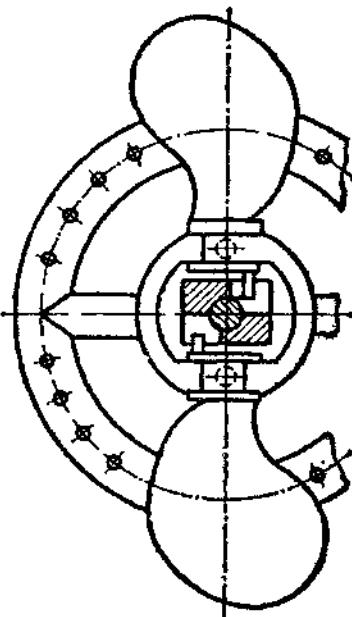


В.М. Задорский

**ИНТЕНСИФИКАЦИЯ
ХИМИКО-
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ
ПРОЦЕССОВ
НА ОСНОВЕ
СИСТЕМНОГО
ПОДХОДА**



ББК 35.11

3-15

УДК 658.5.011.46 : 665.7

Рецензенты: д-р техн. наук. И. Д. Зайцев, д-р техн. наук
Г. А. Статюка

Редакция литературы по тяжелой промышленности
Зав. редакцией О. Л. Яковлева

Задорский В. М.

3-15 Интенсификация химико-технологических процессов на основе системного подхода.— К.: Техника, 1989.— 208 с.

ISBN 5-335-00260-3

Рассмотрены новые методы интенсификации наиболее распространенных в химической и нефтехимической технологии тепло-массообменных, реакционных, а также совмещенных процессов. Приведены рекомендации по выбору опимальных режимно-технологических и аппаратурно-конструктивных методов интенсификации на основе системного подхода и с учетом промышленного опыта.

Предназначена для инженерно-технических работников химической, коксохимической, нефтяной, газовой и пищевой промышленности может быть полезна студентам вузов.

3 2802000000-105
M202(04)-89 110.89

ББК 35.11

ISBN 5-335-00260-3

© Издательство «Техника», 1989

ПРЕДИСЛОВИЕ

В связи с принятым курсом на кардинальную реструктуризацию народного хозяйства страны особенно актуальны задачи создания высокоэффективного высокointенсивного оборудования, принципиально новых интенсивных, мало- и безотходных технологий.

Без таких технологий и оборудования невозможно решить задачи, поставленные перед химиками страны, по резкому увеличению производства ряда химических продуктов, техническому перевооружению и созданию новых производств, материалов с заранее заданными свойствами, в том числе сверхчистых, увеличению выпуска и расширению номенклатуры малотоннажной продукции, прежде всего продукции органического синтеза и др.

Эти задачи могут быть успешно решены только при условии реализации комплексного подхода и одновременном решении всего круга вопросов создания оптимальных технологий и аппаратуры для новых и технического перевооружения действующих производств.

Излагаемая в данной книге концепция создания новых технологических процессов и оборудования для их реализации основана на том, что процесс синтеза оптимальной химико-технологической системы (ХТС) рассматривается как ряд последовательных приближений, в начале которого проводится выбор оптимальных методов проведения процесса и конструктивных решений, преимущественно на лимитирующих уровнях, на основе тех или иных локальных критериев оптимизации (технических, технико-экономических или экономических в зависимости от масштаба лимитирующего уровня). Лишь затем приступают к наиболее сложному этапу — синтезу всей ХТС с учетом взаимосвязи, взаимовлияния отдельных ее элементов.

При переходе от проектирования отдельных аппаратов к проектированию систем возникает целый ряд проблем, связанных с необходимостью учета взаимо-

связи элементов структуры системы. Методики синтеза сложных ХТС, учитывающие указанную взаимосвязь, в особенности при использовании совмещенных процессов, пока разработаны недостаточно.

По-видимому, единственной возможностью учесть указанные эффекты, возникающие при синтезе сложных ХТС, является сочетание, переплетение, одновременное проведение процессов проектирования (синтеза) ХТС, в том числе автоматизированного (с помощью САПР), и исследования технологических процессов, в том числе автоматизированного (с помощью АСНИ), с целью оптимизации их параметров и конструирования оптимальных для реализации данных процессов аппаратов.

Такой комплексный подход может быть реализован только при одновременной работе проектировщиков совместно со специалистами по процессам и аппаратам, химиками-технологами, а также специалистами по математическому моделированию и использованию итеративных процедур в логической схеме проектирования [62, 74–76, 78]. В перспективе речь идет о единстве АСНИ, САПР и АСУТП.

В книге сделана попытка изложения комплексного подхода к созданию сложных химико-технологических систем, основанного на одновременном использовании традиционных и впервые предложенных автором режимно-технологических (РТ) и аппаратурно-конструктивных (АК) методов интенсификации, обеспечении единства технологии и аппаратурного оформления, в том числе за счет использования модульного принципа при компоновке (агрегировании) химико-технологических аппаратов из самостоятельных блоков — унифицированных модулей.

Многие из освещенных в книге положений апробированы и внедрены в виде непрерывных технологических процессов для получения веществ с заданными свойствами, новых конструкций массообменных, а также комбинированных реакционно-массообменных аппаратов.

Данная книга развивает подходы к интенсификации, предложенные в работе этого же автора «Интенсификация газожидкостных процессов в химической технологии», выпущенной в издательстве «Гэхника» в 1979 г., и содержит новые результаты, полученные в последние годы.

Значительная часть экспериментальных материалов, приведенных в книге, получена с участием аспиран-

тov, соискателей и сотрудников кафедры оборудования химических заводов Днепропетровского химико-технологического института имени Ф. Э. Дзержинского и отраслевой научно-исследовательской лаборатории реакторов и массообменных аппаратов Минхимпрома СССР при ДХТИ (ОНИЛ РиМА ДХТИ), которым автор выражает глубокую признательность за участие в совместной работе, поддержку и помощь при работе над книгой.

*Отзывы и пожелания просим направлять по адресу:
252601 Киев, 1, ул. Крецатик, 5. Издательство «Техника».*

Глава 1

КЛАССИФИКАЦИЯ И ПРИМЕНЕНИЕ МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ

ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СИСТЕМЫ И СИСТЕМНЫЙ ПОДХОД К ИХ АНАЛИЗУ, СИНТЕЗУ И ОПТИМИЗАЦИИ

Развиваемый в данной работе комплексный подход к синтезу ХТС основан на принципах системного анализа. В связи с этим остановимся на некоторых основных свойствах сложных систем, в частности ХТС, и принципах системных исследований, важных для дальнейшего изложения.

Под системой обычно понимают множество находящихся в отношениях и связях между собой и реализующих единую цель элементов, которое образует определенную целостность, единство. Любой элемент системы может рассматриваться как система более низкого порядка, а сама система — как элемент системы более высокого уровня. При анализе или синтезе систем применяют понятие иерархичности, полагая, что отдельные уровни системы обуславливают аспекты ее поведения, а функционирование всей системы является результатом взаимодействия всех уровней иерархии. Наличие отношений и связей между элементами, образующими систему, не мешает ей выступать в качестве единого целого во взаимоотношениях со средой. В то же время свойства отдельных элементов, так называемые интегративные связи внутри системы, определяют, в конечном счете, ее свойства в целом.

В соответствии с общими принципами системного анализа, его стратегией и иерархической структурой химического производства [82—86] каждый процесс формализуется как сложная физико-химическая система. Сущность системного анализа определяется его стратегией, в основе которой лежат общие принципы, применимые к решению любой системной задачи. К ним можно отнести четкую формулировку цели исследования; постановку задач по реализации этой цели, описание задач в общем виде, определение критерия эффективности их решения; разработку развернутого плана исследования и последовательное продвижение по все-

му комплексу взаимосвязанных этапов и возможных направлений; организацию последовательных приближений и повторных циклов исследований на отдельных этапах; принцип нисходящей иерархии анализа и восходящей иерархии синтеза в решении составных частных задач. Сначала описывается функция системы, затем функции подсистем. Если на этом уровне не находится допустимого решения, то декомпозиция происходит дальше.

Одной из наиболее важных проблем системологии является определение форм и методов передачи информации от одних подсистем к другим, характера координации низших уровней системы со стороны элементов более высоких уровней и количественных характеристик степени их воздействия друг на друга.

При проведении исследований новых методов интенсификации на различных ступенях иерархии ХТС учитывалось, что не только объект исследования, но и сам процесс исследования выступают как сложная система, задача которой, в частности, состоит в соединении в единое целое различных моделей исследуемого объекта.

Для решения вопросов локальной оптимизации отдельных процессов необходимо глубокое проникновение в физико-химическую сущность функционирования каждого элемента системы на каждом уровне. Наряду с этим обеспечение оптимального взаимодействия элементов ХТС и соответствие условий проведения процессов на различных уровнях иерархии оптимальным условиям функционирования всей ХТС является одной из основных общесистемных задач.

ХТС обычно рассматривают как совокупность взаимосвязанных технологическими потоками и действующих как одно целое аппаратов, в которых осуществляется определенная последовательность технологических операций [86]. При таком подходе из рассмотрения, однако, исключается широкий круг задач оптимизации ХТС для тех случаев, когда в аппаратах одновременно осуществляются параллельные химические реакции, или совмещенные реакционно-массообменные процессы. Между тем использование некоторых методов интенсификации, в частности совмещение химических процессов с противоположными тепловыми эффектами и организация совмещенных реакционно-массообменных процессов, как показано ниже, во многих случаях позволяют упростить ХТС и по-новому сфор-

мулировать задачу ее оптимизации ввиду необходимости учета взаимного влияния совмещенных процессов. В связи с этим в дальнейшем под ХТС будем понимать совокупность взаимосвязанных технологическими потоками аппаратов, где последовательно или параллельно (одновременно) происходят технологические операции обработки реагентов.

Ввиду сложности, разветвленности ХТС целесообразно провести декомпозицию по горизонтали и рас-

1. Уровни иерархии ХТС

Уровень иерархии	Наименование уровня иерархии ХТС	Основные вопросы рассмотренные в соответствующих главах
I	Молекулярный и надмолекулярных структур (M)	Обосновано использование новых РТ- и АК-методов интенсификации, дана их классификация. Особое внимание уделено совмещенным процессам
II	Контактное устройство (КУ)	Показана связь гидродинамических и массообменных характеристик с конструктивными особенностями КУ и используемыми методами интенсификации
III	Контактная ступень (КС)	Обоснованы аппаратурно-конструктивные методы интенсификации
IV	Аппарат (A)	Показаны пути реализации новых методов интенсификации при создании химико-технологических аппаратов, в том числе на основе блочно-модульного подхода
V	Химико технологическая система (ХТС)	Приведены данные по созданию и реализации новых промышленно важных технологий и оборудования для их реализации

сматривать ХТС как совокупность подсистем элементарных технологических процессов (ЭТП) (ректификация, теплообмен, экстракция и т. п.) и по вертикали, рассматривая процессы (табл. 1) на различных уровнях иерархии. I — молекулярном (M), II — контактного устройства (КУ), III — контактной ступени (КС) и, наконец, IV — аппарата (A). Вся ХТС в целом представляет собой V уровень.

Рассмотрим вопрос соответствия объекта «ХТС» понятию «система». Для отнесения ХТС к техническим системам она должна обладать (и обладает) следующими основными свойствами [93]: быть одновременно целостной и декомпозируемой на составляющие элементы, иметь устойчивые связи между элементами или (и) их свойствами, превосходящие по силе связи с эле-

ментами, не входящими в систему (связи характеризуются физическим наполнением, направленностью, мощностью, оцениваемой коэффициентом чувствительности и ролью в системе); иметь определенную организацию, проявляющуюся в снижении энтропии системы $H(S)$ в сравнении с суммой энтропий системообразующих факторов $H(F)$:

$$H(S) < H(F) \leq K \ln n a \gamma b l t, \quad (1)$$

где $K = 1,38 \cdot 10^{-16}$ эрг K^{-1} — постоянная Больцмана; n — число элементов системы; a — число свойств элемента; γ — число существенных связей, которыми может обладать элемент; b — число системозначных свойств связей; l — число квантов пространства; t — число квантов времени. XTC должна иметь интегративные качества, присущие системе в целом, но не присущие ее элементам в отдельности.

Структуру XTC характеризует устойчивая упорядоченность в пространстве и во времени элементов и связей системы. В пространстве различают плоские и объемные, рассредоточенные и сосредоточенные структуры. Во времени — экстенсивные структуры, когда происходит рост числа элементов системы во времени, и интенсивные, когда количество элементов не изменяется, а растет число и мощность связей между ними.

Согласно общепринятым в системотехнике определению «элемент системы» — это часть системы, выполняющая определенное функциональное назначение и не подлежащая дальнейшему расчленению без потери способности выполнять это функциональное назначение. Поэтому элемент рассматривают как условно неделимую часть.

Рассмотрим с позиций системотехники место XTC в общей классификации систем.

По субстанциональному признаку системы подразделяются на три класса: естественные, концептуальные, или идеальные, и искусственные [93]. XTC относится к последнему классу систем, созданных человеком.

По сложности, т. е. в зависимости от числа элементов и связей между системами, а также сложности технологических процессов, XTC могут быть отнесены как к «простым», так и к «сложным» и даже «очень сложным» системам.

По степени организованности различают казуальные (определеняемые причинно-следственными связями)

и целе направленные (способные к выбору 'оведения в зависимости от внутренне присущей цели) системы. Рассматриваемые ХТС относятся к казуальным, хотя для отдельных элементов системы характерной является способность к адаптации, что можно отнести также к целенаправленности.

По характеру функций различают специализированные, многофункциональные [93] и универсальные системы. Рассматриваемые ХТС могут быть как специализированными, так и многофункциональными (тогда их следует называть «гибкими технологическими системами» — ГТС). Кроме того, ХТС могут быть универсальными, если при их создании заложена способность к трансформации структуры в зависимости от назначения.

Изучение объектов и явлений как систем вызвало формирование системного подхода, являющегося конкретно-научным методомialectико-материалистической методологии, имеющим общенаучное значение. Для системного подхода характерны принципы системности, т. е. принадлежности к одной из форм познания, связанной с исследованием и созданием объектов как систем; иерархичности познания, требующей трехуровневого изучения предмета (собственно предмета, его же — как элемента вышестоящей системы и, наконец, его же — как части низkestоящего уровня иерархии); интеграции как направленности на изучение интегративных свойств и закономерностей систем, раскрытия механизмов интеграции целого; формализации, т. е. нацеленности на получение количественных характеристик, получение не концепций, а конструктивных методов анализа, синтеза и оптимизации систем.

Последнее характерно для системного анализа, являющегося сегодня технологией системного подхода [62; 65; 67; 70; 74; 75; 76; 78; 82—86; 89; 91; 95; 96; 99; 101]. Основой системного анализа является построение математических моделей, позволяющее получить количественную оценку различных свойств, характеристик и факторов. Важной особенностью системного анализа является широкое использование вычислительной техники.

Работы по синтезу оптимальной ХТС целесообразно начинать на I иерархическом (молекулярном) уровне, когда определяют наиболее удачный вариант синтеза, кинетические особенности химического процесса, возможность совмещения химических стадий с тепломас-

сообщенными и взаимное влияние совмещенных процессов. Изучение этих процессов позволяет в первом приближении с использованием методов функциональной декомпозиции и эвристических принципов синтеза наметить вариант ХТС, пригодный для создания опытной установки (ХТС ОУ). Следует сразу заметить, что этот этап синтеза оптимальной ХТС не всегда удается формализовать с использованием современного математического аппарата, и результат во многом определяется опытом, техническим кругозором, интуицией разработчиков.

Анализ процессов на II—IV уровнях позволяет выявить лимитирующие стадии и сформулировать основные требования к конструкционным и технологическим параметрам ХТС, а также определить целесообразность использования тех или иных методов повышения качества их функционирования.

Итак, на I этапе синтеза оптимальной ХТС проводят декомпозицию создаваемой ХТС по горизонтали на ЭТП и по вертикали на подуровни, соответствующие различному масштабу объекта, а также анализ процессов на различных уровнях с целью выявления лимитирующих уровней и стадий процесса.

Дальнейшую работу проводят преимущественно на этих лимитирующих уровнях — определяют возможность уменьшения размерности ХТС, т. е. уменьшения количества подсистем по горизонтали путем, например, исключения или направленного совмещения отдельных ЭТП.

На молекулярном уровне I эвристический синтез неотделим от анализа ХТС и исследований ЭТП на физических моделях, на которых изучают взаимное влияние совмещаемых процессов, определяют наиболее целесообразные методы интенсификации ЭТП на лимитирующих уровнях.

Предлагаемый комплексный подход к синтезу ХТС, базирующийся на принципах системного анализа и опирающийся на единство технологии и аппаратурного оформления процессов, гибкое сочетание аналитических методов с экспериментальными и эвристическими, позволил выработать общую стратегию, включающую следующие основные этапы: декомпозиция задачи синтеза ХТС на подзадачи синтеза предварительного ее варианта, пригодного для создания опытной установки и получения математической модели (ХТС ОУ), — первый этап; синтез проектируемой ХТС — второй этап;

идентификация модели и обеспечение эффективности функционирования ХТС — третий этап.

В рамках решения конкретных задач синтеза эти основные этапы нашли различные практические воплощения. К примеру, для ХТС, предназначенных для получения особо чистых веществ, общая стратегия имеет следующий вид:

1) декомпозиция задачи синтеза оптимальной ХТС на подзадачу обеспечения качества получаемого продукта (подзадача 1) и подзадачу обеспечения максимальной производительности ХТС при заданных ограничениях по качеству производимого продукта (подзадача 2);

2) проведение исследований макрокинетики процессов химической реакции и массообмена в лабораторных условиях;

3) получение аналитическим путем математической модели основного реакционно-массообменного аппарата;

4) введение в математическую модель корректировочных выражений, учитывающих взаимосвязь и взаимовлияние процессов химической реакции и массообмена;

5) синтез оптимальной технологической топологии ХТС, обеспечивающей необходимое качество;

6) создание опытно-промышленного реакционно-массообменного аппарата, физически моделирующего одну секцию основного аппарата;

7) проведение эксперимента на опытно-промышленном аппарате и определение по данным эксперимента значений коэффициентов в выражениях, учитывающих совмещение процессов химической реакции и массообмена;

8) определение с помощью скорректированной модели оптимальных технологических режимов и конструктивных размеров основного аппарата.

Все реже появляются принципиально новые химико-технологические процессы, и в последнее время внимание разработчиков обращено на синтез высокоэффективных ХТС путем логического соединения уже известных элементарных процессов. Однако в подавляющем большинстве случаев образующиеся при этом ХТС далеко не соответствуют требованиям, предъявляемым техникой.

По мнению автора, при создании новых ХТС (рис. 1) стадии синтеза, анализа и оптимизации не следует рас-

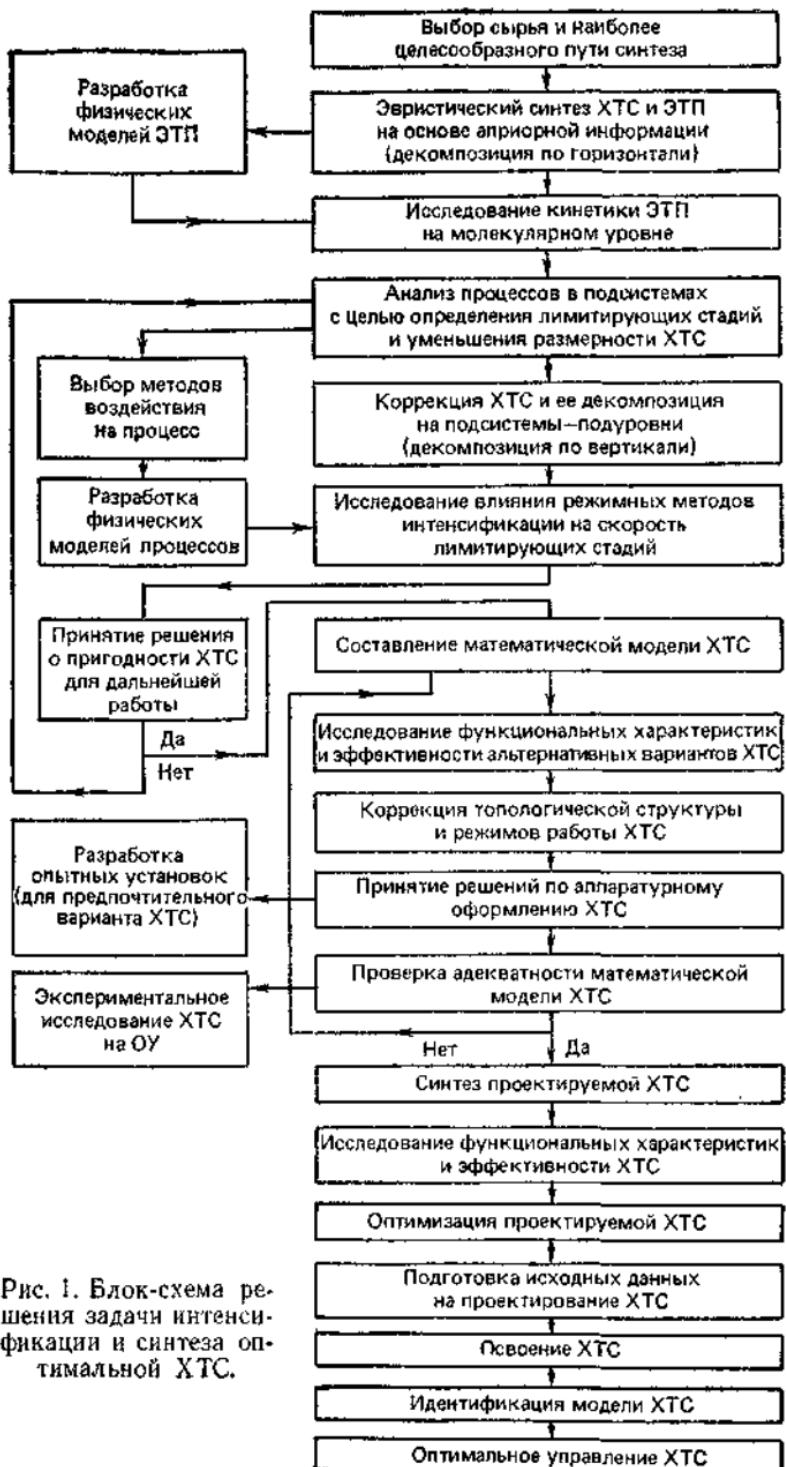


Рис. 1. Блок-схема решения задачи интенсификации и синтеза оптимальной ХТС.

сматривать как строго последовательные. В данную «триаду» следует, по-видимому, включить в качестве полноправного члена стадию «экспериментальные исследования», так как проведение последних не до синтеза и не после оптимизации, а в процессе создания новой ХТС позволяет, как будет показано ниже, во многих случаях предложить совершенно новую топологию ХТС, использовать другие методы интенсификации, выбрать оптимальные унифицированные модули для комбинированного аппарата, обеспечить наиболее полное соответствие конструкции аппарата требованиям технологического процесса. Как показывает опыт, целесообразно проводить итерации теперь уже «тетрадь» до тех пор, пока не будет достигнуто требуемое значение комплексного обобщенного параметра оптимизации на уровне ХТС.

При выборе методов интенсификации целесообразно использовать принцип соответствия, согласно которому масштаб и частота выбранного метода воздействия должны соответствовать масштабу и преобладающей частоте собственных колебаний системы на том лимитирующем уровне, где это воздействие реализуется. К примеру, обратную технологическую связь — рециркуляцию можно организовать как на V уровне (внешний рецикл), так и на IV уровне (внутренний рецикл на уровне аппарата); на III уровне (рециркуляция жидкости в каждой ступени контакта) и на II уровне (рециркуляция жидкости через контактные устройства, например, эжекционного типа). Однако кратность рециркуляции должна быть в этих случаях соизмерима со временем пребывания жидкости соответственно в ХТС, аппарате, ступени контакта, контактию устройстве. В противном случае эффект от использования обратной технологической связи окажется незначительным. Нецелесообразным будет и использование циклических низкочастотных режимов обработки (наложение макропульсаций), если основными лимитирующими будут I—III уровни, и, наоборот, нецелесообразным будет использование ультразвуковых микропульсаций при лимитирующих процессах на IV—V уровнях.

Принцип соответствия необходимо соблюдать также при выборе параметров оптимизации на каждом уровне. «Масштаб» параметров оптимизации должен соответствовать масштабу соответствующего уровня. При переходе от I к V уровню необходим переход от техниче-

ских к технико-экономическим и, наконец, на высоких уровнях к чисто экономическим параметрам оптимизации (табл. 2). Заметим, что при этом сохраняется преемственность параметров оптимизации, происходит как бы их обогащение при движении снизу вверх.

При наличии нескольких возможных критериев оптимальности и необходимости многокритериальной оп-

2. Иерархия параметров оптимизации

Уровень иерархии	Параметр оптимизации	Пример
V	Экономический, технико-экономический (групповые показатели)	Показатели технического уровня производства
IV	Технико-экономический (комплексные показатели)	Приведенные затраты
III	Технический, технико-экономический (сложные показатели)	Интенсивность реактора (массообменного аппарата); технико-экономическая эффективность ступени контакта
II	Технический (комплексный показатель)	Удельное сопротивление одной теоретической ступени контакта, ВЭТТ, ВЭТС, ВЕП, удельный коэффициент массопередачи
I	Технический (простой показатель)	Скорость химической реакции

тимизации используют поисковые методы, принципы линейного, нелинейного и динамического программирования. В литературе приведено значительное количество алгоритмов оптимизации ХТС, освещение которых не входит в задачи данной книги. По мнению автора, наибольший интерес представляет подход, основанный на предположении об эквивалентности всех критериев оптимизации и на решении отдельных оптимизационных задач при использовании в качестве целевой функции каждого из возможных критерии и поиске компромиссного решения.

Принцип соответствия необходимо соблюдать также при выборе объекта, на котором проводят исследования при синтезе ХТС. На низких уровнях обычно используют физические модели, на более высоких — математические, все более усложняющиеся и одновременно увеличивающие степень обобщения по мере повышения уровня.

Таким образом, сформулирован ряд общих принципов интенсификации и синтеза оптимальных ХТС,

которыми автор будет руководствоваться далее. Это комплексный подход, основанный на системном анализе и заключающийся в одновременной реализации, сочетании методов интенсификации на различных уровнях иерархии ХТС; обеспечение единства технологии процесса и его аппаратурного оформления; выявление в иерархической лестнице лимитирующих уровней и интенсификация оборудования с их учетом; обеспечение принципа соответствия технических параметров выбранных методов интенсификации и параметров оптимизации масштабу соответствующего уровня, а также соответствия объекта исследования масштабу лимитирующего уровня.

ИНТЕНСИВНОСТЬ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ АППАРАТОВ

Интенсификация многочисленных процессов, проводимых в гетерогенных системах, в частности, при контактировании газа и жидкости, дает возможность увеличить производительность аппаратов при уменьшении их габаритов, металлоемкости, стоимости и соответствующем сокращении необходимых производственных площадей и уменьшении эксплуатационных расходов. Кроме того, интенсификация технологических процессов зачастую позволяет получить новые эффекты, соизмеримые и даже превосходящие по значимости основные целевые эффекты (уменьшение инкорустации на внутренних поверхностях аппаратов или осмоления перерабатываемых веществ, увеличение селективности химических процессов, улучшение качества продукции, уменьшение энергетических затрат).

Известно значительное количество традиционных и сравнительно новых способов интенсификации технологических процессов, протекающих, в частности, в газожидкостных системах. Их строгая классификация весьма затруднена, однако условно методы интенсификации можно разделить на два класса: комплексные, при которых к установке подходят как к единому целому, и декомпозиционные методы, при которых выявляют и интенсифицируют отдельные лимитирующие стадии процесса или элементы его аппаратурного оформления. Ввиду сложности процессов, протекающих в гетерогенных системах, предпочтительным методом их интенсификации является декомпозиционный.

Под интенсивностью *i* любого технологического аппарата понимают отношение одной из целевых количе-

ственных характеристик: Q (например, производительности или количества перенесенного тепла) к основной, чаще всего геометрической характеристике (V , F) 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, для доменной печи — съем чугуна с 1 м^3 рабочего объема печи в единицу времени, а для мартеновской — съем стали с 1 м^2 пода печи в единицу времени.

Таким образом, интенсивность — это величина количественная, размерная. Тогда процесс интенсификации производства можно рассматривать как деятельность, направленную на повышение показателя интенсивности технологического оборудования. В этой связи обще принятые выражение «интенсификация технологического процесса» нельзя признать удачным. Правильнее говорить об интенсификации оборудования, мерой которой является его четкая количественная характеристика — интенсивность i .

Для теплообменного аппарата

$$i = \frac{Q}{F\tau} = \frac{KFT\Delta t_{\tau}}{F\tau} = K\Delta t_{\tau} = K \frac{\Delta t_h - \Delta t_k}{2,3 \lg \frac{\Delta t_h}{\Delta t_k}} = \\ = \frac{\Delta t_h - \Delta t_k}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right) 2,3 \lg \frac{\Delta t_h}{\Delta t_k}}, \quad (2)$$

где K — коэффициент теплопередачи; F — поверхность теплообмена; τ — время; Δt_{τ} — среднелогарифмическая разность температур; Δt_h , Δt_k — разность температур между теплоносителями на входе и выходе из аппарата; α_1 , α_2 — коэффициенты теплоотдачи; δ_i — толщина стенки, осадка; λ_i — теплопроводность стеки, осадка.

Эту зависимость можно использовать для составления наглядной схемы действий конструктора или разработчика по интенсификации конкретного теплообменного аппарата, обозначив \uparrow — необходимость увеличения и \downarrow — необходимость уменьшения того или иного параметра.

Тогда зависимость (2) можно записать в виде

$$i \uparrow = \Delta t_h \uparrow, \Delta t_k \downarrow, \alpha_1 \uparrow, \delta_t \downarrow, \lambda_t \uparrow, \alpha_2 \uparrow. \quad (3)$$

Такая схема наглядно показывает направление изменения тех или иных параметров процесса или конструктивных характеристик аппарата для интенсификации процесса теплообмена. Действительно, необходимо увеличивать движущую силу в начале процесса Δt_h , коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 для обоих теплоносителей, теплопроводность материала аппарата и инкрустаций λ_t ; нужно уменьшать движущую силу в конце процесса и толщину стенки теплопередающих поверхностей и загрязнений δ_t . Таким образом, выражение (3) является краткой формой записи алгоритма интенсификации теплообменного аппарата. Анализ процесса и выявление лимитирующего уровня в соответствии с изложенным выше алгоритмом синтеза оптимальной ХТС позволяет отобрать из формулы (3) факторы, соответствующие по масштабу лимитирующему уровню. Если это окажется уровень M , то такими факторами будут, видимо, α_1 и α_2 . Для определения дальнейшего направления интенсификации обратимся к уравнениям теплопереноса и используем одно из известных выражений для α_1 и α_2 в виде критериальной зависимости

$$\alpha = \frac{\lambda}{l} A \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.33} (\text{Pr}/\text{Pr}_{ct})^{0.25}. \quad (4)$$

Откуда, не учитывая $(\text{Pr}/\text{Pr}_{ct})^{0.25}$, получаем

$$\alpha = A \lambda^{0.67} W^{0.8} l^{-0.2} \gamma^{0.8} C_p^{0.33} \mu^{-0.47}. \quad (5)$$

Здесь λ — теплопроводность теплоносителя; l — определяющий линейный размер (например, толщина слоя теплоносителя); $\text{Re} = Wl/\mu g$ — критерий Рейнольдса; $\text{Pr} = \mu Cg/\lambda$ — критерий Прандтля; W — скорость; $a = \lambda/C\gamma$ — коэффициент температуропроводности; γ — плотность; C_p — теплоемкость. Тогда формула (3) примет вид

$$i = \Delta t_h \uparrow \Delta t_k \downarrow \delta_{ct} \uparrow \lambda_{ct} \uparrow \lambda_{загр} \uparrow \delta_{загр} \downarrow \lambda_1 \uparrow W_1 \uparrow \gamma_1 \uparrow \times \\ \times C_p \uparrow l_1 \downarrow \mu_1 \downarrow \lambda_2 \uparrow W_2 \uparrow \gamma_2 \uparrow C_{p_2} \uparrow l_2 \downarrow \mu_2 \downarrow. \quad (6)$$

Индексы 1 и 2 относятся к характеристикам потоков двух теплоносителей.

Программа интенсификации (6) включает как режимно-технологические, так и аппаратурно-конструктивные характеристики теплообменного процесса на различных

уровнях иерархии. Рассмотрим пути интенсификации массообменной аппаратуры.

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

$$i = M/V = K F \Delta C / V, \quad (7)$$

где M — масса вещества, перенесенного в единицу времени; $V = n (V_b + V_c) = nF (H_b + H_c)$ — объем тарельчатого аппарата; n — число секций в аппарате; V_b , V_c — соответственно объем рабочей (например, барботажной) и сепарационной зон одной секции аппарата; F — поверхность полотна тарелки; H_b , H_c — соответственно высота барботажной и сепарационной зон; K — коэффициент массопередачи, отнесенный к 1 м^2 полотна тарелки; ΔC — разность концентраций (движущая сила процесса).

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

$$i = K \Delta C / [n (H_b + H_c)]. \quad (8)$$

Из формулы (8) видно, что на величину фактора интенсивности оказывают влияние параметр 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_b и H_c . Последние зависят в основном от конструктивных особенностей аппарата и физико-химических свойств перерабатываемых продуктов. Если использовать понятие эффективности ступени контакта η , то

$$i = \eta K \Delta C / [n_t (H_b + H_c)], \quad (9)$$

где n_t — число необходимых теоретических ступеней контакта. Тогда алгоритм интенсификации массообменного аппарата можно записать так:

$$i \uparrow = \eta \uparrow K \uparrow \Delta C \uparrow n_t \downarrow H_b \downarrow H_c \downarrow. \quad (10)$$

Если анализ показывает, что лимитирующим является уровень M , то необходимо искать пути увеличения коэффициента массопередачи K . При этом можно использовать многочисленные эмпирические зависимости для определения K в колонной аппаратуре различного типа и получить более полное выражение для i .

Если лимитирующим окажется уровень КС или КУ, необходимо искать пути увеличения η , ΔC , уменьшения H_A , H_C .

Для определения интенсивности газожидкостного реактора будем рассуждать следующим образом. Если в газожидкостном барботажном реакторе протекает реакция между веществом A , находящимся в жидкой фазе, и веществом B , переходящим из газа в жидкость, то для реакции вида



скорость переноса вещества B из газа в жидкость

$$W_B = dG_B/dt = K_{ж} a V / (C_B^* - C_B), \quad (12)$$

где $K_{ж}$ — коэффициент массопередачи в жидкой фазе; m_A , m_D — число молей веществ A и D ; 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

$$W_{B_s} = -dG_B/dt = \frac{1}{m} r_B V (1 - \varphi_r) = \frac{1}{m} K C_A^n C_B V (1 - \varphi_r), \quad (13)$$

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

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

$$i = \sum_{i=1}^n W_B / V_p. \quad (14)$$

Здесь V_p — объем реактора.

После подстановки значения $V_p = nV$ для ступеней одинакового объема и использования выражения (13) получим

$$i = \frac{K \sum_{i=1}^n C_{A_i}^n C_{B_i} (1 - \varphi_{r_i})}{nm} \quad (15)$$

или

$$i \uparrow = K \uparrow C_A \uparrow C_B \uparrow \varphi_r \downarrow n \downarrow m \downarrow. \quad (16)$$

При $w_{B_1} \ll w_{B_2}$, т. е. когда реакционная промежуточка лимитируется подводом к зоне реакции компонента B , получается выражение, аналогичное выражению (10),

Если процесс лимитируется на уровне М, следует рассмотреть влияние различных факторов на константу скорости K и использовать различные методы ее увеличения.

КЛАССИФИКАЦИЯ И ПРИМЕРЫ РЕАЛИЗАЦИИ ДЕКОМПОЗИЦИОННЫХ МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ

Декомпозиционные методы можно подразделить на две тесно связанные между собой группы: 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 реже и, в особенности, применительно к газожидкостным технологическим процессам.

Приведенные в табл. 3 РТ-методы представляют собой набор приемов интенсификации, каждый из которых может быть использован на различных иерархических уровнях, в то же время для каждого уровня есть своя группа, свой набор методов интенсификации.

В табл. 4 приведена классификация АК-методов интенсификации.

Совместное рассмотрение данных табл. 3 и 4 позволяет отметить тесную взаимосвязь двух групп методов интенсификации, целесообразность комплексного подхода к решению задач повышения интенсивности оборудования, созданию соответствующего технологического оформления и синтезу оптимальной ХТС.

Одним из наиболее эффективных РТ-методов интенсификации газожидкостных реакционных и совмещенных процессов является использование обратной технологической связи путем рециркуляции непрореагированного сырья. Установлено [92], что при осуществлении равновесных или ингибируемых образующимися продуктами реакций может быть найдена оптимальная кратность рециркуляции части реакционной смеси или

3. Классификация и область использования РТ-методов интенсификации

Метод интенсификации	Используемый физический эффект	Приемы использования метода в процессах и аппаратах
Импульсная обработка контактирующих фаз	Нестационарности, пульсационный, кавитационный, кумулятивного воздействия, термодекомпрессии, гидравлический Юткина, Джоуля — Томсона, Ранка, ударных волн	Циклическая подача фаз и химическая рециркуляция Создание колебаний рабочей зоны внешними устройствами Создание автоколебаний потоков контактирующих фаз Импульсное изменение: температуры концентрации давления
Совмещение технологических процессов	Гетерогенизация, электрические явления при фазовых превращениях, Маранджи, Рэлея, Соре, Диофура, термодиффузии, диффузионфорез	Совмещение процессов: химических массообменных теплообменных тепло- и массообменных химических и теплообменных химических и массообменных
Введение дополнительного вещества в рабочую зону	Гетерогенизация, адсорбция, трибоэффект, кавитация, эффект ударных волн, диффузионфорез	Дополнительное вещество: катализатор стабилизатор Инициатор Поверхность-образующий твердый агент Промежуточный теплоноситель Паровая фаза одного из компонентов Рециркулят Агент: разделяющий десорбирующий высаживающий
Оптимизация режимно-технологических параметров		Температура Давление Степень превращения Состав Гидродинамические параметры

сификации

Приченимость ме-
тода в зависимости
от уровня иерар-
хии

M	KУ	КС	A	ХС
---	----	----	---	----

+ + + + +

+ + +

+ +

+ +

+ +

+ + +

+ +

+ +

+ +

+

+

+ + +

+ +

+ +

+

+ +

+ +

+

+

+

+ + +

непрореагировавшего сырья, при ко-
торой производительность реактора вы-
ше, чем производительность реакторов
вытеснения или смешения.

Рециркуляция может быть использо-
вана не только для интенсификации
реакторов или совмещенных аппаратов,
но и для интенсификации массообменных
аппаратов. Рассмотрим некоторые вопро-
сы рециркуляции при проведении про-
цессов экстрагирования (выщелачивания)
из твердого тела.

Кроме рециркуляции регенерирован-
ного растворителя, для интенсификации
процесса экстракции в последнее время
используют рециркуляцию экстракта без
регенерации растворителя (рис. 2). При
этом отобранный из экстрактора экст-
ракт подогревают и возвращают в ра-
бочую зону экстрактора, прилегающую
к зоне входа свежего растворителя. Не-
смотря на то, что при этом происходит
некоторое уменьшение движущей силы
процесса ΔC , эффекты интенсификации,
вызванные увеличением критерия Био в
некоторой области значений, оказывают-
ся более существенными.

Количество вещества, перенесенного
из твердой фазы в растворитель, опре-
деляется по формуле

$$M = G(C_2 - C_1) = G_1(C_2 - C'_1), \quad (17)$$

где C_1 , C_2 , C'_1 — массовые концентрации
экстрагируемого вещества, отнесенные
к растворителю (см. рис. 2).

Величина M , по-видимому, изменяет-
ся при изменении количества циркули-
рующего растворителя, причем если уве-
личение G_1 с одной стороны способствует
увеличению коэффициента массопереда-
чи, то, с другой — оно способствует
увеличению концентрации C'_1 , а значит,
уменьшению движущей силы процесса.

Продолжение

Метод интенсификации	Используемый физический эффект	Приемы использования метода в процессах и аппаратах
Наложение полей	Риги — Ледюка, электрофорез, электро- и магнитосепарация	Поле: электрическое магнитное ультрафиолетовое электромагнитное

Наложение полей Риги — Ледюка, электрофорез, электро- и магнитосепарация Поле:
электрическое
магнитное
ультрафиолетовое
электромагнитное

Для принятой схемы и обозначений можно записать

$$G_1 C'_1 = G C_1 + (G_1 + G) C_2, \quad (18)$$

откуда

$$C'_1 = C_2 - \frac{G}{G_1} (C_2 - C_1). \quad (19)$$

С учетом того, что в экстракторе происходит массообменный процесс, запишем

$$G_1 (C_2 - C'_1) = K F \Delta \bar{C}; \quad (20)$$

$$K = f(G_1) = \varphi(m). \quad (21)$$

Здесь K — коэффициент массопередачи, зависящий от кратности рециркуляции $m = G_1/G$; F — поверхность контакта фаз; $\Delta \bar{C}$ — средняя движущая сила процесса экстракции, которую можно определить как среднелогарифмическую по формуле

$$\Delta \bar{C} = \frac{\Delta C_b - \Delta C_m}{\ln \frac{\Delta C_b}{\Delta C_m}} = \frac{C_2 - C'_1}{\ln \frac{C^* - C'_1}{C^* - C_2}}. \quad (22)$$

Подставляя формулу (22) в выражение (20), получаем

$$G_1 = \frac{K F}{\ln \left(\frac{C^* - C'_1}{C^* - C_2} \right)}. \quad (23)$$

Подставляя в формулу (23) значение C'_1 , определенное по выражению (19), получаем

$$G_1 = \frac{K F}{\ln \left(1 + \frac{G (C_2 - C_1)}{G_1 (C^* - C_2)} \right)}. \quad (24)$$

жение табл. 3

Применимость метода в зависимости от уровня иерархии				
	КУ	КС	А	ХС
+	+	+	+	+

Для принятого режима работы обозначим постоянную величину

$$\frac{C_2 - C_1}{C^* - C_2} = R. \quad (25)$$

Тогда

$$G = \frac{KF}{\ln \left(1 + R \frac{G}{G_1} \right)}. \quad (26)$$

Отсюда

$$G = \frac{G_1}{R} \left(e^{\frac{KF}{G_1}} - 1 \right). \quad (27)$$

После некоторых преобразований с учетом того, что $m = G_1/G$, из формулы (26) можно получить выражение, устанавливающее зависимость G от K и m :

$$G = \frac{F}{Km \ln \left(1 + \frac{R}{m} \right)}. \quad (28)$$

4. Классификация АК-методов интенсификации

Метод интенсификации	Используемый физический эффект	Приемы использования метода в процессах и аппаратах
Обеспечение многосторонности воздействия на фазы	Концевой, входной, капиллярный, инверсия фаз	Секционирование Чередование зон контакта — сепарации Пропускание через капиллярно-пористое тело
Конструктивная оптимизация гидродинамического режима	Инверсия фаз, Крауссольда, Рейнольдса, турбулизация и срыв пограничного слоя	Ударно-струйное взаимодействие фаз Соударение потоков Пленочное движение с турбулизацией Многократная инверсия фаз Яченсто-пенный режим взаимодействия
Использование энергии контактирующих фаз	Жуковского, Бернулли	Турбулизация) Закручивание Взаимное эжектирование Оscилирование Автоколебательные режимы Поляр магнитные электрические
Использование внешних источников энергии	Двойной электрический слой, электрофорез, диффузнофорез, термофорез, кавитация	Перемешивающие устройства Пульсаторы Формы Соотношение размеров Материал Распределение фаз Однотипное комбинирование
Оптимизация конструктивных параметров	—	Агрегатирование Блочно-модульный подход Трансформирование структуры Совмещение функций аппаратов и их частей
Совмещение аппаратов	Энерджентность, интерактивность	

Для аналитического раскрытия функциональных зависимостей (27), (28) необходимо знать вид зависимости $K = \phi(m) = f(G_1)$.

Численный анализ выражений (27) и (28) показывает, что при постоянной концентрации C_2 внутренняя рециркуляция может приводить как к увеличению, так и к уменьшению необходимого количества растворителя G_1 , а значит, и производительности экстрактора (в сравнении с его производительностью при работе без рециркуляции), в зависимости от начального значения K и величины R .

