланса по участкам и решением полученной системы получали вклад каждой зоны в общий процесс переноса массы.

На рис. 46 в качестве примера показаны результаты, полученные при плотности орошения 23 м/ч для скоростей воздуха по сечению аппарата 0,6—2 м/с. Вклад участков в общий массоперенос в значительной степени определяется скоростью газа. Наиболее эффективный массообмен происходит на участке А, в особенности при высоких скоростях газа, когда усиливаются эффекты соударения и эжекции, а при средних скоростях — в зоне В, когда сепарационное пространство выражено наиболее четко и эффект многократной инверсии фаз проявляется наиболее сильно. Вклад участка Б слабо зависит от скорости газа и меняется в пределах 0,4—0,6. В то же время собственно газожидкостный слой занимает до 75% высоты аппарата.

Учитывая вышесказанное, не следует стремиться к увеличению расстояния между секционирующими перегородками. Это может иметь смысл лишь при малых скоростях газа, когда секционированный аппарат в пределе становится газлифтным. Для скоростей газа 0,8—2 м/с предпочтительнее отдать секционированным аппаратам с минимально допустимым расстоянием между тарелками. Как показало варьирование числа секций и межтарельчатого расстояния, оптимальное межтарельчатое расстояние составляет 250—350 мм.

Секционирование прямоточных газожидкостных аппаратов оказывает существенное влияние на массоперенос не только в результате появления зон дополнительного эффективного контакта фаз, но и благодаря уменьшению продольного перемешивания жидкости. Последнее особенно благоприятно в случае проведения в прямоточном аппарате реакционных или реакционно-массообменных процессов.

Известно [131], что средняя скорость реакции в аппаратах непрерывного действия, в которых происходит смешение исходных веществ с продуктами реакции, меньше соответствующей скорости в реакторах полного вытеснения. Эта разница в скорости увеличивается с увеличением степени превращения и порядка реакции. Поэтому секционирова-

ние прямоточных реакторов, в особенности клапанными тарелками, полностью устраняющее обратное перемешивание способствует интенсификации химических процессов.

Таким образом, химические, тепло- и массообменные процессы в значительной степени определяются структурой потоков в аппарате, обуславливающей время пребывания частиц в его секциях, а значит, и степень завершенности процесса.

Исследование структуры потоков жидкости обычно проводят путем изучения распределения частиц жидкости по времени пребывания. Поскольку перемещение жидкости в вышележащую секцию в рассматриваемых прямоточных секционированных аппаратах происходит путем ее срыва газом с поверхности газожидкостного слоя в зонах пониженного статического давления под отверстиями в полотно тарелки, обратные потоки между секциями отсутствуют уже при скорости газа по сечению аппарата выше 0,4 м/с. В этом случае аппарат можно представить как каскад последовательно расположенных ячеек, между которыми нет рециркуляционных потоков. Перемешивание в ячейках характеризуется общим коэффициентом продольного перемешивания D , включающим в себя коэффициенты турбулентной и осевой диффузии. Известно, [116], что по виду функции определения времени пребывания частиц в секции можно определить, какая математическая модель (идеального вытеснения, идеального смешения, диффузионная, ячейчатая) соответствует процессу в том или ином конкретном случае. Для получения функций распределения времени пребывания используют выходные кривые, получаемые при ступенчатом или импульсном, представляемом в виде δ -функции Дирака или периодически изменяющемся по гармоническому закону вводе индикатора в аппарат или его модель.

Проведенные исследования прямоточного аппарата, секционированного клапанными тарелками с эжекционными клапанами, показали, что в диапазоне скоростей газа 0,6–

2,2 м/с, скоростей жидкости $(1,8 \dots 7,5) \cdot 10^{-3}$ м/с и высот секции 0,2–0,5 м продольное перемешивание вероятнее всего описывается диффузионной моделью, что подтверждается сравнением вида экспериментально полученных E -кривых с E -кривыми, полученными теоретически в результате решения уравнения диффузии в работе [73]. Хаотическое пульсационное движение жидкости, возникающее при движении газовых пузырей, и струй, позволяет провести формальную аналогию между процессами молекулярной и турбулентной диффузии. Эта аналогия дает возможность использовать закономерности молекулярной диффузии при описании процесса перемешивания жидкости при барботаже и воспользоваться уравнением диффузии

$$D \frac{\partial^2 F}{\partial x^2} + W \frac{\partial E}{\partial x} = \frac{\partial F}{\partial \theta},$$

где D — коэффициент диффузии; x — безразмерная координата в направлении движения жидкой фазы; $Q = t/\tau$ — безразмерное значение времени, равное отношению истинного времени к среднему.