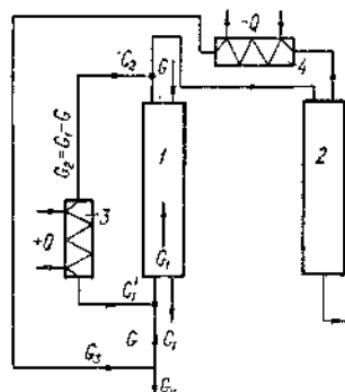


Рис. 2. Схема экстракционной установки с внутренним и внешним рециркуляциями:

1 — экстрактор; 2 — узел регулирования экстрагента; 3 — подогреватель; 4 — конденсатор

с помощью внешних генераторов пульсаций (пульсаторов) различных конструкций (механических, клапанных, гидравлических, пневматических и т. п.), так и спонтанно за счет конструктивных особенностей контактных устройств (клапанные контактные устройства, «провальные» тарелки, плоскопараллельная насадка с турбулизирующими вставками и т. п.). Например, в ректификационных установках можно использовать новый способ циклической ректификации, разработанный автором, заключающийся в том, что периодически изменяют состав, количество и температуру паров, поступающих в колонну из куба, за счет наложения на паровой поток термопульсаций. Последние могут быть организованы, например, путем установки в нижней части колонны теплообменной трубчатой вставки со свободнопроходными трубками и импульсной подачи хладо-теплоагента или чередованием хладо-теплоагента. Исследования на системе этиловый спирт — вода свидетельствуют о том, что наложение термопульсаций способствует уве-

личению производительности установки и снижению энергетических затрат. В последние годы все большее внимание исследователей привлекает возможность значительного повышения эффективности массообменных аппаратов и реакторов вследствие увеличения движущей силы при циклической подаче контактирующих фаз или одной из них. Частным случаем циклических режимов является пульсирующая подача контактирующих фаз. Циклические режимы (пульсации) могут создаваться как

личению коэффициентов массопередачи на 40—50 % вследствие более интенсивных изменений скорости, температуры и концентрации паров.

Еще одним эффективным РТ-методом интенсификации является введение дополнительного вещества. Некоторые вопросы, связанные с использованием этого РТ-метода, освещены в следующих главах книги. Здесь же рассмотрим использование диффузиофореза при очистке и анализе германий содержащих газовых смесей.

Очистка и анализ выбросных газов аппаратов улавливания германия (барботажных скрубберов) из абсорбированных газов установок получения и очистки полупроводникового германия является достаточно сложной технической и научной задачей. Германий в этих газовых системах находится преимущественно в виде аэрозоля двуокиси и паров тетрахлорида. Соотношение этих соединений на входе и выходе из скруббера следующее, %: GeO_2 15—20; GeCl_4 80—85; GeO_2 85—90; GeCl_4 10—15.

Известно, что концентрация паров влаги очищаемого газа при определенных условиях может оказывать существенное влияние на эффективность осаждения частиц аэрозоля. Повышение последней осуществляется за счет захвата частиц аэрозоля под действием гидродинамического течения, направленного к поверхности образовавшейся капли или к поверхности конденсации; за счет укрупнения и утяжеления частиц при конденсации на них пара (вокруг частицы образуется микропленка из сконденсированной влаги), а также вследствие создания благоприятных условий для захвата частицы поглотителем (особенно гидрофобных частиц).

Положительные результаты использования эффекта диффузиофореза для интенсификации процесса отделения частиц аэрозоля двуокиси германия от анализируемой газовой смеси позволили найти оптимальные условия проведения процесса, при которых обеспечивается наиболее полное осаждение частиц, и предложить методику анализа содержания германия и очистки отходящих газов производства полупроводникового германия.

Оптимизация как метод интенсификации в равной степени относится к АК- и РТ-методам. Однако, если оптимизация температуры, давления и конверсии является задачей технологии и в той или иной мере решается применительно к конкретным процессам, то задачи оптимизации контактного устройства, контактной ступени, всего 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 экспериментирования на моделях аппаратов или их частей. Между тем даже немногочисленные работы, посвященные вопросам аппаратурно-конструктивной оптимизации, свидетельствуют о ее чрезвычайно высокой результативности.

Для увеличения интенсивности массообменных аппаратов могут быть использованы, согласно формуле (10), РТ- и АК-методы. Действительно, для увеличения параметров n и K можно применять такие РТ-методы, как увеличение скоростей контактирующих фаз с целью турбулизации поверхности раздела, организацию соударения фаз, закручивание потоков, наложение низко- и высокочастотных пульсаций 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, которые, однако, связаны с АК-методами в значительно меньшей степени. Это циклическая подача контактирующих фаз, изменение давления и температуры, применение разделяющих агентов (азеотропная, экстрактивная, солевая ректификация), совмещение массообменных процессов с химическими и др. И, наконец, параметры H_b и H_c связаны с конструктивными характеристиками контактной ступени, и для их уменьшения преимущественно используют АК-методы за некоторыми редкими исключениями.

Из выражений (15) и (16) следует, что для интенсификации процесса в газожидкостном реакторе необходимо вначале определить лимитирующую стадию процесса. Если таковой является массоперенос, то 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 сепарационного пространства (последнее оказывает значительное влияние на газонаполнение ступени контакта), наконец, по возможности использовать прямоточные

секционированные аппараты. Из формулы (15) следует вывод о целесообразности увеличения концентрации реагентов в реакционной смеси. Наиболее эффективным для этого является совмещение реакционного процесса с массообменным, обеспечивающим одновременное с химической реакцией разделение смеси. Действительно, при удалении из реакционной смеси продуктов реакции по мере их образования можно обеспечить постоянную и даже увеличивающуюся концентрацию исходных компонентов в ступенях реактора. Это позволит получить высокие значения факторов интенсивности не только в первых, но и последующих ступенях реактора. Как видим, метод совмещения можно отнести не только к РТ-, но и к АК-группе методов.

Метод введения дополнительного вещества, относящийся к РТ-группе, в целях интенсификации используют сравнительно редко. Принципы подбора катализаторов, расчета и оптимизации каталитических реакторов широко освещены в литературе. Однако недостаточно внимания уделено такому результативному методу, 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», примечателен тем, что позволяет осуществлять отвод или подвод тепла при максимальных значениях коэффициентов теплоотдачи. 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, удается не только снять значительные количества тепла 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. п. Применение каждого из этих эффектов позволяет значительно увеличить интенсивность. Кроме того, введение дополнительного вещества в ряде случаев (диффузия красителей, антибиотиков, эфирных масел и др.) приводит к появлению двойных диффузионных потоков в смешанных растворителях и значительно (даже на порядок) увеличивает скорость диффузии.

Эффект интенсификации газожидкостных массообменных процессов достигается введением разделяющих

агентов и организацией, например, азеотропной, экстрактивной или солевой ректификации, а также использованием специальных добавок (например, тонкоизмельченного цеолита или ПАВ, изменяющих гидродинамическую обстановку процесса), улучшающих свойства абсорбента.

В последнее время в реакционных процессах, а также в процессах экстракции и фильтрации используют относящийся к РТ-группе сравнительно новый метод интенсификации — импульсное воздействие [1; 2—5; 7—10; 12; 13; 28; 33; 35—38; 41; 46—48; 51; 52]. При этом используются не только низкочастотные, но и высокочастотные колебания, а кроме того — и некоторые новые конструктивные методы создания колебательных режимов [71; 72].

В книге нашел отражение также новый метод интенсификации теплообменных и массообменных процессов и аппаратов, заключающийся в повышении их интенсивности за счет принудительного аэрирования жидкого теплоносителя. Эффективным оказался также ввод газовой фазы при проведении экстракционных процессов в системе жидкость — жидкость, жидкость — твердое вещество [40]. В то же время этот метод не получил широкого распространения для интенсификации газожидкостных процессов из-за быстрого затухания пульсаций вследствие демпфирования газа. Ниже показана целесообразность организации пульсаций газа на каждой ступени контакта путем использования эффекта осцилирования газа в клапанных контактных устройствах.

Метод многократного воздействия на фазы, относящийся к АК-группе, реализован в тарельчатых аппаратах, однако последние не всегда обеспечивают достаточно высокие значения фактора интенсивности при их использовании для реакционных процессов вследствие малого времени контакта, недостаточных скоростей, слабой турбулизации фаз и др. Простотой конструктивного исполнения и высокой надежностью отличаются барботажные реакторы в виде пустотелой или секционированной колонны с барботером в нижней части или барботажного газлифтного аппарата. Однако и эти аппараты не отличаются высокой интенсивностью вследствие низких скоростей фаз, значительного обратного перемешивания. В то же время, как показано далее, для целого ряда объектов секционирование газожидкостных прямоточных аппаратов с восходящим движением фаз клапанными тарелками позволяет добиться интенсификации за счет так называемой многократной инверсии фаз в значительном диапазоне нагрузок по газу и жидкости.

Практически неисчерпаемы возможности использования в целях интенсификации процессов источников внешней энергии и энергии контактирующих фаз. Автором предложены аппараты [18; 21; 25; 26; 29; 34], где энергия фаз используется для организации эжектирования одной фазы другой или соударения контактирующих фаз.

В ряде случаев при осуществлении теплообменных или химических процессов, как показала практика, целесообразен переход от гомогенных систем к гетерогенным, что способствует турбулизации потоков, выравниванию концентрационных профилей. Обеспечение неоднородности достигается введением в жидкость дополнительной газовой фазы [49].

Проведенные автором исследования свидетельствуют о том, что не менее перспективным может оказаться применение электрических и магнитных полей для интенсификации реакционных процессов, протекающих в диффузионной области [6; 15; 27]. При осуществлении этого способа происходит индуктирование в жидкой фазе электрического тока и, следовательно, электрических полей. Это вызывает микротурбулизацию жидкости в электромагнитных полях и приводит к интенсификации массопереноса. Однако реализация способа возможна лишь в проводящей электрический ток среде. Промышленное осуществление этого способа требует громоздкой технологической оснастки для создания электромагнитных полей (особенно для колонн больших размеров) и повышенных энергетических затрат, поскольку часть электрической энергии теряется на нагрев обмоток электромагнитов и жидкости, на преобразование одного вида энергии в другой, на преодоление магнитного сопротивления материала аппарата и воздушных зазоров между средой и магнитами.

Указанные недостатки этого способа устраняются при предварительной ионизации фаз, позволяющей существенно интенсифицировать процесс массообмена при малых энергетических и материальных затратах и в тех случаях, когда интенсифицировать процесс с помощью электромагнитных полей невозможно. Кроме того, путем изменения степени ионизации газовой (паровой) фазы, достигаемой, например, при изменении величины электрического потенциала на электродах ионизатора, можно регулировать скорость протекания процесса массообмена, при необходимости ускоряя или замедляя его.

С целью сопоставительного анализа магнитного и ионизационного способов интенсификации автором про-

ведены исследования в пленочной абсорбционной колонне из немагнитного материала, по высоте которой создавали 5 поясов электромагнитных полей с индукцией 0,05 Т в каждом при противотоке контактирующих фаз (воды и углекислого газа). Поля создавали с помощью 15 электромагнитов по 3 в каждом поясе, подключенных к источнику трехфазного переменного тока. Полная потребляемая мощность установки составляла около 1300 Вт. При реализации ионизационного способа газ, вводимый в колонну, предварительно ионизировали в электрическом поле, пульсирующем с частотой 3000 Гц. Электрическое поле получали с помощью электродов, на которые подавали отрицательные переменные по величине электрические потенциалы. Нагрузки по фазам в обеих сериях опытов поддерживали одинаковыми. Интенсивность протекания процесса оценивали величиной коэффициента массопередачи. При реализации ионизационного способа достигнуто увеличение значений коэффициента массопередачи по сравнению со значениями, полученными при непосредственном воздействии магнитного поля, в 2,7 раза. В то же время расход электрической энергии на реализацию ионизационного способа оказался в 185 раз меньше (потребляемая мощность ионизатора составила 7 Вт).

В последние годы у нас в стране и за рубежом широким фронтом проводятся работы по использованию предварительной активации жидкостей в целях интенсификации реакторов и массообменных аппаратов.

Показано [106], что предварительная дезинтеграция, кавитация, омагничивание, электроактивация, вакуумирование, использование быстроохлажденных кипящих жидкостей и т. п. методы активации приводят к повышению рН воды до 12—13 и увеличению скорости многих химических и массообменных процессов.

Глава 2

РЕАКЦИОННО-РАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ ПРОЦЕССЫ

ПРИМЕНЕНИЕ И КЛАССИФИКАЦИЯ РЕАКЦИОННО-РАЗДЕЛИТЕЛЬНЫХ ПРОЦЕССОВ (РРаП)

Эффективным методом интенсификации технологических процессов является осуществление химической реакции совместно с физическим процессом разделения образующейся реакционной массы — РРаП.

В промышленности реакционно-массообменные процессы [68; 71; 97; 98] используются сравнительно недавно, в основном для малотоннажных периодических производств. Их более широкое использование сдерживается отсутствием достаточно апробированных методов исследования и расчета.

Для газожидкостных процессов, например, можно привести значительное количество работ в области хемосорбции и только единичные работы посвящены исследованию РРаП, принципиально отличающихся от хемосорбционных тем, что отвод продуктов реакции по мере их образования способствует увеличению скорости обратимого процесса в соответствии с принципом Лешателье, 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 поверхностного натяжения на границе раздела фаз и их плотности, что вызывает усиление поверхностной турбулентности. Последняя ускоряет процесс массопереноса — отвода продуктов реакции из жидкой фазы в газовую, что, в свою очередь, интенсифицирует химический процесс в жидкой фазе. Налицо сильное взаимное влияние реакционного и диффузационного процессов. Это явление не может быть описано зависимостями, полученными совместным решением уравнений диффузии и кинетики.

Важной особенностью РРаП является то, что, организуя отвод продуктов реакции за счет наложения массообменного процесса по мере их образования, 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.

В настоящее время не представляется возможным четко определить все причины влияния наложения разделительного процесса на химический, в особенности если последний протекает в кинетической области. По-видимому, нужно учесть целый ряд обстоятельств. Кроме отмеченных, это еще и наложение барботажного разделительного процесса на химический, которое может вызвать увеличение наблюдаемой скорости процесса,

обусловленное целым рядом диффузионных эффектов, связанных с образованием межфазной поверхности, разрывом сплошности при барботировании газа в жидкость и образованием зон повышенного давления, фазовыми переходами при чередовании конденсации — испарения на каждой ступени контакта, введением в систему значительных количеств энергии извне с газовым потоком.

При переводе гомогенной системы в гетерогенную, например, при барботировании, возникают, как известно, пульсации давления и скорости, вызывающие эффекты, аналогичные возникающим при воздействии на систему ультразвуковых колебаний.

Появление и склонение пузырьков при барботировании пара (газа) в жидкость в чем-то сродни явлению кавитации, при котором в жидкости возникают пульсирующие пузырьки, наполненные паром (газом) или их смесью (при десорбции инертным газом).

Так как частоты пульсаций в барботажном слое ($1\dots 10^6$ с⁻¹) на много порядков меньше собственных колебаний молекул, то, по-видимому, в системе не должны происходить химические изменения вследствие резонансных явлений, и изменение преобладающих частот в системе в указанном диапазоне вряд ли скажется на скорости химического превращения. Однако возникают акустические течения, вызывающие интенсивное перемешивание среды и ускоряющие в несколько раз процессы тепломассообмена, так как действие акустических потоков оказывается значительно более эффективным, чем гидродинамических, из-за меньшей толщины пограничного слоя. В жидкой фазе при этом возникают эффекты, аналогичные кавитационным, способствующие росту пузырьков и вынесению их акустическими течениями. Существенную роль при этом играют, по-видимому, пондеромоторные силы, вызывающие укрупнение пузырей за счет их слияния и подталкивающие их при движении.

Образование и сложное движение пузырьков (например, эффект «танцующих» пузырьков), изменение их размеров, захлопывание, коалесценция порождают в жидкости импульсы сжатия (микроударные волны и микропотоки) и могут вызывать локальное нагревание среды. Так, при адиабатическом сжатии кавитационного пузырька температура в нем может достигать 10^4 К [97]. Повышение температуры способствует переходу молекул на границе и внутри пузырьков в возбужденное состоя-

ние и расщеплению их на радикалы (разрыв связей и образование радикалов, согласно различным источникам, происходит при 350—1000 °С), которые затем могут рекомбинировать и взаимодействовать по известному механизму. Скорость образования и расходования радикалов, по-видимому, будет оказывать при этом значительное влияние на общую интегральную скорость процесса.

Кроме того, при адиабатическом сжатии или расширении пузырьков на их стенках, как известно, возникает двойной электрический слой, появляются электрические заряды, в газожидкостном слое возникают магнитные поля. В то же время известно, что даже сравнительно слабые электрические и магнитные поля могут оказывать существенное влияние на скорость химической реакции при свободнорадикальном механизме вследствие внесения некоторого порядка в расположение свободных радикалов в реакционной массе и изменения судьбы триплетных пар под воздействием внешнего магнитного поля.

Таким образом, не исключено, что для многих химических реакций со свободнорадикальным механизмом перевод гомогенной системы в гетерогенную путем барботирования газа и организация, в частности, реакционно-десорбционного процесса вследствие комплекса вышеуказанных эффектов способствует расщеплению молекул на радикалы, увеличению их концентрации в зоне реакции.

Преимущества использования гетерогенных систем взамен гомогенных для проведения химических реакций подтверждаются результатами сопоставительного анализа ряда РРаП (синтеза диметилформамида, 1,4-диоксана, диметилацетамида и др.), проведенного автором. Значительная разница в наблюдаемых скоростях химической реакции свидетельствует о преимуществах барботажного режима и наличии эффектов ускорения, характерных именно для случая барботирования, а не пленочного режима взаимодействия десорбирующего агента с жидкой реакционной массой.

Таким образом, пока трудно предложить единственное, исчерпывающее описание объяснение причин ускорения многих химических реакций при наложении разделительного массообменного процесса, в особенности протекающего в барботажном режиме. Этот вопрос требует дальнейшего углубленного комплексного изучения. Однако проведенные автором исследования и накоплен-

ный опыт использования ряда новых РРаП в промышленности позволяют сделать весьма важные в практической отношении выводы о целесообразности организации того или иного совмещенного процесса.

Газожидкостные РРаП можно классифицировать по типу исходной реакции. К первой группе относятся процессы гомогенные, протекающие обычно в жидкой фазе. При организации РРаП система искусственно переводится из гомогенной в гетерогенную. Вторая группа объединяет химические процессы, в которых один из реагирующих с жидкой фазой компонентов находится в газовой фазе. К третьей группе относятся процессы, в которых один из продуктов при условиях реакции переходит в газовую фазу. Данная классификация не учитывает процессов, характеризующихся химическим взаимодействием в газовой фазе.

К особой группе РРаП относятся автоотделительные процессы, характеризующиеся использованием жидкых исходных веществ и получением газообразных продуктов реакции, самостоятельно покидающих реакционную зону.

Газожидкостные РРаП можно классифицировать и по виду используемого разделяющего газообразного агента. Ими могут быть: десорбирующий агент, химически активный по отношению к компонентам жидкой фазы и выводящий из реакционной массы преимущественно продукты реакции; десорбирующий агент такого же типа, образующий с продуктами реакции азеотропы; химически активный по отношению к компонентам жидкой смеси разделяющий агент (случай, когда продукты химического взаимодействия разделяющего агента и жидкой фазы не являются целевыми); разделяющим агентом является паровая фаза жидких компонентов, обогащенная легколетучими компонентами (реакционно-ректификационный процесс); разделяющий агент — избыток газовой фазы, химически реагирующей с компонентами жидкой фазы, когда продукты этого взаимодействия являются целевыми (хемосорбция); разделяющий агент — паровая фаза целевого продукта.

Для выявления следующих признаков классификации рассмотрим природу воздействия разделяющих агентов на реагирующую смесь. Основной причиной воздействия газовой фазы на реакционную жидкую массу является перенос вещества между фазами, изменяющий некоторым образом концентрации компонентов в жидкой фазе или время нахождения компонентов в ре-

акционной смеси (последнее особенно важно для обратимых или консективных реакций). Скорость переноса вещества существенно зависит от соотношения летучести компонентов. Если летучесть исходных реагирующих веществ значительно меньше летучести продуктов химической реакции, то осуществляется вынос последних из реакционной массы, что приводит к естественному ускорению химического процесса.

Однако необходимо учитывать, что летучесть продуктов химической реакции может быть много ниже летучести исходных веществ или же летучести могут быть равны. Тогда вопрос об организации РРаП не может быть решен однозначно.

Выше отмечено, что осуществление взаимодействия между газом и жидкостью в барботажном режиме при проведении РРаП оказывается в большинстве случаев предпочтительнее проведения процесса в пленочном режиме. Поэтому следующим классификационным признаком принят режим контактирования фаз.

ИССЛЕДОВАНИЕ МАКРОКИНЕТИКИ РЕАКЦИОННО-РАЗДЕЛИТЕЛЬНЫХ ПРОЦЕССОВ

Особенностью макрокинетики РРаП является отвод преимущественно продуктов реакции (или одного из них) из фазы, где происходит реакция, в другую инертную фазу за счет совмещения химического процесса с тепло-массообменным. Одной из наиболее перспективных групп РРаП являются реакционно-десорбционные (хемодесорбционные).

Газожидкостный хемодесорбционный процесс для реакций, локализованных в объеме жидкой фазы, состоит из нескольких стадий: химическая реакция в объеме жидкой фазы, диффузия продуктов реакции из ядра потока к поверхности раздела фаз, десорбция продуктов реакции с поверхности раздела фаз, их диффузия в ядро газового потока.

Рассмотрим для открытой системы стационарную задачу (химическая реакция протекает только в жидкой фазе с постоянной во времени скоростью) в приближениях, обусловленных применением закона Фика и допущением о том, что градиент концентрации направлен по нормали к поверхности раздела фаз.

В гомогенной открытой системе удельная скорость реакции определяется по концентрации реагентов и по

температуре:

$$r = K e^{-E/RT} C_1^{v_1} C_2^{v_2} \dots, \quad (29)$$

где K — предэкспоненциальный множитель; E — энергия активации; R — газовая постоянная; T — абсолютная температура; C_i — концентрация реагента; v_i — стехиометрический коэффициент реагента.

Для оценки влияния явлений переноса на наблюдаемую кинетику химической реакции введем в уравнение кинетики величину κ :

$$r = \kappa K e^{-E/RT} \pi C_i^{v_i}. \quad (30)$$

Величина κ , которую назовем фактором гетерогенности, представляет собой отношение наблюдаемой скорости реакции в гетерогенной системе к наблюдаемой скорости реакции в гомогенной системе при тех же условиях. Для реакции $A \rightarrow B$

$$r = K e^{E/RT} C_{\text{Act}_1}. \quad (31)$$

Здесь C_{Act_1} — установившаяся объемная мольная концентрация реагента A в гомогенной открытой системе. В гетерогенной открытой системе, например газожидкостной с отводом продукта B путем его десорбции, удельная скорость реакции будет определяться величиной $C_{\text{Act}_2} > C_{\text{Act}_1}$, а градиент концентрации согласно пленочной модели

$$\frac{dC_A}{dl} = \frac{C_{A_2}^* - C_{\text{Act}_1}}{\delta_{\text{ж}}}. \quad (32)$$

С учетом связи $x_A + x_B = 1$, где $x_A = (M_{\text{ж}}/\rho_{\text{ж}}) C_A$; $x_B = (M_{\text{ж}}/\rho_{\text{ж}}) C_B$, можно показать, что

$$C_A + C_B = \rho_{\text{ж}}/M_{\text{ж}}, \quad (33)$$

где $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости; $M_{\text{ж}}$ — молекулярная масса жидкости; x_A , x_B — концентрация компонентов A и B соответственно в мольных долях. Тогда

$$\frac{dC_A}{dl} = \frac{d \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{M_{\text{ж}}} - C_B \right)}{dt} = \frac{C_{B\text{ст}_2} - C_{B_2}^*}{\delta_{\text{ж}}}. \quad (34)$$

Для стационарного режима

$$D \frac{dC_A}{dl} - r = 0. \quad (35)$$

Отсюда

$$D_B \frac{C_{B\text{ст}_2} - C_{B_2}^*}{\delta_{\text{ж}}} - r = 0 \quad (36)$$

то материальный баланс по продукту B

$$\frac{dB}{dt} = \frac{n}{m} K_B A + \frac{U_B B_B}{V(1-\varphi)} - \frac{U_B B}{V(1-\varphi)} - K_{nB} a \frac{B - \frac{B^r}{H_B}}{1-\varphi}. \quad (49)$$

В зависимости от соотношения скоростей жидкой и газовой фаз реактор можно рассматривать как реактор полного вытеснения или реактор полного смешения по газовой фазе.

Рассмотрим случай полного вытеснения по газовой фазе. Для процесса десорбции определим движущую силу Δ . Для количества вещества, потеряенного жидкой фазой, и количества вещества, пришедшего в газовую фазу, можно записать

$$G_B dB^r = K_{MB} a f \left(B - \frac{B^r}{H_B} \right) dh, \quad (50)$$

где f — площадь поперечного сечения слоя; h — высота. Проинтегрируем (50) при граничных условиях $h = 0$, $B^r = 0$:

$$B^r = BH_B \left[1 - \exp \left(- \frac{K_{MB} a f h}{H_B G_H} \right) \right]. \quad (51)$$

Аналогично для исходных веществ

$$A^r = AH_A \left[1 - \exp \left(- \frac{K_{MA} a f h}{H_A G_H} \right) \right]. \quad (52)$$

Тогда движущая сила процесса массопереноса на выходе из реактора

$$\Delta_B = B - \frac{B^r}{H_B} = B - \frac{BH_B}{H_B} \left[1 - \exp \left(- \frac{K_{MB} a V}{H_B G_H} \right) \right], \quad (53)$$

т. е. при $h = H$, а $f h = V$

$$\Delta_B = B \exp \left(- \frac{K_{MB} a V}{H_B G_H} \right). \quad (54)$$

Аналогично для исходного вещества

$$\Delta_A = A \exp \left(- \frac{K_{MA} a V}{H_A G_H} \right). \quad (55)$$

Рассмотрим случай идеального смешения по газовой фазе. При этом концентрация B^r и A^r практически не

меняется по высоте. Необходимо некоторое усреднение значения для B^r :

$$B_{cp}^r = \frac{\int_0^H B(h) dh}{H}, \quad (56)$$

где

$$B(h) = BH_B \left[1 - \exp \left(-\frac{K_{MB}ah}{H_B G_B} h \right) \right]. \quad (57)$$

Тогда

$$B_{cp}^r H = \int_0^H BH_B \left[1 - \exp \left(-\frac{K_{MB}ah}{H_B G_B} h \right) \right]. \quad (58)$$

Движущая сила, усредненная по высоте реактора,

$$\Delta_B = \frac{BH_B G_B}{K_{MB} a V} \left[\exp \left(-\frac{K_{MB} a V}{H_B G_B} \right) - 1 \right]; \quad (59)$$

$$\Delta_A = \frac{AH_A G_B}{K_{MA} a V} \left[\exp \left(-\frac{K_{MA} a V}{H_A G_B} \right) - 1 \right]. \quad (60)$$

Исходя из выражений (47) — (49), (51), (52), для РИВ

$$\begin{aligned} \frac{dA}{dt} = & -K_0 A + \frac{U_R A_R}{V(1-\varphi)} - \frac{U_K A}{V(1-\varphi)} - \\ & - \frac{K_{MA} a A}{1-\varphi} \exp \left(-\frac{K_{MA} a V}{H_A G_B} \right); \end{aligned} \quad (61)$$

$$\begin{aligned} \frac{dB}{dt} = & \frac{n}{m} K_0 A + \frac{U_R B_R}{V(1-\varphi)} - \frac{U_K B}{V(1-\varphi)} - \\ & - \frac{K_{MB} a B}{1-\varphi} \exp \left(-\frac{K_{MB} a V}{H_B G_B} \right). \end{aligned} \quad (62)$$

Для РИС с учетом формул (59), (60)

$$\begin{aligned} \frac{dA}{dt} = & -K_0 A + \frac{U_R A_R}{V(1-\varphi)} - \frac{U_K A}{V(1-\varphi)} - \\ & - \frac{AH_A G_B}{V(1-\varphi)} \exp \left(-\frac{K_{MA} a V}{H_A G_B} \right); \end{aligned} \quad (63)$$

$$\begin{aligned} \frac{dB}{dt} = & \frac{n}{m} K_0 A + \frac{U_R B_R}{V(1-\varphi)} - \frac{U_K B}{V(1-\varphi)} - \\ & - \frac{BH_B G_B}{V(1-\varphi)} \exp \left(-\frac{K_{MB} a V}{H_B G_B} \right). \end{aligned} \quad (64)$$

64

Приведем выражение (61) к виду, удобному для интегрирования:

$$\frac{dA}{dt} = - \left[K_0 + \frac{U_K}{V(1-\varphi)} + \right. \\ \left. + \frac{H_A G_B}{V(1-\varphi)} \left(\exp \left(-\frac{K_{mA} a V}{H_A G_B} \right) - 1 \right) \right] A + \frac{U_B A_B}{V(1-\varphi)}. \quad (65)$$

Обозначим

$$F_A = K_0 + \frac{U_K}{V(1-\varphi)} + \frac{H_A G_B}{V(1-\varphi)} \left[\exp \left(-\frac{K_{mA} a V}{H_A G_B} \right) - 1 \right]. \quad (66)$$

Тогда

$$\frac{dA}{dt} = - F_A A + \frac{U_B A_B}{V(1-\varphi)}. \quad (67)$$

Интегрирование этого выражения приводит к выражению

$$A = \frac{U_B A_B}{V(1-\varphi) F_A} + \left[A_B - \frac{U_B A_B}{V(1-\varphi) F_A} \right] e^{-F_A t}. \quad (68)$$

Интегрирование выражения (42) приведет к формуле

$$B = \frac{U_B B_B}{V(1-\varphi) F_B} + \left[B_B - \frac{U_B B_B}{V(1-\varphi) F_B} \right] e^{-F_B t}, \quad (69)$$

где

$$F_B = - \frac{n}{m} K_0 - \frac{U_K}{V(1-\varphi)} - \\ - \frac{H_B G_B}{V(1-\varphi)} \left[\exp \left(-\frac{K_{mB} a V}{H_B G_B} \right) - 1 \right]. \quad (70)$$

Из выражений (68) и (70) видно, что за время $t \gg 1/F_B$ или $t \gg V(1-\varphi)/U_K$ концентрации A и B достигают предельных постоянных значений. Это означает, что сумма скоростей расходования A за счет химической реакции и увода A с газовой и жидкой фазами из реакторов соответствует скорости его поступления в реактор. Концентрация для B также устанавливается постоянной.

При таком стационарном режиме

$$dA/dt = 0; \quad dB/dt = 0. \quad (71)$$

Аналогичный вывод можно сделать и для РИС.

Совместное решение уравнений, характеризующих скорость химической реакции и скорость десорбции в

реакторе, не позволяет найти конечные стационарные концентрации A_k и B_k . Возможно лишь определение некоторых величин, входящих в выражения для них.

Зная экспериментальные величины φ , A_n , A_k , B_k , U_n , U_k , V , G_n , при помощи выражений (64) — (67) можно определить константу скорости химической реакции: для РИВ

$$K_0 = \frac{U_n A_n}{V(1-\varphi) A_k} - \frac{U_k}{V(1-\varphi)} - \frac{K_{mA} a}{1-\varphi} \exp\left(-\frac{K_{mA} a V}{H_A G_n}\right); \quad (72)$$

$$K_0 = \frac{m}{n} \left[-\frac{U_n B_n}{V(1-\varphi) A_k} - \frac{U_k B_k}{V(1-\varphi) A_k} + \frac{K_{mB} a B_k}{(1-\varphi) A_k} \exp\left(-\frac{K_{mB} a V}{H_B G_n}\right) \right], \quad (73)$$

для РИС

$$K_0 = \frac{U_n A_n}{V(1-\varphi) A_k} - \frac{U_k}{V(1-\varphi)} - \frac{H_A G_n}{V(1-\varphi)} \left[\exp\left(-\frac{K_{mA} a V}{H_A G_n}\right) - 1 \right]; \quad (74)$$

$$K_0 = \frac{m}{n} \left[-\frac{U_n B_n}{V(1-\varphi) A_k} + \frac{U_k B_k}{V(1-\varphi) A_k} + \frac{H_B G_n B_k}{V(1-\varphi) A_k} \left[\exp\left(-\frac{K_{mB} a V}{H_B G_n}\right) - 1 \right] \right]. \quad (75)$$

Для получения большей точности K_0 коэффициенты массопередачи K_m целесообразно определять не расчетными методами, а экспериментально. В то же время имеются определенные трудности расчетного порядка в использовании выражений (72) — (75) для определения коэффициентов массопередачи, связанные с необходимостью использования численных методов.

Коэффициент массопередачи для данного случая можно определить из материального баланса процесса десорбции. Интегрирование дифференциального уравнения, характеризующего материальный баланс десорбции, привело к выражению (51), которое для стационарного процесса имеет вид

$$B_k^r = B_k H_B \left[1 - \exp\left(-\frac{K_{mB} a V}{H_B G_n}\right) \right], \quad (76)$$

а для исходных веществ

$$A_k^r = A_k H_B \left[1 - \exp \left(- \frac{K_{mA} a V}{H_A G_n} \right) \right]. \quad (77)$$

После преобразований получаем выражения для объемного коэффициента массопередачи:

$$K_{mBa} = - \frac{G_n H_B}{V} \ln \left(1 - \frac{B_k^r}{B_k H_B} \right); \quad (78)$$

$$K_{mAa} = - \frac{G_n H_A}{V} \ln \left(1 - \frac{A_k^r}{A_k H_A} \right). \quad (79)$$

Для сравнения РРП с реакционным проводят химическую реакцию без наложения десорбирующего процесса на той же установке. Эксперимент проводят при тех же начальных условиях (U_n , A_n , B_n), что и при реакционно-десорбционном процессе. Выражения для константы скорости имеют вид [108]

$$K = U_n (A_n / A'_n - 1) / V; \quad (80)$$

$$K = m U_n (B'_n - B_n) / n V A_n. \quad (81)$$

Выражения (80), (81) являются частным случаем выражений (72) — (75) при $G_n = 0$, и, соответственно, $K_m = 0$, $a = 0$, $\phi = 0$.

С целью получения выражения для фактора гетерогенности химической реакции χ решим совместно уравнения (72) и (80). При преобразовании будем учитывать, что для стационарного режима изменения количества вещества в реакторе не происходит:

$$U_n \rho_n = U_k \rho_k + U_r \rho_r = (U_k + U_r) \rho_{cm}, \quad (82)$$

или аналогично для случая проведения гомогенного процесса без подачи десорбирующего агента

$$U_n \rho_n = U'_k \rho'_k. \quad (83)$$

Тогда

$$K_0 = A'_k B'_k K / A_k B'_k (1 - \phi) \rho_{cm} \quad (84)$$

и фактор гетерогенности согласно зависимости (30)

$$\chi = A''_k B'_k \rho'_k / A_k B'_k (1 - \phi) \rho_{cm}. \quad (85)$$

Выражение (85) позволяет по экспериментальным данным, полученным на одной и той же установке при подаче и отсутствии десорбирующего агента, оценить ускорение собственно химической реакции за счет наложения маскообменного процесса. На реакционно-разделительный

а соотношение времени пребывания

$$\varepsilon = \frac{\tau_{ж}}{\tau_r} = \frac{G_k}{U_k} \frac{1-\varphi}{\varphi}. \quad (93)$$

Для газожидкостных процессов в РИС открытой системы $\varepsilon \gg 1$.

Суммарное уравнение материального баланса для обеих фаз

$$\tau \frac{d\bar{A}}{dt} = \bar{A}_n - \bar{A} - \tau \bar{r}. \quad (94)$$

Среднее время контакта

$$\tau = \frac{V}{W} = \frac{\tau_{ж}}{1-\varphi + \varepsilon\varphi} = \frac{\tau_r \varepsilon}{1-\varphi + \varepsilon\varphi}. \quad (95)$$

Рассмотрим реакцию типа $A \rightarrow B$. Примем, что химическая реакция идет только в жидкой фазе. Продукт реакции B десорбируется газовой фазой, химически инертной к реагирующим компонентам. Усредненная скорость реакции

$$\bar{r} = K_0 A (1 - \varphi). \quad (96)$$

При стационарном режиме $dA/dt = 0$ уравнение (94) примет вид

$$\bar{A}_n - \bar{A}_k - \tau K_0 A_k (1 - \varphi) = 0. \quad (97)$$

едние концентрации компонента A во входящих \bar{A}_n и выходящих \bar{A}_k из реактора потоках можно определить по формулам

$$\bar{A}_n = \frac{A_n U_n}{U_n + G_n}; \quad (98)$$

$$\bar{A}_k = \frac{A_k U_k + A_k^r G_k}{U_k + G_k}. \quad (99)$$

Тогда уравнение (97) примет вид

$$\frac{A_n U_n}{U_n + G_n} - \frac{A_k U_k + A_k^r G_k}{U_k + G_k} - \frac{A_k K_0 V (1 - \varphi)}{U_k + G_k} = 0. \quad (100)$$

я газожидкостных десорбционных процессов принимим, что

$$U_n + G_n \approx U_n + G_n \approx G_n; \quad (101)$$

$$A_n U_n + A_k U_k - A_k G_k - A_k K_0 V (1 - \varphi) = 0. \quad (102)$$

ая, что

$$G_k A_k^r \approx U_r A_r, \quad (103)$$

процесс значительное влияние оказывает расход десорбирующего агента и конструкция распределительного устройства, проявляющаяся через значения φ , $r_{\text{см}}$. При этом кажущееся противоречие, заключающееся в резком увеличении x при увеличении φ , $r_{\text{см}}$, устраняется, если учесть изменение конечных концентраций компонентов B и A , вызванное соответствующим уменьшением времени пребывания реагентов в зоне реакции.

В выражение (85) входит трудно определяемая экспериментально величина $r_{\text{см}}$. Более удобные для использования выражения можно получить следующим образом. Суммарный объем реакционной газожидкостной смеси

$$V = V_{\text{ж}} + V_{\text{г}}, \quad (86)$$

где $V_{\text{ж}}$ — объем жидкой фазы; $V_{\text{г}}$ — объем газовой фазы, а суммарная объемная скорость двухфазного потока

$$W = U + G, \quad (87)$$

Здесь U , G — объемная скорость жидкой и газовой фаз соответственно.

Скорость реакции в обеих фазах определяется кинетическими выражениями $r_{\text{ж}}$ (A , T) и $r_{\text{г}}$ (A^r , T^r), а средняя скорость реакции

$$\bar{r} = (V_{\text{ж}}r_{\text{ж}} + V_{\text{г}}r_{\text{г}})/V. \quad (88)$$

Уравнение материального баланса по одному из компонентов реакции A для РИС: в жидкой фазе

$$V(1 - \varphi) \frac{dA}{dt} = U_{\text{ж}}A_{\text{ж}} - UA - V(1 - \varphi)r_A - N_A, \quad (89)$$

где N_A — количество компонента A , перешедшего из жидкой фазы в газовую за счет десорбции; в газовой фазе

$$V\varphi \frac{dA^r}{dt} = G_{\text{ж}}A_{\text{ж}}^r - GA^r - V\varphi r_A^r + N_A. \quad (90)$$

Среднее время пребывания в каждой фазе компоненту реагирующей смеси $\tau_{\text{ж}}$ и $\tau_{\text{г}}$ можно определить как

$$\tau_{\text{ж}} = \frac{V_{\text{ж}}}{U} = \frac{V(1 - \varphi)}{U}; \quad (91)$$

$$\tau_{\text{г}} = \frac{V_{\text{г}}}{G} = \frac{V\varphi}{G},$$

из выражения (102) получаем

$$K_0 = \frac{A_H U_H}{A_k V (1 - \varphi)} = \frac{U_k}{V (1 - \varphi)} = \frac{A_r U_r}{A_k V (1 - \varphi)}. \quad (104)$$

Из формулы (41) имеем $r_0 = \kappa K A (1 - \varphi)$, где κ с учетом выражений (80) и (103)

$$\kappa = \frac{A'_k (A_H U_H - A_k U_k - A_r U_r)}{A_k (1 - \varphi) (A_H U_H - A'_k U_k)}. \quad (105)$$

Считая, что в потоках, входящих в реактор, нет продуктов реакции ($\bar{B}_H = 0$), аналогично можно получить выражение для компонента B :

$$\kappa = \frac{A'_k (B_k U_k + B_r U_r)}{A_k (1 - \varphi) B'_k U'_k}. \quad (106)$$

Выражения (105) и (106) представляют значительный практический интерес, так как позволяют оперативно

5. Результаты лабораторных исследований реакционно-десорбционного процесса получения 1,4-диоксана дегидратацией диэтиленгликоля

$A_H \cdot 10^5$, моль/м ³	$U_H \cdot 10^7$, м ³ /с	$A_k \cdot 10^{-3}$, моль/м ⁶	$U_k \cdot 10^7$, м ³ /с	$A_r \cdot 10^{-3}$, моль/м ⁶	$U_r \cdot 10^8$, м ³ /с	$V \cdot 10^5$, м ³	φ	$K \cdot 10^5$, 1/с	$K_0 \cdot 10^5$, 1/с	κ	$G_k \cdot 10^5$, м ³ /с
9,91	0,541	8,6	0,541	1	—	0,13	0	5,66	—	—	—
9,91	0,541	6,83	0,523	0	0,198	0,13	0,138	—	24	4,1	16,6
9,91	0,541	4,9	0,518	0	0,233	0,13	0,1	—	48,3	8,5	33,2
9,91	0,541	6,45	0,496	0	0,42	0,13	0,284	—	33,3	5,88	166

оценить целесообразность организации реакционно-разделительного процесса и те возможности ускорения, которые дает эффект совмещения процессов. Действительно, проведя лишь два опыта с подачей и без подачи десорбирующего агента при одной температуре и постоянных значениях U_H , A_H , B_H , замерив U_k , U_r , U'_k и концентрации компонентов, можно определить κ .

Результаты исследования целесообразности организации реакционно-десорбционного процесса получения 1,4-диоксана дегидратацией диэтиленгликоля (компонент A) в присутствии катализатора H_2SO_4 (десорбирующий агент — азот) приведены в табл. 5.

Аналогичный подход можно использовать также для анализа целесообразности организации реакционно-десорбционного процесса при проведении обратимых реакций. Рассмотрим реакцию типа $A \rightleftharpoons B$. Скорость обра-

тимой реакции

$$\bar{r} = (K_0 A - K_{01} B) (1 - \varphi), \quad (107)$$

где K_{01} — константа скорости обратной реакции (при совмешенном процессе). Тогда для стационарного режима получим

$$A_u U_u - A_k U_k - A'_k G_k - (K_0 A_k - K_{01} B_k) V (1 - \varphi) = 0. \quad (108)$$

Для количественной оценки реакционно-десорбционного процесса и сопоставления его с гомогенным реакционным целесообразно получить выражения для K_0 и K . Так как при равновесии

$$K/K_1 = B_p/A_p = K_p, \quad (109)$$

где K_1 — константа скорости обратной реакции гомогенного (несовмешенного) процесса; A_p , B_p — концентрации компонентов A , B в реакционной смеси при равновесии; K_p — константа равновесия, которая при переходе от реакционного процесса к реакционно-десорбционному остается постоянной,

$$K/K_1 = K_0/K_{01} = K_p. \quad (110)$$

Величину K_p можно определить предварительно на той же установке без протока фаз. Затем можно найти

$$K_{01} = K_0 A_p / B_p. \quad (111)$$

Выражение (108) преобразовывается следующим образом:

$$A_u U_u - A_k U_k - A'_k G_k - \left(K_0 A_k - K_0 \frac{A_p}{B_p} B_k \right) V (1 - \varphi) = 0. \quad (112)$$

С учетом формулы (103) из зависимости (112) получим

$$K_0 = \frac{A_u U_u - A_k U_k - A'_k U_k}{\left(A_k - \frac{A_p}{B_p} B_k \right) V (1 - \varphi)}. \quad (113)$$

Для гомогенного несовмешенного процесса можно получить

$$K = \frac{A_u U_u - A'_k U_k}{V \left(A'_k - \frac{A_p}{B_p} B'_k \right)}. \quad (114)$$

Тогда

$$\kappa = \frac{(A_u U_u - A_k U_k - A'_k U_k) \left(A'_k - \frac{A_p}{B_p} B'_k \right)}{(A_u - A'_k) U_u \left(A_k - \frac{A_p}{B_p} B_k \right) (1 - \varphi)}. \quad (115)$$

При $B_A = 0$ аналогично можно получить следующее выражение по компоненту B :

$$\kappa = \frac{(B_K U_K + B_P U_P) \left(A'_K - \frac{A_P}{B_P} B'_K \right)}{B'_K U_B \left(A_K - \frac{A_P}{B_P} B_K \right) (1 - \varphi)}. \quad (116)$$

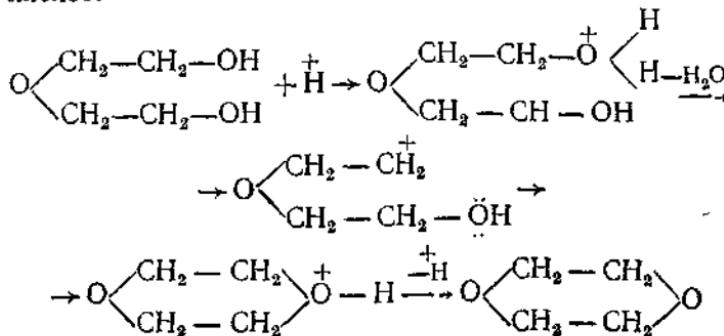
Анализ зависимостей, приведенных для κ , показывает, что преимущества реакционно-десорбционных процессов наиболее ощутимо проявляются при таком подборе компонентов A и B , когда $H_A \ll H_B$, т. е. летучесть продуктов реакции гораздо выше, чем исходных веществ. Преимущественная отгонка продуктов реакции значительно увеличивает скорость их образования.

Проведенные автором исследования кинетики получения амидов монокарбоновых кислот, β -аминопропионитрила, 1,4-диоксана, эфиров ортотитановой кислоты показали, что в зависимости от скоростей химического и реакционно-разделительного процессов значение κ может изменяться в пределах 1—15.

Рассмотрим результаты исследования кинетики нескольких РРаП, иллюстрирующие различные подходы к рассматриваемому вопросу.

МАКРОКИНЕТИКА НЕКОТОРЫХ СОВМЕЩЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Синтез 1,4-диоксана дегидратацией диэтиленгликоля является одним из наиболее интересных для изучения влияния барботажно-разделительного процесса на химический. Эта реакция по своему механизму аналогична реакции дегидратации спиртов и может осуществляться нагреванием ДЭГа до 130—170 °C в присутствии различных катализаторов, например, сильных минеральных кислот:



В связи с тем что исходный продукт в условиях реакции практически нелетуч, рассматриваемая реакция представляет интерес именно в плане определения влияния скорости отвода продуктов реакции на кинетику совмещенного реакционно-разделительного процесса. В качестве десорбирующего агента использовались азот, а также бензол, образующий бинарные азеотропы с продуктами реакции и тройной азеотроп бензол — диоксан — вода.

Исследование кинетики в емкостном лабораторном реакторе с мешалкой и барботером для подачи десорбирующего агента проводилось при постоянной концентрации H_2SO_4 (катализатор), равной 5 % от массы ДЭГ, в интервале температур 130—175 °C. Для несовмещенного процесса (без подачи десорбирующего агента) в реакторе периодического действия получены кинетические зависимости, обработка которых свидетельствует о первом порядке реакции и дает значение константы скорости $K_0 = 3,2 \cdot 10^{-3} \text{ мин}^{-1}$ (при температуре 150 °C).

В РИС проводились исследования для количественной оценки влияния ввода азота или паров бензола, барбитируемых под слой ДЭГа. Установлено, что ввод паров бензола в качестве десорбирующего агента в 1,5—6 раз увеличивает скорость реакции синтеза 1,4-диоксана. Зависимость наблюдаемой константы скорости химической реакции от расхода паров бензола и результаты лабораторных исследований можно представить в виде

$$K_0 = (1,05 + 0,65 \cdot 10^5 G_n) \exp\left(6,9 - \frac{1093,3}{T}\right), \quad (117)$$

где G_n — расход десорбирующего агента — бензола, кг/с, подаваемого в реактор объемом 100 мл.

Фактор гетерогенности в рассматриваемом случае зависит от G_n следующим образом:

$$\chi = 1,0 + 0,62 \cdot 10^5 G_n. \quad (118)$$

Выражения (117) и (118) после преобразований, связанных с переходом от расхода бензола к его скорости в аппарате, были использованы для расчетов опытно-промышленного реакционно-разделительного аппарата. Следует заметить, однако, что зависимость K_0 и χ от G_n сохраняет линейный характер не во всем диапазоне изменения G_n , и при достаточно высоких значениях G_n следует ожидать уменьшения K_0 и χ .

Исследование процесса в реакторе периодического действия затруднено в связи с необходимостью создания

достаточно интенсивного режима перемешивания и отвода продуктов из зоны химической реакции. Кроме того, по мере отгонки продуктов концентрация катализатора в системе возрастает, что приводит к увеличению смелообразования. Поэтому исследования кинетики реакции проводились также на лабораторной установке непрерывного действия, включающей РИС проточного типа (открытая система), выполненный в виде барботажной стеклянной колонны высотой 0,15 м и диаметром 0,05 м

с мешалкой и фиксированным уровнем перелива. Реактор терmostатирован. Исходная смесь, состоящая из ДЭГа и катали-

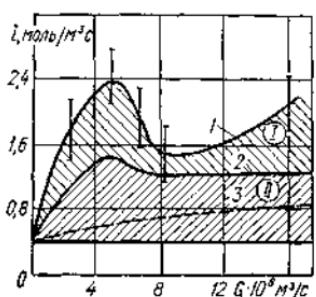


Рис. 4. Зависимость интенсивности реактора от расхода десорбирующего агента (азота) при получении 1,4-диоксана:

1 — барботаж и отгонка продуктов реакции; 2 — барботаж; 3 — отгонка продуктов реакции (расчетная по кинетической кривой).

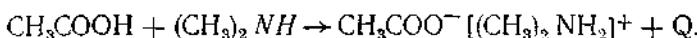
затора H_2SO_4 , непрерывно поступала в реактор на ситчатую тарелку и удерживалась на ней восходящим потоком барботирующего десорбирующего агента. Такое же количество прореагировавшей смеси через перелив выводилось в мерную емкость. Десорбирующий агент поступал снизу через отверстия в ситчатой тарелке. Из верхней части реактора пары диоксана и воды отводились в конденсатор и затем в мерную емкость. Константа скорости реакции определялась по формуле (104).

Результаты исследований, обработанные в виде зависимости интенсивности реактора от G_n , показывают (рис. 4), что барботирование через реакционную массу азота значительно увеличивает интенсивность процесса. Для количественной оценки воздействия на процесс барботажа десорбирующего агента был проведен ряд опытов (кривая 2) с обратным холодильником на линии выхода азота из реактора. В связи с тем что при этом происходил практически полный возврат в зону реакции диоксана и воды, устранился эффект ускорения процесса за счет отвода продуктов реакции. Площадь // показывает ускорение процесса за счет барботажных эффектов, I — за счет отвода продуктов реакции. Анализ данных, приведенных на рис. 4, свидетельствует о том, что интенсивность реакционно-разделительного процесса может быть значительно (более чем в 6 раз) выше, чем реакционного,

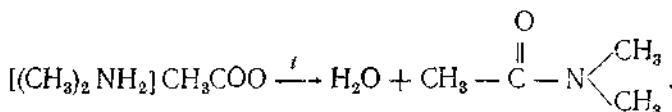
причем вклады барботажного эффекта и отвода продуктов реакции примерно равнозначны.

Синтез диметиламидов монокарбоновых кислот осуществляется преимущественно путем ацилирования диметиламина соответствующими кислотами. Согласно современным представлениям реакция образования амидов из кислот и аминов считается обратимой.

Реакцию ацилирования диметиламина уксусной кислотой (УК) можно представить следующим образом. Молекула УК связывается с молекулой диметиламина (ДМА) с образованием неустойчивого комплекса — ацетатдиметиламина (АДМА). АДМА в растворе и расплаве находится в виде ионных пар, комплексов с обычной водородной связью и ионов, равновесие между которыми определяется pH среды, свойствами растворителя и температурой:



При повышенной температуре от АДМА отделяется вода с образованием диметилацетамида (ДМАА):



В водных растворах существенное влияние на скорость протекания реакций оказывает межмолекулярное взаимодействие, возникающее между полярными молекулами и ионами, степень ассоциации которых зависит от их активности и от общей концентрации соли. Поэтому следует ожидать, что скорость реакции превращения АДМА в ДМАА в разбавленных растворах значительно уменьшится.

Получение АДМА из УК и DMA можно рассматривать как реакцию нейтрализации, протекающую до конца, скорость которой

$$r = K [\text{CH}_3\text{COOH}] [(\text{CH}_3)_2\text{NH}_2].$$

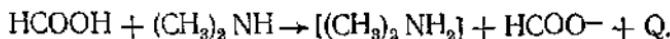
Превращение АДМА в ДМАА сопровождается выделением молекулы воды. Накопление этого продукта в процессе реакции, по-видимому, оказывает значительное влияние на скорость дегидратации. Наряду с реакцией получения ДМАА при температуре выше 100 °C имеет место разложение на исходные продукты DMA и УК. Ввиду высокой летучести DMA практически весь покидает зону реакции. При определенных условиях

возникает химическое равновесие, которое можно сместить в желаемом направлении. Скорость прямой и обратной реакции можно определить следующим образом:

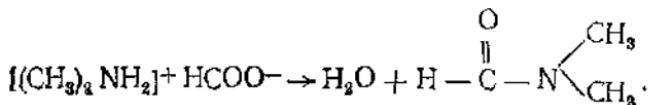
$$\vec{r} = K_1 [(\text{CH}_3)_2 \text{NH}_2]^+ [\text{CH}_3\text{COO}]^-;$$

$$\vec{r} = K_2 [\text{CH}_2\text{CON}(\text{CH}_3)_2] \text{H}_2\text{O}; \quad K_b = \frac{[\text{H}_2\text{O}] [\text{CH}_3\text{CON}(\text{CH}_3)_2]}{[(\text{CH}_3)_2 \text{COOH}]}.$$

Механизм реакции получения диметилформамида (ДМФА) из муравьиной кислоты (МК) и ДМА может быть представлен следующим образом:



При повышенной температуре полученный форматдиметиламин (ФДМА) разлагается с выделением воды и образованием ДМФА:



Исследование процессов получения ДМФА и ДМАА проводилось на нескольких установках: реакторе периодического действия с мешалкой, лабораторном барботажном реакторе непрерывного действия, пилотной установке. Результаты исследований таковы.

Синтез ФДМА (АДМА) — гомогенный гетерофазный процесс, протекает с высокой скоростью, определяемой диффузией ДМА в жидкую фазу, где происходит реакция.

Реакция дегидратации ФДМА (АДМА) с образованием ДМФА (ДМАА) также протекает в жидкой фазе. Скорость этой реакции относительно невысока и лимитирует скорость процесса в целом. Величина констант скорости этой реакции, полученных в результате обработки экспериментальных данных превращения ФДМА по кинетическому уравнению второго порядка, зависит от концентрации воды в реакционной массе.

Пусть исходное кинетическое уравнение имеет вид

$$-\frac{dC}{dt} = f(K_{\text{рабл}}) C^2, \quad (119)$$

где C — текущая концентрация ФДМА в реакционной массе. Для определения зависимости влияния концентрации воды в реакционной массе на скорость превращения ФДМА удобно использовать зависимость вида

$$K_{\text{рабл}} = K_1 / (1 + K_2 C_{\text{H}_2\text{O}})^n, \quad (120)$$

где K_1 — константа скорости реакции превращения ФДМА; K_2 — константа, учитывающая торможение реакции водой, C_{H_2O} — начальная концентрация воды в реакционной массе; $n = 2$.

Таким образом, кинетическое уравнение, учитывающее влияние воды на скорость дегидратации ФДМА, можно представить в виде

$$-\frac{dC}{dt} \frac{K_1 C^2}{(1 + K_2 C_{H_2O})^2}. \quad (121)$$

Или в более общем виде с учетом воды, образующейся при реакции, эта формула запишется как

$$-\frac{dC}{dt} = \frac{K_1 C^2}{[1 + K_2 (C_{H_2O} + C_0 - C)]^2}. \quad (122)$$

Здесь C_0 — начальная концентрация ФДМА.

Для K_1 и K_2 получены следующие выражения:

$$K_1 = \frac{296,1}{(1 + C_{H_2O})^{0.5}} e^{-\frac{-1119,1}{T}}; \quad K_2 = 0,137 e^{-\frac{-29,1}{T}}. \quad (123)$$

После подстановки этих зависимостей в уравнение (122) получаем кинетическое уравнение, описывающее течение реакции превращения ФДМА при различных температурах и начальных концентрациях воды в реакционной массе, а также учитывающее тормозящее влияние реакционной воды:

$$-\frac{dC}{dt} = \frac{\frac{296,1 e^{-\frac{-1119,1}{T}}}{(1 + C_{H_2O})^{0.5}} C^2}{\frac{-29,1}{(1 + 0,137 e^{-\frac{-29,1}{T}}) (C_{H_2O} + C_0 - C)^2}}. \quad (124)$$

Это уравнение может быть использовано при расчетах реакционно-разделительного процесса, так как позволяет определить скорость химического процесса в зависимости от текущего значения состава реакционной массы.

Кинетика реакции дегидратации АДМА изучалась аналогично реакции получения 1,4-диоксана. Как следует из рис. 5, без катализатора реакция идет медленно, что не позволяет обеспечить высокую степень превращения. Использование в качестве катализатора MoO_3 значительно увеличивает скорость реакции и достигаемую степень превращения, однако еще эффективнее организация РРаП подачей в реакционную массу десорбирующего агента, образующего низкокипящий азеотроп с одним из

продуктов реакции — водой, обладающей ингибиторющим действием. Наиболее высокую скорость процесса обеспечивает (кривая 4) одновременное использование катализатора и подачи десорбирующего агента. Это сочетание особенно эффективно при невысоких скоростях десорбирующего агента (рис. 6). Заметим, что в рассматриваемом случае фактор диффузационного ускорения достигает 14.

Окисление α -ксилола кислородом воздуха проводят с целью получения α -толуиловой кислоты. Процесс про-

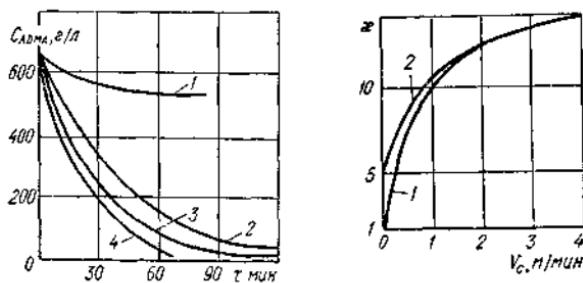


Рис. 5. Изменение концентрации АДМА в реакционной массе при $t = 150$ °С, $C_{\text{нач}} = 680$ г/л.

1 — без катализатора и десорбирующего агента; 2 — в присутствии 0,03 % MoO_3 ; 3 — с подачей 2,7 мл/мин бензола; 4 — в присутствии бензола (2,7 мл/мин) и MoO_3 (0,03 %).

Рис. 6. Зависимость фактора диффузационного ускорения x реакции дегидратации АДМА от скорости подачи бензола

1 — без катализатора, 2 — с 0,03 % MoO_3 .

текает при температуре 140—150 °С в присутствии катализатора (ацетата кобальта). Как показали исследования, вода является ингибитором реакции, поэтому при исследовании кинетики совмещенного реакционно-разделятельного процесса необходимо учитывать также влияние десорбции реакционной воды воздухом и избыточным α -ксилолом. В связи со значительными трудностями интерпретации экспериментальных данных в виде, удобном для использования при разработке промышленных аппаратов, автором была предпринята попытка использовать при обработке экспериментальных данных по скорости процесса окисления, полученных на опытно-промышленной установке с прямоточным секционированным реактором-десорбером окисления, математическую модель, предложенную в следующем разделе. Обработка экспериментальных данных по окислению α -ксилола, полученных при различных режимах работы опытно-промышленного

25

реактора-десорбера, с использованием математической модели позволила получить следующее выражение для константы скорости:

$$K_0 = (C_1 + C_2 \eta) \exp\left(\frac{-C_3}{T}\right), \quad (125)$$

где

$$\eta = \frac{M_{O_2} (Lx_{O_2} + Gy_{O_2})}{M_{o-k} (Lx_{o-k} + Gy_{o-k})}; \quad (126)$$

$$C_1 = 1002,1; \quad C_2 = 1265,7; \quad C_3 = 6836,2.$$

РАСЧЕТ РЕАКЦИОННО-МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Совмещенные реакционно-массообменные процессы сложны, и строгих методик их расчета пока не предложено. Большинство работ посвящено расчету хемосорбционных процессов, теория которых достаточно разработана. Для более сложных РРаП используют итерационные методы, подобные методу расчета ректификации Сореля.

Однако 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.

В связи с невозможностью учесть «интерэкность» совмещенных процессов и «эмержентность» полученной системы при расчете и моделировании реакционно-массообменного аппарата следует отдать предпочтение методам, основанным на экспериментальном исследовании

процесса в условиях, максимально приближенных к производственным, и использовании полученных данных для расчета с учетом масштабного перехода.

В качестве совмещенного реакционно-массообменного аппарата во многих разработках использовались прямоточные секционированные реакторы-десорбера с многостадийной инверсией фаз [71].

Для расчета и оптимизации реакционно-разделительных аппаратов используют математические модели, построенные по блочному принципу. К примеру, математическая модель реактора-десорбера состоит из набора моделей отдельных секций аппарата. Модель каждой секции включает 5 блоков: гидродинамики, химической реакции, массообмена, теплового баланса, физико-химических свойств веществ (рис. 7). Рассмотрим методики расчета некоторых из них.

Объемный расход жидкости в блоке гидродинамики

$$V_0 = \sum_{k=1}^k \frac{x_{n-1}(k) L_{n-1} M(k)}{\rho_\alpha(k) S}. \quad (127)$$

Линейная скорость потока жидкости по колонне

$$W_l = \sum_{k=1}^k \frac{x_n(k) L_n M(k)}{\rho_\alpha(k) S}, \quad (128)$$

где $x(k)$ — концентрация k -го компонента в потоке жидкости; $\rho_\alpha(k)$ — плотность k -го компонента в жидком состоянии; $M(k)$ — молекулярная масса k -го компонента; L — мольный поток жидкости; S — площадь поперечного сечения секции.

Линейная скорость потока газа по колонне

$$W_G = \sum_{k=1}^k \frac{y_n(k) G_n M(k)}{\rho_G(k) S}, \quad (129)$$

где $y(k)$ — концентрация k -го компонента в паровом потоке; $\rho_G(k)$ — плотность k -го компонента в газовой фазе. Средняя плотность:

жидкой фазы

$$\rho_{L_{cp}} = \sum_{k=1}^k x_n(k) \rho_L(k);$$

газовой фазы

$$\rho_{G_{cp}} = \sum_{k=1}^k y_n(k) \rho_G(k).$$

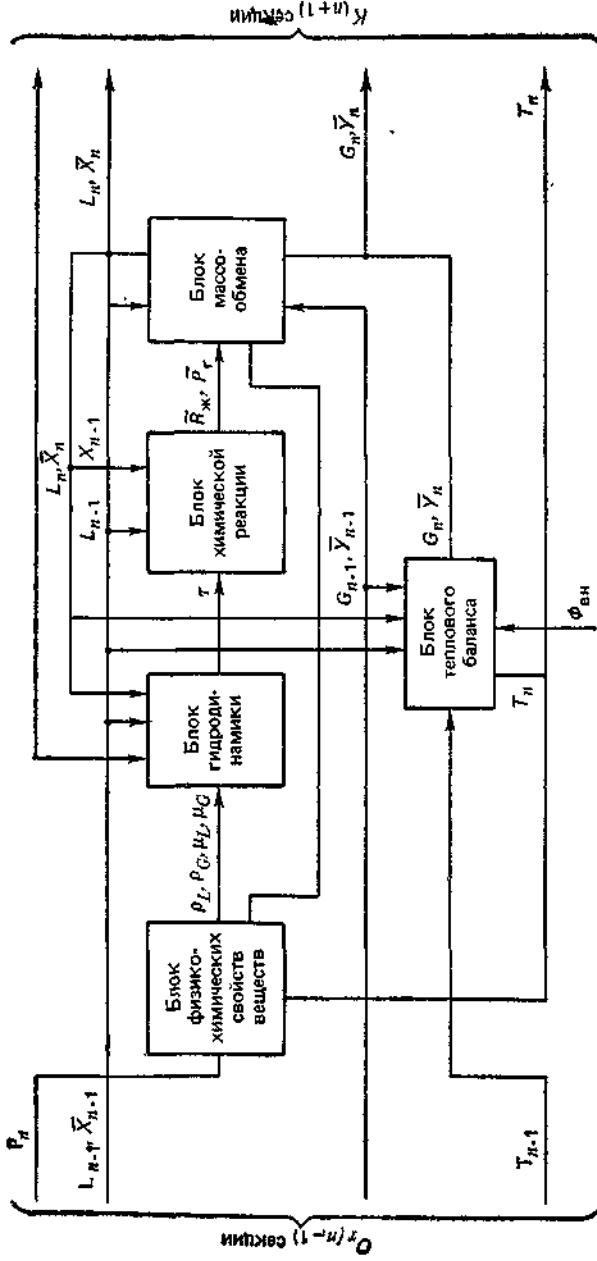


Рис. 7. Блок-схема математической модели n -й секции реактора-десорбера.

Средняя вязкость:
жидкой фазы

$$\mu_{L_{cp}} = \sum_{k=1}^k x_n(k) \mu_L(k);$$

газовой фазы

$$\mu_{G_{cp}} = \sum_{k=1}^k y_n(k) \mu_G(k).$$

Здесь $\mu_L(k)$, $\mu_G(k)$ — вязкость соответственно жидкого и газообразного k -го компонента.

Линейная скорость жидкости и газа в отверстии тарелки

$$W_{oL} = \frac{W_L S}{0,785 d_o^2 N_k}; \quad W_{oG} = \frac{W_G S}{0,785 d_o^2 N_k}, \quad (130)$$

где d_o — диаметр отверстия под клапаном; N_k — число отверстий в полотне тарелки.

Газосодержание в секции, время пребывания жидкости, перепад давления, высоту подъема клапана, необходимую для расчетов по этим формулам, можно определить по зависимостям, приведенным в работе [70].

Для приблизительных расчетов высоты подъема клапана можно воспользоваться выражением

$$h = d_o \sqrt{\frac{0,222}{\frac{674,9}{\rho W_o^2} - 1,04}}. \quad (131)$$

Блок химической реакции предназначен для расчета значений скорости реакций образования компонентов жидкой R_L и газовой R_G фаз и должен учитывать взаимное влияние совместного реакционного и массообменного процессов. При этом используются зависимости для макрокинетики конкретного РРП, полученные, например, по материалам, изложенным выше.

Блок массообмена представляет собой систему уравнений материальных балансов по каждому из компонентов и общего материального баланса:

$$L_{n-1}x_{n-1}(k) + G_{n-1}y_{n-1}(k) + R_L(k) + R_G(k) = L_n x_n(k) + G_n y_n(k);$$

$$\sum_{k=1}^k [L_{n-1}x_{n-1}(k) + R_L(k)] + \sum_{k=1}^k [(G_{n-1}y_{n-1}(k) + R_G(k)] =$$

32

$$= L_n + C_n; \quad (132)$$

$$\sum_{k=1}^k x_n(k) = 1;$$

$$\frac{y_n(k) - y_{n-1}(k)}{y^*(k) - y_{n-1}(k)} = \eta; \quad y^*(k) = K(k) x_n(k).$$

Здесь $y^*(k)$ — равновесная концентрация k -го компонента; $K(k)$ — константа фазового равновесия для k -го компонента; η — эффективность тарелки.

Блок теплового баланса включает следующие соотношения. Термо реакций

$$Q = - \sum_{k=1}^k H_{\text{обр}}(k) [R_L(k) + R_G(k)], \quad (133)$$

где $H_{\text{обр}}(k)$ — теплота образования для k -го компонента.

Тепло испарения (конденсации)

$$Q_m = \sum_{k=1}^k [L_n x_n(k) - L_{n-1} x_{n-1}(k) - R_L(k)] \lambda(k). \quad (134)$$

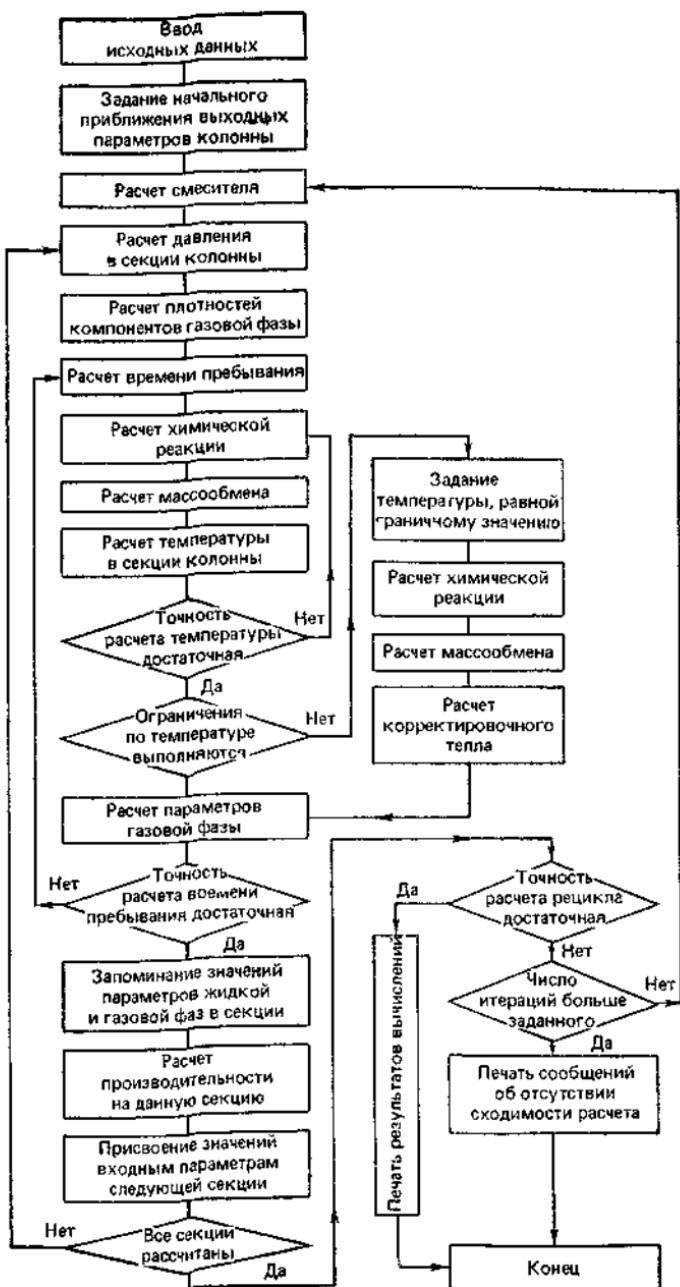
Здесь $\lambda(k)$ — теплота испарения k -го компонента.

Уравнение теплового баланса

$$\begin{aligned} \sum_{k=1}^k L_{n-1} x_{n-1}(k) C_L(k) T_L(k) + \sum_{k=1}^k C_{n-1} y_{n-1}(k) G_G(k) T_G(k) + \\ + Q_p + Q_m + Q_{\text{вн}} = \sum_{k=1}^k L_n x_n(k) C_L(k) T + \\ + \sum_{k=1}^k G_n y_n(k) C_G(k) T, \end{aligned} \quad (135)$$

где $C_L(k)$, $C_G(k)$ — теплоемкости компонентов в жидким и газообразном состояниях; $T_L(k)$, $T_G(k)$ — температура входных потоков k -го компонента жидкой и газовой фаз соответственно; T — температура в секции.

Алгоритм вычислений по математической модели реактора-десорбера учитывает то, что она представляет собой систему большого числа нелинейных алгебраических и дифференциальных уравнений. Для обеспечения решения такой сложной задачи, а также с целью унификации методов решения подобных задач целесообразно



24

использовать модульный принцип построения программ расчета

Общая программа расчета по модели реактора-десорбера образует унифицированный модуль расчета прямоточного секционированного реакционно-массообменного газожидкостного аппарата.

Для расчета отдельных процессов, составляющих сложный реакционно-массообменный процесс, а также для выполнения некоторых вспомогательных расчетов можно использовать унифицированные микромодули расчета гидродинамики, скорости химической реакции, массообмена, теплового баланса, физико-химических свойств компонентов материальных потоков.

С помощью перечисленных микромодулей производится выполнение расчетов по соотношениям, приведенным выше. Основная программа модуля реактора-десорбера проводит подключение нужных модулей в соответствии с алгоритмом, блок-схема которого приведена на рис. 8.

В программе предусмотрено несколько итерационных циклов. Во внутреннем цикле производится расчет

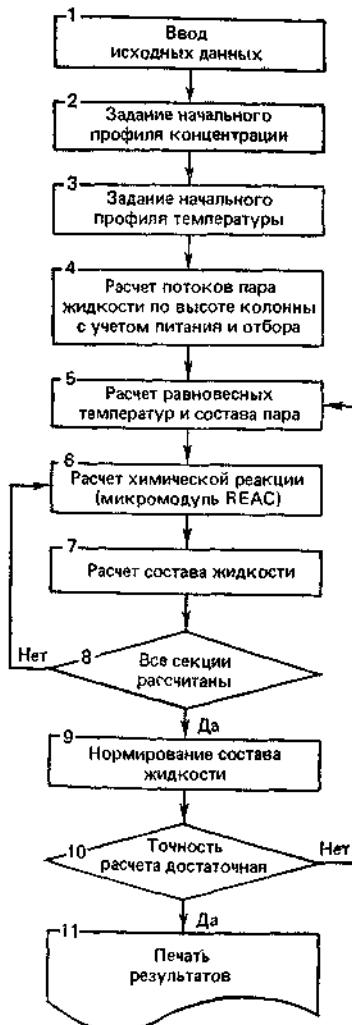


Рис. 9. Схема потоков для одной секции реактора-ректификатора.

Рис. 10. Блок-схема расчета реактора-ректификатора.

ствующих собственной частоте колебаний элементов структуры, приводит к интенсификации процесса переноса [71; 77; 80; 81; 88; 90; 94; 97; 102; 104; 105; 106].

Учитывая то, что в газожидкостных потоках гашение пульсаций происходит более интенсивно, чем в однофазных, 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 также нерационально, так как неизбежно приводит к значительному усложнению массообменного аппарата и увеличению энергетических затрат. С учетом этого колебания извне целесообразно налагать не на весь слой (что 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.

Известно, что при массовом барботаже преобладающая частота отрыва пузырьков при разрушении факела составляет $10-13 \text{ с}^{-1}$. В результате разрыва сплошности жидкости при образовании пузырьков в слое происходит перемешивание, жидкость получает импульсы энергии, вызывающие турбулентные пульсации, в свою очередь способствующие раскачиванию пузырьков, их дроблению. При совпадении частот собственных колебаний элементов структуры газожидкостного слоя и налагаемых на слой колебаний при частоте, близкой к 10 с^{-1} , наступает явление резонанса, при котором резко увеличивается амплитуда колебаний системы.

Колебания газового сферического пузырька в жидкости изучаются в конкретной гидродинамической установке в нескольких аспектах, для каждого из которых характерна своя физическая модель и специфические математические методы для определения параметров колебательных процессов.

Можно рассматривать пузырек как замкнутый резонатор постоянного объема с жесткими стенками, как сферический пульсирующий излучатель. Можно рассматривать его свойства, связанные с поглощением и рассеянием энергии волны внешнего источника.

Определение частоты колебаний пульсирующего в жидкости пузырька и оценка влияния волнового поля, создаваемого пузырьком, проходящим через слой жидкости, на тепломассообмен в газожидкостных аппаратах проводились с учетом кинематических и силовых харак-

теристик волнового поля пузырька, при рассмотрении его как сферического излучателя, а также с учетом влияния на собственную частоту колебаний пузырька присоединенной массы жидкости. Рассмотрим волновое поле вокруг пузырька газа, представив его в виде шарового излучателя, т. е. в виде пульсирующей сферы, все точки которой колеблются по закону

$$V_n(\tau) = \partial\Phi/\partial r = V_0 \exp(i\omega\tau), \quad (139)$$

где $V_n(\tau)$ — скорость колебания точек по нормали к поверхности сферы; Φ — потенциал скорости; r — радиус сферы; $\omega = 2\pi f$ — циклическая частота. Волновое поле вокруг пульсирующей сферы определяется при помощи волнового уравнения в сферических координатах

$$\frac{\partial^2\Phi}{\partial r^2} = C^2 \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial\Phi}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin\Theta} \frac{\partial}{\partial\Theta} \left(\sin\Theta \frac{\partial\Phi}{\partial\Theta} \right) + \frac{1}{r^2 \sin^2\varphi} \frac{\partial^2\Phi}{\partial\varphi^2} \right], \quad (140)$$

где Θ, φ — угловые координаты; C — скорость звука. Когда потенциал скорости не зависит от угловых координат, волновое уравнение для пульсирующей сферы принимает вид

$$\frac{\partial^2\Phi}{\partial r^2} - C^2 \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial\Phi}{\partial r} \right) \right] = 0. \quad (141)$$

Частное решение уравнения (141) с учетом выражения (139) имеет вид

$$\Phi = \frac{1}{r} \left[A \exp \left(-i \frac{\omega}{C} r \right) + B \exp \left(i \frac{\omega}{C} r \right) \right]. \quad (142)$$

При использовании связей Φ с уравнениями гидродинамики линейного приближения [77] радиальная составляющая скорости частиц жидкости определяется по формуле

$$V = -\frac{\partial\Phi}{\partial r} = \frac{1}{r^2} [A(1 + ikr) e^{i(\omega\tau - kr)} + B(1 - ikr) e^{i(\omega\tau + kr)}], \quad (143)$$

а радиальная составляющая волнового давления —

$$P = i\omega\rho\Phi; \quad (144)$$

$$P = \frac{i\omega\rho}{r} [A \exp(-ikr) + B \exp(ikr)] e^{i\omega\tau}. \quad (145)$$

Здесь $k = \omega/C$ — волновое число.

Определим коэффициенты A и B в уравнении (142). Из условий излучения $\Phi \xrightarrow{r \rightarrow \infty} 0$ следует, что $B = 0$. С учетом (139) при $r = a$ получим следующее выражение для A :

$$A = V_0 a^2 / (1 + ika). \quad (146)$$

Подставляя выражения (145) и (146) в уравнения (142) — (144), находим, что для волнового поля пульсирующей сферы

$$\Phi = \frac{1}{r} \frac{V_0 a^2}{1 + ika} \exp[i(\omega\tau - kr_1)]; \quad (147)$$

$$V = \frac{V_0 a^2}{1 + ika} \frac{1 + ikr}{r^2} \exp[i(\omega\tau - kr_1)]; \quad (148)$$

$$P = \frac{V_0 a^2}{1 + ika} \rho \frac{i\omega}{r} \exp[i(\omega\tau - kr_1)] \quad (149)$$

при

$$r_1 = r - a. \quad (150)$$

Для удобства преобразований и анализа результатов примем в качестве начальной фазы скорости $V(\tau, r)$. Тогда радиальные составляющие скорости частиц V и волнового давления P определяются по формулам

$$V = \frac{V_0 a^2}{\sqrt{1 + k^2 a^2}} \frac{\sqrt{1 + k^2 r^2}}{r^2} \exp[i(\omega\tau - kr_1)]; \quad (151)$$

$$P = \frac{V_0 a^2}{\sqrt{1 + k^2 a^2}} \rho C \frac{k}{r} \exp[i(\omega\tau - kr_1 + \varphi)]; \quad (152)$$

где φ — фаза, определяемая соотношениями

$$\cos \varphi = kr / \sqrt{1 + k^2 r^2}; \quad \sin \varphi = 1 / \sqrt{1 + k^2 r^2}; \\ \operatorname{tg} \varphi = 1 / kr. \quad (153)$$

Имея кинематические и силовые характеристики волнового поля, определяем механический импеданс колебательной системы пузырек газа — жидкость с учетом присоединенной к пузырьку массы жидкости [104]. В общем виде механический импеданс акустического излучателя выражается следующим образом [77]:

$$Z = \frac{F}{V_0} = \frac{1}{V_0} \int P_m \tilde{V}_n e^{i\varphi} df = \frac{1}{V_0} \left(\int P_m \tilde{V}_n \cos \varphi df + \right. \\ \left. + i \int P_m \tilde{V}_n \sin \varphi df \right) = X + iY, \quad (154)$$

где V_0 — скорость точки приведения (произвольной точки на поверхности пузыря); V_n — приведенная нормальная составляющая скорости; P_m — комплексная амплитуда давления. После подстановки в выражение (154) значений комплексных амплитуд V и P из выражений (151) и (152) при $r = a$ выражение для механического импеданса получает вид

$$Z = \frac{ika}{1 + ika} \rho CS = X + iY. \quad (155)$$

Активную X и реактивную Y составляющие импеданса можно получить после отделения действительной части от мнимой:

$$X = \rho C 4\pi a^2 \frac{k^2 a^2}{1 + k^2 a^2}; \quad Y = \rho C 4\pi a^2 \frac{ka}{1 + k^2 a^2}. \quad (156)$$

Присоединенная к пульсирующей сфере масса жидкости определяется по формуле

$$M = \frac{Y}{\omega} = \frac{\rho C 4\pi a^2}{\omega} \frac{ka}{1 + k^2 a^2} = \frac{4\pi a^3 \rho}{1 + k^2 a^2} = \frac{3M_0}{1 + k^2 a^2}, \quad (157)$$

где M_0 — масса жидкости в объеме шара радиуса a .

Для низких частот $k \rightarrow 0$ и $M \rightarrow 3M_0 = 4\pi a^3 \rho_{ж}$, т. е. масса жидкости, присоединенная к пульсирующему пузырьку газа, численно равна утроенной массе жидкости, вытесненной этим пузырьком. Аналогичные данные приведены также в работе [107].

Представим газовый пузырек в жидкости как колебательную систему с сосредоточенными параметрами. Тогда резонансную частоту такой системы можно определить по формуле

$$\omega = \sqrt{\frac{1}{(M + m_s) C_s}}, \quad (158)$$

где m_s — эквивалентная масса; C_s — эквивалентная упругость; M — присоединенная масса. Поскольку $m_s \gg M$, то в качестве основного инерционного элемента выступает присоединенная масса:

$$M = 3M_0 = 4\pi a^3 \rho_{ж}, \quad (159)$$

где $\rho_{ж}$ — плотность жидкости.

Эквивалентную упругость системы пузырек — жидкость определим как отношение изменения радиуса к общей сжимающей силе:

$$C_s = -\delta a / \delta F. \quad (160)$$

Здесь $\delta F = \delta PS = \delta P 4\pi a^2$ — сжимающая сила; $S = 4\pi a^2$ — площадь сферы; δP — добавочное давление, действующее на пузырек (от волны давления жидкости). Для определения δP используем соотношение

$$x = -\delta P V / P \delta V. \quad (161)$$

Отсюда

$$\delta P = -x P \delta V / V. \quad (162)$$

С учетом того, что $xP = \rho_r C^2$, получим

$$\delta P = -\rho_r C^2 \delta V / V, \quad (163)$$

где ρ_r — плотность газа.

Поскольку

$$V = \frac{4}{3} \pi a^3; \quad \delta V = 4\pi a^2 \delta a, \quad (164)$$

то

$$\delta P = -\rho_r C^2 \frac{\frac{4\pi a^2 \delta a}{3}}{\pi a^3} = -\frac{3\rho_r C^2 \delta a}{a}. \quad (165)$$

Используя выражение (165), определяем

$$\delta F = \delta PS = \delta P 4\pi a^2 = -\frac{3\rho_r C^2 \delta a}{a} 4\pi a^2 = 12\pi \rho_r C^2 a \delta a. \quad (166)$$

Согласно выражениям (160), (166)

$$C_s = -\frac{\delta a}{\delta F} = \frac{\delta a}{12\pi \rho_r C^2 a \delta a} = \frac{1}{12\pi \rho_r C^2 a}. \quad (167)$$

Подставляя последнее в формулу (158), получаем

$$\omega_0 = \frac{1}{a} \sqrt{\frac{3\rho_r C_r^2}{\rho_{ж}}}. \quad (168)$$

Переходя от круговой частоты к линейной, получаем

$$f = \frac{\omega_0}{2\pi} = \frac{1}{2\pi a} \sqrt{\frac{3\rho_r C_r^2}{\rho_{ж}}} = \frac{1}{2\pi a} \sqrt{\frac{3\rho_r C_r^2}{\rho_{ж}}}. \quad (169)$$

Для системы воздух — вода по формуле (169) можно определить зависимость резонансной частоты пузырков от их размера. Так, при a (м), равном 0,002; 0,005; 0,010; 0,015; 0,020; 0,03, f (s^{-1}) будет равно 104; 41,9; 20,9; 13,9; 10,5; 7.

Значения резонансных частот рассчитаны для скорости звука в воздухе 340 м/с. Если учесть, что при массовом барботаже элементы структуры газожидкостного слоя (пузыри, струи и т. д.) заполнены каплями

жидкости, что резко уменьшает скорость звука, то в формулу (169) целесообразно подставлять скорость звука, определенную по данным работы [104]. Скорость звука в дисперсной газожидкостной системе

$$C_1 = \sqrt{\frac{P}{\varphi(1-\varphi)\rho_{ж}}}, \quad (170)$$

где P — давление в пузырьке; φ — объемное содержание. Для оценки величины C_1 примем $\varphi = 0.9$. Тогда при нормальном давлении для системы вода — воздух $C_1 = 33.3$ м/с, т. е. примерно в 10 раз ниже. Следовательно, примерно в 10 раз уменьшится резонансная частота пузырьков. Ниже показано, что наиболее эффективно наложение на барботажный слой пульсаций частотой порядка 10 с^{-1} . Эта частота является резонансной для пузырьков размером порядка 2 мм, доля которых достаточно велика.

Рассмотрим вопрос о поглощении и рассеянии энергии волны давления слоем жидкости с пузырьками газа. Пусть жидкость содержит пузырьки газа одинакового размера и их число в единице объема n . Определим интенсивность плоской волны, которая прошла через слой жидкости с пузырьками газа. Толщину этого слоя обозначим через d , интенсивность падающей волны J_0 . Слой имеет координаты x , $x + dx$, толщину dx , площадь dS и содержит $n(x) dx dS$ пузырьков газа. Полная высота слоя d .

Мощность, которую поглотят пузырьки газа в слое, определяется по формуле

$$dJ dS = -n(x) dx Q_t J dS. \quad (171)$$

Отсюда

$$\frac{dJ}{J} = -n(x) Q_t dx. \quad (172)$$

Решая уравнение (172), находим интенсивность звуковой волны, прошедшей через слой толщиной d :

$$J_d = J_0 \exp \left[-Q_t \int_0^d n(x) dx \right], \quad (173)$$

где $\int_0^d n(x) dx = N_1 d$ — общее число пузырьков газа в объеме цилиндра единичного сечения с толщиной d .

Обозначив среднее число частиц, приходящееся на единицу длины, через $N_1 = 1/d \int_0^d n(x) dx$, получим

$$J_d = J_0 \exp(-Q_t N_1 d). \quad (174)$$

Эта формула позволяет рассчитать ослабление интенсивности волны слоем пузырьков толщиной 1 см:

$$D = 10 \lg \frac{J_0}{J_1} = 10 \lg N_1 Q_t = 4,34 N_1 Q_t, \quad (175)$$

где N_1 — число резонансных пузырьков; Q_t — поперечное сечение рассеяния резонансных пузырьков.

В зависимости от размеров пузырьки, находящиеся в газожидкостном слое, можно сгруппировать, и тогда полное ослабление представится в виде суммы ослаблений в каждой группе пузырьков, а именно:

$$D = D_1 + D_2 + D_3 + \dots \quad (176)$$

Если предположить, что размеры пузырьков газа в жидкости подчиняются закону распределения Пуассона, то число пузырьков, имеющих радиусы a , $a + da$, в единице объема определится по формуле

$$n(a) = \frac{dN}{da} = A(la)^m e^{-la}, \quad (177)$$

где A , l , m — числа, которые определяются по экспериментальным данным.

Доля поглощения за счет пузырьков газа размерами a , $a + da$ составляет

$$dD = n(a) da Q_t(a). \quad (178)$$

Полное ослабление слоем пузырьков диаметром от 0 до ∞ определится по формуле

$$D = \int_0^\infty n(a) Q_t(a) da. \quad (179)$$

Считается, что основная часть поглощения приходится на пузырьки резонансных размеров. Однако если пузырьков газа нерезонансного размера достаточно много, то слой жидкости, насыщенный ими, также может значительно ослабить интенсивность волны.

ВЛИЯНИЕ ПУЛЬСАЦИЙ В ГАЗОЖИДКОСТНОМ СЛОЕ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ КОНТАКТИРОВАНИЯ ФАЗ

Одним из перспективных направлений интенсификации массообменных аппаратов является генерирование вынужденных колебаний в газожидкостном слое [72].

Несмотря на то что проблеме влияния пульсаций контактирующих фаз (наложение пульсаций на расход газа (пара), жидкости, регулируемая циклическая подача газа (пара) и жидкости, вибрация аппаратов или контактных элементов в них и т. п.) на эффективность процессов тепломассообмена в газожидкостном слое посвящено значительное количество работ, в литературе пока практически отсутствуют сведения об использовании отмеченных эффектов интенсификации при наложении пульсаций в промышленных газожидкостных аппаратах.

Практической реализации результатов исследований препятствуют, по-видимому, быстрое затухание налагаемых колебаний [66], а также эффект демпфирования и продолжительность пребывания жидкости в ступени контакта. В то же время организация пульсаций контактирующих фаз на каждой ступени контакта в массообменном аппарате требует значительного усложнения его конструкции и неизбежно приводит к увеличению энергозатрат.

Для интенсификации процессов в промышленных аппаратах целесообразнее осуществлять вибрацию самих аппаратов или контактных элементов в них, а сообщать пульсацию газовому потоку или непосредственно газожидкостному слою. В связи с этим автор исследовал влияние пульсаций газового потока, а также газожидкостного слоя на массопередачу в газовой и жидкой фазах в условиях массового барботажа.

Исследования показали, что пульсация газового потока и газожидкостного слоя на тарелках барботажных аппаратов приводит к некоторой интенсификации процессов массообмена в жидкой фазе, в особенности при частотах, близких к 10 c^{-1} . В связи с замеченным влиянием на процесс места расположения генератора пульсаций следует предположить, что на массопередачу оказывает влияние не только частота пульсаций газовой фазы, но и амплитуда пульсаций.