В литературе рассмотрены решения задачи о продольном переносе индикатора с позиций диффузионной модели при различных краевых условиях и получены уравнения для расчета дифференциальных и интегральных функций распределения. При обработке результатов наблюдений используют операции не с самими функциями распределения, а с их вероятностными характеристиками. Для этого вычисляют начальные моменты m -го порядка

$$\nu_m = \int_0^\infty E \theta^m d\theta \quad (63)$$

и центральные моменты

$$\mu_m = \int_0^\infty E (\theta - \nu_1)^m d\theta. \quad (64)$$

Статистический метод позволяет получить исчерпывающую характеристику кривой распределения.

Для проверки адекватности диффузионной модели для изучаемых прямоточных секционированных реакторов использовали расчетные уравнения, являющиеся решением уравнений (63) и (64). Находим величину критерия Бодштейна $B = ul/D_s$, определяющего кривую распределения времени пребывания жидкости в ступени реактора. Чем точнее модель описывает процесс перемешивания и выше точность эксперимента, тем ближе между собой должны быть группа чисел, характеризующих параметр модели, найденный из различных статистических характеристик. В наших исследованиях отклонение значений B_i от средней величины $B_{ср}$ составляло не более $\pm 10\%$. Этот разброс группы значений параметра B можно считать относительно небольшим, если учесть статистический характер фиксируемой величины (концентрации трассера) и дисперсионный характер отбора проб во времени. Последнее обстоятельство оказалось наиболее важным, так как использование приборов для непрерывной записи концентрации трассера в жидкости (РН-метров с проточными ячейками с автоматической записью показаний на диаграмме) позволило уменьшить разброс до $\pm 3\%$.

Таким образом, исследования подтвердили, что в рассматриваемых аппаратах продольное перемешивание описывается диффузионной моделью. Методом наименьших квадратов получены следующие эмпирические уравнения для определения D_s и $\tau_{ср}$:

$$D_s = 3,9W_{ж} \left(\frac{h_0}{h_f} \right)^{0,65} \tau_{ср}^{-0,18} l^{1,12};$$

$$\tau_{ср} = l \left[13 - \left(\frac{4,35 \cdot 10^{-2}}{W_{ж}} - 0,75l \right) (W_r - 3,49) \right],$$

где h_0 — высота светлого слоя жидкости; h_f — высота жидкостного слоя; l — высота секции аппарата.

ПРОМЫШЛЕННАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ И ПЕРСПЕКТИВЫ ДАЛЬНЕЙШЕГО СОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ ПРЯМОТОЧНЫХ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ АППАРАТОВ

Различные модификации прямоточных газожидкостных аппаратов (реакторов), секционированных клапанными тарелками, в сочетании с кожухотрубными теплообменниками и без них используются или апробированы в ряде химических производств.

Опыт показал, что в таких реакторах возможно осуществлять и каталитические процессы. На рис. 48 показан опытно-промышленный реактор синтеза диоксана из диэтиленгликоля. В качестве катализатора при проведении этого процесса используют серную кислоту. Это, а также жесткие температурные условия проведения процесса, приводят к осмолению значительной части полученного диоксана в реакционной массе (при автоклавном методе производства). Проведение процесса в прямоточном комбинированном реакторе и использование паров бензола для турбулизации потоков контактирующих фаз, удаления диоксана и реакционной воды благодаря образованию соответствующих азеотронов привело к значительной интенсификации процесса

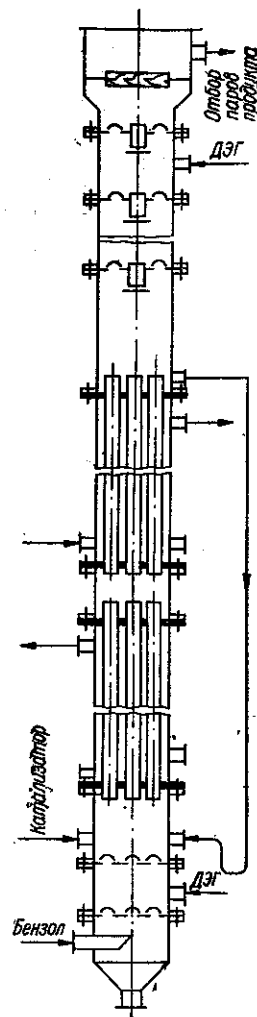


Рис. 48. Реактор синтеза диоксана.