С целью анализа особенностей локальной гидродинамики при истечении газа в жидкость из-под неподвижного свободно колеблющегося и совершающего вынужденные колебания клапана была предпринята попытка смоделировать условия выхода струи из-под клапана и провести анализ полученных при исследованиях кинограмм. Оказалось, что вылет газовой струи (максимальный диаметр газового «тора» при истечении газа из-под осциллирующего клапана) практически не зависит от

частоты налагаемых пульсаций, крайне незначительно увеличивается с увеличением высоты слоя жидкости на тарелке и, в основном, определяется скоростью истечения:

$$l = 1,22 \cdot 10^{-3} W_0 + 0,009. \quad (180)$$

Расстояние, на котором происходит коалесценция пузырьков при истечении газа из сопла с осциллирующим по высоте размером, практически не зависит от частоты пульсаций (в пределах 5—20 с^{-1}) и высоты слоя жидкости на тарелке, а определяется только скоростью истечения газа из сопла:

$$H = 4,67 \cdot 10^4 (36 - W_0). \quad (181)$$

Объем пузырьков, образовавшихся при разрушении факела, увеличивается с увеличением скорости истечения газа:

$$V_0 = (0,658 W_0 - 1,15) 10^{-6}. \quad (182)$$

Зависимость объема пузырьков от частоты налагаемых пульсаций имеет экстремальный характер, причем минимальное значение объема (а значит, и максимальное значение межфазной удельной поверхности) наблюдается при уже отмеченной выше частоте пульсаций, близкой к резонансной, т. е. 10 с^{-1} . Примерно при этой же частоте наблюдается минимальное значение скорости подъема пузырьков, при которой время контакта жидкости с газом максимально.

Скоростная киносъемка газожидкостного слоя при массовом барботаже не позволила выявить столь же четкие закономерности, как для случая истечения из единичного сопла с изменяющимся размером по высоте вследствие взаимного влияния струй, неравномерного распределения скоростей газа по сечению, волн на поверхности слоя и т. д., однако несомненно то, что отмеченные выше некоторые закономерности локальной гидродинамики при пульсирующем расходе газа проявляются и при массовом барботаже. В частности, анализ кинограмм подтвердил, что и при массовом барботаже средний объем пузырьков имеет минимум при частоте, близкой к 10 с^{-1} .

Таким образом, наложение пульсаций на газовую фазу на входе в аппарат не приводит к существенному увеличению коэффициентов массопередачи в газовой и жидкой фазах, что согласуется с данными целого ряда авторов. Кроме того, при пульсациях газового потока

или всего слоя для увеличения коэффициента массопередачи в 1,5—2 раза требуется в 8—10 раз увеличить потери напора газового потока.

В то же время целесообразно и энергетически выгодно использовать спонтанные пульсации клапанов (в автоколебательном режиме) для генерирования пульсаций в зоне наиболее эффективного контактирования фаз — в так называемом входном участке, где газовая струя внедряется в жидкость.

КОЛЕБАНИЯ КЛАПАНОВ НА КЛАПАННЫХ МАССООБМЕННЫХ 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. По мнению автора, одной из основных причин более высокой эффективности клапанных тарелок являются спонтанные пульсации клапанов, генерирующие пульсации газожидкостного слоя.

В связи с этим представляет интерес определение связи между колебаниями клапанов и эффективностью клапанных тарелок, а также нахождение взаимосвязи геометрии клапана и его массы с амплитудно-частотными характеристиками его пульсаций относительно положения равновесия, соответствующего расходу газовой фазы через контактный узел. В работе [71] этот вопрос рассмотрен для однофазного газового потока. Задача для двухфазного газожидкостного слоя ранее не решалась.

Рассмотрим систему, состоящую из подклапанного пространства, клапана и барботажного слоя. Барботаж, перемещение клапана, изменение давления в подклапанном пространстве вызваны единственным внешним воздействием — вдувом газа в подклапанное пространство. Такое непериодическое по своей природе внешнее воздействие вызывает периодические перемещения клапана и изменение давления в подклапанном пространстве. Это позволяет утверждать, что рассматриваемая система является автоколебательной, аналогичной гидродинамическим и газоструйным излучателям звука.

Уравнение движения клапана с учетом основных сил, действующих на него, в общем случае можно представить

как

$$(m_{\text{кл}} + M) \frac{d^2x}{dt^2} = F_2 - F_1 - F_3, \quad (183)$$

где $m_{\text{кл}} = \frac{G_{\text{кл}}}{g} = \frac{V_{\text{кл}} (\gamma_{\text{кл}} - \gamma_{\text{см}})}{g}$ — масса клапана; M — «присоединенная» масса жидкости (газожидкостной смеси), колеблющейся вместе с клапаном; x — перемещение (высота подъема клапана); F_2 — сила, действующая на клапан со стороны газового потока; F_1 — вес клапана с прилегающим к нему столбом газожидкостной смеси; F_3 — сила гидродинамического сопротивления.

Получим выражения для составляющих, входящих в выражение (183).

Сила F_2 , действующая на клапан со стороны газового потока, может быть определена из предположения, что газ распределяется равномерно по всему сечению отверстия в тарелке. Перепад

$$\Delta P = P - P_k = \xi \frac{\rho W_0^2}{2} = \left(\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2} \right) \frac{\rho W_0^2}{2}. \quad (184)$$

Здесь ξ_1 — коэффициент сопротивления отверстия в полости тарелки; ξ_2 — коэффициент сопротивления в подклапанном пространстве; $K = F_3/4F_0$ — коэффициент дросселирования газа в контактном устройстве; ρ — плотность газа; W_0 — скорость газа в отверстии полотна тарелки. Подставив в выражение (184) уравнение состояния газа в резервуаре $\rho = P\mu/RT$ и

$$W_0 = \frac{Q}{\rho S_{\text{отв}}}, \quad (185)$$

получим

$$\Delta P = \frac{Q^2 RT}{2P\mu S_{\text{отв}}^2} \left(\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2} \right). \quad (186)$$

Отсюда

$$Q = \sqrt{\frac{(P - P_k) P 2 \mu S_{\text{отв}}^2}{\left(\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2} \right) R T}}. \quad (187)$$

Давление в подклапанном пространстве с учетом выражений (184) и (187) определится по формуле

$$P_1 = P - \xi_1 \frac{\rho W_0^2}{2} = P - (P - P_k) \frac{\xi_1}{\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2}}. \quad (188)$$

С учетом силы от воздействия поворотного импульса сила, действующая на клапан со стороны газового потока, определится как

$$F_2 = \left[P - (P - P_k) \frac{\xi_1}{\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2}} \right] S_{кл} + QW_0. \quad (189)$$

С учетом того, что

$$QW_0 = \frac{QQ}{\rho S_{отв}} = \frac{Q^2 RT}{P \mu S_{отв}} = \frac{(P - P_k) 2S_{отв}}{\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2}}, \quad (190)$$

получим

$$F_2 = \left[P - (P - P_k) \frac{\xi_1}{\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2}} \right] S_{кл} + (P - P_k) \frac{2S_{отв}}{\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2}}. \quad (191)$$

После преобразований

$$F_2 = \frac{\frac{PS_{кл}\xi_2}{K^2} + P_k\xi_1 S_{кл} + PS_{отв}2 - 2P_k S_{отв}}{\xi_1 + \frac{\xi_2}{K^2}}. \quad (192)$$

Сила гидродинамического сопротивления зависит от условий обтекания клапана при его движении, его скорости и физических свойств газожидкостной смеси:

$$F_3 = C\rho_{см}v_{см}r_1 \frac{dx}{dt}. \quad (193)$$

Коэффициент C согласно результатам обработки экспериментальных осциллограмм колебаний противоточного клапана равен 171,6.

Вес клапана и прилегающего к нему столба газожидкостной смеси

$$F_4 = G_{кл} \rho_{см} (H - x) S_{кл}. \quad (194)$$

Присоединенную массу жидкости можно определить с учетом представлений волновой теории, для случая, когда колеблющийся в жидкости клапан представлен как излучатель упругих волн в жидкости. При этом движущийся клапан вовлекает в движение часть жидкости и испытывает действие сил реакции жидкости. Выше рассмотрены некоторые закономерности колебательных процессов, возникающих в результате взаимодействия упругой жидкости с газовым пузырьком.

Эти закономерности можно использовать и для системы клапан — жидкость. В результате взаимодействия колеблющегося клапана и жидкости при наличии инерционных и других сил, а также сил вязкого трения образуется колебательная система. При этом поверхность клапана, помещенного в жидкость, становится излучателем упругих волн.

Пусть изменение положения поверхности клапана выражается периодической функцией времени так, что скорость смещения всех участков поверхности направлена по нормали, построенной в соответствующей точке поверхности, и выражается периодической функцией (139). Изменение положения поверхности вызовет периодические сжатия и растяжения жидкости, которые будут распространяться в виде упругих волн.

Будем считать, что поверхность совершает малые колебания. Тогда задача об излучении упругих волн сводится к решению волнового уравнения (140).

Для того чтобы определить силу реакции волнового поля, действующую на поверхность клапана, необходимо рассмотреть работу, которую совершает клапан как источник упругих волн против сил реакции жидкости.

Пусть элемент поверхности клапана $d\Gamma$ имеет нормальную составляющую колебательной скорости $V_n \cos \omega t$ и испытывает со стороны волнового поля давление $P = P_m \cos(\omega t + \phi)$, направленное в сторону, противоположную нормали поверхности на элементе $d\Gamma$.

Работа, совершаемая всей поверхностью излучателя при движении против сил волнового поля за время dt ,

$$dA = - \left[\int_{\Gamma} V_n P_m \cos \omega t \cos(\omega t + \phi) d\Gamma \right] dt. \quad (195)$$

Результирующую силу давления приведем к одной точке пространства, которую назовем точкой приведения. Модуль скорости этой точки обозначим V_0 . Скорость движения в любой точке поверхности тарелки выразим с помощью отношения $V_n/V_0 = \bar{V}_n$. Если в качестве точки приведения окажется точка, имеющая максимальную амплитуду скорости, то безразмерный \bar{V}_n по модулю равен или меньше единицы и для каждого элемента поверхности будет иметь направление, совпадающее с направлением нормали. Используя \bar{V}_n , запишем выражение (195) в виде

$$dA = - V_0 \cos \omega t dt \int P_m \bar{V}_n \cos(\omega t + \phi) d\Gamma. \quad (196)$$

Преобразовав это выражение, получим

$$dA = -V_0 \cos \omega t R \cos(\omega t + \alpha) dt, \quad (197)$$

где

$$R = \sqrt{\left(\int P \bar{V} \cos \varphi df \right)^2 + \left(\int P_m \bar{V}_n \sin \varphi df \right)^2}; \quad (198)$$

$$\alpha = \operatorname{arctg} \frac{\left(\int P_m \bar{V}_n \sin \varphi df \right)}{\left(\int P_m \bar{V}_n \cos \varphi df \right)}. \quad (199)$$

$R \cos(\omega t + \alpha)$ имеет размерность силы и представляет собой интегральную силу реакции поля, действующую на поверхность клапана. Частота реакции поля совпадает с частотой скорости колебаний точки приведения $V_0 \cos \omega t$, но отличается по фазе на угол α .

Для облегчения дальнейших преобразований формул перейдем от тригонометрических функций к функциям комплексного переменного. Силу реакции поля выразим посредством комплексной функции

$$\tilde{R} = \tilde{F} e^{i\omega t}, \quad (200)$$

где $\tilde{F} = \tilde{R} e^{id} = \sqrt{R_k^2 + R_c^2} e^{i\alpha}$ — комплексная амплитуда силы реакции поля,

$$R_k = \int P_m \bar{V}_n \cos \varphi df; \quad (201)$$

$$R_c = \int P_m \bar{V}_n \sin \varphi df; \quad (202)$$

$$\alpha = \operatorname{arctg} \frac{R_c}{R_k} \quad (203)$$

и запишем \tilde{F} в виде комплексной функции

$$\tilde{F} = R_k + iR_c. \quad (204)$$

Таким образом, сила реакции волнового поля, действующего на излучающую колебания поверхность клапана, содержит две составляющие: косинусную и синусную. Косинусная составляющая образует действительную часть комплексного выражения силы реакции волнового поля, синусная — мнимую часть комплексного выражения силы реакции поля.

Дальнейшие рассуждения удобно вести, оперируя понятием импеданса, представляющего собой отношение силы реакции поля излучения, действующей на поверхность излучателя, к амплитуде скорости V_0 точки приведения.

В общем виде механический импеданс излучателя можно выразить формулой (154). Для дискового клапана в полотне тарелки можно получить

$$Z = \frac{F}{V_0} = \rho CS (\tilde{X} + i\tilde{Y}), \quad (205)$$

где

$$\tilde{X} = \frac{(kd)^3}{2} \left[1 - \frac{(kd)^2}{6} + \frac{(kd)^4}{72} - \dots \right]; \quad (206)$$

$$\tilde{Y} = \frac{8kd}{3\pi} \left[1 - \frac{4(kd)^2}{15} + \frac{16(kd)^4}{525} - \dots \right] \quad (207)$$

— безразмерные активная и реактивная составляющие импеданса. Соответственно активная и реактивная составляющие импеданса

$$X = \tilde{x}\rho CS; \quad (208)$$

$$Y = \tilde{y}\rho CS, \quad (209)$$

где d — размер клапана.

Для низких частот ($kd < 2$) в формулах (206) и (207) можно ограничиться первыми тремя членами, а при $kd \ll 1$ — только первым членом. Произведем оценку величины присоединенной массы жидкости для практически важных диапазонов частот. Примем диапазон изменения частоты клапана $f = 1 \dots 20 \text{ с}^{-1}$, чему соответствует диапазон круговых частот $\omega = 6,28 \dots 126$ и $k = 0,0042 \dots 0,08$.

При $k \ll 1$

$$\tilde{x} = (kd)^2/2; \quad \tilde{y} = 8kd/3\pi. \quad (210)$$

Поскольку мнимая часть импеданса тарелки выражается формулой (209), величина присоединенной к тарелке массы жидкости будет

$$M = \frac{y}{\omega} - \frac{\tilde{y}\rho_{cm}CS}{\omega} = \frac{8kd\rho_{cm}CS}{3\pi\omega}. \quad (211)$$

Учитывая, что

$$k = \omega/C, \quad (212)$$

получим выражение для определения присоединенной массы жидкости для дискового клапана:

$$M = \frac{8kdp_{cm}CS}{3\pi\omega} = \frac{8\omega dp_{cm}C\pi d^2}{C^3\pi\omega^4} = \frac{2}{3}d^3\rho_{cm}. \quad (213)$$

Таким образом, уравнение движения клапана записывается следующим образом:

$$(m_{kl} + M) \frac{d^2x}{dt^2} = \frac{PS_{kl}\xi_2/k^2 + P_k\xi_1S_{kl} + 2PS_{otv} - 2P_kS_{otv}}{\xi_1 - \xi_2/k^2} - G_{kl} - \rho_{cm}(H - x)S_{kl} - C\rho_{cm}v_{cm}r_{kl} \frac{dx}{dt}. \quad (214)$$

В последнее входит неизвестная величина P , уравнение для которой можно получить, записывая уравнение состояния массы газа, заключенной в подклапанном объеме (рис. 11):

$$P = M_V RT/\mu V, \quad (215)$$

где M_V — масса газа, заключенная в объеме V . Дифференцируя выражение (215) по времени, получаем

$$\frac{dP}{dt} = \frac{RT}{\mu V} \frac{dM}{dt} = \frac{RT}{\mu V} \left(Q_0 - \sqrt{\frac{(P - P_k) P 2 \mu S_{otv}^2}{(\xi_1 + \xi_2/k^2) RT}} \right). \quad (216)$$

Таким образом, колебания клапана и давления в резервуаре под ним описываются системой

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = y; \\ \frac{dy}{dt} = \frac{1}{(m_{kl} + M)} \left(\frac{PS_{kl}\xi_2/k^2 + P_k\xi_1S_{kl} + 2PS_{otv} - 2P_kS_{otv}}{\xi_1 - \xi_2/k^2} - G_{kl} - \rho_{cm}(H - x)S_{kl} - C\rho_{cm}v_{cm}r_{kl}y \right); \\ \frac{dP}{dt} = \frac{RT}{\mu V} \left(Q_0 - \sqrt{\frac{(P - P_k) P 2 \mu S_{otv}^2}{(\xi_1 + \xi_2/k^2) RT}} \right); \\ K = F_3/4F_0 \end{cases} \quad (217)$$

с соответствующими начальными условиями. Чтобы убедиться в автоколебательном характере системы (217), выберем начальные условия в окрестности точки равновесия. Дальнейшее развитие колебательного процесса должно привести к установлению некоторого периодического режима вокруг положения равновесия.

Положение равновесия определяется из системы (для кольцевого клапана) при

$$K = \frac{r_{\text{кл}} x}{(r_2^2 - r_3^2) 2} \quad (218)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} y_p = 0; \\ P_p = \frac{P_k}{2} + \sqrt{\frac{P_k^2}{2} + \frac{Q_0^2 R T \left(\xi_1 + \frac{4 \xi_2^2 (r_2^2 - r_3^2)}{r_{\text{кл}}^2 x_p^2} \right)}{2 \mu S_{\text{отв}}}} \end{array} \right. \quad (219)$$

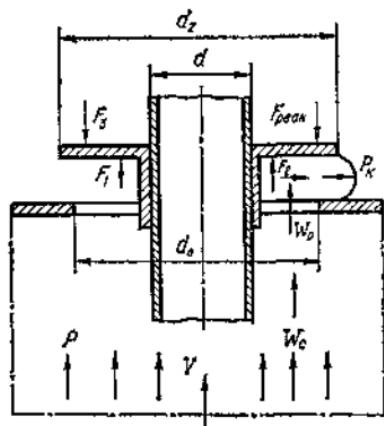


Рис. 11. Схема нагрузок, действующих на клапаны в отверстии:

F_{peak} — сила реакции жидкости; W_g — скорость газа

Расчеты по этим зависимостям перемещения клапана и силы, действующей на клапан противоточного контактного устройства, во времени показали, что клапан совершает полное колебание за 0,1 с, что соответствует оптимальной частоте пульсаций 10 с^{-1} . Таким образом, варьируя массу, форму и размеры клапанов, можно целенаправленно изменять амплитуду и частоту пульсаций, налагаемых на контактирующие фазы, обеспечивая их оптимальные для данного процесса значения, создающие наибольший эффект интенсификации процесса массообмена.

ЛОКАЛЬНАЯ ГИДРОДИНАМИКА ПРИ БАРБОТИРОВАНИИ В АППАРАТАХ С КЛАПАННЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ

Клапанные контактные устройства зачастую конструируются без учета особенностей локальной гидродинамики, обусловленных саморегулированием свободного сечения (кольцевых зазоров между клапаном и полотном тарелки) при изменении нагрузки по газу и явлением спонтанного осциллирования клапанов около положения равновесия, соответствующего среднему расходу газа. В связи с этим целесообразно рассмотреть

особенности истечения газа в жидкость в горизонтальном направлении из-под осциллирующего клапана.

Истечение газа в жидкость из одиночного отверстия обычно осуществляется в одном из трех режимов: пузырковом, характеризующемся движением в слое жидкости отдельных пузырьков или их цепочки; факельном, характеризующемся наличием устойчивого факела (чаще всего небольшой длины, соизмеримой с диаметром пузырей), от которого в наиболее удаленной от сопла части отрываются отдельные пузыри; фонтанирования, когда факел достигает поверхности барботируемой жидкости.

Несмотря на ограниченную область использования, наиболее обстоятельно изучен первый режим истечения, видимо, вследствие относительной простоты. В то же время факельный режим, наиболее широко используемый в промышленных барботажных аппаратах, исследован в основном для одиночных вертикальных отверстий (применительно к ситчатым тарелкам).

Факельное истечение газа в жидкость из-под спонтанно осциллирующих клапанов в горизонтальном направлении, как показали наши исследования (визуальные, с помощью скоростной киносъемки и фотосъемки при освещении факела стробоскопическим источником освещения), имеет ряд особенностей по сравнению с истечением из одиночного вертикального отверстия.

При изменении расхода газа через контактное устройство меняется положение равновесия клапана, соответствующее средней скорости газа через отверстия в поглотные тарелки \bar{W}_o , таким образом, что средняя скорость истечения газа \bar{W}_v остается примерно постоянной. Это приводит к изменению поперечных размеров факела при сохранении примерно постоянного значения среднего вылета \bar{l} .

Средняя скорость истечения газа \bar{W}_v определяется массой и геометрией клапана. Изменяя форму контактного устройства, можно направленно изменять профиль скорости газа над контактным устройством. На рис. 12 приведены профили скоростей газа, определенных с помощью трубы Пито — Прандтля, продуваемой некоторым постоянным количеством азота, над клапанами новых конструкций, разработанных автором или при его участии. Можно отметить, что в сравнении с традиционными дисковыми клапанами типа «Глитч», применение клапанов новых конструкций позволяет увеличить количество входных участков, где эффективность

контакта велика, и обеспечить более равномерное распределение газа по барботажному слою. Анализируя приведенные на рис. 12 профили скорости газа, можно сделать вывод о том, что конструкция газораспределителей имеет значение лишь для локальной входной зоны высотой до 10—15 мм над полотном тарелки, а затем скорость газа по сечению практически выравнивается.

Особое влияние на гидродинамику и локальную эффективность контакта фаз оказывают спиральные пуль-

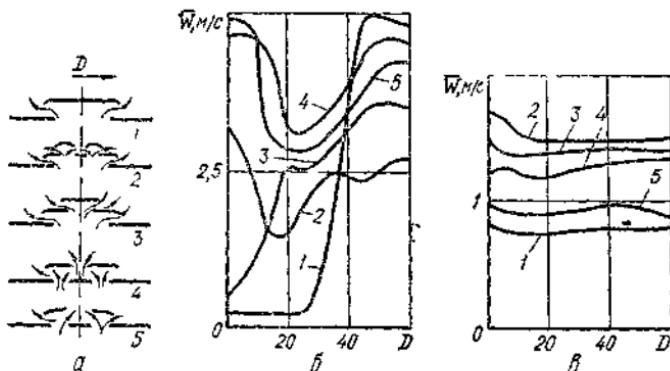


Рис. 12 Профили скоростей газа над клапанами различных конструкций:

а — схемы исследованных конструкций клапанов б — профили скоростей газа на расстоянии 5—10 мм над клапаном, в — то же на расстоянии 30—35 мм

сации клапанов. Как показал анализ кинограмм истечения газа из-под принудительно осциллирующего (с заданными частотами и амплитудами) клапана, при наложении пульсаций меняются размеры кольцевого сопла (зазора между клапаном и полотном тарелки), что приводит к осцилляции конфигурации границы факела во времени, вызывая как бы «блуждание» оси ядра факела и изменение угла раскрытия конуса на угол $\Delta\varphi$ (рис. 13), который можно определить по формуле

$$\Delta\varphi = \arctg \frac{W_y}{W_x} - \arctg \frac{W'_y}{W'_x}. \quad (220)$$

Это выражение получено для случая, когда вертикальная составляющая скорости газа в слое при наложении пульсаций не меняется ($W_y = W'_y$). Влиянию пульсаций подвергаются лишь горизонтальные составляющие скорости W_x , причем величина ΔW_x определяется амплитудой пульсаций. Это приводит к изменению

во времени вылета факела и турбулизации его поверхности, на которой появляются волны с частотой, соответствующей частоте пульсаций клапана. Волнообразование на поверхности факела усиливает вихреобразование внутри факела.

Центральную часть факела занимает ядро, граница которого практически совпадает с границей входного участка. Ядро охватывается зоной невозмущенного полограничного слоя, где отсутствуют вихри. Последняя зона, в свою очередь, охватывается зоной вихрей, где наиболее полно проявляются эффекты волнообразования и вихреобразования, вызываемые как внутренним трением потоков, так и наложением пульсаций на факел в момент его образования. Зоны невозмущенного полограничного слоя и вихрей составляют участок стабильного существования сплошного факела, переходящий постепенно в участок разрушения факела.

Эта схема позволяет объяснить некоторые причины более высокой эффективности клапанных устройств при динамическом режиме их работы. Действительно, во входном участке наблюдается интенсивная турбулизация контактирующих фаз, вызванная циркуляцией газа и пульсацией горизонтальной составляющей скорости газа, приводящей к «блужданию» оси (ядра) факела. В зоне вихрей основная часть кинетической энергии турбулентного движения заключена в крупномасштабных пульсациях. Рассматривая движение газа в факеле по аналогии с турбулентным движением в трубе, полагаем, что наибольший масштаб турбулентных пульсаций по порядку будет равен диаметру факела.

Как известно, для крупномасштабных пульсаций вязкие силы не играют заметной роли, и их энергия в теплоту не превращается. При спонтанных колебаниях клапана генерируются пульсации, соизмеримые по масштабу с крупномасштабными, что приводит к усилению последних и интенсификации процесса переноса.

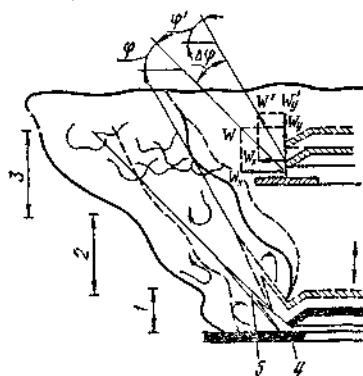


Рис. 13. Гипотетическая схема истечения газа из-под клапана:
1 — входной участок, 2 — зона факела; 3 — зоны инверсии; 4 — пологран-
ничный слой; 5 — ядро факела

Таким образом, установлено, что при истечении газа из-под колеблющегося клапана в жидкость меняется конфигурация границы факела, противостоящей отверстию для выхода газа, в частности, становится меньше вылет струи; пульсации поверхности факела становятся более высокочастотными (их частота соответствует пульсации клапана), появляется волнистая форма внешней границы факела; возникает вращательное движение газа в факеле; появляются колебания поперечных размеров кольцевого факела и внутренней поверхности кольцевого факела; возникает явление «блуждания» ядра (оси) факела, вызванное, по-видимому, пульсациями клапана.

Известно, 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 показало, что и на спад 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 жидкости пульсации, 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.

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

РАЗВИТИЕ КОНСТРУКЦИЙ КЛАПАННЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ И ИХ ВЛИЯНИЕ НА ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ И МАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ТАРЕЛОК

Клапанные контактные устройства обладают высокой эффективностью и интенсивностью, способностью саморегулировать свободное сечение в зависимости от изменения нагрузок по газу (или пару). При этом 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. Они могут быть использованы при работе с загрязненными или полимеризующимися продуктами.

Клапанные тарелки находят все более широкое применение для проведения различных массообменных процессов. В то же время изучение распространенных конструкций клапанных тарелок показывает, что они не лишены ряда недостатков (сравнительно велико гидравлическое сопротивление, ограничена пропускная способность, не исключена возможность заклинивания и перекоса клапанов и т. д.). Поэтому совершенствование конструкций клапанных контактных устройств (ККУ) продолжается.

Все массообменные клапанные тарелки классифицированы по признакам, определяющим их качественные характеристики в рабочих условиях. Описание конструкций клапанных устройств в соответствии с этой классификацией, их анализ, а также перспективные конструкции и пути дальнейшего совершенствования приведены в работе [71]. Поэтому здесь рассмотрим лишь классификацию новых контактных устройств, предложенных автором, а также направления их совершенствования.

Одним из наиболее важных направлений является расширение диапазона устойчивой работы по газу. Анализируя конструктивные особенности наиболее распространенных ККУ с дисковыми и пластинчатыми клапанами типа «Флекситрей», «Глитч», следует отметить ряд недостатков, ограничивающих возможности их использования. Это прежде всего сравнительно узкий диапазон устойчивой и динамической работы клапанов. При малой массе клапанов уже при низкой нагрузке по газу все клапаны поднимаются до упоров и тарелки работают как обычные ситчатые без саморегулирования.

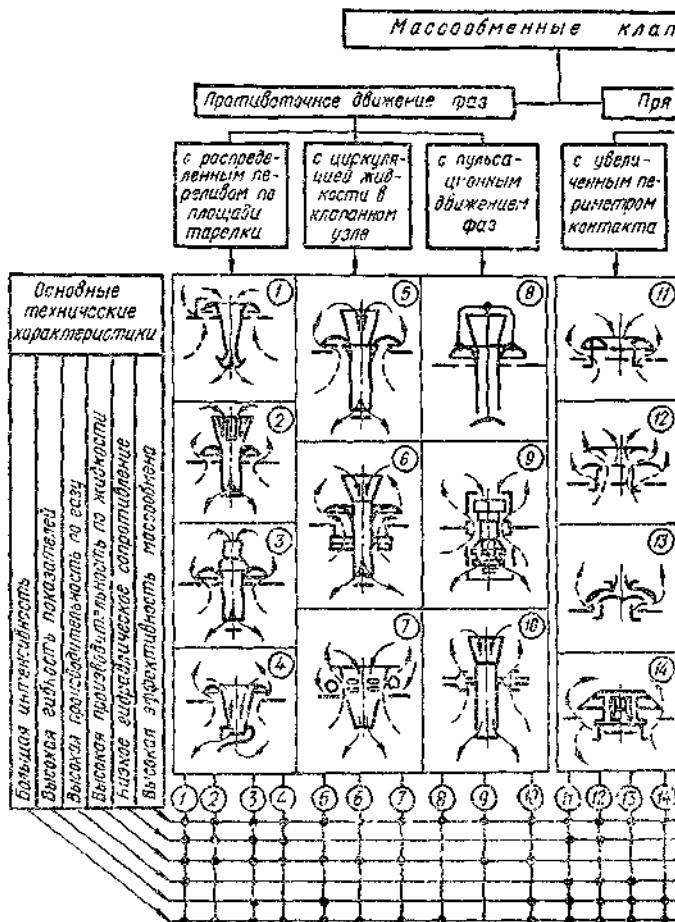
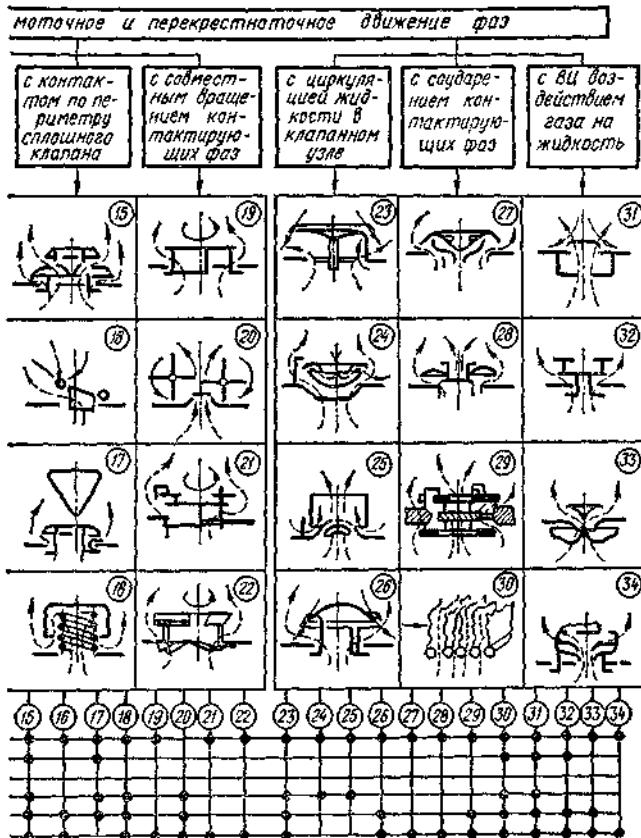


Рис. 14. Классификация новых мас

Жидкость, находящаяся на тарелке непосредственно над клапанами, практически не участвует в процессе барботажа. Производительность таких тарелок ограничивает регламентируемый максимальный подъем клапанов (8–10 мм). При большей высоте подъема клапанов и низких нагрузках по газу увеличивается утечка жидкости и ухудшается диспергирование газа вследствие увеличения поперечного размера газовых факелов, что уменьшает эффективность контакта фаз.

Для устранения этих недостатков предложены новые конструкции ККУ (рис. 14), наиболее простое из них —

аные контактные устройства



сообщенных клапанных устройств.

контактное устройство, оснащенное клапанами кольцевой формы (11). Такое выполнение клапанов позволяет уменьшить гидравлическое сопротивление, увеличить пропускную способность по газу, повысить эффективность контакта фаз и расширить диапазон устойчивой работы тарелки, а также обеспечить образование над клапанами зон интенсивного соударения газовых струй, вытекающих из-под внутренней кольцевой щели между клапаном и полотном тарелки.

Применение таких контактных устройств для реконструкции ректификационных и абсорбционных аппара-

тоз на ряде предприятий обеспечило высокую гибкость, производительность и эффективность реконструированного оборудования.

Ко конструкции контактных устройств с двухступенчайшими клапанами (12, 15) (рис. 14) позволяют резко расширить диапазон саморегулирования и увеличить производительность колонн ввиду того, что при малых нагрузках работают более легкие ступени клапанов, а при увеличении нагрузки приподнимаются более тяжелые и барботирование в каждом контактном устройстве происходит уже через два кольцевых зазора. Тарелка с такими клапанами обладает более низким сопротивлением из-за ступенчатого включения клапанов в работу, а также меньшей скорости газа в кольцевых зазорах под клапанами.

Следующим важным направлением совершенствования конструкции колонной аппаратуры, предназначеннной для работы при высоких нагрузках по жидкости (абсорбция, экстрактивная ректификация, газоочистка и т. п.), является увеличение пропускной способности по жидкости.

В традиционных клапанных тарелках с перекрестным движением фаз пропускная способность по жидкости лимитируется напряженностью слива, т. е. нагрузкой, приходящейся на 1 м длины переливной планки. Поэтому вопросы интенсификации ККУ в свою очередь связаны с совершенствованием переливных устройств.

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

При использовании дисковых клапанов их центральная часть в меньшей степени участвует в процессе массообмена. Поэтому переливные устройства целесообразно размещать по оси клапанов. Таким образом будут обеспечены автономные условия работы для каждого противоточного контактного элемента и созданы аппараты широкого диапазона размеров поперечного сечения.

На рис. 14 показаны некоторые конструкции противоточных ККУ (1—10), в которых каждая из контактирующих фаз движется по определенным каналам контактного узла: газа — через кольцевую щель между клапаном и полотном тарелки; жидкости — через автономный или совмещенный с клапаном центральный переливной патрубок.

В тех случаях, когда обработка жидкости газом со- пряжена со значительными колебаниями нагрузок по жидкости, целесообразно использовать клапанный затвор и на сливе жидкости. Можно выполнить переливы в виде днищ с отверстиями для прохода жидкости, под которыми помещены перевернутые вниз клапаны, или разместить под патрубками свободно перемещающиеся вдоль вертикальной оси диски с направляющими лопатками. 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. Последняя, состоящая из жидкостных пленок, капель, струй, появляется под тарелками, снабженными практически любыми из описанных противоточных ККУ.

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

Ряд химических и массообменных процессов, лимитируемых диффузионным сопротивлением в жидкой фазе, может быть интенсифицирован путем увеличения времени пребывания жидкости в ступени контакта и 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. 14 показан кольцевой клапан с поддоном (24). Газовый поток, проходя через кольцевую щель между поддоном и отогнутыми кромками перфорированного основания тарелки, сужается и эжектирует под клапан жидкость, поступающую в поддон из надклапанного пространства. Это вызывает постоянный отток жидкости и газожидкостной 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 этот поток проходит через слой жидкости на тарелке, где происходит дополн-

нительное контактирование. Поскольку из-под клапана в этом случае барботирует не газ, а сформировавшаяся газожидкостная смесь с развитой поверхностью контакта (внутри элементов структуры смеси — ячеек, пузырей и т. п. имеются частицы жидкой фазы в виде капель и пленок), то происходит интенсификация переноса вещества. Положительный эффект эжекции увеличивается с ростом скорости газа ввиду увеличения количества циркулирующей жидкости и степени турбулизации контактирующих фаз в подклапанном пространстве.

На рис. 14 приведены также другие варианты конструктивного оформления эжекционных ККУ, в том числе противоточного типа (23—26).

Процесс массообмена на тарелках с противоточными ККУ может быть дополнительно интенсифицирован путем наложения на контактирующие фазы низкочастотных крупномасштабных пульсаций. Последние сообщаются, например газовым потоком, пульсации скорости которого обеспечиваются выполнением на клапане и полотне тарелки фигурных отверстий с отогнутыми в противоположные стороны лепестками. При вращении клапана вследствие совпадения отверстий в нем и полотне тарелки или перекрытия их на газовый поток накладываются низкочастотные колебания, а отогнутые лопатки клапана сообщают газожидкостному слою над ним вращение, что также способствует интенсификации массообмена.

Амплитуду пульсаций клапана можно увеличить за счет обеспечения упругой связи его с полотном при помощи завихряющего элемента, выполненного в виде цилиндрической пружины, прикрепленной к клапану и полотну тарелки.

Сдвинутые по фазе колебания газа и жидкости, сливающейся с тарелки, обеспечиваются клапанным противоточным устройством, выполненным по типу золотникового механизма (9). Клапан совершает колебательные движения по вертикали и попеременно открывает отверстия для прохода газа и для слива жидкости. Варьируя массу клапана и его размеры, можно изменять частоту колебаний в пределах 20—120 мин⁻¹.

Немногочисленные сообщения о влиянии конструктивных особенностей КУ на эффективность клапанных тарелок не позволяют количественно оценить это влияние. Поэтому установлена зависимость эффективности контакта фаз от геометрии клапанов и показано, что

высота единицы переноса пропорциональна отношению диаметра клапана к диаметру отверстия в тарелке под ним. Установлено также, что минимальной величиной отношения $\Delta P/\eta$ обладает тарелка с диаметром клапана 50 мм. С увеличением диаметра клапана это отношение увеличивается. Отмечено также влияние высоты слоя жидкости на эффективность тарелок. Так, оптимальный КПД достигается при высоте сливной перегородки, равной 50 мм. Установлено, что с увеличением высоты подъема клапана расширяется область постоянных значений гидравлического сопротивления, которое снижается при полностью открытых клапанах, а также сокращается унос жидкости. Однако увеличение высоты подъема вызывает снижение скорости газа (пара) при выходе из-под клапана, а следовательно, ухудшается турбулизация жидкости и снижается эффективность контакта.

Значительное влияние на эффективность клапанной тарелки оказывает масса клапана, определяющая амплитудно-частотные характеристики его спонтанных пульсаций.

По мнению автора, в качестве определяющего линейного размера для ККУ целесообразно использовать такой параметр, который учитывал бы одновременно изменение как размеров клапанов, так и высоты его подъема. Таким параметром может служить конструктивный параметр клапана K , характеризующий степень дросселирования газа через контактное устройство и равный отношению площадей зазоров между полотном тарелки и клапанами F_3 и отверстий под клапанами F_0 , для удобства уменьшенный в 4 раза:

$$K = F_3/4F_0. \quad (221)$$

Для проверки предположения о влиянии параметра K на массоперенос были проведены специальные исследования на системе углекислый газ — вода — воздух. В качестве объекта исследования использовали кольцевые и двухступенчатые кольцевые клапаны. Обработка экспериментальных данных позволила получить зависимости коэффициентов массопередачи от конструктивного параметра (табл. 6) в виде

$$K_{\text{ж}} = AK^n. \quad (222)$$

Из анализа данных, приведенных в табл. 6, следует, что параметр K оказывает влияние на $K_{\text{ж}}$ и $n \approx -0,4$. Следовательно, увеличение степени дросселирования газа в контактном устройстве целесообразно.

Использование конструктивных и геометрических параметров контактных устройств способствует целенаправленному конструированию клапанных тарелок и появлению ряда новых конструкций, имеющих существенные преимущества по сравнению с тарелками, снабженными клапанами традиционной дисковой формы.

6. Значения A и n для тарелок с кольцевыми клапанами при $Lf = 8,79 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, $h_n = 50 \text{ мм}$ и различных W_r

$W_r, \text{ м}/\text{с}$	0,57	0,81	0,94	1,14	1,27
A	2,74	2,67	2,46	3,80	3,02
n	-0,38	-0,44	-0,57	-0,28	-0,41
Дисперсия	0,0092	0,0058	0,0044	0,0016	0,0039

При разработке секционированных массообменных аппаратов и реакторов необходимо учитывать вклад отдельных зон газожидкостного слоя в общий массообмен на ступени контакта фаз.

Рассмотрим некоторые вопросы эффективности эжекционных ККУ.

Использование для секционирования противоточных аппаратов тарелок с эжекционными клапанными контактными устройствами

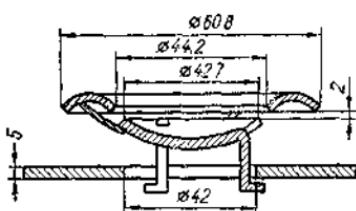


Рис. 15. Вариант конструкции эжекционного клапана.

повышает интенсивность переноса вещества в связи с появлением дополнительных зон контактирования за счет эффекта эжектирования и изменения направления движения двухфазного потока под клапаном, импульсного режима входа газожидкостного потока в

барботажный слой, обеспечиваемого осциллированием клапана в области его динамической работы.

На перекрестноточной тарелке с эжекционными клапанами (рис. 15) протекают следующие массообменные процессы: между газом и проваливающейся в отверстия полотна тарелки жидкостью (при рабочих скоростях газа вклад этого участка незначителен вследствие небольшой доли проваливающейся жидкости и им можно пренебречь); в момент эжекции жидкости газом (первый концевой эффект); при прямоточном движении газожид-

костной смеси; на входном участке газожидкостной смеси в жидкостный слой на тарелке (второй концевой эффект) и в светлый слой жидкости на тарелке; в газожидкостном (пенистом) слое на тарелке; в момент сепарации газожидкостного слоя (третий концевой эффект) и в сепарационном пространстве.

Каждый из них можно рассчитывать, используя известные соотношения. Для расчета локальной эффективности на отдельных участках может быть применено, например, соотношение, полученное из условия идеального вытеснения обеих фаз:

$$E_{yt} = \frac{1 + \lambda}{\lambda + \exp N_y (1 + \lambda)}, \quad (223)$$

где $E_{yt} = (y_k - y_u)/(y_{kx}^* y_u)$ — локальная эффективность; $\lambda = mG/L$; $m = y_{kx}^*/x$ — константа фазового равновесия;

$$N_y = \int_{y_u}^{y_t} \frac{dy}{y - y_{kx}^*} \quad (224)$$

— число единиц переноса.

Может быть использовано также уравнение локальной эффективности при перекрестном движении газовой и жидкостной фазы при условии полного перемешивания газа [97]:

$$E_{yt} = \frac{\frac{-N_y \lambda}{m^2}}{1 - e^{\frac{-N_y \lambda}{m^2}}} \cdot \frac{1 - e^{\frac{-N_y \lambda}{m^2}}}{1 - \left(1 - \frac{\lambda}{m^2}\right) e^{\frac{-N_y \lambda}{m^2}}}. \quad (225)$$

Локальная эффективность для прямоточного движения контактирующих фаз

$$E_{yt} = \left(1 - \frac{\lambda}{m^2}\right) \left(1 - e^{\left(1 - \frac{\lambda}{m^2}\right) N_y}\right). \quad (226)$$

Зная локальную эффективность массопереноса на отдельных стадиях, определяем общую эффективность контактного устройства по соотношению [97]

$$E_y = \frac{1 - \Phi}{1 + \lambda \Phi}, \quad (227)$$

где

$$\Phi = \prod_{i=1}^n \left(\frac{1 - E_{yt}}{1 + \lambda E_{yt}} \right). \quad (228)$$

При секционировании тарелками с эжекционными клапанными контактными устройствами газожидкостных аппаратов с восходящим прямотоком фаз появляются дополнительные эффекты многократной инверсии фаз, обусловленной наличием сепарационной зоны над зоной барботирования на каждой ступени контакта, а также соударения двухфазного потока о внутреннюю поверхность клапана (рис. 16). Это приводит к увеличению общей эффективности контакта фаз (рис. 17).

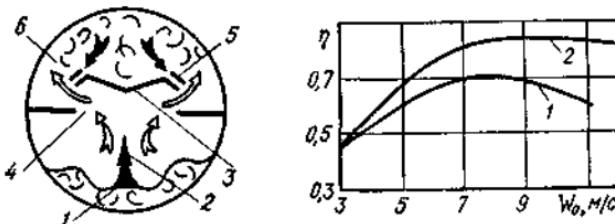


Рис. 16. Схема движения фаз (1, 3, 5, 6 — зоны ковцевых эффектов; 2, 4 — зоны прямотока).

Рис. 17. Зависимость эффективности тарелки с открытыми (2) и закрытыми (1) щелями в эжекционных клапанах от скорости газа в отверстиях полотна.

Аналогично аппаратам с прямоточно-вихревыми КУ для рассматриваемых аппаратов с эжекционными ККУ

$$E_{o,y} = \frac{E_y}{1 + \frac{\lambda E_y}{K} - (1 - \varphi) \lambda E_y}. \quad (229)$$

Здесь φ — доля прореагированной жидкости, вновь поступившей в контактное устройство. Это уравнение, устанавливающее связь между эффективностью контактного устройства E_y и общей эффективностью контактной тарелки $E_{o,y}$, показывает, что при увеличении кратности циркуляции жидкости K в контактном устройстве эффективность контактной ступени увеличивается. Это является одной из причин значительного повышения эффективности эжекционных ККУ по сравнению с эффективностью устройств традиционной конструкции.