(фактор интенсивности увеличился в 10—15 раз) и уменьшению осмоления в несколько раз.

Для расширения диапазона устойчивой работы проточных аппаратов и контактных устройств можно использовать принцип гидравлического саморегулирования, когда перемещающийся по вертикали в зависимости от давления (расхода) газа уровень жидкости выполняет роль затвора, открывая или прикрывая часть отверстий для прохода газа в восходящий поток газожидкостной взвеси [12; 61].

Список литературы

1. Агаев А. А., Ибрагимов В. И., Курбаналиев Т. Г. — Ученые записки Азерб. ин-та нефти и химии. Сер. 9. 1976, № 5.
2. А. с. 163162 (СССР).
3. А. с. 181037 (СССР).
4. А. с. 186967 (СССР).
5. А. с. 190328 (СССР).
6. А. с. 207870 (СССР).
7. А. с. 230780 (СССР).
8. А. с. 253747 (СССР).
9. А. с. 255906 (СССР).
10. А. с. 258266 (СССР).
11. А. с. 262842 (СССР).
12. А. с. 263562 (СССР).
13. А. с. 277725 (СССР).
14. А. с. 319318 (СССР).
15. А. с. 321259 (СССР).
16. А. с. 338231 (СССР).
17. А. с. 352656 (СССР).
18. А. с. 354870 (СССР).
19. А. с. 355963 (СССР).
20. А. с. 364328 (СССР).
21. А. с. 375077 (СССР).
22. А. с. 391835 (СССР).
23. А. с. 394058 (СССР).
24. А. с. 413953 (СССР).
25. А. с. 422423 (СССР).
26. А. с. 422424 (СССР).
27. А. с. 424575 (СССР).
28. А. с. 441948 (СССР).
29. А. с. 446283 (СССР).
30. А. с. 454034 (СССР).
31. А. с. 457695 (СССР).
32. А. с. 483396 (СССР).
33. А. с. 503586 (СССР).
34. А. с. 507341 (СССР).
35. А. с. 623572 (СССР).
36. А. с. 515517 (СССР).
37. А. с. 521897 (СССР).

38. А. с. 526375 (СССР).
39. А. с. 550376 (СССР).
40. А. с. 556826 (СССР).
41. А. с. 563997 (СССР).
42. А. с. 565672 (СССР).
43. А. с. 570369 (СССР).
44. А. с. 571281 (СССР).
45. Астарита Дж. Массопередача с химической реакцией. Л., Химия, 1971.
46. Атрошенко Л. С., Воронина С. М.—Изв. вузов. Химия и хим. технология, 1970, № 10.
47. Батунер Л. М.—Процессы и аппараты органического синтеза биохимической технологии. М.—Л., Химия, 1966.
48. Бахтукоев В. М., Медник Р. А., Колотилов С. И.—В кн.: Теория и практика перемешивания в жидких средах. М., НИИТЭХ, 1973.
49. Безденежных А. А., Вишняков В. М.—Хим. пром-сть, 1975, № 1.
50. Беннет К. О., Майерс Д. Е. Гидродинамика, теплообмен и массообмен. М., Недра, 1966.
51. Бретшнайдер С., Яшак М., Пасюк В.—Хим. пром-сть, 1963, № 1.
52. Влияние вынужденных колебаний сопла на дисперсность эмульсии в трубчатых аппаратах/Е. К. Фирсов, В. И. Смирнов, А. Г. Голуб и др.—Труды МИХМ, 1972, № 47.
53. Гегузин Я. Е. Капля. М., 1973.
54. Гидравлическое сопротивление клапанных тарелок/Л. С. Позин, В. Д. Довженко, Л. С. Аксельрод и др.—Хим. и нефтех. машиностроение, 1969, № 1.
55. Головачевский Ю. А. Оросители и форсунки скрубберов химической промышленности. М., Машиностроение, 1974.
56. Данквертс П. В. Газожидкостные реакции. М., Химия, 1973.
57. Дидушинский Я. Н. Основы проектирования каталитических аппаратов. М., Химия, 1972.
58. Дильман В. В., Аксельрод Ю. В., Хуторянский Ф. М.—Хим. пром-сть, 1976, № 9.
59. Евдокимов В. Б.—Журн. физической химии, 1969, 43, № 11.
60. Железняк А. С., Иоффе И. И. Методы расчета многофазных жидкостных реакторов. Л., Химия, 1974.
61. Задорский В. М.—Хим. пром-сть, 1972, № 1.
62. Задорский В. М.—Тепло- и массообмен, 1974, 10, № 2, с. 1.
63. Задорский В. М.—Изв. вузов. Пищевая технология, 1970, № 1.
64. Задорский В. М.—Тепло- и массообмен, 1974, 10, № 2, с. 1.
65. Задорский В. М., Васин Н. В.—Теоретические основы химической технологии, 1974, 8, № 1.
66. Задорский В. М., Головкин С. Н., Васин Н. В.—Тепло- и массообмен, 1972, № 4.
67. Задорский В. М., Олемберг В. И., Васин Н. В.—Изв. вузов. Химия и хим. технология, 1974, № 12.
68. Задорский В. М., Задоянный А. Г., Шалахман Ю. Г.—Вопросы химии и хим. технологии, 1965, № 42.
69. Залкинд Г. Р., Соловьева Е. В.—В кн.: Бром и его производные. Л., ГИПХ, 1974.
70. Исследование массоотдачи в газовой и жидкой фазах в колонне с хордовой насадкой/И. И. Игнатенко, Г. Р. Залкинд, И. А. Сараева, Л. А. Усенко.—В кн.: Химия и технология брома и йода. Л., ГИПХ, 1976.
71. Исследование гидродинамических характеристик хордовых насадок/И. И. Игнатенко, Г. Р. Залкинд, И. А. Сараева, Л. А. Усенко.—В кн.: Химия и технология брома и йода. Л., ГИПХ, 1976.
72. Исследование массопередачи в абсорбционных аппаратах при наложении пульсационных колебаний/И. Я. Городецкий, В. М. Олевский, Р. П. Левитанайте, А. А. Легочкина.—Хим. пром-сть, 1965, № 11.
73. К определению параметра диффузионной модели продольного перемешивания/М. М. Розенберг, Л. И. Хейфец, М. Б. Кац и др.—Теоретические основы хим. технологии, 1970, 4, № 4.
74. Кардашев Г. А., Михайлов П. Е. Тепло-массообменные акустические процессы и аппараты. М., Машиностроение, 1973.
75. Кафаров В. В. Основы массопередачи. М., Высшая школа, 1972.
76. Козлова-Маркова К. Н., Михайлов Б. И.—В кн.: Оборудование с использованием различных методов интенсификации. М., НИИХиммаш, 1975.
77. Майков В. П.—Теоретические основы хим. технологии, 1970, 4, № 3.
78. Малевич И. Ф. Клапанные тарелки ректификационных и абсорбционных аппаратов. М., ЦНИИТЭИиншепром, 1971.
79. Массообменные процессы с регулирующими циклами/Б. И. Конобеев, М. А. Фандеев, Г. Р. Арутюнян, П. С. Назаров.—Теоретические основы хим. технологии, 1967, 10, № 2.
80. Метод искровых разрядов для ускорения массообмена в системе твердое тело—жидкость/Г. Р. Аксельрод, Д. И. Чернявский, И. Н. Фиклисов и др.—Инженерно-физический журнал, 1970, 8, № 2.
81. Методика сравнения эффективности контактных массообменных устройств/В. П. Майков и др.—Теоретические основы хим. технологии, 1972, 6, № 2.
82. Миненко В. И. Магнитная обработка водно-дисперсных систем. К., Техника, 1970.
83. Нагиев М. Ф. Учение о рециркуляционных процессах в химической технологии. М., Изд-во АН СССР, 1958.