Общий процесс массопередачи на контактной тарелке с эжекционными клапанами можно подразделить на процессы, происходящие под клапаном (зона эжекции); в светлом слое жидкости и пены (зона пены), а также процесс разрушения пены (зона брызг).

Поскольку на эжекционной тарелке происходит частичная рециркуляция жидкости в контактном узле, при расчете начальной концентрации жидкости на сту-

пени использовалась схема абсорбции с рециркуляцией части жидкости. При анализе принимались модели идеального вытеснения по газу и идеального смешения жидкости в каждой зоне.

При исследовании локальной эффективности контакта фаз особенно важное значение приобретает правильный выбор методики отбора проб из зоны контактирования. Традиционный отбор проб в виде газожидкостной смеси

7. Сопоставление эффективности зон I—III эжекционного ККУ

Условия опыта		Скорость переноса вещества, г/ч			Вклад в общую эффективность, %		
W_0 , м/с	L_f , м ³ /(м ² · ч)	I	II	III	I	II	III
5	10,3	14,2	5,6	7,5	52	21	27
6,9	10,3	33	-1,5	13,3	74	-3	29
5	7,2	12	2,7	8,1	52,6	11,8	35,6

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 газожидкостном слое непосредственно в месте отбора пробы. В наших исследованиях использовались пробоотборники из пористого материала, обеспечивающие за счет поверхностного натяжения отбор из двухфазного потока только жидкой фазы и сепарацию фаз непосредственно в газожидкостном слое, а не в автономных сепараторах, как это делалось ранее.

Многие из эффектов в указанных зонах, в частности, соударение потоков, импульсное воздействие, «концевые» эффекты давно стали объектом пристального внимания исследователей, так как способствуют значительной интенсивности процессов переноса. Однако до настоящего времени нет единого мнения о вкладе концевых эффектов в процесс переноса вещества. По данным различных авторов вклад зоны входа газа в жидкость в общий перенос вещества составляет 10—50 % при разрушении газожидкостного слоя, вклад составляет 20—60 %.

Результаты статистической обработки экспериментальных данных по вкладу различных зон в общий процесс переноса вещества на клапанной перекрестноточечной тарелке с эжекционными клапанами приведены в табл. 7.

Из приведенных данных следует, что основная доля перенесенной массы при условиях опытов приходится на зоны эжекции и брызг. Зона пены вносит относительно небольшой вклад в общий процесс массопередачи ча клапанной тарелке, тогда как, например, на ситчатых тарелках основная масса вещества переносится из одной фазы в другую именно в этой зоне. Это объясняется отсутствием на ситчатой тарелке зон эжекции и соответственно циркуляции жидкости в области контактного устройства. Кроме того, на эжекционной тарелке за счет дополнительных эффектов (пульсация клапанов, массообмен в момент эжекции, массообмен при прямоточном движении газожидкостной смеси под клапаном, массообмен на входном участке газожидкостной смеси в жидкость) создается особая гидродинамическая обстановка. В области клапанов наблюдается резкая турбулизация фаз, происходит интенсивный массообмен между жидкостью и газом в

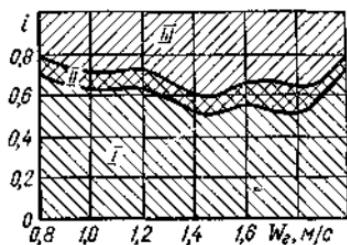


Рис. 18. Зависимость относительной интенсивности массопереноса различных зон барботажного слоя в прямоточном секционированном клапанными тарелками аппарате при $L_f = 10,3$ м/ч.

подклапанном пространстве, наблюдается рост и интенсивное обновление поверхности контакта фаз на тарелке.

Результаты проведенных исследований (рис. 18) подтверждают целесообразность использования клапанных контактных устройств с эжектированием жидкости, поскольку вклад в общий массоперенос зоны эжекции является значительным и циркуляция жидкости в контактных устройствах приводит к интенсификации процесса контактирования. Как видим, хуже всего используется объем аппарата во II зоне (зона пены), а интенсивность процесса в I зоне максимальна во всем исследованном диапазоне скоростей газа.

Метод интенсификации процесса массообмена в газожидкостных системах воздействием высокочастотных колебаний известен давно [94], однако не получил широкого распространения, поскольку высокочастотная аппаратура, необходимая для создания колебаний, сложна, недолговечна, энергоемка, требует подвода внешней энергии.

Высокочастотные колебания можно получать в покоях контактирующих фаз за счет использования части

их энергии. Однако известные излучатели Гартмана, Гальтона, пластинчатые, стержневые, мембранные и клапанные работают при значительных перепадах давления.

Автором совместно с П. П. Ермаковым проведены исследования влияния низкоинтенсивных автоколебаний газового потока на массоотдачу при барботажном процессе и предложены статические конструкции акустических контактных устройств (АКУ), пригодных для работы в двухфазном потоке. При этом учитывалось, что по мере роста малых возмущений неустойчивого пограничного слоя проявляются эффекты, которые приводят к усилению турбулентности пограничного слоя в процессе генерации волн. Поэтому изучалось влияние низкоинтенсивных автоколебаний газового потока, создаваемых акустическими контактными устройствами, на барботажный массообменный процесс в случае, когда звуковое давление автоколебаний сопоставимо с давлением, создаваемым силами поверхностного натяжения. В этом случае градиент звукового давления dP_g/dx должен превышать градиент давления сил поверхностного натяжения dP_σ/dR в образующемся пузырьке с радиусом кривизны поверхности R :

$$\frac{dP_g/dx}{dP_\sigma/dR} = \frac{\frac{\omega P}{C} \sin \omega \left(\tau - \frac{x}{C} \right)}{\sigma/R^2} > 1. \quad (230)$$

Для пузырька диаметром 0,01 м уровень порогового звукового давления при частоте 10^3 с^{-1} составляет 120—125 Дб. Можно показать, что при расположении АКУ на ступенях контакта и КПД преобразования энергии газа в акустическую порядка 0,1 уровень звукового давления в аппаратуре будет выше 120 Дб. В связи с этим создание автоколебаний на ступенях контакта в газожидкостных аппаратах представляется перспективным. Поскольку потенциальная энергия жидкости в колонных аппаратах значительно меньше потенциальной энергии газа, то, по-видимому, колебания целесообразно создавать за счет энергии газа с помощью АКУ.

Воспользовавшись моделью обновления поверхности Хигби, приняв допущения о том, что все поверхностные элементы находятся на поверхности контакта фаз в течение одинакового времени $\tau = d\varphi/W_k$ и что характерный размер пузырька равен удвоенной величине капиллярной постоянной $d_{ka} = 2 \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_ж - \rho_г)}}$, получим

зависимость для определения объемного коэффициента массоотдачи

$$\beta a = 2,4 \alpha D^{0.5} g^{0.75} (\rho_{ж} - \rho_r)^{0.75} \phi^{0.5} \sigma^{-0.75} W_k^{0.5}, \quad (231)$$

где β — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/с; a — удельная поверхность контакта, m^2/m^3 ; $\alpha = (1 - h_k/h_0^n)$; h_k , n — экспериментально определяемые коэффициенты, учитывающие циркуляцию жидкости; D — коэффициент диффузии, m^2/c ; $\rho_{ж}$, ρ_r — плотности жидкости и газа, kg/m^3 ; ϕ — газонаполнение; σ — поверхностное натяжение; W_k — скорость газа в колонне, м/с. С учетом того, что скорость обновления «озвученной» поверхности будет больше, чем скорость обновления по модели обновления Хигби в $f_3 \varphi_3 d_{ка}/W_k$ ($1 - h_k/h_0^n$), раз, объемный коэффициент массоотдачи в «озвученном» слое (βa)₃ определится следующим образом:

$$(\beta a)_3 = 2,4 \sqrt{\frac{D^2 W_k^2 (1 - h_k/h_0^n)^2 g^3 (\rho_{ж} - \rho_r)^3 \varphi_3^2}{\sigma^3}} \times \\ \times \left[1 + 0,3 \frac{d_{макс}}{H_3} \sqrt{\frac{\varphi_3 f_3 d_{ка}}{W_k (1 - h_k/h_0^n)}} \right], \quad (232)$$

где f — частота колебаний. Тогда увеличение объемного коэффициента массоотдачи в ступени контакта при наложении автоколебаний газового потока определится по формуле

$$i = \frac{(\beta a)_3}{\beta a} = \sqrt{\frac{\varphi_3}{\varphi} + 0,3} \frac{d_{макс}}{H_3} \sqrt{\frac{\varphi_3^2 f_3 d_{ка}}{\varphi W_k (1 - h_k/h_0^n)}}. \quad (233)$$

Исследования показали, что для всех новых типов тарелок с автоколебаниями газового потока величина i изменяется в пределах 1,2—1,6.

ПРОМЫШЛЕННЫЕ МАССООБМЕННЫЕ КОЛОННЫ С НОВЫМИ КЛАПАННЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ

Обследование промышленных ректификационных колонн всегда связано с целым рядом трудностей экспериментального характера, к числу которых, прежде всего, относятся многокомпонентность разделяемых систем; наличие застойных зон на тарелках и несоответствие состава проб среднему составу жидкости на тарелке; ограниченное количество экспериментальных данных и неточность методик расчета данных по равновесию в

многокомпонентных реальных систем; неидеальность большинства систем, подвергаемых ректификации, неточные методики аналитического контроля и др.

В связи с этими трудностями и отсутствием стандартных методик обследование промышленных ректификационных колонн всегда является достаточно сложной научной и практической задачей и требует значительных затрат времени.

В рассмотренных ниже примерах использования аппаратов новых конструкций для разделения многокомпонентных систем трудности усугубляются тем, что ректификации с целью получения химических реагентов и особо чистых веществ во многих случаях подвергались сильно разбавленные растворы.

Средняя эффективность колонны определялась по формуле $\eta = n_r/n_{\text{факт}}$, где n_r — теоретическое число ступеней контакта, необходимое для достижения требуемой степени разделения; $n_{\text{факт}}$ — фактическое число тарелок. Правильность определения средней эффективности колонны можно определить по сходимости экспериментального концентрационного профиля с концентрационным профилем, рассчитанным с учетом эффективности.

Рассмотрим некоторые данные по эффективности колонны очистки тетрахлорида германия и колонны предварительной очистки и разделения смеси тетрахлорсилан — трихлорсилан — примеси, внедренных на производстве.

Колонна ректификации тетрахлорида германия, выполненная из фторопласта-4, предназначена для глубокой очистки (количество примесей не должно превышать 10^{-7} % по массе) с целью использования для производства полупроводников [71].

В связи с отсутствием методик аналитического контроля для анализа эффективности новой колонны и со-поставления показателей ее работы с показателями ранее использовавшейся колонны эмульгационного типа того же диаметра были использованы данные по свойствам конечного продукта, в частности, электропроводность так называемого «королька» германия. В качестве показателя эффективности работы колонны был принят средний выход в процентах в 20-юную часть. Сравнение результатов работы колонн обеих конструкций показывает, что, несмотря на простоту новой колонны в подавляющем большинстве случаев она обеспечивает более высокое качество очистки, чем эмульгационная.

Действительно, выборка данных за 3 года при работе обеих колонн на одном и том же германийсодержащем сырье показывает, что средний выход в 20-омную часть у новой колонны на 3—4 % выше, чем у эмульгационной.

Колонна предварительной ректификации хлорсиленов (\varnothing 500 мм), секционированная клапанными тарелками с кольцевыми клапанами ($F_{cb} = 10\%$; масса клапана 50 г), предназначена для предварительного отделения азота, водорода, HCl, трихлорсилана и низкокипящих хлоридов от твердой фазы, SiCl₄ и высших хлоридов.

Несмотря на ограниченную высоту колонны (число тарелок 26), она обеспечивает достаточно высокое качество разделения исходной смеси, содержащей твердые частицы, способные образовывать аэрозоль. До установки колонны с клапанными тарелками эксплуатировалась колонна с тарелками провального типа с большим свободным сечением, не обеспечивавшими создание запаса жидкости на тарелке.

Еще до последнего времени для получения чистых веществ использовали преимущественно установки периодической ректификации, колонны, которые по аналогии с лабораторными загружали нерегулярной насадкой одной из эффективных конструкций (чаще всего — Левина).

Как показали проведенные автором исследования промышленных насадочных колонн, их использование для получения особо чистых веществ является нецелесообразным (как и колонн эмульгационного типа) вследствие значительного обратного перемешивания жидкости при интенсивных режимах работы, пленочного режима взаимодействия фаз, не всегда эффективного при ректификации, и, наконец, загрязнения продукта материалом насадки при ее истирании.

Внедрение колонн с клапанными тарелками подтвердило целесообразность их использования для ректификации с целью получения чистых веществ и химических реагентов.

Тарелки с клапанными контактными устройствами новых конструкций были использованы также при реконструкции ряда действующих колонн в производствах основного органического синтеза с целью увеличения их производительности или улучшения качества готовой продукции. Ниже приведено несколько примеров, характеризующих возможности новых аппаратов при различных условиях их эксплуатации.

Внедрение новой колонны, снабженной тарелками с кольцевыми клапанами, в производство дивинила по способу С. В. Лебедева позволило при ректификации углесводородов снизить потери диэтилового эфира с кубовым остатком при работе в условиях значительно изменяющихся нагрузок.

Клапанные тарелки с противоточными устройствами испытывались также в промышленных колоннах ректификации ацетальдегида, кротоновой фракции ацетальдегидного производства, этилацетата и др. Была показана возможность увеличения нагрузок по паровой фазе до 2,4 м/с и по жидкости до $110 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и подтверждена высокая эффективность новых колонн при ректификации бинарных и многокомпонентных систем.

Коксохимическая промышленность и в настоящее время использует преимущественно колпачковые тарелки устаревших конструкций. Между тем, условия разделения, например, в сероуглеродной колонне, требуют использования контактных устройств, способных к работе в условиях высокого содержания твердой фазы, склонной к инкрустации.

В толуольной и сероуглеродной колоннах цеха ректификации коксохимического производства были испытаны клапанные тарелки с кольцевыми клапанами. При скоростях пара в свободном сечении колонны $W_r > 0,35 \text{ м/с}$ значения эффективности клапанных тарелок по обеим фазам были достаточно высоки (0,6—0,8).

Целью промышленных испытаний клапанных тарелок при отгонке сероуглеродной фракции от смеси БТКС было определение целесообразности использования их при переработке загрязненных продуктов, содержащих твердые частицы. За время работы паровые патрубки и колпачки покрываются слоем плотного осадка толщиной от 2 до 6 мм, а на полотне тарелки слой осадка достигает 10—20 мм. Поэтому сероуглеродную колонну с колпачковыми тарелками периодически очищают от загрязнений, для чего отключают ее не менее двух раз в год. Испытываемая клапанная тарелка была снабжена двумя типами клапанов — дисковыми и кольцевыми балластными и установлена ниже ввода питания в месте наибольшей забивки колонны. Через 6 мес работы клапанная тарелка оказалась незагрязненной, в то время как колпачковые тарелки были забиты твердым осадком.

Забивка колпачковых тарелок, по-видимому, обусловливается наличием на них сравнительно большой поверхности, не омываемой жидкостью и являющейся

вследствие этого местом образования центров осмоляния, кристаллизации и полимеризации. Поверхность соприкосновения клапанов с паром незначительна, и поэтому вероятность образования осадка на них мала. Кроме того, на клапанных тарелках жидкость более турбулизирована за счет лучших условий парораспределения и динамической работы клапанов, сообщающих низкочастотные пульсации парожидкостному потоку. Это подтверждают данные двухлетних наблюдений за работой испытываемых тарелок в сероуглеродной колонне коксохимического производства, в течение которых полностью тарелки и клапаны оставались незагрязненными.

Глава 4

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ И РЕАКТОРОВ

ГАЗОЖИДКОСТНАЯ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ АППАРАТУРА С КОЛЕБАТЕЛЬНЫМИ РЕЖИМАМИ ВОЗДЕЙСТВИЯ ФАЗ

Как показано выше, одним из наиболее перспективных методов интенсификации является наложение различных колебаний на контактирующие фазы. В последнее десятилетие появилось большое количество способов и несколько сотен конструкций, которые обеспечивают колебания в контактирующих фазах. Разнообразие таких конструкций определяется, в первую очередь, способом создания колебаний в контактирующих фазах. Процессы взаимодействия фаз происходят в изменяющихся полях — концентрационных, электрических, магнитных, скоростей, тепловых. Неоднородность, энергетическая плотность этих полей определяют движущую силу процесса. Степень интенсификации процессов взаимодействия фаз зависит от частотно-режимных характеристик выбранных методов воздействия.

С учетом этого и анализа имеющейся патентной и другой информации предложена следующая классификация газожидкостной аппаратуры (табл. 8), где пустыми клетками обозначено отсутствие конструкций аппаратов, клетками с буквой *A* — наличие единичных конструкций, с буквой *B* — наличие десятков конструкций аппаратов и, наконец, с буквой *C* — значительное количество конструкций. Такая частотная классификация отражает не только те направления, с учетом которых уже созда-

иы конструкции аппаратов, но и показывает возможные перспективные направления конструирования.

К аппаратам, использующим режимные методы интенсификации, можно отнести аппараты с попеременной подачей фаз, которая, на наш взгляд, неудачно названа в литературе циклической. Для циклической подачи фаз используются как внешние источники энергии, так и энергия самих потоков. Циклическая подача фаз, обеспечиваемая устройствами вне аппарата, позволяет увеличивать производительность эксплуатируемых аппаратов без их конструктивных переделок в несколько раз, а эффективность — примерно в 2 раза [53].

Практический интерес может представить решение задачи создания колебаний расхода за счет конструкции внутренних устройств аппарата [10; 57].

Аппараты с рециркуляцией потоков бывают различных конструкций. В одних [32] для улучшения массообмена часть газового потока периферийной зоны на выходе из контактного устройства предлагается возвращать на вход в центральную зону. Целесообразно создавать в аппарате изолированные объемы жидкости, через которые пропускается газ и полученная газожидкостная эмульсия эжектируется восходящим рециркуляционным потоком.

Существуют предложения по реализации идеи обеспечения рециркуляции жидкости эжекцией жидкости газом [1; 5; 8].

Автором предложен ряд сравнительно простых конструкций контактных устройств [4; 12; 20; 29; 34; 35; 39; 46; 52], в которых рециркуляция жидкости обеспечивается при ее эжекции.

Имеются конструкции аппаратов, в которых газожидкостный слой рециркулирует в вихревом слое. Последний создается ферромагнитными телами, помещенными во вращающееся магнитное поле. Несмотря на высокую эффективность, такие аппараты обладают двумя существенными недостатками: низким $\cos \varphi$ и быстрым износом частиц и стенок аппарата.

В вихревом слое образуются устойчивые низкочастотные крупномасштабные контуры рециркуляции групп частиц и одновременно высокочастотные мелкомасштабные контуры. Под воздействием вращающегося магнитного поля каждая ферромагнитная частица внутри реакционной емкости вращается вокруг своей наименьшей оси со скоростью, близкой к скорости вращения магнитного поля, и одновременно вращается в аппарате. Час-

8. Классификация газожидкостной аппаратуры с

		Виды нала	
		Концентрационные	Электрические
	Методы воздействия		
	Использование особенностей кинетики		
	Совмещение процессов		
	Изменение физико-химических свойств реагентов		
	Введение дополнительных веществ		
	Воздействие электрического поля на контактирующие фазы		
	Предварительная обработка фаз до контактирования в электрическом поле		
	Пьезоэффект		
	Циклическая подача фаз		
Частотно-режимные характеристики методов интенсификации	Решоркуляция	A	A
	Импульсные колебания		
	Высокочастотные колебания		
	Низкочастотные колебания		
Направление движения фаз	Противоток	A	A
	Прямоток	A	A
	Перекрестный ток		A
	Аппарат	A	A
Уровень воздействия	Контактная ступень	A	A
	Контактное устройство		A
	Молекулярный	A	A

тица также совершают колебания относительно вектора напряженности магнитного поля, частота которых порядка 10^3 c^{-1} .

Автором предложен аппарат, секционированный тарелками с переливными трубами и отбойными устройствами. Устройство для подачи газа выполнено в виде центральной трубы, разделенной по высоте поперечными

колебательными режимами взаимодействия фаз

гаемых на контактирующие фазы полей

	Магнитные	Скоростей	Тепловые
Электрический разряд			
Воздействие магнитного поля на контактирующие фазы			
Перемещение ферромагнитных тел относительно магнитного поля			
Взаимодействие магнитного поля с электрическим током			
Взаимодействие магнитного поля с движущимися заряженными частицами			
Магнитострикционный эффект			
Воздействие импульсного магнитного поля			
Создание автоколебательных режимов за счет энергии потоков			
Создание колебаний за счет внешних источников энергии			
Использование закрученных потоков			
Термофорез			
Создание неоднородного поля давления			

A A	B B C	A
A		
A A A	A A	
	C C	
A A A A	B B A A	A
A	A A B B A A	C A
	B A A	
A A A	A A A	A
A	A A C A A B	A
	A	
A A	A	A C
A	A A A	

перегородками и снабженной прорезями, кромки которых направлены по касательной к ее поверхности. Снаружи корпуса по высоте установлены генераторы вращающегося магнитного поля, а на тарелках помещены ферромагнитные частицы.

В развитие этой конструкции предложен также аппарат [15] с генераторами вращающегося магнитного

поля, которые помещены вне корпуса. Внутри корпуса соосно расположен ротор из магнитного материала. Ротор снабжен элементами побуждения перемещения фаз, выполненными, например, в виде винтовых каналов, $\cos \phi$ аппаратов с таким ротором значительно выше.

Идея интенсификации путем наложения электрического поля реализована автором в секционированном аппарате, где циркуляционные потоки образованы в результате размещения между тарелками элементов, подключенных к источнику тока. Газ в колонне поступает навстречу стекающей жидкости. Элементы, подключенные к источнику тока, создают электрическое поле, врачающее газожидкостную эмульсию на тарелках. Элементы, расположенные между тарелками, изолированы от корпуса и подключены к источнику тока таким образом, что один из них заряжается положительно, другой — отрицательно. При этом уносимые с тарелки капли жидкости заряжаются на первом (по отношению к тарелке) элементе, а на последующем разряжаются, агglomerируются и далее, под действием гравитационных сил, падают вниз. При этом уменьшается брызгоунос. Последнее позволяет увеличить скорость газа, а следовательно, — и эффективность массообмена.

К импульсной аппаратуре относятся устройства, которые создают колебания с периодом порядка микросекунд. Такие колебания получаются при ударе, при воздействии импульсных магнитных полей на электропроводящие поверхности, при электрогидравлическом разряде, при высокоскоростной конденсации паров.

Энергия импульсных колебаний значительна, что приводит к возникновению кавитации в среде. Во многих случаях эффективность воздействия высокоинтенсивных колебаний при кавитации на один-два порядка выше, чем на докавитационном уровне. Энергия магнитно-импульсных установок достигает 100 кДж. Энергия импульсных колебаний при ударе тел с высоким модулем упругости меньше, чем в ударной волне магнитно-импульсного или электрогидравлического разряда, но все же может быть достаточной для интенсификации процесса.

Импульс колебания длительностью 5—10 мкс можно получить, используя электрогидравлический эффект, подавая импульсы напряжения на электроды, помещенные в газожидкостный слой. Уже созданы установки мощностью 10 кВ · А напряжением на разряднике до 70 кВ, зарядной емкостью — 0,8 мкФ и частотой следования импульсов до 50 с^{-1} . Давление в импульсе дости-

гает 10^7 Па. На рис. 19 показаны полученные Г. А. Кардашовым осциллограммы давления электроразрядного излучателя 1 (при $P_m = 1,5 \cdot 10^7$ Па) и магнитоимпульсного 2 ($P_m = 1,2 \cdot 10^7$ Па). Магнитоимпульсный излучатель был выполнен из плоского индуктора, над которым помещались диск из изоляционного материала и проводящая пластина. При пропускании импульса тока через индуктор за счет разряда конденсатора в пластине наводились вихревые токи, взаимодействие которых с током в индукторе приводило к отталкиванию мембранны.

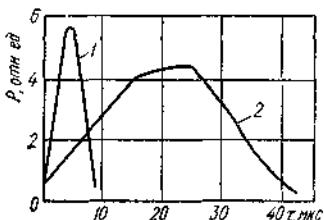


Рис. 19. Осциллограммы давления.

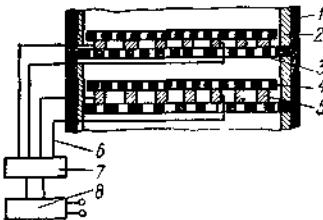


Рис. 20. Схема тепломассообменного аппарата:

1 — корпус; 2 — втулка; 3 — перфорированные тарелки; 4 — подвижные диски; 5 — плоский индуктор; 6 — изолированный провод; 7 — накопитель энергии; 8 — зарядное и коммутирующее устройство.

До настоящего времени промышленные электроразрядные и магнитоимпульсные устройства разработаны недостаточно и распространения в химической технологии не получили.

В работах [38; 47] предложены две конструкции массообменных магнитно-импульсных аппаратов. В первой из них газ подается в аппарат (рис. 20) снизу, а жидкость сверху. При прохождении импульса тока через индуктор 5 между ним и диском 4 создается магнитное поле высокой напряженности. Во время кратковременного импульса электромагнитное поле индуктора 5 и наведенные токи в диске 4 взаимодействуют. В результате этого диск 4 движется вверх с ускорением порядка 10^5 м · с⁻², давление в барботажной зоне над диском резко повышается, а в зоне под диском — понижается, происходит засасывание газа снизу вверх, т. е. частично компенсируются потери давления газа на тарелке и создаются условия образования кавитационных высокотурбулентных процессов. В зоне над диском газ и жидкость взаимодействуют при высоких пиковых мгновенных давлениях. После прекращения действия импульса тока диск, дойдя до верхней точки подъема, под действием силы тяжести

опускается вниз на индукторы, после чего процесс повторяется вновь. На индукторы импульсы напряжения подаются через определенные интервалы времени.

Аппараты, в которых создаются высокочастотные колебания, еще не получили широкого распространения. Одной из причин этого является сложность конструкций и большой расход энергии на создание колебаний. Высокочастотными колебаниями для газожидкостных аппаратов считают колебания частотой выше 50 c^{-1} .

В настоящее время разработаны конструкции аппаратов, в которых высокочастотные колебания создаются путем перемещения ферромагнитных тел относительно магнитного поля, в результате взаимодействия магнитного поля с движущимися заряженными частицами, с помощью магнитострикционного эффекта, а также путем создания различных автоколебательных режимов за счет энергии потоков, внешних источников энергии и т. д.

Наиболее перспективными следует считать аппараты с автоколебательными режимами, которые могут создаваться при торможении сверхзвукового потока, при торможении потока о резонирующую полость, при торможении потока резонирующей вставкой, в вихревом потоке, при обтекании потоком устья резонирующей полости, при протекании через профильные каналы.

В ротационных аппаратах высокочастотные колебания получают при прохождении среды между концентрическими рядами лопаток статора и ротора. В коаксиальных цилиндрах выполняются отверстия цилиндрической или конической формы. Известно выполнение абсорбера в виде двух параллельных пластин, закрепленных на соосных валах, врачающихся в противоположных направлениях, с укрепленными на них по концентрическим окружностям пальцами-бильами, свободные концы которых связаны кольцами.

Дробление пузырьков газа в момент их образования обеспечивает контактное устройство [61]. Газ проходит через отверстие тарелки, принуждая лопастиное колесо совершать вращательное движение совместно с перфорированной шайбой. На тарелке между шайбой и колесом укреплен паровой перфорированный патрубок.

Известны несколько конструкций устройств, в которых колебания в потоке возникают при обтекании им резонирующих вставок. В одном из них в патрубке-сопле колпачка установлен вибратор в виде плоской пружины, снабженной в месте крепления ее к колпачку лепестками, отогнутыми навстречу газовому потоку [2].

В ультразвуковом аппарате [59] газ предварительно ионизируется и барботирует через слой жидкости с высокой скоростью. Аппарат помещен внутри обмотки, по которой пропускают электрический ток, что способствует возникновению колебаний пузырьков ионизированного газа.

Автором предложены аппараты, в которых высокочастотные колебания создаются за счет подвода внешней механической энергии или за счет энергии потока. В таких аппаратах [42] над отверстиями тарелок расположены вертикальные полосы из эластичного материала. Потоки газа, обтекая эти полосы, приводят их в колебания. Последние, в свою очередь, интенсифицируют процесс взаимодействия фаз.

Наиболее перспективными из рассмотренных устройств являются те, в которых высокочастотные колебания возникают при обтекании потоком устья резонирующих полостей, так как они наиболее просты и удобны в изготовлении и обслуживании.

Применение низкочастотных колебаний частотой до нескольких десятков герц является одним из распространенных методов интенсификации процесса взаимодействия фаз в системе газ — жидкость. Низкочастотные колебания создаются за счет подвода внешней энергии и при автоколебательном режиме за счет энергии потока. При подводе внешней энергии колебания передаются контактной ступени аппарата.

Аппараты с колебательным движением (вибрацией) насадки получают импульсы механической энергии от вибраторов (электромеханических, электромагнитных и др.). Частота колебаний приводных механизмов обычно не превышает 100 c^{-1} . Наиболее удачная конструкция насадки [3] состоит из тарелок, имеющих срезы по хорде, отсекающие 5—15 % площади. Срезы соседних тарелок в аппарате располагаются у противоположных сторон корпуса. Потоки рабочих сред в таком аппарате разделяются на две части — одна движется через отверстия с направляющими лопатками по концентрическим окружностям, а вторая — в поперечном направлении, проходя через сегментообразные сечения.

Удельная объемная поверхность контакта фаз в барботажном реакторе с вибрационным перемешиванием рассчитывается по уравнению [66]

$$\alpha = C \frac{W_f^m (nS)^P F_c^{0,33} \rho_{ж}^{0,375} \rho_f^{0,2}}{H_y^{0,25} d_f \mu_{ж}^{0,375}}, \quad (234)$$

где при $W_r \leqslant 0,015 \text{ м} \cdot \text{с}^{-1}$ $C = 0,6$, $m = 0,75$, $P = 1$; при $0,015 \leqslant W_r \leqslant (W_r)_{kp}$ $C = 14$, $m = 1,5$, $P = 1$; при $W_r \geqslant (W_r)_{kp}$ $C = 3,5 \cdot 10^{-2}$, $m = 0,25$, $P = 0$. При этом $(W_r)_{kp} = 8,3 \cdot 10^{-3} (nS)^{-0,8}$; W_r — скорость газа в колонне, $\text{м} \cdot \text{с}^{-1}$; n — частота колебаний, с^{-1} ; S — амплитуда колебаний, м ; F_c — свободное сечение тарелки; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$; ρ_r — плотность газа, $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$; H_t — расстояние между тарелками, м ; d_r — гидравлический диаметр прямоугольного отверстия, м ; $\mu_{ж}$ — коэффициент динамической вязкости жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Разработано значительное количество аппаратов, в которых колебания создаются за счет энергии потока газа или жидкости. В потоке среды, протекающей через профильные каналы, создаются автоколебания, которые интенсифицируют процессы массообмена. Профильные каналы для прохода газа делают почти во всех аппаратах с неподвижной или подвижной насадкой. В предложенном автором аппарате [26] насадка выполнена в виде решеток в смежных рядах, развернутых на 180° . Кромки просечных отверстий соседних пластин направлены в противоположные стороны и расположены в смежных по высоте пластинах соосно. При плотности орошения $20-80 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и скорости газа $1,2 \text{ м} \cdot \text{с}^{-1}$ сопротивление 1 м насадки составляет $14,2-20,2 \text{ мм водяного столба}$, а коэффициент массопередачи $72-162 \text{ ч}^{-1}$.

Автором предложена также конструкция насадки [21], имеющей низкое гидравлическое сопротивление. Насадка состоит из развернутых один относительно другого пакетов, собранных из параллельных пластин, снабженных направленно-просечными отверстиями, кромки которых направлены к плоскости пластины под углом $10-60^\circ$. Газ, проходя через наклонные каналы, образованные соседними пластинами, контактирует с пленкой жидкости, стекающей по их наклонным стенкам. Часть стекающей по стенкам жидкости проливается в просечные отверстия. Газовый поток, проходя в наклонных каналах, разделяется на ряд потоков и проходит вертикально через просечные отверстия, контактируя с жидкостью. При плотности орошения $20-80 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ сопротивление 1 м насадки составляет при скорости газа $1,2 \text{ м} \cdot \text{с}^{-1}$ — $100-160 \text{ Па}$, а коэффициент массопередачи $56-135 \text{ ч}^{-1}$.

В работе [17] предложена конструкция хордовой насадки, в которой коэффициент массопередачи на $20-25\%$ выше коэффициента насадки без расширительных камер. Высота реек деревянной насадки — $5 \cdot 10^{-2} \text{ м}$,

толщина — $3 \cdot 10^{-2}$ м, зазор между рядами реек — $2,5 \cdot 10^{-2}$ м, угол наклона реек — 30° . При попадании газового потока в расширительные камеры, образованные соседними продольными каналами, газ дросселируется и завихряется, при этом происходит турбулизация как газового потока, так и жидкостной пленки, которая разрушается на гранях выступов, а затем восстанавливается. Таким образом обеспечиваются низкочастотные колебания в обеих фазах. Насадка эксплуатируется на нескольких системах абсорбции — десорбции брома. При использовании этих насадок по сравнению с насадками из колец Рашига фактор интенсивности увеличивается в 1,5—2 раза, степень извлечения брома из рапы — на 4—5 %, гидравлическое сопротивление аппарата уменьшается на 15—20 %.

В последнее время создан ряд насадок с упругими элементами, за счет которых насадка приобретает в потоке газа колебания. Дополнительные низкочастотные колебания насадки интенсифицируют массообменные процессы.

Существуют конструкции насадок, выполненных в виде колец, склеенных друг с другом [53]. Между рядами колец расположены вертикальные элементы из мягкого, эластичного и смачиваемого материала, например, стеклоткани. Под действием газового потока, вследствие нежесткости вертикальных элементов и насадки из колец, склеенных друг с другом, происходит их самовibration, что приводит к интенсификации процесса.

Насадка, предложенная автором [25], выполнена в виде плоскопараллельных пластин, снабженных наклонными попарно установленными чередующимися по высоте срезающими и перераспределительными элементами. Газ, движущийся вверх через насадку, испытывает то разрежение, то сжатие, что увеличивает интенсивность процесса, улучшает распределение жидкости и расширяет диапазон устойчивой работы. Другой вид насадки [18] выполнен из однотипных перфорированных пластин, наклонно расположенных между плоскопараллельными пластинами. Такая насадка исключает провал жидкости, а газ при проходе через насадку испытывает колебательные возмущения. В устройстве, реализующем способ массообмена [6], проходящая через профильные каналы электромагнита среда испытывает низкочастотные возмущения и одновременно действие магнитного поля, что ускоряет процесс взаимодействия фаз.

Конструкции устройств с подводом внешней энергии обладают тремя основными недостатками: необходи-

мостью хорошего уплотнения места ввода вибрирующего вала в аппарат, некоторой сложностью конструкции, наличием движущихся или колеблющихся частей, которые недолговечны в работе. Целесообразнее использовать конструкции, в которых колебания создаются за счет энергии потоков.

Анализ литературных данных показывает, что макропульсации создаются с помощью подвода внешней энергии, а микропульсации — установлением соответствующих устройств внутри аппарата. Создание пульсаций внешними пульсаторами удобно для повышения производительности, интенсивности и эффективности аппаратов без их переналадки, но при больших размерах аппаратов и большой высоте пульсации быстро затухают и их действие не приносит желаемого эффекта.

Автором предложены конструкции аппаратов, обеспечивающих макро- и микропульсации фаз [28; 41].

КЛАССИФИКАЦИЯ И МЕТОДЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ РЕАКТОРОВ

В основу классификации реакторов и аппаратов для проведения реакционно-массообменных процессов (рис. 21) положен оправдавший себя в химической технологии принцип образования межфазной поверхности [87], которая определяется характером взаимодействия контактирующих фаз. Метод образования межфазной поверхности предопределяет требования к конструктивным особенностям аппарата, таким образом система классификации должна учитывать как гидродинамическую обстановку и особенности процессов массопереноса, так и конструктивные особенности аппаратов.

Основным направлением совершенствования реакторов с перемешивающими устройствами является увеличение степени дисперсности газовой фазы, достигаемое вводом ее непосредственно в зону мешалки, где действуют максимальные сдвигающие усилия. К примеру, газовая фаза подается во входное устройство посредством сопла Вентури, установленного на рабочем колесе. В сужающейся части сопла происходит дробление газовых пузырей. Образованная дисперсия поступает в межлопастное пространство рабочего колеса, получает ускорение и на его выходе, где действуют большие сдвиговые усилия, дополнительно диспергируется. Совокупность этих эффектов обеспечивает хорошее взаимодействие газа и жидкости.

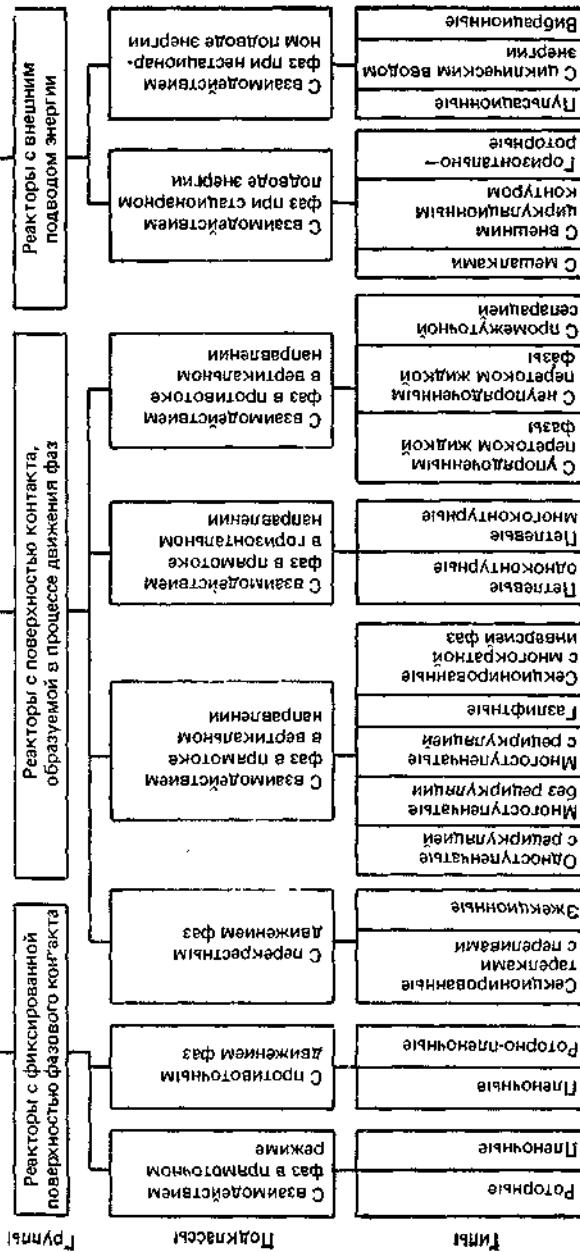


Рис. 21. Классификация газожидкостных реакторов.

В некоторых конструкциях реакторов перемешивающие устройства устанавливаются над секционирующими реактор тарелками. Это позволяет изменять гидродинамическую обстановку на каждой тарелке и уменьшать продольное перемешивание, что в конечном итоге повышает производительность реактора.

В реакторах с внешним принудительным циркуляционным контуром энергия вводится в реакционный объем посредством нагнетания жидкости через рециркуляционную линию под повышенным давлением. Интенсивная циркуляция реакционной массы приводит к полной гомогенизации содержимого реактора, а высокоскоростные струи жидкости при соударении с жидкостью в реакторах хорошо диспергируют газовые пузыри и равномерно распределяют их по сечению реактора. Однако при большом газонасыщении реакционной массы работа таких реакторов неустойчива, кроме того при захвате газовой фазы возможно захлебывание проточной части насоса. Этот недостаток можно устранить путем использования для нагнетания жидкости в циркуляционный контур газоструйного насоса.

Подкласс реакторов с взаимодействием фаз при нестационарном подводе энергии объединяет химические реакторы трех типов: пульсационные, с контролируемым циклическим вводом энергии, с подводом энергии посредством вибрации.

В пульсационных реакторах [81] перемешивающие устройства жестко закреплены внутри аппарата, импульсы поступают к ним от автономных генераторов колебаний — пульсаторов. В качестве рабочего тела при создании колебаний обычно используют газовую или жидкую фазу, а в качестве пульсаторов — золотниковые распределительные механизмы и гидравлические устройства с электромагнитным приводом.

Наибольшее распространение получил реактор, представляющий собой вертикальную цилиндрическую емкость, внутри которой установлен полый вал с диском, совершающий возвратно-поступательное движение от электромагнитного привода. На этом же валу многоярусно размещены перфорированные тарелки. Газ засасывается через полый вал при его возвратно-поступательном движении. Пульсирующие потоки газожидкостной дисперсии, создаваемые работающим пульсационным устройством, проталкиваются через отверстия перфорированных тарелок, в результате чего достигается тонкое измельчение газовых пузырей, турбулизация струй газа и

всей системы. Недостатком реакторов этого типа являются большие динамические нагрузки на детали пульсатора, сложность изменения амплитудно-частотных характеристик без остановки реактора.

Одним из наиболее перспективных, по мнению автора, направлений совершенствования реакторов и массообменных аппаратов является использование для интенсификации процессов переноса циклического ввода внешней энергии. В разработанных автором или при его участии конструкциях реакторов и массообменных аппаратов, реализующих этот принцип [50], циклический ввод энергии осуществляется путем изменения шагового отношения винтового перемешивающего устройства (ВПУ), вращающегося с постоянной угловой скоростью ω (рис. 22). Эффект увеличения скорости массопереноса при циклическом вводе внешней энергии достигается за счет дополнительной турбулизации контактирующих фаз, находящихся в аппарате, посредством переноса энергии крупномасштабными турбулентными вихрями, создаваемыми при ступенчатом изменении вводимой мощности. Как показали исследования, при оптимальных амплитудно-частотных характеристиках процесса циклический ввод внешней энергии обеспечивает увеличение коэффициента массопередачи в жидкой фазе в 2—2,5 раза.

Оценку увеличения интенсивности турбулентных пульсаций при циклическом вводе внешней энергии можно провести, руководствуясь следующими соображениями. В аппаратах с ВПУ зависимость вводимой мощности от шагового отношения t имеет вид [102]

$$(N_1/N_2) = (t_2/t_1)^{0.7}. \quad (235)$$

Таким образом, при циклическом изменении шагового отношения t изменяется мощность, расходуемая на перемешивание и межфазный турбулентный перенос вещества. При этом с такой же циклическостью изменяется гидродинамическая обстановка в аппарате (гидродинамический напор, развиваемый ВПУ, расход среды Q и др.).

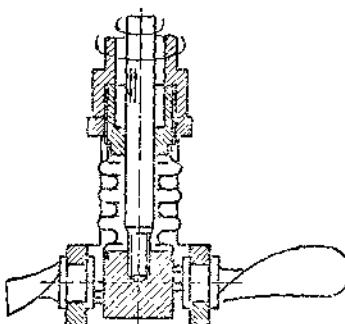


Рис. 22. Винтовое перемешивающее устройство с переменным шаговым отношением.

Энергия, вводимая в реактор согласно периодическому закону с периодом $2l$ (рис. 23, а), определяется интегралом ряда Фурье

$$E = \int_0^{2l} \sum_{n=1}^{\infty} C_n \exp\left(\frac{n\pi}{l}\tau\right) d\tau. \quad (236)$$

Энергия, переносимая пульсациями (заштрихованная область), определяется по формуле

$$\Delta E = \int_0^{2l} \sum_{n=1}^{\infty} C_n \exp\left(\frac{n\pi}{l}\tau\right) dt - 2N_1 l - (N_2 - N_1) I_1. \quad (237)$$

При ступенчатом изменении шагового отношения (рис. 23, б) гидродинамический напор P и расход Q изменяются следующим образом:

$$\Delta P = \Delta K_P n^2 d^2; \quad (238)$$

$$\Delta Q = \Delta K_Q n d^3. \quad (239)$$

Мощность, переносимая пульсациями, определяется по формуле

$$\Delta E = \rho \Delta P \Delta Q = \rho \Delta K_P \Delta K_Q n^3 d^6. \quad (240)$$

Используя существующую в области $0 \leq K_P \leq 1,4$ и $0,6 \leq K_Q \leq 1$ линейную зависимость коэффициентов напора от коэффициентов расхода

$$\Delta K_P = a \Delta K_Q,$$

из уравнения (240) получим значение ΔK_P при циклическом изменении вводимой мощности на величину ΔE :

$$\Delta K = (\Delta E a / \rho n^3 d^6)^{0.5}. \quad (241)$$

Изменение осредненной скорости турбулентного движения определяется по формуле

$$\Delta V^2 = 2\Delta Pg = 2\Delta K_P n^2 d^2 g. \quad (242)$$

Используя уравнение для энергии, переносимой пульсациями, получим

$$\Delta V' = \left\{ -\frac{4a n g^2}{\rho d} \left[\int_0^{2l} C_n \exp\left(\frac{n\pi}{l}\tau\right) d\tau - 2N_1 l - (N_2 - N_1) I_1 \right] \right\}^{0.25}. \quad (243)$$

Это выражение позволяет оценить увеличение интенсивности турбулентных пульсаций в аппаратах с цикличес-

ским вводом энергии $\Delta J = \Delta V/V$, где \bar{V} — осредненная скорость турбулентного потока за время $\tau \geqslant 2l$.