84. Нагиев М. Ф. Теория рециркуляционных процессов в химии. М., Изд-во АН СССР, 1962.
85. Некоторые вопросы технологии получения диметилформамида. В. В. Солодовников, В. М. Задорский, В. И. Базакин, В. Д. Егоркин. — Вопросы химии и хим. технологии, 1975, № 38.
86. О влиянии кратковременного воздействия магнитного поля на распределение бензойной кислоты между водой и бензолом. К. И. Калениченко и др. — Изв. вузов. Химия и хим. технология, 1971, 14, № 3.
87. Оптимизация конструкции хордовой насадки для массообменных аппаратов/И. И. Игнатенко, Г. Р. Залкинд, В. М. Задорский и др. — В кн.: Химия и технология брома и йода. Л., ГИИХ, 1976.
88. Орочко Д. И. Теоретические основы синтеза жидких топлив. Гостоптехиздат, 1951.
89. Основные конструктивные параметры электрогидравлических систем/К. И. Ларионов, Р. Г. Мирзоев, В. В. Богданов и др. — Хим. и нефтехим. машиностроение, 1975, № 7.
90. Островский Г. М., Слинко М. Г. — Теоретические основы хим. технологии, 1975, 9, № 6.
91. Панченков Г. М., Цабек Л. К. — Инженерно-физический журнал, 1969, 17, № 6.
92. Пат. 54668 (ГДР).
93. Пат. 58438 (ГДР).
94. Пат. 58495 (ГДР).
95. Пат. 67964 (ГДР).
96. Пат. 96492 (ГДР).
97. Пат. 152994 (ВНР).
98. Пат. 2772080 (США).
99. Пат. 2551691 (США).
100. Пат. 3080155 (США).
101. Пат. 3105862 (США).
102. Пат. 3680783 (США).
103. Пат. 113760 (ЧССР).
104. Пат. 1452216 (Франция).
105. Пат. 1532393 (Франция).
106. Пат. 2227509 (Франция).
107. Плановский А. Н. — Хим. пром-сть, 1944, № 5—6.
108. Применение комбинированного реактора в производстве диметилформамида/В. В. Солодовников, В. М. Задорский, В. И. Базакин, В. Д. Егоркин. — Хим. пром-сть, 1976, № 9.
109. Рамм В. М. Абсорбция газов. М., Химия, 1976.
110. Расчет физических полей методами моделирования. Под ред. Л. А. Люстерника, Б. А. Волинского. М., Машиностроение, 1968.
11. Рейхсфельд В. О. Аппаратура и машины заводов основного органического синтеза и синтетического каучука. Л., Химия, 1975.
12. Реутский В. А. Процессы хемосорбции. М., ВИНТИ, 1976.
13. Седач В. С., Семин Д. А. — Изв. вузов. Энергетика, 1976, № 1.
14. Селвуд П. Магнетохимия. М., Иностранная литература, 1958.
15. Скучик Е. Основы акустики. Т. 1. М., Иностранная литература, 1958.
16. Соколов В. Н., Доманский И. В. Газожидкостные реакторы. Л., Машиностроение, 1976.
17. Соломаха Г. П., Чехов О. С. — Химия и хим. технология топлив и масел., 1967, № 3.
18. Тиман Б. Л. — Журнал физической химии, 1959, 33, № 6.
19. Тимошенко С. П. Колебания в инженерном деле. М., Физматгиз, 1959.
20. Фальковский В. Б., Львов С. В., Серафимов Л. А. — Нефтепереработка и нефтехимия, 1972, № 4.
21. Федоткин И. М., Липсман В. С. Интенсификация теплообмена в аппаратах пищевых производств. М., Пищевая промышленность, 1972.
22. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция. Л., Химия, 1964.
23. Шейнман В. А., Александров И. А., Свеженцев В. С. — Хим. и нефтехим. машиностроение, 1967, № 9.
24. Эффективность новых конструкций клапанных тарелок при ректификации бинарных систем/Э. Я. Тарат, Н. В. Васин, В. М. Задорский и др. — Изв. вузов. Химия и хим. технология, 1973, 16, № 10.
25. Baird M. H., Garstang G. H. Chemical Engineering Science, 1967, 22, N 12.
26. Billet R., Raichle L. — Chemie — Ingenieur — Technik, 1966, 38, N 8.
27. Bowman Graig T. — Combust. Sci. and Technol., 1971, 30, N 1.
28. Coates J. — Chemical Engineering, 1967, 66, N 18.
29. Colderbank P. H., Patra R. P. — Chemical Engineering Science, 1966, 21.
30. Cussler E. L., Breuer M. M. — AIChE Journal, 1972, 18, N 4.
31. Danckwerts P. V. — Chemical Engineering Science, 1953, 2, N 1.
32. Denbigg H. G. — Chemical Engineering Science, 1958, 8, N 1/2.
33. Fair J. R. — Chemical Engineering, 1965, 72, N 14.
34. Hatta S. — J. Soc. Chem. Ind. Jap., 1932, 35.
35. Hoppe K., Mittelschtrass M. Grundlagen der Dimensionierung von Kolonnenböden verlag. Theodor Steinkopff, Dresden, 1967.
36. Hoppe K. — Chemische Technik, 1965, 17, N 9.
37. Kramers K., Westerterp K. Elements of Chemical Reactor Design and Operation. Netherland University Press, Amsterdam, 1963.