В рассматриваемых аппаратах энергетический спектр вихрей благоприятствует макро- и микроперемешиванию и массопереносу, так как в зоне ВПУ создаются как вихри с большими волновыми числами, диссилирующие в зоне мешалки, так и крупномасштабные турбулентные пульсации с малыми волновыми числами. Для крупных вихрей скорость вырождения полной кинетической энер-

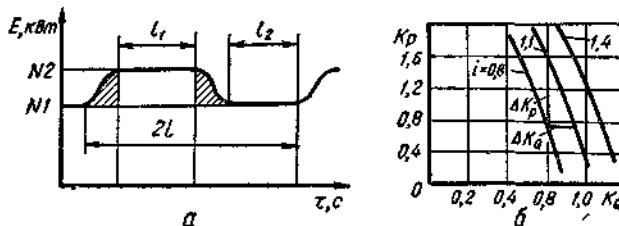


Рис. 23. Диаграмма изменения вводимой энергии (а), связь между коэффициентами напора и расхода при различных шаговых отношениях (б).

гии турбулентности, выраженная через относительную скорость ее изменения $\frac{dV'}{dt}/V'^2$, существенно меньше, чем для вихрей, соответствующих большим волновым числам. Они проходят значительное расстояние в реакторе, пока вследствие энергетических потерь не диссилируются в мелкие вихри. Вихри, соответствующие волновому числу K_α , имеют характерный линейный размер l_K , соизмеримый с размерами газовых пузырей. Активно взаимодействуя с последними, они турбулизируют поверхность контакта фаз, что способствует увеличению скорости переноса. Эти процессы протекают вдали от зоны непосредственного действия ВПУ, что способствует более равномерному подводу энергии в объем аппарата и ее более эффективному использованию.

В описанном химическом реакторе с циклическим вводом энергии скорость массопереноса можно дополнитель но увеличить созданием встречных потоков газа и жидкости (рис. 24). Вал 1, жестко связанная с ним ступица 5 с закрепленными на ней лопастями 4, штанга 2 совершают вращательное движение; кроме того, штанга 2 при помощи привода поступательного перемещения совершает возвратно-поступательное движение с программируированной частотой и амплитудой. Поступательное

движение штанги 2 при помощи ползуна 3 и кинематически связанных с ним эксцентрических пальцев 6, лопастей 4 преобразуется в непрерывное вращательное движение лопастей вокруг собственной оси и, таким образом, по заданной программе изменяется величина и направление скорости осевых потоков и удельная мощность, вводимая в реактор. Воздух подается через кольцевое пространство между валом 1 и штангой 2 внутрь полой сту-

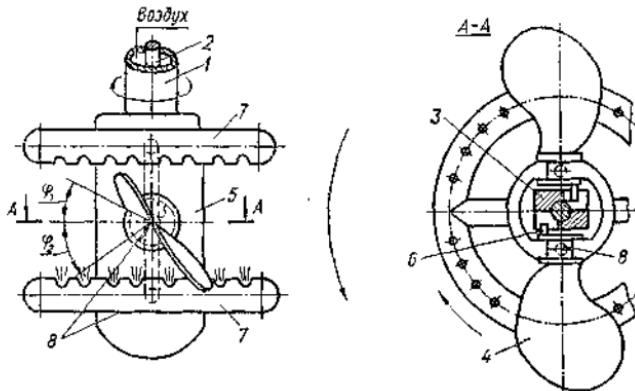


Рис. 24. Схема перемешивающего устройства реактора с циклическим вводом энергии и встречным движением газовой фазы.

пицы и через радиальные каналы 8 в шейках лопастей и сверления в ступице поступает в верхний или нижний коллектор 7, в зависимости от угла поворота лопастей. В положении лопастей, показанном на рис. 24, воздух подается в нижний коллектор и диспергируется павстречу создаваемому лопастями потоку жидкой фазы. При повороте лопастей на угол $\varphi_1 + \varphi_2$ и изменении направления осевого потока воздух поступает в верхний коллектор и вновь реализуется противоточное взаимодействие контактирующих фаз.

Помимо высокой производительности и эффективности использования внешней энергии, реакторы с циклическим вводом энергии позволяют проводить управляемые процессы и легко перестраиваются с одного процесса на другой.

Анализ конструкций реакторов позволяет утверждать, что дальнейшее их совершенствование будет направлено на создание высокопроизводительных крупнотоннажных реакторов высокой интенсивности с большой степенью превращения исходного сырья; реакторов с низкими

удельными затратами энергии и ее эффективным распределением в объеме; управляемых реакторов, легко приспособляемых к различным условиям проведения процессов, определяемым кинетикой.

ПРЯМОТОЧНЫЕ РЕАКТОРЫ ДЛЯ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ ПРОЦЕССОВ

Из многообразия конструкций реакторов специфические особенности прямоточных газожидкостных химических процессов учитывают только пленочные трубчатые, эрлифтные и секционированные тарелками колонные реакторы.

Пленочные аппараты с восходящим или нисходящим прямотоком реагентов характеризуются небольшими диаметрами, высокими (до 10—30 м/с) скоростями газового потока, незначительным временем пребывания фаз в зоне реакции и пригодны для осуществления только быстрых процессов, например, сульфирования алкилбензолов, спиртов, кислот, олефинов газообразным серным ангидридом.

Осуществление длительных процессов возможно в барботажных и эрлифтных реакторах. Вместе с тем продольная циркуляция жидкости, низкие скорости газового потока, местные завихрения движущихся фаз и наличие застойных зон в реакторах этих конструкций приводят к снижению движущей силы процесса и к уменьшению производительности.

С целью устранения этих недостатков при сохранении режима вытеснения по колонне барботажные и эрлифтные аппараты секционируют по высоте массообменными тарелками при одновременном использовании высоких скоростей газового потока по колонне.

Однако в конструкциях секционированных реакторов с восходящим движением фаз применяются в основном ситчатые массообменные тарелки, препятствующие устойчивой работе аппаратов в широком интервале изменяющихся нагрузок по газу и жидкости. Поэтому применение таких реакторов ограничено процессами с практически неизменным объемом газовой фазы или характеризующимися незначительными ее изменениями в зависимости от глубины конверсии реагентов, например, процессами окисления углеводородного сырья кислородом воздуха, хемосорбции озона растворами цианистого калия и т. д.

Указанных недостатков лишена конструкция реактора, приведенная на рис. 25. Реактор, выполненный в

виде цилиндрического вертикального корпуса, секционированного по высоте массообменными тарелками с клапанными контактными устройствами без переливов, характеризуется тем, что в каждой его секции, ограниченной клапанными массообменными тарелками, имеет место инверсия фаз.

Непосредственно на каждой массообменной тарелке находится газожидкостный слой, в котором сплошной фазой является жидкость, а диспергированной в ней — газ. В объеме между верхней границей газожидкостного слоя и полотном вышележащей тарелки имеется пространство (сепарационная зона), в котором сплошной фазой является уже газ, а диспергированной в нем — жидкость. Известно, что массопередача в газожидкостных системах наиболее эффективна именно в режиме инверсии фаз. Инверсия фаз в каждой секции реактора может быть объяснена особенностями клапанных тарелок, а именно: наличием в полотне тарелки подклапанных отверстий достаточно большого диаметра и, в сравнении с ситчатыми тарелками, относительно незначительным их количеством. В результате контактирующие фазы из нижележащей секции в вышележащей перемещаются через тарелку не в виде сформировавшегося газожидкостного потока, а за счет срыва жидкостных струй с поверхности газожидкостного слоя газовыми потоками. Последние образуются по осям подклапанных отверстий в полотне вышележащей тарелки

Рис. 25. Базовая конструкция прямоточного реактора РТП-1, секционированного клапанными тарелками:

1 — сепарационный узел; 2 — реакционно-отгонная часть; 3 — распределительный узел

щую перемещаются через тарелку не в виде сформировавшегося газожидкостного потока, а за счет срыва жидкостных струй с поверхности газожидкостного слоя газовыми потоками. Последние образуются по осям подклапанных отверстий в полотне вышележащей тарелки

вследствие эффекта Бернулли, вызванного значительным локальным увеличением скорости газа и соответствующим снижением статического давления по осям этих потоков.

Применение для секционирования тарелок с клапанными контактными устройствами, обладающими свойством саморегулирования свободного сечения тарелки, в зависимости от скоростей газового потока, позволило значительно снизить, а при скорости газового потока выше 0,4 м/с полностью устранить явление обратного перемешивания жидкой фазы между вышележащей и нижележащей секциями.

К достоинствам прямоточных газожидкостных реакторов с многократной инверсией фаз следует отнести также регулярное перераспределение газового и жидкостного потоков по высоте реактора за счет перемешивания жидкости в каждой секции в режиме, близком к идеальному смешению, и нестабильного во времени перемещения газового потока через единичные отверстия тарелки, что устраивает температурные и концентрационные неравномерности в реакционной массе и делает более равномерной эпюру скоростей движения материальных потоков по сечению реактора.

К настоящему времени проведены детальные исследования гидродинамики, структуры потоков, условий перемешивания, времени пребывания реакционной массы, массообмена в секциях реактора, что позволило выполнить математическое описание элементарных процессов, протекающих в реакторе, создать математическую модель прямоточного газожидкостного реактора, секционированного по высоте массообменными тарелками с клапанными контактными устройствами [73].

В свете изложенного актуальным и своевременным стал вопрос разработки и унификации различных модификаций прямоточных реакторов с клапанными массообменными тарелками, каждая из которых максимально учитывает важнейшие требования определенных групп процессов с общими основами технологии. Анализ результатов работы реакторов в различных производствах и систематизация особенностей технологии газожидкостных процессов в химических производствах позволили сформулировать общие требования технологии групп производств к конструкции прямоточных реакторов. С целью более полного учета этих специфических особенностей технологий предложено пять основных модификаций прямоточного колонного реактора с многократной инверсией фаз (рис. 25, 26).

Исследование работы единичных промышленных и опытно-промышленных реакторов этой конструкции и их модификаций в различных производствах химических реагентов — синтеза диметилформамида из диметиламина и муравьиной кислоты или метилформиата, окисления *o*-ксилола до *o*-толуиловой кислоты, получения диоксана дегидратацией диэтиленгликоля, в производстве брома окислением растворов бромистобромного железа хлором,

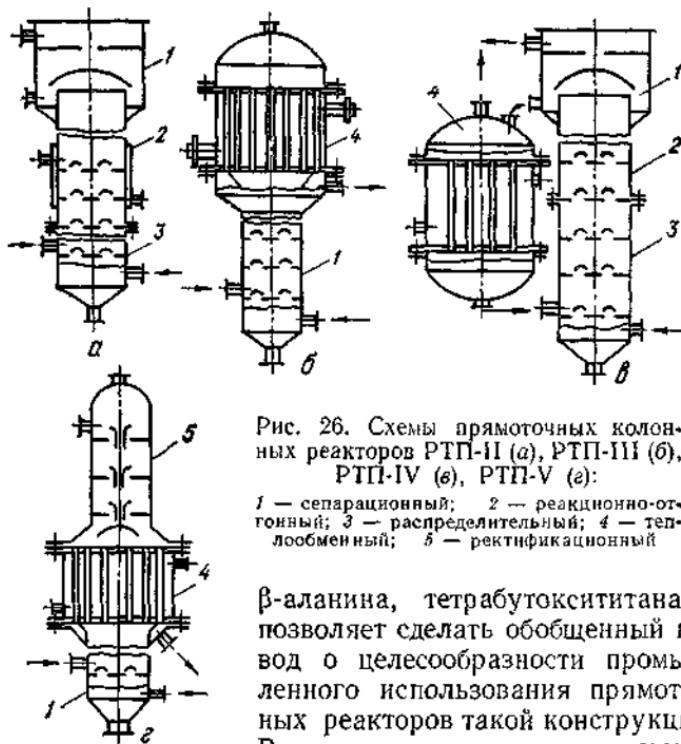


Рис. 26. Схемы прямоточных колонненных реакторов РТП-II (а), РТП-III (б), РТП-IV (в), РТП-V (г):

1 — сепарационный; 2 — реакционно-отгонный; 3 — распределительный; 4 — теплообменный; 5 — ректификационный

β -аланина, тетрабутоксититана — позволяет сделать обобщенный вывод о целесообразности промышленного использования прямоточных реакторов такой конструкции. Высокая интенсивность химических

процессов в них обеспечена благодаря многократной инверсии фаз, устранению обратного перемешивания, выравниванию скоростей потоков по сечению, организации на пути контактирующих фаз ряда дополнительных зон особенно эффективного контакта — многократного воспроизведения так называемых концевых эффектов, спутного движения газа и жидкости, срыва жидкости газовыми струями с поверхности газожидкостного слоя и, как следствие, эффективного массообмена между контактирующими фазами в секциях реактора.

АК-МЕТОДЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ДИСТИЛЛИАЦИОННЫХ И ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

При интенсификации дистилляционных и выпарных аппаратов используют большое количество технологических и конструктивных приемов, четко разграничить которые невозможно. Например, использование нового для данного процесса РТ-метода дистилляции в восходящей пленке с циркуляцией паров растворителя всегда сопряжено с определенными конструктивными изменениями в дистилляторе.

Дистилляцию и выпарку зачастую проводят в несколько стадий в аппаратах, работающих в различных режимах и имеющих свои конструктивные особенности, что необходимо учитывать при выборе методов интенсификации.

Для предварительной дистилляции или упаривания, когда концентрация растворителя еще велика, можно выделить следующие АК-методы: а) однотипное комбинирование аппаратов — предполагает, с учетом низких концентраций выделяемого продукта на предварительной стадии, использование одних и тех же свободных поверхностей как для организации теплообмена, так и массообмена; б) оптимизация формы теплообменных элементов — обеспечивает интенсификацию теплообмена за счет оптимальных направлений и величины тепловых потоков и температурных полей, например, путем сочетания восходящих и нисходящих потоков продукта; в) установка турбулизирующих вставок в теплообменные трубы — предотвращает налипание на внутреннюю поверхность теплообменных трубок и турбулизирует газожидкостную систему; г) закручивание потоков в трубках обеспечивается установкой завихрителей на входных участках — интенсифицирует съем тела и процесс массообмена; д) установка генераторов колебаний (например, клапанов) в трубках — накладывает низкочастотные колебания, интенсифицирующие процессы тепломассообмена, на газопарожидкостную систему; используется при вводе дополнительного потока паровой фазы растворителя или неконденсирующегося газа; е) поперечное секционирование — обеспечивает перераспределение газового (парового) потока по трубкам с целью выравнивания тепловых нагрузок по каждой трубке; ж) пульсационный ввод жидкости в аппарат — обеспечивает локальные изменения полей скоростей, концентраций и давлений в зоне тепломассообмена.

Указанные методы использованы автором в работах, связанных с интенсификацией выпарных и дистилляционных установок, используемых в химической и пищевой промышленности.

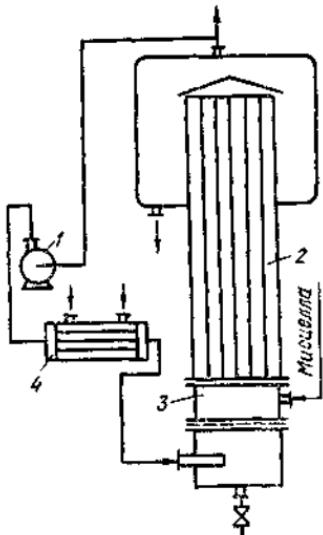
На рис. 27 приведена схема установки дистилляции масляных мисцелл с рециркулом соковых паров. Начальный участок каждой теплообменной трубки (до $\frac{1}{3}$ по высоте) является зоной подогрева, на которой происходит конвективный теплообмен с наибольшими значениями K . Ввод перегретых соковых паров в импульсном режиме именно на начальном участке увеличивает общую величину K .

Этот способ дистилляции масляных мисцелл с рециркулом соковых паров [49] реализован применительно к экстракционной линии НД-1250. Интенсификация процесса, улучшение качества масла и снижение энергетических затрат на предварительной стадии дистилляции достигаются за счет отбора части (10—30 %) паров растворителя, компримирования их до давления $(1,05—1,45) \cdot 10^2$ кПа, перегрева до температуры 100—120 °С и равномерного распределения паров растворителя, которые возвращают в мисцеллу, подогретую до 66—76 °С, с последующим выпариванием парожидкостной смеси в восходящем потоке.

Кроме того, ввод в вертикальные трубы не гомогенной жидкости, а газожидкостной смеси значительно снижает температуру начала кипения и практически устраняет необходимость перегрева жидкости. Это можно объяснить наличием в зоне подогрева уже сформировавшихся пузырьков пара достаточно большого размера, в которые затем поступают пары, образующиеся при кипении. При традиционных методах проведения процесса в вертикальных трубках особенные трудности связаны с образованием первых пузырьков пара. Снижение температуры начала кипения особенно важно при пере-

Рис. 27. Принципиальная схема дистилляционной установки с рециркулом соковых паров:

1 — компрессор; 2 — трубчатая секция; 3 — тарельчатая секция; 4 — перегреватель



теплообменника, которые возвращают в мисцеллу, подогретую до 66—76 °С, с последующим выпариванием парожидкостной смеси в восходящем потоке.

Рис. 28. Схема пленочного секционированного дистиллятора.

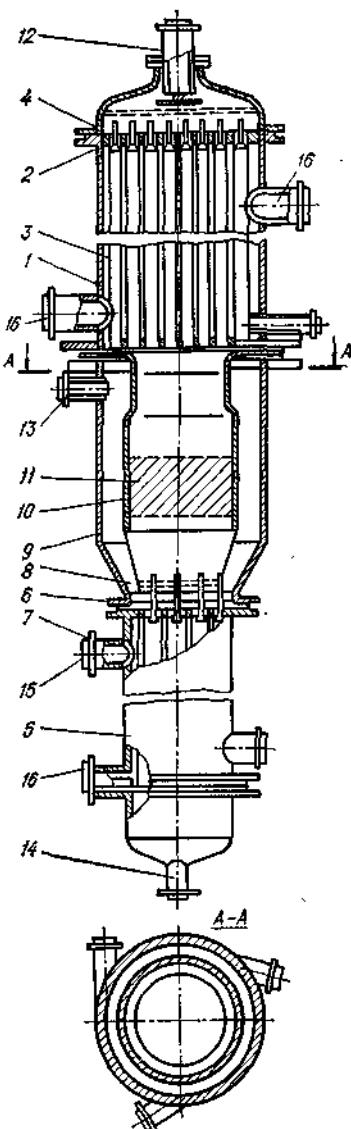
работке термолабильных веществ.

Для интенсификации процесса дистилляции или упаривания путем закручивания потоков в трубках последние целесообразно снабдить завихрителями, способными свободно перемещаться по высоте [36]. Это позволит очищать внутреннюю поверхность трубок от инкрустаций.

Для интенсификации окончательной ступени дистилляции или выпарки можно выделить следующие АК-методы: а) установка пульсирующего оросителя; б) применение клапанной тарелки в качестве барботера для улучшения распределения паровой фазы; в) конструктивные приемы организации многократных входных и концевых эффектов.

Пульсационное орошение жидкой фазой обеспечивает локальное изменение полей скоростей, концентраций и давлений в зоне теплообмена. Пульсационный ввод паровой фазы (применение клапанной тарелки в качестве распределителя паровой фазы) позволяет улучшить турбулизацию потоков за счет локальных колебаний скорости пара. Многократные входные и концевые эффекты способствуют турбулизации пленки и пара, многократному образованию и разрушению пленки.

Часть этих методов интенсификации использована в окончательном дистилляторе [48], внедренном на ряде



предприятий пищевой промышленности. Пленочный секционированный дистиллятор (рис. 28) [54] включает несколько секций. Верхняя секция состоит из кожуха 1, трубной доски 2, испарительных трубок 3, распределительных устройств 4, выполненных заглушеными. Нижняя секция состоит из кожуха 5, трубной доски 6, испарительных трубок 7, распределительных устройств 8, выполненных свободнопроходными.

Переходная часть 9 снабжена сепаратором 10, выполненным в виде тела вращения, соосного секции аппарата, снабженного направленно-просечными отверстиями 11. Для подачи исходной смеси имеется штуцер 12, для отвода паров — штуцер 13, для отвода жидкости — штуцер 14, для подачи пара и отвода конденсата — штуцера 15, 16.

Конструкция аппарата обеспечивает совместное протекание пленочного режима нисходящего прямотока в верхней секции с пленочным противоточным режимом движения в нижней секции, что в сочетании с развитой тепло-, массообменной поверхностью способствует интенсификации процесса в 1,3—1,4 раза в сравнении с интенсивностью трубчатых дистилляторов традиционных конструкций.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССОВ И ОБОРУДОВАНИЯ ДЛЯ ЭКСТРАКЦИИ И ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ

Процессы извлечения целевого компонента экстракцией не только из жидкости, но и из твердого тела получают все более широкое распространение [64]. К таким процессам можно отнести извлечение органических веществ из растительного сырья (производство растительных масел, сахара, лекарственных веществ и продуктов для фармацевтической промышленности), различных веществ из природных материалов, а также многие процессы в химической и гидрометаллургической технологиях. Необходимость совершенствования аппаратурно-технологического оформления процессов экстракции активизирует теоретические работы в этом направлении.

Процесс диффузионного извлечения из пористых тел включает ряд последовательных стадий: *а* — проникновение жидкости в пористые частицы; *б* — растворение (если в порах содержится твердое вещество); *в* — диффузия извлекаемого вещества в жидкость, находящуюся в порах (в направлении, перпендикулярном к оси капилляра); *г* — диффузия вещества из жидкости, находящейся в по-

рах, к поверхности пористой частицы (в направлении оси капилляра); δ — диффузия вещества с поверхности пористой частицы в смывающую ее жидкость; e — перенос извлекаемого вещества в жидкости.

На кинетику каждой стадии процесса диффузионного извлечения оказывают влияние различные факторы. Так, на скорость проникновения жидкости в капилляры большое влияние оказывает их геометрия (открыты они или закрыты с одного конца), а также величина поверхностного натяжения, первоначальное давление и физико-химические свойства газа, находившегося в капиллярах [63]. Кинетика стадий b , v , e определяется молекулярной диффузией. Плотность диффузионного тока j может быть определена в соответствии с законом Фика:

$$j = -D \operatorname{grad} C, \quad (244)$$

где $\operatorname{grad} C = dC/dn$ — для стадий b , v берется по диаметру, а для стадии e — по длине капилляра. Заметим также, что в выражение для массы перенесенного вещества

$$dM = jFdt \quad (245)$$

входят различные значения поверхности F : для стадий b , v — это поверхность капилляра, для стадии e — это их поперечное сечение, которое может быть как постоянным, так и периодически изменяющимся по длине. Что касается стадий δ , e , то их кинетика определяется известными закономерностями конвективной диффузии, и в соответствующие уравнения включается уже новое значение F — поверхность пористого тела, омываемая жидкостью. На этих стадиях определяющее значение приобретают уже гидродинамические параметры процесса.

Таким образом, на каждой стадии процесса диффузионного извлечения кинетика определяется различными физико-химическими, геометрическими, гидродинамическими и другими факторами.

В связи с тем что пока не предложена теория диффузионного извлечения, учитывающая упомянутые факторы, решение задач интенсификации конкретных технологических объектов целесообразно осуществлять с позиций системного подхода. Действительно, приведенной выше иерархии стадий процесса диффузионного извлечения соответствует определенная иерархия уровней объекта: одиночный капилляр — индивидуальная пористая частица — коллектив частиц, омываемых жидкостью, — степень контакта — аппарат — технологическая система.

Каждому уровню объекта соответствует определенный набор режимно-технологических и аппаратурно-конструктивных методов интенсификации, соизмеримых по масштабу с масштабом уровня, который является лимитирующим для всего процесса и на котором целесообразно использовать те или иные методы интенсификации. Этот принцип соответствия оказывается зачастую очень важным, так как позволяет избежать довольно частых пока ошибок, связанных с тем, что, не выявив лимитирующую стадию процесса, для интенсификации используют методы, не соизмеримые с масштабом лимитирующего уровня. К примеру, оказывается совершенно бесполезным использование циклических режимов (наложение макропульсаций), если процесс лимитируется на стадиях б—г; также бесполезным окажется использование высокочастотных пульсаций (микропульсаций), если лимитирующими являются стадии д, е.

Значительное число исследований проведено по интенсификации процесса экстракции с помощью ультразвука. Положительное влияние ультразвука на процесс массообмена объясняют его способностью создавать микротурбулизацию на граничных поверхностях, а также области давления и вакуума по пути распространения. Это, в свою очередь, может привести к разрыву сплошности и образованию внутренних газовых пузырей, которые увеличиваются в периоды расширения и «схлопываются» при сжатии, т. е. наблюдается явление ультразвуковой кавитации [90; 104], которая также интенсифицирует процесс экстракции. Однако создание ультразвуковых экстракторов сопряжено со значительными техническими трудностями, связанными с большими объемами аппаратов, огромными массовыми потоками, отсутствием промышленных ультразвуковых генераторов и преобразователей высокой единичной мощности.

Для экстракции циркулирующим через экстрагирующий материал газообразным растворителем при нормальной температуре и вакууме используют перегретые пары газообразного растворителя, которые выделяют затем обычным путем из экстракта и конденсируют для повторного применения. Использование такой технологии, по-видимому, требует специальной проработки достаточно сложных вопросов дозировки и выгрузки твердой фазы из вакуумных аппаратов или аппаратов, работающих под давлением.

В последнее время появились попытки интенсифицировать процесс экстракции наложением переменного

электромагнитного поля, методом искровых разрядов, а также путем предварительной магнитной обработки растворителя. К сожалению, недостаточная теоретическая проработка этих интересных предложений не позволила перейти к стадии их промышленной реализации.

Одним из наиболее распространенных способов интенсификации экстракционных процессов является создание колебаний низкой частоты в объеме аппарата с помощью механических пульсаторов. В результате возвратно-поступательного движения происходит относительное смещение жидкой и твердой фаз и обеспечивается дополнительное межфазное трение, увеличивающее конвективную диффузию и, следовательно, коэффициент маскообмена.

Экстракция в псевдосжиженном слое позволяет уменьшить продолжительность процесса на 50 % в сравнении с продолжительностью аналогичного процесса в неподвижном слое. В полупромышленных установках опробована температурно-ступенчатая экстракция с поочередным импульсным вводом на каждом уровне в аппарат горячего и холодного растворителя [40; 58].

В основу предлагаемой классификации методов интенсификации экстракционных процессов с твердой фазой (рис. 29) положено агрегатное состояние системы с учетом иерархии уровней, на которых осуществляется интенсификация различными методами.

Исходя из вышеприведенного можно отметить, что в подавляющем большинстве промышленных установок целевой продукт из твердой фазы экстрагируют жидкостью. Однако известны примеры проведения экстракции в трехфазной системе путем ввода газообразного неконденсирующегося компонента [100] или путем использования предложенного автором [45] метода импульсного введения паров растворителя.

При выборе метода интенсификации необходимо учитывать уровень, на котором рассматривается процесс. Например, изучая кинетику извлечения масла из отдельных клеток, этот процесс можно рассматривать на микроровнне, для которого (рис. 29) есть свой набор приемов и методов интенсификации, согласующихся по масштабу с размерами пор и капилляров. Действительно, для процессов, лимитирующих на этом уровне, не имеет смысла решать вопросы интенсификации наложением низкочастотных колебаний, явно не согласующихся по масштабу и частоте с размерами и собственной частотой колебаний клеток. По-видимому, это же относится к агрегатам

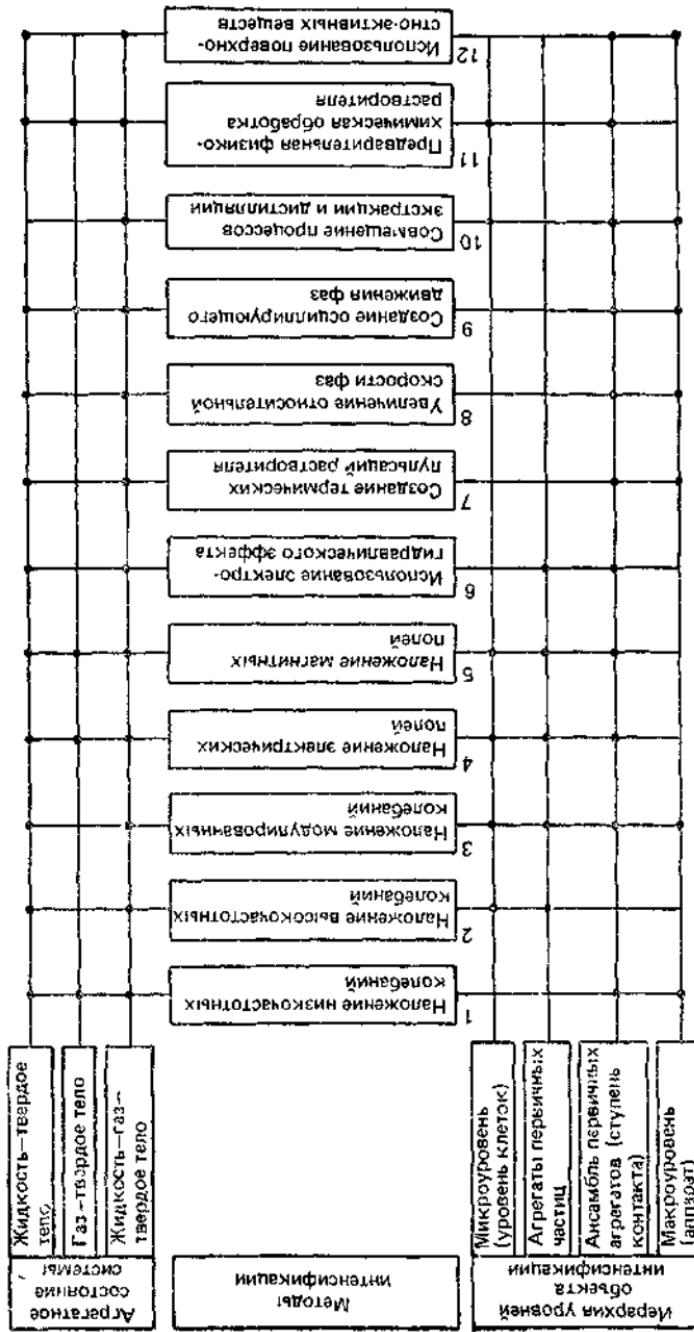


Рис. 29. Классификация методов интенсификации процессов экстракции из твердого тела.

первичных частиц (глобулам, группам клеток). В то же время наложение макропульсаций окажется весьма эффективным на уровне ансамбля первичных агрегатов (стадии контакта), где масштаб возмущающих колебаний соизмерим с масштабом турбулентных пульсаций, возникающих при относительном движении фаз. С этих позиций можно рассматривать воздействие на процесс и других приемов интенсификации, приведенных в схеме, что позволяет не только классифицировать методы, но и при необходимости осуществлять хотя бы предварительный выбор группы перспективных методов и средств увеличения скорости процесса, если известны агрегатное состояние системы и тот уровень, где в наибольшей степени лимитируется скорость процесса переноса.

По мнению автора, наиболее перспективными для практической реализации в промышленных условиях являются методы интенсификации, обозначенные на рис. 29 номерами 1, 3, 7, 8, 10, 11.

В качестве единого критерия для сопоставительного анализа различных методов интенсификации процессов экстракции целесообразно использовать предложенный в главе I параметр интенсивность. Под интенсивностью экстрактора следует понимать отношение массы экстрагированного в единицу времени вещества к объему аппарата:

$$i = \frac{1}{V_a} \frac{dM}{dt} = \frac{\eta}{V_m} \frac{dM}{dt}, \quad (246)$$

где V_m — объем загружаемого в аппарат материала; η — коэффициент заполнения аппарата материалом; t — время. Масса, перенесенная с поверхности тела в глубь жидкости, определится по формуле

$$dM = K F \Delta C dt, \quad (247)$$

где K — коэффициент массопередачи; F — поверхность твердого тела, омываемая жидкостью; ΔC — движущая сила процесса, являющаяся функцией времени и определяемая как разность концентраций на поверхности тела C_2 и во внешней среде C_1 . Эта же масса жидкости, подведенная из внутренних областей пористого тела к его поверхности за счет диффузии, определится по формуле

$$dM = -D_1 F \left(\frac{\partial C_2}{\partial n} \right)_n, \quad (248)$$

где D_1 — коэффициент массопроводности [63]; C_2 — концентрация жидкости в пористом теле. Связь между этими процессами устанавливает диффузионный критерий

Био (Bi), определяемый как диффузионными, так и гидродинамическими условиями процесса:

$$Bi = m (KR/D_1), \quad (249)$$

где m — коэффициент, учитывающий уменьшение диффузионной проводимости пористого тела в сравнении с чистой жидкостью [63]; R — определяющий размер пористой частицы. Из выражения (249) получим, что

$$K = Bi D_1 / mR. \quad (250)$$

Полагая, что F — внешняя поверхность частиц твердого тела, омываемая жидкостью, участвующей в процессе массоотдачи, запишем

$$F = aV_m, \quad (251)$$

где a — удельная поверхность твердого материала. Подставив выражения (247) и (251) в уравнение (246), получим

$$i = \frac{Bi D_1 \Delta C \eta a}{mR}. \quad (252)$$

Из выражения (252) видно, что для увеличения интенсивности экстракционных аппаратов следует идти по пути усиления влияния на скорость процесса гидродинамических и диффузионных факторов за счет увеличения Bi , D_1 и уменьшения m , решения вопросов правильной подготовки твердого материала к обработке растворителем (R , a), рациональной организации движения контактирующих фаз и обеспечения максимальных значений ΔC , решения чисто конструктивных оптимизационных задач обеспечения максимальных значений η .

Рассмотрим влияние отдельных параметров на параметр интенсивности i и определим, какие РТ- и АК-методы наиболее целесообразно использовать для интенсификации процессов в экстракторах.

Движущая сила процесса ΔC является одним из наиболее сильно влияющих на i параметров, и многие конструктивные и технологические решения направлены на ее увеличение. Казалось бы, наиболее простым для увеличения ΔC является увеличение соотношения растворитель — твердое тело (гидромодуля). Однако увеличение прокачки растворителя приводит к уменьшению концентрации на выходе из аппарата, что увеличивает энергетические и капитальные затраты на регенерацию растворителя. В то же время увеличение прокачки растворителя помимо увеличения ΔC способствует интенсификации процесса за счет увеличения турбулизации контактирующих фаз, улучшения использования объема аппарата

(уменьшение вредного влияния застойных зон), уменьшения эффекта обратного перемешивания.

Исходя из вышесказанного для определения оптимальной прокачки растворителя необходимо рассматривать технологическую систему экстрактор — дистиллятор комплексно, как единый агрегат с рециркуляцией растворителя и определять оптимальную кратность рециркуляции с позиции экономики процесса в целом.

Одним из сравнительно новых приемов интенсификации, оказывающих благоприятное влияние как на V_i , так и на ΔC и t , является организация в объеме аппарата сильно турбулизированной трехфазной системы жидкость — твердое тело — газ. Это направление, предложенное для систем жидкость — жидкость в работе [100], послужило базой для разработок автора [40; 45; 58] по импульльному вводу в зону взаимодействия фаз перегретых паров растворителя. Возникающие при совмещении экстракционного процесса с теплообменным эффекты, вызванные разрывом сплошности и конденсацией паровых пузырей, способствуют генерированию модулированных колебаний давления в системе, что способствует увеличению скорости процессов на стадии a (вследствие колебательных процессов внутри капилляров и замены воздуха конденсирующимися парами), на стадиях $b-g$ (вследствие возникновения высокочастотных микропульсаций, соизмеримых по масштабу с масштабом капилляров, при образовании и схлопывании лузерьков пара) и на стадии e (за счет создания макропульсаций при импульсном вводе паров в систему).

При распределении ввода паров по высоте аппарата (рис. 30) и обеспечении необходимого сдвига по фазе моментов ввода пара в различных зонах по высоте удается обеспечить оптимальный температурный режим в

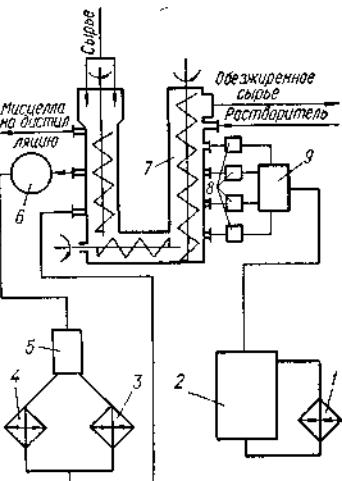


Рис. 30. Схема экстракционной установки с распределительным импульсным вводом паров экстрагента и наложением «термических» пульсаций:

1, 4, 3 — теплообменники; 2, 5 — емкости, 6 — насос; 7 — экстрактор, 8 — пульсаторы; 9 — ресивер.

аппарате и интенсификацию процесса на стадии *e*. Кроме того, обеспечив оптимальное соотношение количеств растворителя, вводимых в паровой и жидкой фазах, можно осуществить совмещенный противоточный экстракционно-дистилляционный процесс, увеличивая температуры в направлении движения твердого материала и концентрации извлекаемого вещества в растворителе на выходе из аппарата. При этом концентрация растворителя увеличивается не только за счет интенсификации экстракционного процесса, но и за счет процесса дистилляции, протекающего параллельно. Отбирая из аппарата часть растворителя и возвращая после подогрева выше или ниже точки отбора, удается обеспечить по высоте аппарата термические микропульсации, способствующие интенсификации как молекулярного, так и конвективного переноса.

Апробация приведенных методов на реальных системах подтвердила, что возникающие при их реализации турбулентные пульсации низких и высоких частот способствуют интенсификации процесса. Так, импульсным вводом перегретых паров ($P = 8$ кПа) растворителя (бензина) в аппарат для извлечения растительного масла (время ввода 11 с, пауза — 17 с) удалось увеличить фактор *i* с 0,06 до 0,19 г/(л·с).

Созданы также новая технология и оборудование для производства α -лецитина из фосфатидного концентрата [55], позволившие реализовать ряд новых методов интенсификации диффузионного извлечения, в частности — ввод в рабочую зону экстрактора паров экстрагента.

В тех случаях, когда подача сравнительно больших количеств растворителя в паровой фазе нежелательна, например, при ограничении температуры процесса, интенсификация достигается путем организации попаременно импульсного ввода неконденсирующегося газа и паров растворителя [58]. При этом уменьшаются энергозатраты на образование паровой фазы растворителя и сохраняется кавитационный эффект интенсификации за счет наложения низкочастотных (ввод неконденсирующегося газа в импульсном режиме) и высокочастотных (схлопывание паровых пузырьков) колебаний.

Промышленная проверка этого способа проводилась в процессе обеззоливания оссенина. В два одинаковых экстрактора с одинаковой загрузкой твердой фазы (5 т) и соотношениями фаз 2 : 1 подавали воздух для перемешивания, причем один из аппаратов являлся контрольным и работал с непрерывным вводом воздуха, а в опыт-

ный аппарат воздух подавался в импульсном режиме через пульсатор типа Д-93-055 [81]. Значения рН при окончательных промывках в опытном аппарате в течение всего времени эксперимента были выше, чем в контролльном, а общее время промывок до выхода на заданные значения рН на 9 ч меньше, чем на контрольном аппарате. Этот положительный эффект связан с улучшением перемешивания в нижней части аппарата за счет пульсаций факела, вызывающих продольно-поперечные перемещения массы оссенина в зоне факела. Низкочастотные колебания способствуют увеличению скорости процесса как на поверхности, так и в капиллярах.

Несмотря на то что работы советских ученых по интенсификации процессов жидкостной экстракции (в особенности работы С. М. Карпачевой с сотрудниками [81] получили мировое признание, вопрос о выборе оптимальной конструкции экстракторов и методов воздействия на процесс нельзя считать решенным.

При участии автора была разработана и исследована принципиально новая конструкция экстрактора [11], показанная на рис. 31. Внутри корпуса 3 пульсационного экстрактора на общем стержне 1 между распорными втулками 2 укреплена насадка 4, которая выполнена в виде дисков с радиальными разрезами. Образующиеся при этом секторы развернуты на острый угол ($0 < \alpha < 90^\circ$).

При подаче в колонну сплошной и дисперсной фаз в рабочем режиме над и под тарелкой образуются разнонаправленные спиралеобразные потоки. В связи с тем что в межтарельчатом пространстве встречаются два разнонаправленных потока (причем один из них представляет собой в основном поток сплошной, а другой — дисперсной фаз), происходит множественный контакт фаз. Так как ширина щелей между секторами 5 для прохода фаз увеличивается от центра аппарата к его периферии, количество жидкости, протекающей в периферийных областях колонны, больше количества жидкости, протекающей по центральной ее части. Вследствие этого, а также в результате вращения жидкости над насадкой при

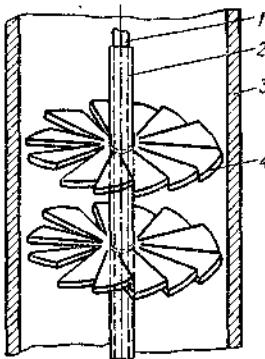


Рис. 31. Схема насадки экстрактора со спиралеобразным движением фаз.

диспергировании тяжелой фазы и соответственно под тарелкой при диспергировании легкой образуются поверхности вращения раздела фаз в форме конусоида вращения. Сплошная фаза за счет пульсаций получает больший запас кинетической энергии, чем дисперсная, и поэтому при работе пульсатора имеет место постоянное по направлению винтообразное движение. Дисперсная фаза, находящаяся над насадкой, вращается совместно со сплошной. В момент проталкивания дисперсной фазы через прорези тарелки резко меняется направление ее движения. Капли

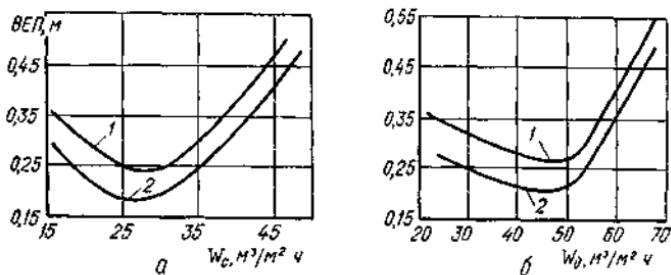


Рис. 32. Влияние на ВЕП расхода сплошной фазы:
1 — ВЕП вычислена без учета продольного перемешивания, 2 — с учетом перемешивания

или струи дисперсной фазы, отрываясь от общей массы, переходят в подтарельчатое пространство, где встречаются с потоком сплошной фазы. При этом они дополнитель но диспергируются, и их размер определяется интенсивностью пульсаций. Дальнейшее движение капель происходит под действием силы тяжести и за счет вращательного движения сплошной фазы, причем конусоид вращения способствует движению дисперсной фазы от центра к периферии колонны.

Изучено влияние скоростей фаз и параметров пульсации на эффективность такой пульсационной колонны. Эффективность оценивалась через ВЕП, причем значения ВЕП были вычислены с учетом продольного перемешивания (VEP_{np}). На рис. 32 приведены значения ВЕП, вычисленные обычным методом [103] и VEP_{np} , определенные из выражения

$$VEP = VEP_{np} + VEP_{pr}. \quad (253)$$

Кроме того, было изучено влияние тех же параметров на размер капель в колонне и определена поверхность контакта фаз в колонне. Значения коэффициентов массо-

передачи определяли по формуле

$$K_f = \frac{G}{F_{уд} \Delta y V_{ап}}; \quad (254)$$

где K_f — поверхностный коэффициент массопередачи; G — количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую; $F_{уд}$ — удельная поверхность контакта фаз; Δy — средняя движущая сила, вычисленная с учетом продольного перемешивания; $V_{ап}$ — объем жидкости в рабочей части колонны.

Массопередача изучалась на системе вода — 3-цианпиридин — четыреххлористый углерод. Исследованные диапазоны изменения скоростей фаз и параметров пульсации составляли: $W_c = 16,2 \dots 48,7 \text{ м/ч}$; $W_d = 26,7 \dots 65,0 \text{ м/ч}$; $a = 5 \dots 16 \text{ мм}$; $f = 60 \dots 292 \text{ 1/мин}$.

Как видно из рис. 32, а, минимальные значения ВЕП (0,24) были получены при $W_c = 29 \text{ м/ч}$. Дальнейшее увеличение W_c приводит к росту ВЕП, при этом влияние продольного перемешивания уменьшается. Из рис. 32, б видно, что при W_g выше 50 м/ч эффективность аппарата резко снижается, так как начинается режим захлебывания. С увеличением a и f эффективность аппарата возрастает, однако растет продольное перемешивание, которое увеличивает значение ВЕП. В результате обработки опытных данных была получена формула

$$\text{ВЕП} = 84,5 \left(\frac{af}{W_g} \right)^{-0,974}. \quad (255)$$

Отклонение опытных данных от рассчитанных по уравнению (255) не превышает $\pm 20\%$.

Экстремальный характер зависимости $K_f = \Phi(J)$ (рис. 33) можно объяснить тем, что при увеличении интенсивности пульсации уменьшается размер капель дисперсной фазы. При этом скорость их движения увеличивается до некоторого критического значения. Увеличение скорости движения капель приводит к росту внутренней циркуляции и, следовательно, к возрастанию коэффициентов массопередачи. Дальнейшее уменьшение размеров капель за счет увеличения интенсивности пульсации

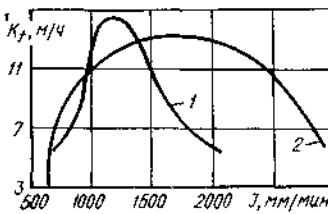


Рис. 33. Зависимость поверхностного коэффициента массопередачи K_f от интенсивности пульсации $J = af$ при $W_c = 21,75$, $W_d = 32,25 \text{ м/ч}$:
1 — $f = 132 \text{ 1/мин}$, 2 — $a = 10 \text{ мм}$

снижает скорость их движения, при этом уменьшается циркуляция внутри капель и соответственно величина коэффициента массопередачи.

В табл. 9 приведены данные по изменению поверхности контакта фаз в исследованном экстракторе при различных значениях амплитуды пульсации.

Таким образом, увеличение эффективности экстрактора нельзя объяснить лишь ростом удельной поверхности контакта фаз, поскольку ее влияние на ВЕП вначале невелико. При высоких интенсивностях эффективность

9. Влияние амплитуды пульсации на поверхность контакта фаз при $f = 132 \text{ мин}^{-1}$

$a, \text{мм}$ $F_{\text{уд}}, \text{м}^2/\text{м}^3$	5,5 98,4	7 128,1	10 191,0	12 443,0	14 644,0	16 795
--	-------------	------------	-------------	-------------	-------------	-----------

аппарату растет за счет увеличения коэффициента массопередачи. При дальнейшем увеличении интенсивности величина K_f снижается, однако увеличивается поверхность контакта, причем ее влияние на эффективность аппарата становится сильнее.

Исследования гидродинамики насадочной пульсационной колонны также показали, что увеличение как a , так и f приводит к дроблению капель дисперсной фазы. Поверхностно-объемный диаметр определяется по формуле

$$d_{n.o} = 1,06 \cdot 10^{-1} f^{-0,45} (af)^{-0,24} W_g^{-0,04} W_c^{0,28}. \quad (256)$$

Из уравнения (257) видно, что влияние a и f на $d_{n.o}$ далеко не равнозначно, поэтому выделение комплексного параметра $J = af$ для оценки влияния пульсаций на размер капель и поверхность контакта фаз нельзя считать достаточно обоснованным. Величину удельной поверхности контакта фаз $F_{\text{уд}}$ можно определить по формуле

$$F_{\text{уд}} = 6H/d_{n.o}, \quad (257)$$

где H — удерживающая способность.

Как показали исследования, $F_{\text{уд}}$ растет с увеличением W_c и W_g за счет увеличения H , а также с увеличением a . Увеличение f приводит вначале к уменьшению $F_{\text{уд}}$ вследствие уменьшения H , несмотря на некоторое уменьшение $d_{n.o}$, но затем, когда эффект уменьшения $d_{n.o}$ с увеличением f становится преобладающим, наблюдается значительный рост $F_{\text{уд}}$ с увеличением $f > 100 \text{ 1/мин}$.

Зависимость (257) можно использовать также для тарельчатого пульсационного экстрактора с вращательным

движением контактирующих фаз. На H в таком экстракторе основное влияние оказывают a и f , а также W_g , причем в зависимости от J можно выделить три гидродинамических режима работы. Вначале H уменьшается с увеличением J , затем остается примерно постоянной, и, наконец, при третьем режиме — увеличивается. Для I режима получено уравнение

$$H = 1,75 \cdot 10^{-2} \text{Re}_g^{1,09} \text{Fr}^{0,53} (W_c/W_g)^{0,13} (a/D_k)^{-0,15} \left(\frac{J D_k}{W_g} \right)^{-0,75}, \quad (258)$$

для III режима

$$H = 1,2 \cdot 10^{-2} \text{Re}_g^{1,09} \text{Fr}^{0,58} (W_c/W_g)^{0,13} (a/D_k)^{0,9} \left(\frac{J D_k}{W_g} \right)^{0,41}. \quad (259)$$

Из уравнений видно, что в этом случае влияние оказывает не комплексный параметр J , а раздельно a и f .

Как показали исследования, проведенные фотографическим методом ($f = 60 \dots 204$ 1/мин, $a = 5 \dots 18$ мм), конструктивные особенности контактного устройства оказывают влияние на $d_{\text{п.о.}}$ лишь до $J = 800$ мм/мин. При дальнейшем увеличении J (либо за счет a , либо за счет f) повышается эффект дробления в межтарельчатом пространстве и размер капель определяется, в основном, энергией потоков, связанный с J . Уравнение для определения $d_{\text{п.о.}}$ имеет вид

$$d_{\text{п.о.}} = 0,45 \cdot 10^{-2} W_c^{0,05} W_g^{-0,02} a^{-0,93} (af)^{-0,65}. \quad (260)$$

Как видно из уравнения, параметры пульсации оказывают на $d_{\text{п.о.}}$ значительно более сильное влияние, чем скорости фаз.

Глава 5

КОНСТРУИРОВАНИЕ

ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ АППАРАТОВ

НА ОСНОВЕ МОДУЛЬНОГО ПРИНЦИПА

МОДУЛЬНЫЙ ПОДХОД К КОНСТРУИРОВАНИЮ АППАРАТОВ

Одним из наиболее ответственных этапов синтеза высокоеффективных ХТС является разработка инженерно-аппаратурного оформления для реализации химико-технологических процессов (ХТП). В настоящее время данный этап является наименее формализованным и требует максимального использования опыта и

интуиции разработчика. Опыт показывает, что выбор конструкции аппарата определяет во многих случаях не только эффективность работы ХТС, но и технико-экономические показатели создаваемого производства в целом [79].

В связи с усложнением современных ХТС и их элементов разработчики сталкиваются с противоречивостью многочисленных требований, предъявляемых к оборудованию. Зачастую противоречивы, например, требования повышения производительности, обеспечение широкого диапазона устойчивой работы при одновременном снижении энерго- и материалоемкости. В то же время существует противоречие между наблюдаемой у химиков-технологов тенденцией применять оригинальные, учитывающие специфику процессов аппараты и стремлением машиностроителей к стандартизации, унификации.

Одним из путей преодоления противоречий является создание нестандартных аппаратов из стандартных унифицированных частей — модулей — для выполнения наиболее важных лимитирующих технологических операций (частичная унификация) и применение стандартных аппаратов на вспомогательных, нелимитирующих стадиях технологического процесса. По-видимому, наиболее целесообразно использовать принцип частичной унификации на уровнях КС и А. К примеру, его можно использовать при разработке нестандартных конструкций тарелок для массообменных аппаратов и реакторов, сочетая оригинальные конструкции контактных устройств, учитывающие специфику процесса, и специальные переливы. Наиболее эффективно сочетание различных модулей КС при конструировании совмещенных реакционно-массообменных аппаратов или аппаратов, выполняющих несколько последовательных операций (агрегатов). При заданной технологической топологии ХТС конструирование (или выбор) аппаратов целесообразно осуществлять по алгоритму, приведенному в виде логической схемы на рис. 34.

Первым этапом конструирования или выбора аппарата согласно предлагаемой методике является оценка его важности для данного технологического процесса. С учетом этого принимается решение о возможности использования стандартного оборудования и проводится его выбор по каталогам, отраслевым нормалям и т. д. Заметим, что на этом этапе многое определяет уровень подготовки и опыт разработчика, а также наличие достаточно оперативной технической информации.

В случае принятия решения о необходимости конструирования нестандартного аппарата требуется, прежде всего, конкретизировать требования к нему, обусловленные характером процесса, для которого он предназначен.

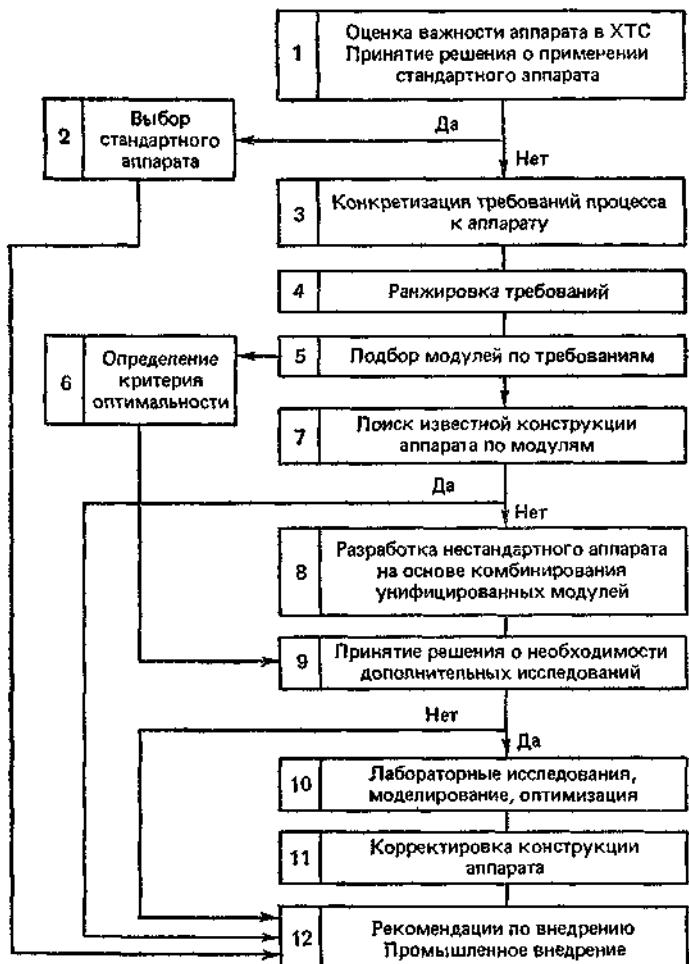


Рис. 34. Логическая схема конструирования, выбора и оценки оптимального аппарата для ХТС.

Если синтезируемый аппарат предназначен для реализации ряда стадий технологического процесса (нескольких последовательных операций или одновременного и совместного проведения совмещенных процессов, реак-

ционного и т. п.), то необходимо определить как требования, предъявляемые к конструкции каждым индивидуальным процессом, так и требования, вызванные необходимостью агрегатирования и совмещения.

При выполнении следующего этапа необходимо ранжировать требования к аппарату в соответствии со степенью их влияния на совокупную эффективность функционирования оборудования. Этой целью могут быть использованы известные методы экспертных оценок. Ранг или значимость требования целесообразно оценивать при помощи коэффициента значимости.

Показанная на рис. 34 логическая схема конструирования аппарата из модулей предполагает сравнительный анализ вариантов конструктивных решений на стадиях 7, 8. Этот анализ по аналогии с методикой модульного конструирования электронной аппаратуры целесообразно осуществлять на основе общей теории исследования систем в три этапа: содержательное исследование, сводящееся к качественному описанию связей между модулями; формализация путем моделирования; квантификация (количественное выражение качественных признаков).

Последний этап является наиболее сложным и сводится либо к решению прямой задачи по установлению количественных характеристик модулей, исходя из требований к аппарату, либо к решению обратной задачи по установлению степени влияния характеристик выбранных модулей на характеристики всего аппарата [91].

Последовательность подбора модулей по требованиям определяется рангами или коэффициентами значимости и осуществляется от наиболее к наименее значимым требованиям. Сначала подбирают модули, образующие общую структуру аппарата или ХТС. При этом решается задача совмещения некоторых технологических операций в одном аппарате, если использование модулей позволяет реализовать такое совмещение. Затем подобный подбор осуществляется в той же последовательности для модулей более низкого уровня. На этом этапе необходимо решить проблему математической формализации конструкций аппаратов, что позволило бы разработать алгоритмы оптимального выбора.

Для решения этой задачи может быть использован блочный принцип математического моделирования ХТС, заключающийся в объединении всех исследований «элементарных» процессов (блоков) в единую систему уравнений математического описания аппарата, или метод, основанный на логической модели конструкции. Тогда

формальная запись конструкции аппарата или логическая модель в общем виде будет иметь вид [85]

$$\varphi(Z_i) = \bigwedge_{k=1}^m \left(\bigvee_{l=1}^h Z_k \right)_k, \quad (261)$$

где Z_i — переменные, представляющие собой модули конструкции или соответствующие им признаки. В выражении (262) символом \bigwedge соединены модули, которые могут быть включены в заданную конструкцию аппарата, независимо от наличия или отсутствия остальных, а символом \bigvee — модули, которые требуют одновременного их присутствия в конструкции (например, контактное устройство, перелив, массообменная тарелка).

На следующем этапе различные варианты решений, комбинаций модулей, оставшиеся после перебора, сравниваются по численному значению оптимума технического или технико-экономического параметра оптимизации, которые он принимает для каждой конкретной конструкции.

Таким образом, процедура подбора модулей и поиска оптимальной конструкции связана с вычислением оптимума выбранного для каждой конструкции параметра. Так как существует взаимосвязь характеристик аппарата низших и более высоких K , — уровней иерархической структуры, то таким критерием может стать комплексный показатель пригодности K_n выбранного модуля. K_n отображает процесс перебора вариантов по ранжированным требованиям и в общем виде может быть представлен выражением

$$K_n = \sum_{i=1}^m a_{ni} \left(K_{ni} + \sum_{l=1}^m \beta_{ni} K_{(n+1)l} + \sum \gamma_{ni} K_{(n-1)l} \right), \quad (262)$$

где K_{ni} — оценка i -й характеристики n -го уровня; $\sum \beta_{ni} K_{(n+1)l}$ — слагаемое, характеризующее влияние на оценку K_{ni} совокупностей характеристик $(n+1)$ -го уровня; β_{ni} — коэффициент масштабного перехода при переходе от $(n+1)$ -го уровня к n -му; γ_{ni} — коэффициент масштабного перехода от $(n-1)$ -го к n -му; a_{ni} — коэффициент значимости K_{ni} .

Комплексный показатель пригодности позволяет оценить правильность конструирования аппарата, а также проследить влияние любого параметра на совокупный критерий оптимальности, т. е. решить прямую и обратную задачи квантификации.

Далее различные варианты решений, комбинации модулей, оставшиеся после перебора, сравниваются по чис-

ленному значению оптимума технического или технико-экономического параметра оптимизации, которые он принимает для каждой конкретной конструкции.

Следующим этапом выбора и создания аппарата является поиск известного конструктивного решения по модулям, определенным на предыдущем этапе. При отсутствии пригодного стандартного аппарата на основе модулей разрабатывается конкретная конструкция комбинированного аппарата, происходит детализация, уточнение конструктивных решений узлов аппарата. Модульный принцип конструирования комбинированных нестандартных аппаратов позволяет облегчить работу конструктора и использовать возможности вычислительной техники. Действительно, определив оптимальную технологию ХТС, формализовав ее в виде технологических операторов, соответствующих набору операций, можно извлечь из памяти машины сведения о требованиях, предъявляемых каждым процессом (операцией) к оборудованию (модулю) для его проведения. По этим требованиям можно подобрать один или несколько модулей, наиболее полно соответствующих этим требованиям, и с помощью ЭВМ в диалоговом режиме проработать различные варианты комбинирования стадий процесса в модульном аппарате.

На практике возникает ситуация, когда необходимы дополнительные экспериментальные исследования, связанные с уточнением кинетических характеристик процесса, влияния эффектов совмещения и т. п. После таких исследований проводится корректировка разработанной конструкции аппарата, вносятся необходимые изменения в параметры технологического режима.

Наряду с отмеченными преимуществами блочно-модульного подхода, в особенности в многономенклатурных производствах, следует отметить, что его использование является наиболее простым и реальным путем создания гибких технических систем (ГТС) и гибких автоматизированных производственных систем (ГАПС) в химии.

При организации производства по принципу гибких автоматизированных систем обеспечивается расширение номенклатуры; экономия капитальных вложений; быстрая и ресурсосберегающая переналадка производства на выпуск новой продукции или перенастройка на изменяющийся состав сырья; повышение качества выпускаемой продукции; ритмичная работа и повышение коэффициента использования технологического и вспомогательного оборудования; возможность комплексной переработки

сырья; повышение надежности технологических схем (уменьшение числа отказов оборудования и сбоев в функционировании оборудования); высвобождение из сферы производства значительного количества обслуживающего персонала и значительное снижение себестоимости продукции.

ГАПС целесообразно использовать в таких многономенклатурных производствах с переменным ассортиментом продукции, как производства лакокрасочных материалов, красителей и органических промежуточных продуктов, фотоматериалов, химических реагентов и особо чистых веществ, химико-фармацевтических препаратов, пестицидов, некоторых полимерных и композиционных материалов, а также изделий из них [89].

В машиностроении уже накоплен определенный опыт создания ГАПС, однако объекты химической технологии, сама технология и техника ее реализации принципиально отличаются от машиностроительных (другие агрегатные состояния, токсичность, физико-химические свойства веществ, специфичны требования по герметичности оборудования, обеспечению пожаро-, взрывобезопасности процессов и т. п.). Поэтому химикам для создания ГАПС нужны принципиально иные теоретические подходы, чем машиностроителям.

Например, неясно пока, какой режим обработки реагентов предпочтителен — периодический, непрерывный или непрерывно-прерывистый. При какой номенклатуре и частоте ее смены выгодны ГАПС с автоматизированной переналадкой или гибкие технические системы с неавтоматизированным переходом на новую продукцию? Автоматизация периодических процессов непроста, и организация ГАПС на их основе может оказаться экономически нецелесообразной. Видимо, при выборе варианта режима работы, технологии и даже определении необходимости ГАПС в конкретных химико-технологических производствах решающее слово остается за технико-экономическим анализом.

Однако и появление технико-экономических расчетов использования ГАПС в химии не ускорит переход промышленности на этот прогрессивный путь. Главная проблема в том, что создавать ГАПС на основе той техники, которая сегодня работает в малотоннажной химии, вообще не имеет смысла, так как эксплуатируется оборудование морально устаревшее (периодическое действие, значительная доля ручного труда, низкие уровень автоматизации и интенсивность).

Сложность проблемы оборудования для «малой» химии и в том, что ее невозможно решить простым уменьшением размеров аппаратов, выпускаемых для «большой» химии, и увеличением их выпуска. Время диктует необходимость принципиально новых научных решений, так как традиционный для «большой» химии путь подбора стандартных аппаратов не всегда возможен, а создание специализированных для каждого химического производства приводит к появлению огромного количества типов и конструкций оборудования, что существенно удлиняет его и затрудняет организацию производства.

С учетом того, что техника ГАПС — это единство современных технологий, оборудования и средств управления ими, необходимо уделить особое внимание созданию гибких химических технологий [89] и гибкого химико-технологического оборудования.

Наряду с использованием известных традиционных для химии технологических путей обеспечения гибкости (использование рециркуляционных процессов, использование циклических, нестационарных режимов проведения процессов с изменением по определенному закону концентрации реагентов, температуры или давления) в последнее время успешно развивается такое новое технологическое направление обеспечения гибкости, как организация совмещенных реакционно-разделительных процессов, когда продукты реакции отводятся в момент их образования за счет наложения на химический процесс массообменного процесса, а также использование ряда принципиально новых методов интенсификации.

Для обеспечения конструктивной внутренней гибкости ГАПС автором обосновывается создание гибких ХТС трансформируемой структуры, обеспечивающих за счет возможностей быстрой неавтоматизированной переналадки выпуск малотоннажной химической продукции широкой номенклатуры. При этом за счет выявления общих конструктивных элементов в аппаратах различного технологического назначения и использования принципов совмещения, комбинирования и агрегатирования удается свести к минимуму количество типов и типоразмеров необходимых элементов оборудования. К примеру, для реализации наиболее распространенных в химической технологии газожидкостных процессов (тепломассообмен, химическое взаимодействие) необходимо всего 8—10 основных типов унифицированных элементов оборудования (модулей). Создание наборов таких модулей из стекла, металла или полимеров — едва ли не единственный путь

решения проблемы производства оборудования для «малой» химии.

В отличие от известных технических решений по обеспечению гибкости ХТС (интеграция блоков, установок, производств и системы управления ими с использованием АСУТП и АСУП) этот вариант блочно-модульного подхода является одним из конструктивных методов обеспечения внутренней гибкости оборудования, так как обеспечивает трансформирование внешней и внутренней структуры в зависимости от назначения аппарата. Преимущество этого метода в обеспечении таких свойств оборудования, как способность приспосабливаться к переменным нагрузкам по сырью и различным физико-химическим свойствам перерабатываемых систем.

ПРИМЕНЕНИЕ БЛОЧНО-МОДУЛЬНОГО ПОДХОДА ПРИ КОНСТРУИРОВАНИИ КОМБИНИРОВАННЫХ АППАРАТОВ ДЛЯ МАЛОТОННАЖНОЙ ХИМИИ

Унифицированные модули, формирующие структуру производства химических реагентов, должны обеспечивать возможность проведения определенных физико-химических процессов или их совокупности; обладать конструктивной завершенностью, обеспечивающей высокие технико-экономические показатели функционирования; совместимостью, обеспечивающей возможность применения модулей в различных сочетаниях; оптимальным составом набора при соблюдении принципа жесткого ограничения числа их типов и количества в одном метрическом ряду; взаимозаменяемостью даже при многофункциональном назначении, обеспечиваемой унификацией узловстыковки и примыкания; функциональной полнотой, обеспечивающей высокоеэффективное проведение совмещенных стадий процесса; высокой эксплуатационной надежностью каждого типа, обеспечивающей надежность блочно-модульной установки в целом; ремонтопригодностью, вытекающей из требований взаимозаменяемости, и возможностью их эффективной промывки и чистки; наличием узлов присоединения первичных средств измерения; возможностью использования в различных агрессивных средах в широком диапазоне температур и давлений; высокой технологичностью изготовления, обеспечивающей высокоеэффективное и массовое производство; достаточной механической прочностью, обеспечивающей способность выдерживать нагрузки от частей или целого аппарата.

п Основным условием применения блочно-модульного подхода является совместимость модулей. Следует учитывать не только конструктивную и эксплуатационную совместимость, но и энергетическую, так как именно последняя определяет возможность организации высокоеффективных энергетических комплексов производств.

КЛАССИФИКАЦИЯ УНИФИЦИРОВАННЫХ МОДУЛЕЙ И СИНТЕЗ КОМБИНИРОВАННЫХ АППАРАТОВ

Сущность модульных принципов оформления химико-технологических комплексов производства химреактивов из унифицированных или нестандартных специализированных модулей, классифицированных по признаку общности выполняемых технологических операций, рассмотрим на шести основных уровнях декомпозиции модулей, каждый из которых является базовым для последующих.

Модуль первого уровня (соответствует II уровню иерархии ХТС) — контактное устройство (КУ), а также устройство, обеспечивающее связь между модулями одного уровня сложности, например, переливное. Каждый модуль высшего уровня представляет собой унифицированный блок, состоящий из нескольких модулей более низкого уровня.

Модуль второго уровня (соответствует III уровню иерархии ХТС) — унифицированный элемент (УЭ) — контактная ступень в колонном аппарате, перемешивающее устройство в реакторе и т. д.

Модуль третьего уровня (соответствует III, IV уровням иерархии ХТС) — унифицированный технологический модуль (УТМ) — стандартизированная единица оборудования минимальной сложности, выполняющая определенные технологические функции (синтез, перемешивание, фильтрацию и т. д.). УТМ отличается от остальных структурных единиц тем, что дальнейшее расчленение этого модуля на составные элементы ведет к потере возможности выполнять его функциональное назначение. Примером УТМ является секция колонного тарельчатого аппарата, состоящая из цилиндрической царги и тарелок. Унифицированный технологический модуль может быть выполнен как неразборная конструкция, либо может собираться из отдельных частей, унифицированных элементов и иметь различную ступень сложности.

Так, упоминавшаяся секция колонного тарельчатого аппарата может быть снабжена змеевиком или рубашкой для теплообмена, иметь различные типы тарелок и т. д.

Модуль четвертого уровня (соответствует IV уровню иерархии ХТС) — унифицированный комбинированный аппарат (УКА), собираемый из унифицированных технологических модулей в функционально автономный узел, предназначенный для проведения технологического процесса или совокупности технологических процессов. УКА могут состоять из унифицированных технологических модулей одного типа, тогда это просто аппараты, реализующие один технологический процесс (колонна, испаритель и т. д.), и разнотипных УТМ, тогда это комбинированные аппараты (реактор-десорбер, конденсатор-сепаратор и т. п.).

Модуль пятого уровня (соответствует V уровню иерархии ХТС) — унифицированный агрегированный блок (БАУ), представляющий собой конструктивно законченный комплекс оборудования, включающий унифицированные комбинированные аппараты, трубопроводы, насосы, средства контроля и управления, вспомогательные конструкции. Предназначен для реализации одного или нескольких процессов химической технологии. Унифицированные агрегированные блоки объединяются либо в автоматизированные технологические комплексы (АТК) жесткой структуры, предназначенные для выпуска химических продуктов широкой номенклатуры, либо в автоматизированные технологические комплексы трансформируемой структуры, обеспечивающей гибкость производства при переходе с одного вида продукции на другой, и являются модулями шестого уровня.

Трансформируемой структуре АТК должна соответствовать трансформируемая структура схемы автоматизированного управления, которая может быть реализована на базе микро-ЭВМ.

Таким образом, технологический комплекс химического производства в соответствии с рассматриваемой концепцией представляет собой блочно-модульную установку, выполненную из нескольких аппаратов или блоков, с соответствующей автоматизированной системой управления с использованием микро-ЭВМ.

Взаимосвязь модулей различных иерархических уровней можно представить в виде

$$\begin{aligned} M_1 \rightarrow M_2 \in \bigcup_{i=1}^n M_{1i} \rightarrow M_3 \in \bigcup_{j=1}^m M_{2j} \rightarrow M_4 \in \bigcup_{p=1}^k M_{3p} \rightarrow \\ \rightarrow M_5 \in \bigcup_{g=1}^l M_{4g} \rightarrow M_6 \in \bigcup_{h=1}^r M_{5h}. \end{aligned} \quad (263)$$

Последовательность вышеуказанных модулей представляет собой декомпозицию производства химических реактивов по вертикали.

ХТП произвольной сложности может быть охарактеризован совокупностью простейших физико-химических явлений. При разработке оптимального комбинированного аппарата необходимо осуществить переход от характеристик и требований ХТП к модулям, максимально удовлетворяющим этим требованиям. Для реализации этой процедуры осуществляется декомпозиция каждого из вариантов модулей по горизонтали. Используются три класса модулей: операторный, конструкционный и унифицированный технологический.

Операторный модуль — совокупность технологических операторов, взаимосвязанных между собой единством цели функционирования.

Типовой технологический оператор — это графическое представление элементарного химико-технологического процесса или потока вещества. Совокупность таких процессов и, соответственно, типовых технологических операторов составляет химико-технологический процесс любой сложности.

Объединение типовых технологических операторов соответствует совмещению отдельных элементарных явлений или технологических процессов, что зачастую ведет к появлению новых физико-химических эффектов и является действенным средством повышения интенсивности и эффективности комбинированного аппарата.

В табл. 10 приведены основные типовые технологические операторы для газожидкостных ХТП.

В табл. 11 приведены примеры операторных модулей для газожидкостных процессов. Каждый операторный модуль получается сочетанием в определенной последовательности типовых технологических операторов.

Разработанные унифицированные модули различных иерархических уровней позволяют осуществлять трансформирование установок и создавать разнообразные унифицированные комбинированные аппараты, отвечающие требованиям ХТП.

Конструкционный модуль — совокупность конструкционно-функциональных признаков. При рассмотрении конструкционного модуля геометрические параметры и материал изготовления аппарата, а также его конкретное конструктивное оформление не учитываются.

Конструкционно-функциональные признаки могут соответствовать как конкретным элементам (например,

10. Основные типовые технологические операторы для газожидкостных систем

№ п/п	Схематическое обозначение оператора	Назначение типового технологического оператора
1		Физико-химические явления Химическое реагирование
2		Массообменное взаимодействие
3		Теплообменное взаимодействие (подвод тепла)
4		Теплообменное взаимодействие (отвод тепла)
5		Механическое взаимодействие (перемешивание)
6		Потоки вещества (газ — пар)
7		Жидкость I
8		Жидкость II не смешивается с жидкостью I
9		Газожидкостная смесь
10		Слияние потоков
11		Разделение потоков (фазоразделение)
12		Изменение давления в системе

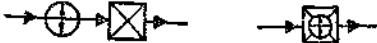
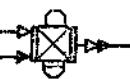
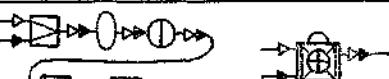
11. Фрагмент информационного банка семантических структур для некоторых вариантов элементарных ХТИ, производств химических реактивов (газожидкостные системы) в ТТО

№ п/п	Элементарный ХТИ	Вариант семантической структуры в ТТО	Операторный модуль
1	Охлаждение газа (пара)		
2	Нагрев жидкости		

Продолжение табл. 11

№/п. №	Элементарный ХТП	Вариант семантической структуры в ТТО	Операторский модуль
3	Испарение жидкости		
4	Нагрев газа (пара)		
5	Нагрев жидкости		
6	Кипячение жидкости		
7	Частичная конденсация газа (пара)		
8	Частичное испарение жидкости (выпарка)		
9	Перемешивание двух жидкостей		
10	Смешение жидкости и газа		
11	Абсорбция газа жидкостью		
12	Жидкостная экстракция		
13	Фазоразделение жидкость — жидкость		
14	Фазоразделение газ — жидкость		
15	Химическая реакция (адиабатический режим)		
16	Химическая реакция (изотермический режим) Подвод тепла		

Продолжение табл. 11

№	Элементарный ХПЛ	Вариант семантической структуры в ТГО	Операторский модуль
	Отвод тепла		
17	Химическая реакция между газом и жидкостью (хемосорбция), адиабатический режим		
18	Химическая реакция между газом и жидкостью, изотермический режим, подвод тепла		
19	Химическая реакция между газом и жидкостью, изотермический режим, отвод тепла		

мешалка, барботер), так и качественным характеристикам и свойствам (например, направлению движения потока).

Конструкционно-функциональные признаки унифицированных модулей газожидкостных аппаратов классифицируются по следующим группам (табл. 12): основные и дополнительные конструкционные признаки; режимы движения контактирующих фаз; способы газожидкостного взаимодействия.

Выбрав по общему признаку из каждой группы, можно получить законченное смысловое описание некоторого конкретного конструкционного модуля. Число сочетаний признаков по одной из четырех групп и соответственно число альтернативных вариантов аппаратов составляет около 2 тыс. Количество наиболее часто употребляемых сочетаний признаков значительно меньше.

Для графического изображения конструкционных модулей разработана система условных обозначений. В табл. 13 приведены основные конструкционные модули для газожидкостных процессов.

Унифицированный технологический модуль — физически реализованная с оптимальной формой и размерами, изготовленная из определенного материала единица оборудования, которая соответствует одному конструкционному модулю. Конструкционный модуль является

12. Конструкционно-функциональные признаки (КФП) конструкционных модулей газожидкостных аппаратов и их коды

КФП	Код
<i>Основные конструкционные признаки</i>	
Емкость (камера конструкционная)	1XXX
Емкость с горизонтальным секционированием	2XXX
Емкость с вертикальным секционированием	3XXX
Емкость с комбинированным секционированием	4XXX
Ротационные аппараты	5XXX
<i>Дополнительные конструкционные признаки</i>	
Признак отсутствует	X0XX
Колпачковая тарелка	X1XX
Клапанная тарелка	X2XX
Ситчатая тарелка	X3XX
Провальная тарелка	X4XX
Мешалка	X5XX
Барботер	X6XX
Распыливающее устройство (форсунка)	X7XX
Насадка	X8XX
Эрлифт	X9XX
Барабан	XAXX
Ротор	XBXX
Ротационная тарелка	XCXX
Трубчатка	XDXX
Змеевик	XEXX
<i>Режим движения контактирующих фаз</i>	
Признак отсутствует	XX0X
Противоток	XX1X
Прямоток нисходящий	XX2X
Прямоток восходящий	XX3X
Прямоток нисходящий	XX4X
Перекрестный ток	XX5X
<i>Способ газожидкостного взаимодействия</i>	
Признак отсутствует	XXX0
Пленочный режим	XXX1
Пузырьковый режим	XXX2
Эмульгационный режим	XXX3
Капельный режим	XXX4

13. Основные конструкционные модули для газожидкостных процессов

Конструкционный модуль	Назначение модуля			Особенности модуля
				ТМХ прямоточная
				секционированная ступень
				ТМХ трубчатая секция для восходящего дви- жения
				для нисходящего дви- жения
				для противотока
				Сепаратор (разделение фаз)
				Совмещение (смеше- ние) фаз
				Перемешивание
				Нагревательный эле- мент, змеевик, рубаш- ка

промежуточным звеном в процедуре создания аппарата между операторным модулем и его конкретной реализацией в виде УТМ. Если операторный модуль характеризует практически процессорную составляющую создаваемого производства, то конструкционный модуль — его аппаратурное оформление. Каждый УТМ позволяет реализо-

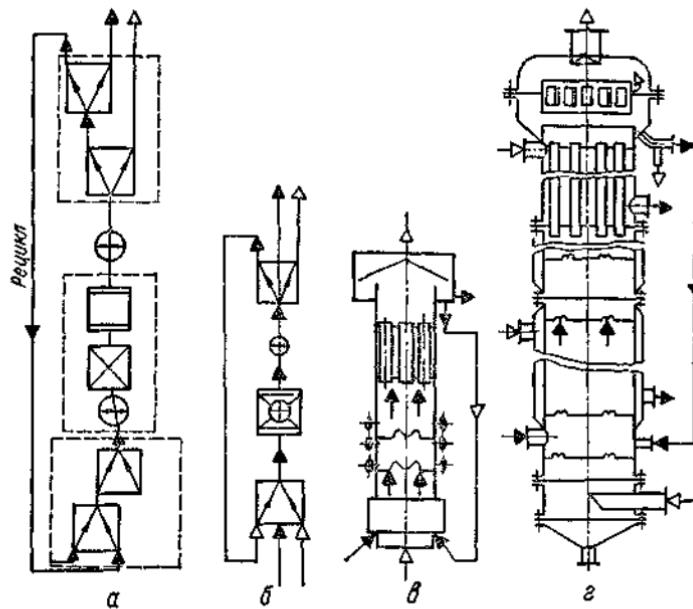


Рис. 35. Основные этапы создания комбинированного агрегатированного аппарата из унифицированных модулей для производства о-толуиловой кислоты:
а — схема в типовых технологических операторах; б — схема процесса в операторных модулях; в — структура аппарата в конструкционных модулях; г — УКА модульного типа.

вать определенные элементарные химико-технологические процессы или их совокупность.

С использованием приведенной классификации модулей разработана методика синтеза инженерно-аппаратурного оформления высокоэффективных химико-технологических процессов. Основные этапы создания аппаратурного оформления на примере разработки реактора-десорбера для получения о-толуиловой кислоты показаны на рис. 35.

За основу была принята схема синтезированной ХТС (рис. 35, а), полученная с помощью многостадийного эвристического-эволюционного метода синтеза ХТС [82—87].

На первом этапе выделяли операторные модули путем объединения и перегруппировки типовых технологических операторов (рис. 35, б).

При этом использовали априорную информацию и полученную в результате экспериментальных исследований в лабораторных и полупромышленных условиях. На этом же этапе решали вопрос о целесообразности интен-

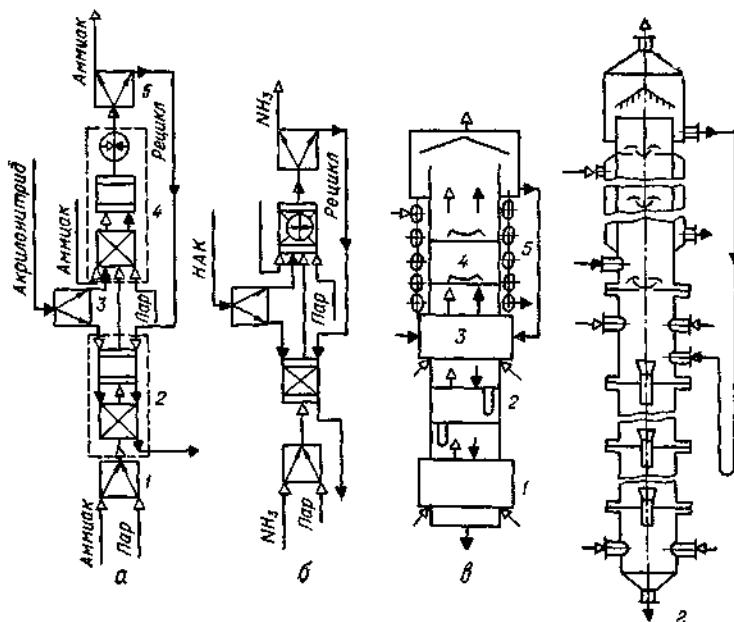


Рис. 36. Основные этапы конструирования реактора-десорбера для производства β -аминопропионитрила:
а — технологическая схема узла аминирования в технологических операторах;

б — схема узла аминирования в совмещенных операторах;

в — результаты подбора модулей, соответствующих совмещенным операторам;

г — принципиальная схема реактора-десорбера;

д — смеситель;

е — реактор-десорбер;

ж — разделятель;

з — изадиабатический реактор-десорбер;

и — сепаратор

ификации путем использования совокупности режимно-технологических приемов интенсификации.

На втором этапе подбирали конструкционные модули (рис. 35, в).

Третий этап — выбор УТМ, реализующих подобранные на предыдущем этапе конструкционные модули (рис. 35, г). При этом решали задачу оптимальной пространственной компоновки унифицированных технологических модулей.

Пример показывает, что один нестандартный аппарат из унифицированных модулей позволяет реализовать весь процесс, для которого при традиционном проектировании потребовалось бы восемь аппаратов.

На рис. 36 приведены основные этапы конструирования реактора-десорбера для производства β -аминопропионитрила.

Одним из наиболее ответственных и сложных этапов разработки оптимального комбинированного аппарата

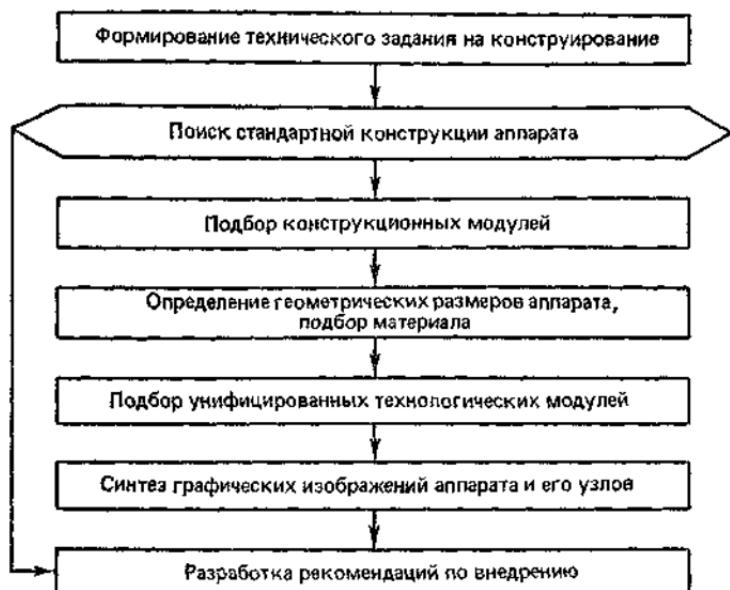


Рис. 37. Логическая схема алгоритма выбора конструкционного и унифицированного технологических модулей.

является выбор конструкционных модулей, максимально соответствующих специфике химико-технологического процесса, реализованного в операторном модуле. Логическая схема алгоритма выбора приведена на рис. 37.

Рассмотрим основные этапы алгоритма.

1. Формирование технического задания на конструирование. Техническое задание включает таблицу требований к аппарату. Таблица учитывает необходимость реализации определенных физико-химических явлений в аппарате, заложенных в синтезированной ранее операторной схеме ХТС. Информация в таблице требований разделена на технологическую, конструкционную, эксплуатационную, экономическую и др. Все требования

условно делятся на основные и дополнительные. Невыполнение основных требований приводит к прекращению функционирования аппарата, невыполнение дополнительных требований — к ухудшению технологических или технико-экономических показателей эффективности аппарата. Все требования в таблице ранжируются и оцениваются коэффициентом значимости K_s , представляющим собой эмпирический параметр, изменяющийся в диапазоне 1—10, оценивающий степень необходимости удовлетворять данному требованию ХТА. Коэффициенты значимости требования определяются методом экспертных оценок.

2. Поиск стандартного аппарата. На этом этапе осуществляется попытка поиска стандартного аппарата, в достаточной степени удовлетворяющего совокупности требований. Поиск осуществляется по каталогам стандартного оборудования. Если стандартный аппарат, удовлетворяющий приведенным в таблице требованиям, не найден, то принимается решение о целесообразности разработки нестандартного аппарата и уточняется техническое задание на конструирование.

3. Подбор конструкционных модулей осуществляется в соответствии со списком требований к процессам, протекающим в ХС. Каждому из конструкционных модулей присвоен определенный набор эвристических коэффициентов удовлетворения требованиям K_y , значения которых лежат в пределах 0—1. Коэффициент удовлетворения требованиям количественно определяет возможность конструкционного модуля реализовать определенные физико-химические явления. Каждый из конструкционных модулей может быть описан при помощи совокупности КФП (табл. 12). Каждый из КФП имеет различное значение K_y .

В табл. 14 приведены коэффициенты удовлетворения требованиям для КФП, определенные эксперты путем. Выбираемый конструкционный модуль должен обязательно выполнять все основные и максимально удовлетворять дополнительным требованиям. Для выбора оптимального конструкционного модуля рассчитывается значение коэффициента пригодности K_n . Целесообразно использовать аддитивные критерии пригодности:

$$K_n = \sum_{i=1}^n K_{yi} K_{st}, \quad (264)$$

где n — число требований, учитываемых в данной задаче; K_{st} — коэффициент значимости, принятый для i -го

14. Коэффициенты удовлетворения требованиям для конструкционно-функциональных признаков

Требование	Коды (по табл. 12)									
	XXXX4	XXXX3	XXXX2	XXXX1	XXXX0	XXXX5	XXXX4X	XXXX3X	XXXX2X	XXXX1X
Обеспечение режима изотермического адиабатического горения:	2	8	10	9	22	0	7	8	7	6
Время пребывания:	6	4	6	4	6	0	6	7	7	6
Массообмен:	10	8	5	6	5	0	8	8	7	6
Минимальный:	10	1	2	2	5	0	2	2	3	4
Гидравлическое сопротивление:										
Высокое	2	6	6	4	5	0	6	5	4	3
Низкое	8	4	4	6	5	0	5	6	7	6
Возможность работы с твердыми примесями:	10	5	3	4	6	0	4	5	3	3
Полимеризующимися продуктами:	10	5	2	4	1	0	4	2	3	3
Обеспечение идеально-го смещения	10	5	4	4	9	0	5	5	4	8
Высечения	0	10	7	8	3	0	10	9	8	6

требования; K_y — коэффициент удовлетворения i -му требованию.

K_n представляет собой условную функциональную характеристику конструкционного модуля, оценивающую степень приспособления модуля к выполнению совокупности предъявляемых требований с учетом значимости последних. При помощи K_n оцениваются альтернативные варианты инженерно-аппаратурного оформления каждого ХТП, при этом можно проследить влияние любого параметра на совокупный критерий пригодности.

Для всех конструкционных модулей рассчитывается значение K_o и для дальнейшей разработки отбирается заданное небольшое число конструкционных модулей, имеющих наибольшее значение K_o .

4. Определение геометрических размеров аппарата, подбор материала. На этом этапе по известным методикам расчета аппаратов по математическим моделям определяются основные геометрические размеры аппарата по заданным технологическим характеристикам потоков.

5. Подбор унифицированных технологических модулей. Каждому конструкционному модулю соответствует определенный тип УТМ, имеющий несколько типоразмеров, объединенных в параметрический ряд. На данном этапе на основе расчета размеров модуля осуществляется выбор необходимого типоразмера УТМ.

6. Синтез графических изображений аппарата и его узлов выполняется при помощи технических средств отображения графической информации или вручную.

7. Разработка рекомендаций по внедрению. Разработка оптимального ХТА заканчивается подготовкой рекомендаций по монтажу аппарата из модулей, его внедрению и эксплуатации.

Эффективно сочетание различных модулей при конструировании аппаратов, выполняющих несколько последовательных операций (блоков), аналогично показанному ранее на рис. 34.