Содержание

138. Kyle B. G., Leng D. E.— Industrial and Engineering Chemistry, 1965, 57, N 2.
139. Leva M. Tower Packing and Packed Tower Design. 2-nd edition in Stoneware Co, Akron, Ohio, 1953.
140. Lockart R., Martinelli R.— Chemical Engineering Progress, 1949, 45, N 39.
141. Masuda Senichi — I. Fac. Eng. Univ. Tokyo, 1971, A, N 9.
142. Popovich A. T.— Chemical Engineering Science, 1964, 19, N 5.
143. Prater N. H., Antonacci D. W.— Petroleum Refiner, 1960, 38, N 7.
144. Ruckenstein E., Muntean O.— Chemical Engineering Science, 1970, 25, N 7.
145. Ruckenstein E., Berbente C.— Chemical Engineering Science, 1970, 25, N 3.
146. Zadorsky V. M., Shkola O. I., Steptschenko O. I.— Chemische Technik, 1973, 25, Jg. Heft. 9.
147. Zimmer E.— Chemiker Zeitung Chemische Apparatur, 1965, 89, N 20.
148. Vood R. M.— Trans. Inst. Chem. Engn., 1961, 39, N 4.

	Стр.
Предисловие	3
Методы интенсификации газожидкостных процессов	5
Интенсивность массообменного процесса в тарельчатых аппаратах	13
Интенсивность газожидкостного реактора	15
Режимно-технологические методы интенсификации	17
Совмещение технологических процессов	17
Рециркуляция как метод интенсификации реакционных и реакционно-массообменных процессов	25
Расчет реакционно-массообменных аппаратов	30
Примеры практической реализации РТ-методов интенсификации	33
Наложение пульсаций на контактирующие фазы	46
Колебания в газожидкостных системах	46
Влияние низкочастотных колебаний на массообмен при пленочном течении	55
Интенсификация газожидкостных аппаратов организацией пульсаций расхода жидкости	58
Спонтанные пульсации клапанов на тарелках	64
Наложение электрических и магнитных полей	78
Влияние полей на массообменные процессы	78
Использование электрогидравлического эффекта в целях интенсификации	85
Перспективы применения электрических и магнитных полей для создания высокоинтенсивных газожидкостных аппаратов	88
Интенсификация аппаратов с регулярными насадками	93
Конструктивные приемы турбулизации пленки жидкости на вертикальных поверхностях	95
Оптимизация регулярной насадки с перераспределителями	98
Оптимизация хордовой насадки	102
Организация контактирования фаз во встречных струях	111
Пленочно-барботажная насадка	112
Основные расчетные зависимости для хордовой насадки	115
Использование хордовых насадок в промышленности	117

Интенсификация клапанных контактных устройств тарельчатых аппаратов	118
Классификация клапанных контактных устройств	121
Совершенствование конструкций	130
Оптимизация конструкций	144
Использование новых клапанных контактных устройств в промышленных колоннах	164
Прямоточные газожидкостные аппараты, секционированные клапанными тарелками	168
Конструкции прямоточных аппаратов	168
Гидродинамика и структура потоков в прямоточных аппаратах	174
Влияние секционирования на массопередачу и продольное перемешивание	181
Промышленная реализация и перспективы дальнейшего совершенствования прямоточных газожидкостных аппаратов	189
Список литературы	191

Вильям Михайлович Задорский, канд. техн. наук

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ ПРОЦЕССОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Редактор *М. Д. Семененко*

Оформление художника *Г. В. Мишуренко*
Художественные редакторы *Н. Ф. Соловьева,*
Е. А. Ильницкий

Технический редактор *Н. А. Бондарчук*
Корректор *Т. Г. Герасименко*

Информ. бланк № 1165

Сдано в набор 12. 09. 78. Подписано в печать 30. 03. 79. БФ 04733.
Формат 70 × 108^{1/32}. Бумага типогр. № 1. Гарн. лит. Печ. выс.
Усл. печ. л. 8,75 Уч.-изд. л. 9. Тираж 1500 экз.

Зак. № 8-381. Цена 60к.

Издательство «Техника», 252601, Киев, 1, ГСП, Крещатик, 5.
Отпечатано с матриц Книжной фабрики им. М. В. Фрунзе
Республиканского производственного объединения «Поли-
графкинг» Госкомиздата УССР, Харьков, Донец-Захар-
жевская, 6/8 в Харьковской городской типографии № 16.
Харьков-3, Университетская, 16. Зак. 819.