Рассмотрим пример использования изложенных подходов для создания семейства конструкций прямоточных реакторов для газожидкостных систем. При создании этих конструкций учтены современные принципы унификации, агрегатирования и модульного конструирования химического оборудования. Стандартизованные реакторы прямоточные, секционированные клапанными тарелками без переливных устройств, представляют собой цилиндрические аппараты, состоящие из основных унифицированных модулей: распределительного, реакцион-

но-десорбционного, сепарационного, теплообменного и ректификационного. Распределительный модуль представляет собой царгу с днищем и пакетом прямоточных массообменных тарелок без переливных устройств, снабженную штуцерами для подачи газообразных реагентов под тарелку, а жидких — на тарелку. Реакционно-десорбционный модуль выполнен в виде царги с пакетом прямоточных клапанных тарелок без переливов, которая может быть снабжена рубашкой. Сепарационный модуль — царга с крышкой, неподвижным завихрителем и отбойной сеткой, снабженная штуцерами для раздельного вывода жидкой и паровой фаз. Теплообменный модуль — это трубчатая часть кожухотрубного теплообменника. Ректификационный модуль выполнен в виде царги с пакетом противоточных клапанных тарелок с переливными устройствами.

Комбинирование этих унифицированных узлов обеспечивает возможность создания различных модификаций прямоточных реакторов. Следует отметить, что каждая модификация конструкции представляет реактор открытой формы, которая при изменении количества унифицированных узлов или их типа на основании модульного принципа позволяет в желаемом направлении регулировать единичную мощность, время пребывания жидкой фазы, температурный профиль реактора, осуществлять перевод одной модификации в другую или создавать новую разновидность аппарата при изменении технологии или выпускаемого продукта.

Базовая конструкция реактора (тип РТП-І) схематично представлена на рис. 25. Он предназначен для газожидкостных процессов с прямоточной схемой движения реагентов, протекающих в адиабатических условиях. Кроме того, он может быть рекомендован также для экзотермических реакций, осуществляемых при температурах кипения, например, типа ацилирования диметиламина в производстве диметилформамида, и не требующих отвода реакционного тепла. В этом случае возможно проведение совмещенного реакционно-массообменного процесса с переводом образующихся легкокипящих продуктов из жидкой фазы (зоны реакции) в паровую.

Процессам эндотермическим, экзотермическим с ограничением температурного режима или требующим сложного переменного температурного профиля в зависимости от конверсии исходных реагентов в большей степени удовлетворяет конструкция второй модификации реактора (см. рис. 26, тип РТП-ІІ), реакционно-десорбционный

узел которого снабжен рубашкой для циркуляции — тепло, хладагента. Последнее не исключает также возможности размещения, в соответствии с требованиями процесса, между, над или под тарелками реакционно-десорбционной части теплообменной секции, как, например, осуществлено в производстве *o*-толуиловой кислоты непрерывным окислением *o*-ксилола кислородом воздуха.

При осуществлении в рассматриваемом реакторе газожидкостных процессов, требующих при определенной конверсии частичного удаления из жидкой фазы тяжелокипящих смелообразных продуктов или разделения дистилляцией образующейся реакционной массы, рекомендуется установка между тарелками реакционно-десорбционной части прямоточно-противоточной теплообменной секции. В этом случае диаметр последней должен превышать диаметр реакционно-десорбционной части с тем, чтобы при соосном их расположении периферийные трубы теплообменной части размещались вне корпуса. При этом нижняя часть периферийных трубок заключена в жестко соединенной с корпусом обечайке со штуцером для вывода жидкой фазы (рис. 26, тип РТП-III). Такое включение теплообменной секции в реактор обеспечивает работу центрального ее пучка трубок в режиме восходящего прямотока, а периферийных трубок при противоточном движении пара и жидкости.

При необходимости четкого разделения выводимых из реактора продуктов над верхней трубной решеткой прямоточно-противоточной теплообменной секции устанавливается ректификационный узел (рис. 26, тип РТП-IV). Реактор такой модификации должен быть оборудован внешним или внутренним дефлегматором.

Снабжение любой модификации выносным кипятильником (рис. 26, тип РТП-V) с нисходящим движением реагентов позволяет интенсифицировать химические процессы путем выполнения их при низкой конверсии реагентов за счет удаления в теплообменнике из реакционной массы образующихся продуктов и рециркуляции непрерванных реагентов или промежуточных продуктов на нижние тарелки реактора.

Таким образом, несмотря на стандартизацию элементов прямоточного реактора с многократной инверсией фаз, его конструкция при использовании модульного принципа может стать достаточно гибкой.

ПРОМЫШЛЕННЫЕ БЛОЧНО-МОДУЛЬНЫЕ АППАРАТЫ

Реакторы и массообменные аппараты для производств брома и бромсодержащих соединений. Помимо общих требований к современному оборудованию бромных производств выдвигают специфические требования, связанные с необходимостью переработки сильно загрязненных пениящихся продуктов, с агрессивностью и токсичностью сред, с большими массовыми потоками и др.

Для ведения этих процессов предпочтительнее использовать хордовые насадки, особенно в аппаратах с большим поперечным сечением [34].

Оптимизированная хордовая насадка с продольными выступами [21], обеспечивающая пульсации контактирующих фаз, используется в башнях абсорбции и десорбции брома. Огромные массовые потоки в абсорберах и десорберах, высокая упругость паров брома, чрезвычайная агрессивность фаз предопределяют 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, вихревыми аппаратами КХТИ, ситчатыми и прямоточными тарелками ВНИИнефтемаша не увенчались успехом. Неэкономичным оказалось также использование аппаратов с плоскопараллельной насадкой.

С целью увеличения производительности башен была использована хордовая насадка с оптимизированными размерами и выступами на боковых гранях ее элементов. В конструкции насадки использовано несколько приемов интенсификации. В результате внедрения новой насадки фактор интенсивности в сравнении с насадкой из колец Рашига (внавал) увеличился в 1,5—2 раза для башен абсорбции и в 1,3—1,6 раза для башен десорбции. Экономический эффект по каждой реконструированной системе составил около 100 тыс. р. в год.

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 % ниже, а эффективность гораздо выше; они обеспечили повышение степени извлечения брома на 3—4 %.

Для промышленных аппаратов с большим поперечным сечением предложена конструкция насадки хордового

типа [17] из просечного листа, в которой используется эффект соударения струй контактирующих фаз.

Хордовые насадки из дерева, неметаллических материалов (керамики, ситалла, фарфора и т. п.) или просечного металлического листа после унификации найдут более широкое применение в химической, коксохимической и других отраслях промышленности в аппаратах с большими поперечными размерами, предназначенных для работы в условиях высоких нагрузок по газу и малых сопротивлений.

Одним из наиболее перспективных направлений комплексной переработки солевых растворов является использование паровой десорбции, применение которой лимитируется отсутствием эффективной аппаратуры, способной работать при высоких плотностях орошения и резко меняющихся нагрузках по газовой фазе.

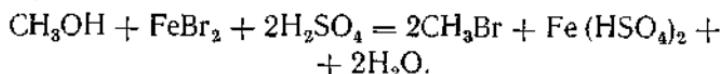
Для процесса паровой десорбции брома требуется обеспечить, кроме того, большое соотношение жидкостного и газового потоков. Попытки применить аппараты насадочного типа в связи с низкими допустимыми нагрузками по жидкости не дали положительных результатов. В колонных аппаратах тарельчатого типа соотношение нагрузок по газу и жидкости больше соответствует требованиям процесса [7].

Оптимальное технологическое оформление процесса было обеспечено сочетанием в одном реакционно-массообменном агрегате процессов окисления рапы хлором в нижней части и десорбции свободного брома за счет тепла реакции 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 автором совместно с сотрудниками ВНИИйодоброма были разработаны [34] противоточные контактные устройства эжекционного типа. Их исследования показали, что, несмотря на сильную вспениваемость рапы при ее барботировании, пропускная способность тарелок с такими устройствами при скорости паров по колонне 0,6—0,7 м/с составляет 120—130 м/ч, что соответствует требованиям технологии.

Такая конструкция реактора-десорбера может быть использована в качестве модуля или унифицированного узла для организации реакционно-массообменных процессов для газожидкостных систем, протекающих при

высоких нагрузках по жидкости и требующих сравнительно большого времени обработки жидкости газом.

Синтез бромистого метила осуществляют взаимодействием метанола с бромистым железом и серной кислотой по реакции



В реактор синтеза, оснащенный мешалкой, подаются реагенты, причем процесс ведется в избытке метанола и серной кислоты для более полного использования ионов брома. Продолжительность реакции синтеза составляет 5 ч. Основными недостатками способа являются большая длительность процесса, так как завершение реакции проходит со значительно меньшей скоростью, чем в начальный период, что связано с уменьшением концентрации Br' и с отводом образовавшегося бромистого метила только с поверхности зеркала испарения в реакторе; неполное использование тепла реакции синтеза бромистого метила в связи с необходимостью охлаждения зоны синтеза при подаче в нее серной кислоты.

Целесообразно организовать совмещенный реакционно-ректификационный процесс в агрегатированном аппарате. Анализ кинетики процесса, исследованной при различных скоростях отвода бромметила из реакционной массы, подтвердил, что совмещение химического и маскообменного процессов и организация реакционно-разделительного процесса позволяет более чем в 5 раз увеличить скорость процесса. Разработана конструкция комбинированного блочно-модульного реактора-ректификатора, выполненного в виде вертикального аппарата колонного типа. Синтез бромметила происходит в условиях, позволяющих отводить реакционное тепло за счет внутреннего теплообмена при испарении метанола, а отвод продуктов реакции в момент их образования во всем объеме реактора путем ректификации позволяет интенсифицировать процесс синтеза.

В зоне, расположенной выше ввода реагентов, ректификацию низкокипящих продуктов реакции совмещают с их промывкой сконденсированными парами реакционной воды и осушкой подаваемой сверху концентрированной серной кислотой. В зоне, расположенной ниже ввода, совмещают процесс синтеза бромистого метила и удаления из жидкой фазы в паровую легкокипящих продуктов реакции и непрореагировавшего метанола, причем испарение метанола происходит за счет использования

теплоты экзотермической реакции синтеза. Жидкая фаза, перемещаясь вниз, обогащается водой и солями железа.

Получение бромистого натрия и других солей бромистоводородной кислоты целесообразно, как показали исследования, проводить в две стадии путем взаимодействия водно-аммиачного раствора с парами брома, содержащимися в бромвоздушной смеси, при прямоточном движении газожидкостной смеси в секционированном реакторе и последующей щелочной обработкой реакционной массы, сопровождающейся десорбцией реакционного аммиака воздухом.

Первую стадию процесса (бромирование аммиачной воды парами брома с образованием NH_4Br) целесообразно вести в прямоточном режиме для того, чтобы исключить перебромирование. При этом следует учесть необходимость обеспечения высокоразвитой межфазной поверхности, а также коррозионные и технологические (возможность кристаллизации) свойства среды. Поэтому в качестве базового был принят прямоточный реактор, секционированный по высоте контактными элементами, с восходящим движением потоков и многократной инверсией фаз.

Вторая стадия процесса, предусматривающая непосредственный синтез целевого продукта, согласно данным экспериментов, проведенных на опытной установке, выдвигает следующие требования: конструкция реактора должна обеспечивать надежное смешение исходных реагентов; для увеличения скорости процесса необходим подвод тепла в зону контактирования: время достижения необходимой степени завершенности процесса, обусловливающее среднее время пребывания реагентов в реакционной зоне, должно быть не менее 30 мин; конструкция реактора должна обеспечивать достаточно высокие нагрузки по фазам.

В связи с изложенным для второй стадии целесообразно использовать прямоточный реактор, секционированный по высоте контактными тарелками и теплообменными элементами в виде трубчатки.

За счет использования прямоточной схемы с восходящими потоками компонентов предполагалось обеспечить необходимое время пребывания; наличие контактных элементов способствовало образованию достаточно развитой межфазной поверхности, а наличие трубчатых теплообменных элементов способствовало повышению скорости процесса. В связи с частичным образованием в ходе первой стадии некоторого количества NH_4Br в виде

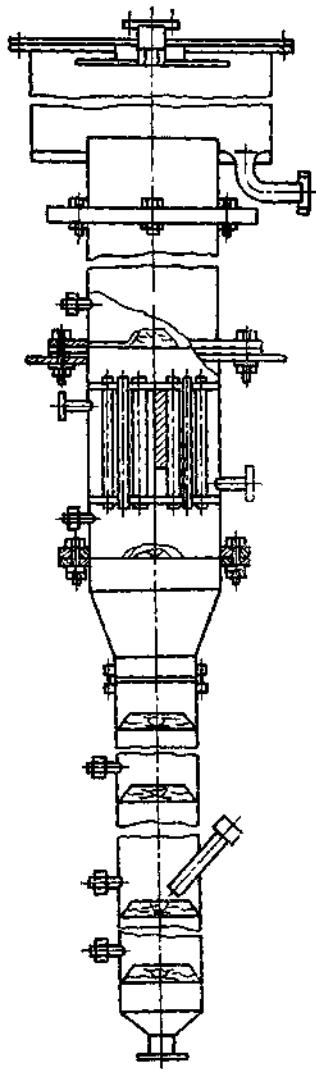


Рис. 38 Схема реактора-десорбера для получения бромистого натрия

ся образовавшийся бромистый натрий. В верхней, сепарационной части, происходит отделение десорбированной пароаммиачной фазы, которая поступает на регенерацию.

Соединения брома занимают в настоящее время особое место в ряду антиприренов, являющихся наиболее

аэрозоля и необходимостью его последующего улавливания с использованием диффузионфореза, а также с целью сокращения протяженности технологических линий целесообразно реакторы совместить по высоте.

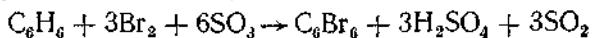
В качестве контактных устройств необходимо использовать клапанно-эжекционные контактные элементы, обеспечивающие соударение потоков фаз.

Опытно-промышленный образец реактора выполнен (рис. 38) в виде колонны, диаметр нижней части которой 100 мм, средней части 200 мм, верхней части 350 мм. Нижняя часть реактора снабжена клапанными устройствами для контактирования паров брома, подаваемых под первую снизу тарелку колонны, и аммиачной воды, подаваемой на ту же тарелку. Образовавшаяся в нижней части пена (содержащая бромистый аммоний) поступает в среднюю часть реактора. Средняя часть также секционирована клапанными тарелками, между которыми расположены кожухотрубные теплообменники для подвода тепла в зону реакции. Бромистый аммоний в средней части колонны взаимодействует со щелочью, подаваемой в боковой патрубок. В этом же месте колонны частично упаривается

перспективным видом добавок для полимерных материалов, понижающих их воспламеняемость, вследствие их высокой эффективности, легкости введения в полимеры, относительно низкой стоимости.

Однако промышленностью бромсодержащие антипирены практически не производятся из-за отсутствия эффективных непрерывных процессов и оборудования для их реализации.

В процессе создания непрерывной технологии бромирования, а также синтеза оптимальных ХТС и разработки эффективного оборудования для получения бромсодержащих антипиренов встретились значительные трудности, связанные с тем, что кинетика реакций бромирования практически не изучена ввиду сложности, многостадийности процесса, наличия большого количества промежуточных продуктов, гетерофазности и др. К примеру, при проведении реакции бромирования бензола бромом в среде олеума



в реакционной массе будут присутствовать, кроме бензола, олеума, брома, катализаторов, сульфо- и бромпроизводные бензола. Поэтому для изучения кинетики получения гексабромбензола (ГББ) разработан метод анализа реакционной массы, основанный на ее дробной экстракции селективными растворителями, в которых растворимость компонентов реакционной массы различна.

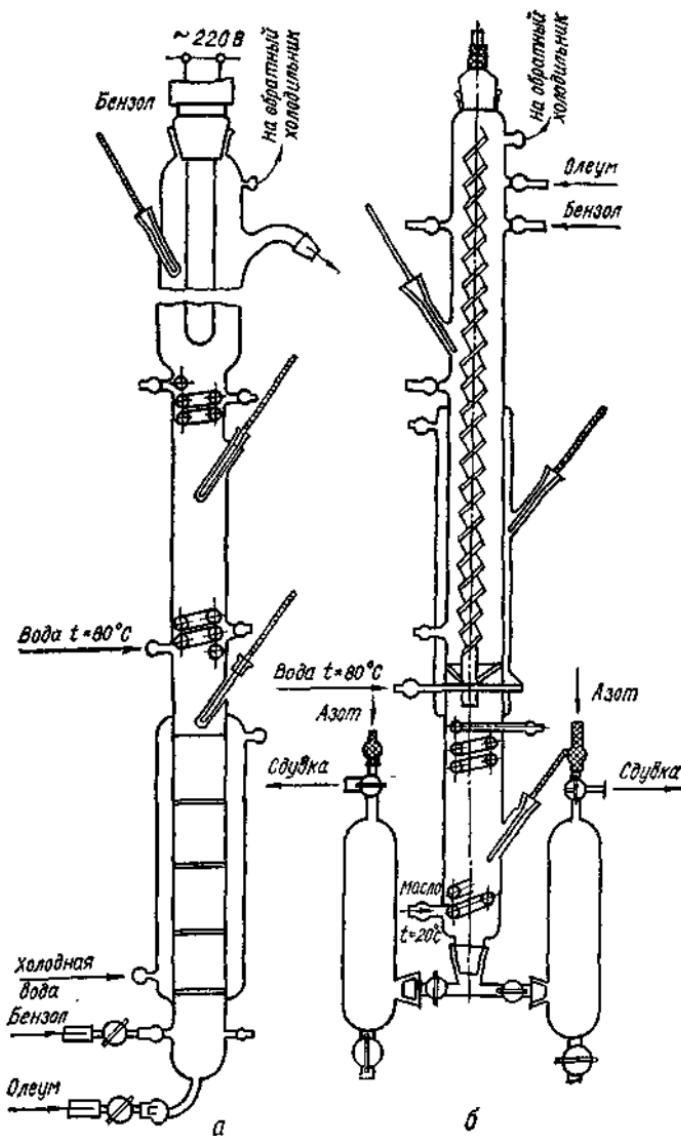
Результаты исследования кинетики бромирования бензола позволили определить частный порядок реакции по бензолу ($n = 3$), константу скорости K в уравнении

$$r = K(a - x)^n, \quad (265)$$

где $a - x$ — текущая концентрация бензола; $K_{30^\circ} = 9,33 \cdot 10^{-3}$, $K_{40^\circ} = 1,95 \cdot 10^{-2}$, $K_{50^\circ} = 6,16 \cdot 10^{-2}$ и среднее значение энергии активации $E_{акт} = 18,4$ ккал/моль

При получении ГББ реакционная масса налипает на свободных поверхностях, во избежание чего, а также для обеспечения интенсивного проведения химической реакции необходимо активное перемешивание реагентов. Кроме того, замещение первых атомов бромом обычно проходит при сравнительно низких температурах 40—60 °C, в то время как замещение четвертого и последующих атомов требует более жестких температурных условий 100—120 °C.

В связи с этим реакторы, в которых проводят гетерогенно-катализитические реакции с неподвижной твердой



фазой, не могут быть использованы для синтеза ГББ. Трудно приспособить для этого процесса без серьезных конструктивных изменений известные конструкции экстракторов для системы жидкость — твердое тело, хотя они и предназначены для проведения непрерывных процессов. Поэтому для выбора наиболее эффективной конст-

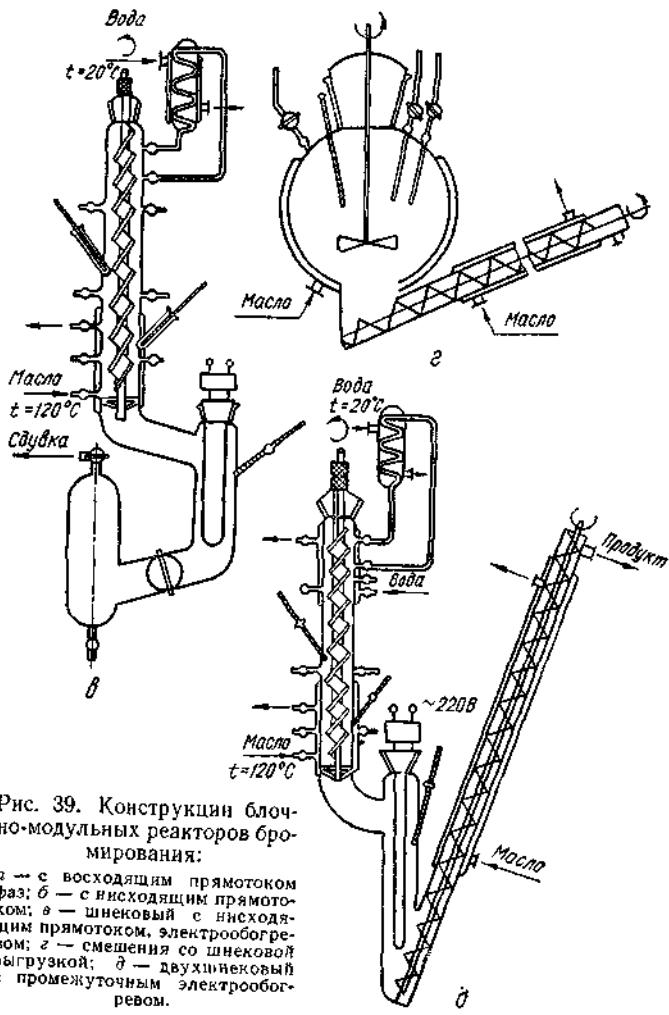


Рис. 39. Конструкции блочно-модульных реакторов бромирования:

а → с восходящим прямотоком фаз; б — с исходящим прямотоком; в — шnekовый с исходящим прямотоком, электрообогревом; г — смешения со шnekовой выгрузкой; д — двухшnekовый с промежуточным электрообогревом.

рукции реактора непрерывного действия для синтеза ГББ в лабораторных условиях исследовали работу аппаратов различных типов с различными схемами движения и выгрузки реакционной массы.

На рис. 39 показаны варианты конструкций блочно-модульных реакторов бромирования (в хронологической последовательности разработки). Наиболее удачным оказался реактор (рис. 39, д), выполненный в виде полого вертикального аппарата с многорядной мешалкой (или

шинеком), установленной по оси. Подвод тепла в зону реакции осуществляется через рубашки и с помощью ТЭНа. Реактор снабжен наклонной секцией, оснащенной шнеком. Наличие теплопередающих элементов в этой части позволяет использовать ее не только для транспортировки и выгрузки продукта, но, при необходимости, в качестве реактора «добромурования». В этом случае в нижнюю переходную часть реактора необходимо подавать пары брома. Поскольку реактор работает под зливом, верхний уровень наклонной части должен соответствовать уровню реакционной смеси в вертикальной секции. В реактор вначале загружают реагент, в котором происходит процесс бромирования, после чего начинают непрерывную подачу бромирующего вещества, катализатора и брома со скоростью, необходимой для обеспечения заданного времени пребывания. Целесообразно регулировать температуру по зонам таким образом, чтобы температура в верхней части реактора была как можно ниже (с целью конденсации паров брома). Реакционная смесь интенсивно перемешивается и в режиме нисходящего прямотока перемещается вниз в зону более высоких температур. Необходимый избыток брома обеспечивается дополнительной его подачей в жидкой или паровой фазе в несколько точек по высоте реактора. Перед зоной выгрузки реакционная масса охлаждается. Скорость ее перемещения регулируется скоростью вращения шнека в наклонной части.

В описанном варианте реактора, работающем в непрерывном режиме в течение 50—60 мин, был получен продукт хорошего качества ($T_{\text{пл}} = 334\ldots325^{\circ}\text{C}$). При соотношении реагентов $\text{Br}_2 : \text{SO}_3 : \text{C}_6\text{H}_6 \sim 1,3 : 1,7 : 1$ выход по бензолу составлял 82—94,2 %. При соотношении реагентов $1,1 : 1,1 : 1$ выход уменьшился до 78,4 %, а $T_{\text{пл}} = 322^{\circ}\text{C}$. Таким образом, требуется избыток брома в количестве 30 % и SO_3 — 70 %.

Различные модификации реактора такой конструкции внедрены или испытаны в целом ряде промышленных или опытно-промышленных установок экстракции α -лецитина из фосфатидов, экстракции яичного масла, нитрования о-толуиловой кислоты, амидирования 3,5-динитроорто-толуиловой кислоты, бромирования фталевого ангидрида, дифенилолпропана и др.

Абсорбер для улавливания хлоридов германия из технологических выбросов (рис. 40) имеет тарельчатую часть 1, трубчатый сепаратор 4 и ороситель 3. Контактные устройства (показаны в нижней части рисунка) обессле-

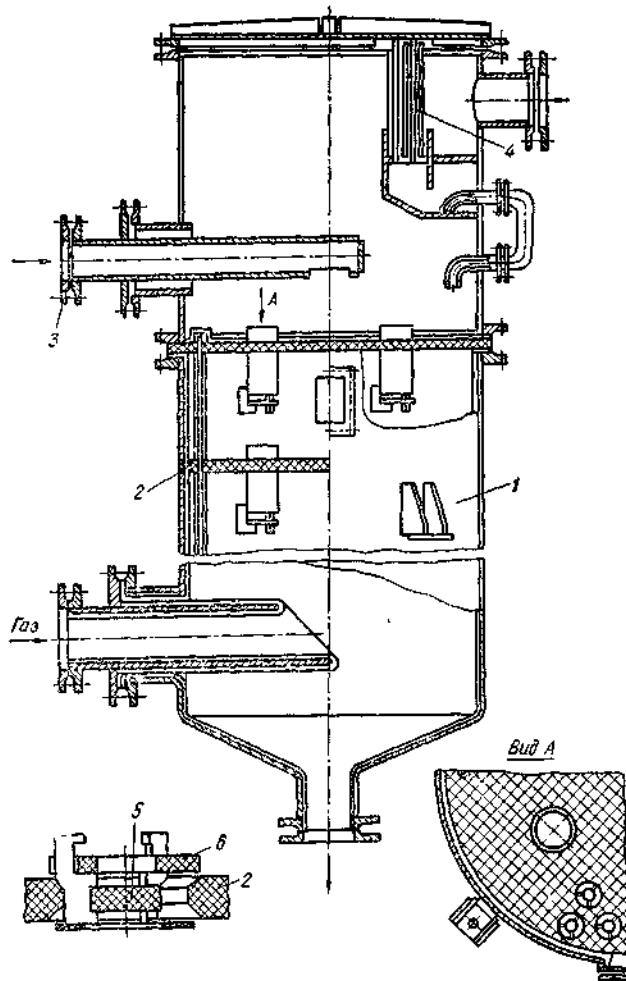


Рис. 40. Схема абсорбера с клапанными тарелками из винилпластика для абсорбции хлоридов из отходящих газов.

чиают высокую эффективность улавливания при низком (до 50 Па) гидравлическом сопротивлении на 1 ступени контакта.

Высокая эффективность клапана обеспечивается за счет организации внутри устройства циркуляционного контура жидкости, эжектируемой из подклапанного пространства потоком газа [23]. Газ, проходя через отверстие кольцевой формы, образованное полотном тарелки 2

и диском 5, приподнимает клапан 6 и устремляется в слой жидкости через два кольцевых зазора. Такая форма клапана позволяет включить в процесс контактирования практически всю жидкость на тарелке без застойных зон. При переработке жидкостей, легко смачивающих материал элементов массообменного устройства, наблюдается провал жидкости, особенно при низких нагрузках по газу ($W_r = 0,2 \dots 0,5$ м/с). Провал значительно уменьшается при установке поддона. Жидкость, стекающая в подклапанную зону, перетекает на поддон и распределяется по нему пленкой, края которой переливаются через края поддона, подхватываются газом и вновь переносятся на тарелку. Таким образом, устраивается провал и обеспечивается многократная циркуляция жидкости.

Абсорбер из винипласти, снабженный тарелками описанной конструкции, успешно применяется для улавливания соединений германия из сбросных газов. Диаметр аппарата 1 м. На каждой тарелке имеется 89 клапанов. Свободное сечение тарелки 12 %. Количество переливов диаметром 0,1 м — 4 (свободное сечение переливов 4 %). После замены насадочного аппарата новым скруббером концентрация германия в выбросах снизилась с 8—10 до 2—4 мг/м³.

Аппараты из полимерных материалов применяются для получения и очистки тетрабутоксититана, а также широко используются в производствах химреактивов и особо чистых веществ.

УНИФИЦИРОВАННЫЕ РЕАКТОРНЫЕ УЗЛЫ (ДЛЯ ПРОЦЕССОВ ГИДРОЛИЗА, ОКИСЛЕНИЯ, АМИНИРОВАНИЯ, ДЕГИДРАТАЦИИ, ЭТЕРИФИКАЦИИ, АЦИЛИРОВАНИЯ, НИТРОВАНИЯ, АМИДИРОВАНИЯ, ОЗОНОЛИЗА)

Реакторы гидролиза. Процессы гидролиза в большинстве случаев требуют использования высоких температур и давления. К примеру, гидролиз аминонитрилов при производстве β-аланина проводят в трубчатом реакторе вытеснения при давлении $3 \cdot 10^3$ КПа и температуре 150—170 °С. В то же время имеется ряд процессов, где получение веществ связано с гидролизом, протекающим при невысоком или среднем давлении с использованием или образованием продуктов, обладающих высокой летучестью.

Рассмотрим в качестве примера процесс получения бензилового спирта и определим требования к оптимальному конструктивному оформлению реактора для этого

и подобных процессов. В промышленности бензиловый спирт получают путем омыления хлористого бензила водным раствором при температуре 150—350 °С и повышенном давлении, достаточном для сохранения реагирующих веществ в жидкой фазе, и перемешивания с последующим выделением целевого продукта из полученной реакционной массы.

Недостатком этого способа является невысокая селективность процесса (образование нежелательного побочного продукта — бензальдегида достигает 10—15 % от бензилового спирта). Вместе с тем высокая температура и давление обуславливают сложность технологического и аппаратурного оформления процесса.

Для уменьшения содержания побочных продуктов и упрощения процесса омыление целесообразно вести при температуре 100—110 °С в присутствии острого водяного пара [24]. Из реакционной массы непрерывно отводят пары воды и непрореагировавшего хлористого бензила, конденсируют их, разделяют и возвращают в реактор. Ввод острого водяного пара в реакционную массу обеспечивает частичный перевод хлористого бензола в паровую fazу при температуре ниже его температуры кипения и позволяет провести реакцию в пенном режиме, что значительно увеличивает эффективность контакта фаз в гетерогенной жидкой системе (хлористого бензила и содового раствора), уменьшает температурные неоднородности в реакционной массе и повышает селективность процесса. Кроме того, сокращается общая длительность процесса и исключается необходимость использования механического перемешивания реакционной массы.

Выделение бензилового спирта из реакционной смеси, содержащей также NaCl, Na₂CO₃ в виде водного раствора, проводят известными методами, например декантацией спиртового слоя и его последующей ректификацией. На рис. 41 показан вариант технологической схемы

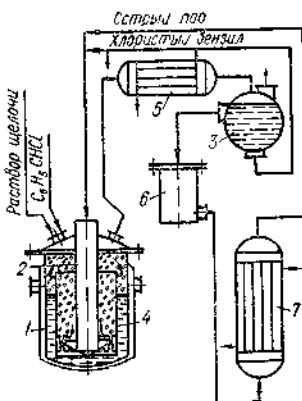


Рис. 41. Схема установки и реактора для получения бензилового спирта:

1 — емкостный аппарат; 2 — подвод пара; 3 — бысторыник; 4 — эрлифтная вставка; 5 — холодильник-конденсатор; 6 — сборник; 7 — испаритель

процесса и реактор гидролиза. Промышленные испытания нового процесса показали, что его длительность уменьшилась до 5—6 ч (против 9—10 ч), содержание бензальдегида в спиртовом слое — 5—9 % (против 10—15 %), выход целевого продукта — 90—95 % (против 85—90 %). В установке и реакторе реализованы ряд РТ- и АК-методов интенсификации. Указанные приемы и аппаратура могут быть с успехом использованы при необходимости интенсификации эксплуатируемых в промышленности установок гидролиза, дегидратации, сульфирования, галоидирования и т. п., а конструкция реактора смешения с эрлифтной вставкой может быть использована в качестве модуля или унифицированного узла при создании новых химико-технологических систем.

Реакторы окисления — многоступенчатые прямоточные секционированные газожидкостные аппараты с многократной инверсией фаз при их восходящем движении, соединенные в верхней части с вертикальным кожухотрубчатым теплообменником.

Использование при разработке реактора ряда РТ- и АК-методов интенсификации позволило повысить интенсивность реактора-десорбера в 5—5,5 раз в сравнении с использовавшимися ранее барботажными колоннами реакторами и обеспечить получение *o*-толуиловой кислоты высокого качества.

Расчет реактора-десорбера производился по методике, приведенной выше, с включением в расчет модуля, учитывающего влияние массообмена на скорость реакционно-разделительного процесса. Расчеты и промышленные исследования показали, что производительность совмещенного аппарата ограничивается температурой 120—125 °C, так как при более высоких температурах в нижних секциях имеет место слишком интенсивный переход *o*-ксилола из жидкой фазы в паровую, в результате чего из-за недостатка жидкой фазы в секциях снижается эффективность контактирования фаз и скорость процесса. Температуру процесса удалось повысить до 135—140 °C организацией рецикла части готового продукта, что позволило также стабилизировать гидродинамическую обстановку в реакторе. При кратности рецикла 2—2,2 производительность реактора была увеличена в 2,5 раза.

В качестве реакторов нитрования и амидирования можно использовать V-образные реакторы, аналогичные разработанным для процессов бромирования.

Рассмотрим их работу на примере реакции нитрования *o*-толуиловой кислоты и реакции амидирования 3,5-

динитро-*o*-толуиловой кислоты, проводимых при получении амида 3,5-динитро-*o*-толуиловой кислоты (кокцидина). Оба процесса проводят в настоящее время в реакторах емкостного типа с мешалками, имеющих невысокую интенсивность и не обеспечивающих высокий выход целевых продуктов.

Использование для проведения указанных реакций незначительно измененной конструкции реактора, показанной на рис. 42, *a*, позволило провести процессы нитрования и амидирования непрерывно. При этом интенсивность нового реактора оказалась в 10—15 раз выше при более высоком качестве целевого продукта.

В то же время следует заметить, что оба процесса связаны с необходимостью непрерывной подачи в зону реакции твердых сыпучих веществ, склонных к окомковыванию, сводообразованию. Это обстоятельство, а также отсутствие достаточно надежных питателей и дозаторов сыпучих веществ существенно ограничивают возможности использования V-образного реактора в процессах нитрования и амидирования.

Реакторы аминирования. β -аланин (β -карбоксиэтиламин $\text{NH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{COOH}$), 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 технически нецелесообразно, так как приводит к необходимости проводить процесс периодически либо перекачивать при высоком давлении токсичное вещество — акрилонитрил. Кроме того, совмещение стадий приводит к снижению интенсивности процесса, увеличению сырьевых и энергетических затрат, капитальных вложений.

В связи с этим процесс рекомендуется проводить последовательно в две стадии в раздельных реакционных объемах [22]. При осуществлении первой стадии — аминирования акрилонитрила — реализуется ряд РТ-методов интенсификации [14]. 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 перево-

дится в систему жидкость — газ (жидкий акрилонитрил — газообразный аммиак и водяной пар).

Целесообразна также организация рецикла по непрореагировавшему аммиаку, причем последний смешивается 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 аппаратурное 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).

Все приведенные РТ- и АК-методы интенсификации реализованы в промышленной установке непрерывного производства β -аланина, освоенной на Уманском витаминном заводе (см. рис. 36).

На нижней тарелке прямоточной секции образуется газожидкостная смесь, которая транспортируется аммиаком и водяным паром вверх по колонне. В расширителье, 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 переаминоирования при их хранении. В отгонной части при контактировании с аммиаком смесь аминонитрилов охлаждается, а газовая фаза перед подачей в реакционную зону нагревается.

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 °С 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 непрореагированного аммиака. Выход β-аланина составляет около 92 % от теоретического.

Использование при разработке реактора аминирования сочетания прямоточного секционированного реактора и противоточной отгонной колонны в едином комбинированном аппарате позволяет упростить целый ряд технологических процессов. Аппараты такой конструкции могут быть использованы в качестве модулей при синтезе многих новых ХТС, связанных с проведением процессов окисления, аминирования, сульфирования, галоидирования и др.

Реактор деидратации разработан для процесса дегидратации этиленгликоля с целью получения 1,4-диоксана. Выполнен в виде комбинации двух модулей: прямоточного секционированного реактора и емкостного реактора с эрлифтным перемешиванием. Для обеспечения высокой температуры в зоне реакции в качестве емкостного реактора использован электрокуб.

С целью уменьшения смелообразования в аппарат подают пары азеотронообразователя и используют его в качестве реактора-десорбера.

Реакторы ацилирования используют в крупнотонажных производствах диметилформамида из муравьиной кислоты и диметиламина, при проектировании производства диметилформамида из метанола и диметиламина, диметилацетамида из уксусной кислоты и диметиламина.

В связи с тем что процессы ацилирования проводят при избытке газообразного диметиламина, при разработке конкретных аппаратов в качестве основного модуля использовался прямоточный секционированный клапанными тарелками реактор с многократной инверсией фаз в сочетании с кожухотрубчатыми или змеевиковыми теплообменными элементами для корректировки температурного режима.

Реакторы-этерификаторы применяют для получения эфиров-*o*-титановой кислоты, в частности тетрабутоксититана, взаимодействием тетрахлорида титана с соответствующим спиртом. С учетом своеобразия кинетики, заключающегося в прекращении реакции при отсутствии акцепторов хлористого водорода, был разработан двух-

ступенчатый реакционный блок, в котором первой ступенью (реактором-десорбером) являлась противоточная колонна из стекла и фторопласта [71], а в качестве модуля для второй ступени, в которую подавался аммиак, использовали прямоточный секционированный аппарат с многократной инверсией фаз. Конструкция последнего была несколько изменена с учетом выделения в процессе твердого вещества — хлористого аммония.

Реакторы озонирования, применяемые для озонирования промышленных сточных вод электрохимических производств, содержащих цианиды, выполняются в виде противоточных барботажных реакторов, секционированных клапанными контактными устройствами с резонирующими полостями, способствующими возникновению ультразвуковых колебаний в газовой фазе, интенсифицирующих массообмен в жидкой фазе.

Глава 6

СОЗДАНИЕ НОВЫХ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМ С ВЫСОКОИНТЕНСИВНЫМ ОБОРУДОВАНИЕМ

СИСТЕМНЫЙ ПОДХОД К РАЗРАБОТКЕ АВТОМАТИЗИРОВАННЫХ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ КОМПЛЕКСОВ И ГИБКИХ АВТОМАТИЗИРОВАННЫХ ПРОИЗВОДСТВ НА ОСНОВЕ БЛОЧНО-МОДУЛЬНОГО ПОДХОДА

Если для большой химии технически и экономически оправданным является создание оригинальных технологических процессов и оборудования для каждой номенклатурной позиции, то для малотоннажных многономенклатурных производств такой подход нерационален и, зачастую, убыточен. В соответствии с этим целесообразно создание химико-технологических комплексов (ХТК) для производства не одного, а ряда продуктов, сходных по технологическим и физико-химическим свойствам.

Для этого в качестве методологии поиска необходимо использовать системный подход, осуществляемый посредством анализа, моделирования, оптимизации принимаемых решений, количественного сравнения качественных показателей — критериев эффективности.

Для выяснения принципиальной возможности решения проблемы создания ХТК для многономенклатурного малотоннажного производства необходимо остановиться

на структуре самой проблемы и ее связи с имеющимися техническими «ресурсами» разрешения. Согласно данным работы [99], под термином ХТК следует понимать химико-технологическую систему (ХТС), объединенную в одном промышленном помещении совместно с системой ее управления.

Создание ХТК представляет собой комплекс взаимосвязанных работ — исследование, проектирование, строительство и эксплуатацию системы, составляющих «жизненный цикл» химико-технологического комплекса. Проблема оптимизации «жизненного цикла» ХТК, в отличие от решения частных технических и экономических задач, является сложной и противоречивой.

При выработке подхода к решению этой проблемы автором принят системный подход, ориентированный на иерархические структуры, декомпозицию системной задачи и координацию декомпозиционных задач.

Для рассматриваемого класса задач особый интерес представляет не формальный математический аппарат системного подхода, а общие идеи, своеобразный понятийный аппарат. Базируясь на общей теории систем, современный системный подход впитал ряд других исследовательских подходов. Так, при системном анализе эффективно применяются графические способы изображения проблем, отражающие взаимосвязи между поставленными целями, сформулированными задачами и помогающие выбрать наилучшие средства для их решения.

Как отмечалось выше, использование системного подхода требует соблюдения принципа соответствия поставленных на каждом уровне иерархии системы целей, задач и критериев масштабу соответствующего уровня.

Как показано в табл. 15, целесообразно сформулировать общую цель с последующей декомпозицией ее на экономические, технико-экономические и технические подцели. При этом задачи трех более низких декомпозиционных уровней объединены техническими целями. Подтверждается возможность физического и экономического осуществления поставленных целей.

В химической технологии работы в основном направлены на разработку унифицированных модулей первого, второго и четвертого уровней, а также их использование для создания модулей пятого уровня (при, так называемом, блочном проектировании и строительстве). При этом совершенно недостаточно учитываться возможности использования модулей третьего уровня, применение которых значительно упрощает задачу синтеза оптимальной

15. Соответствие целей и критериев их достижения уровню иерархии ХТС

Достигаемая цель	Уровень иерархии	Критерий достижения цели
Экономическая и социальная: выпуск продукции с заданной производительностью в установленные сроки при обеспечении рекуперации энергии; улавливания и использования отходов; безопасности производства	Средство достижения цели: химико-технологические комплексы (ХТК) из унифицированных модульных блоков с легко трансформируемой структурой (модуль VI уровня)	Минимум приведенных затрат, надежность, простота, адаптивность, управляемость, эксплуатационная пригодность
Технико-экономическая: обеспечение требований к веществам реактивной квалификации	Унифицированные агрегатированные блоки технологических процессов (БАУ), гибкие трансформируемые установки с блочно-модульной аппаратурой (модули V уровня)	Минимум удельных капитальных вложений на I единицу номенклатуры
Техническая: обеспечение максимальных физико-химических эффектов, определяющих скорость протекания физических и химических явлений на микрокинетических уровнях	Унифицированные комбинированные аппараты (УКА) (модули IV уровня), унифицированные технологические модули (УТМ) (модули III уровня), унифицированные элементы (УЭ) (модули II уровня)	Удельное гидравлическое сопротивление на единицу полесного эффекта: эффективность контакта фаз; коэффициент обратного перемешивания; константа скорости химической реакции; коэффициент теплопередачи

ХТС путем создания агрегатированных аппаратов (модулей четвертого уровня).

Выше приведен «банк» модулей третьего уровня, который может использоваться для решения задач создания оптимальных ХТК малотоннажных производств.

Применение декомпозиционного подхода предполагает последующую композицию решений, начиная с низшей иерархии уровней.

Этим уровням соответствует техническая цель: обеспечение максимальных физико-химических эффектов,

определяющих скорость протекания физических и химических явлений на микрокинетических уровнях. В качестве способа достижения цели необходимо рассмотреть возможные методы интенсификации, описанные ранее.

Те или иные методы интенсификации могут быть реализованы только с помощью соответствующих модулей, методика применения которых будет рассмотрена далее.

Проблема поиска методологии решения задач в условиях частой сменяемости номенклатуры с использованием модульного подхода не нова. Известно, что применение этого подхода открывает возможность максимальной стандартизации, унификации и агрегатирования, являющихся решающими предпосылками как для сокращения сроков проектирования новых технологий, так и для их основания в промышленной эксплуатации.

Конкретные направления реализации модульного подхода к малой химии различны. Анализ известных технических решений показывает, что в настоящее время наметилось три основных направления, каждое из которых имеет свои методические особенности, определяемые спецификой решаемой задачи, уровнем иерархии объектов исследования, широтой охвата аспектов, учитываемых при исследовании.

Эти три направления наиболее эффективно реализуют принцип единства аппаратуры и технологии, воплощаемый при модульном подходе к анализу и синтезу АТК. Решение о целесообразности выбора того или иного направления и создания комбинированных химических производств может быть принято лишь после выполнения технико-экономических обоснований вариантов.

Первое направление предполагает, что на основе анализа технологии получения химических реагентов выделены группы веществ, близких по физико-химическим свойствам, а также по технологическому и аппаратурному оформлению процессов их получения. Затем для каждой большой группы из унифицированных аппаратов разрабатывают аппаратурно-технологические комплексы, предназначенные для производства конкретного набора химических реагентов.

Получаемый в результате реализации первого подхода комплекс имеет жесткую нетрансформированную структуру, и основная трудность в его использовании заключается лишь в необходимости очистки всех аппаратов, коммуникаций и других систем при смене номенклатуры.

Автоматизированные технологические комплексы жесткой структуры являются более простыми в практической реализации, а их проектирование, изготовление и эксплуатация позволяют проверить правильность принятых решений и на их основе разработать общие принципы создания АТК, сочетающих преимущества жесткого и трансформируемого вариантов. Такой подход основывается на эволюционном принципе синтеза структуры ХТС, который в наиболее полной мере отражает сущность общего процесса разработки любой новой ХТС.

Второе направление заключается в разработке единого многофункционального нетрансформируемого модульного блока с максимальной функциональной избыточностью, обеспечивающей возможность проведения в одном и том же блоке различных цепочек технологических операций (или операций в различном порядке при периодическом процессе) путем переключения аппаратов различными коммуникационными линиями.

Использование такого подхода для получения чистых веществ весьма проблематично, по мнению автора, из-за наличия тупиковых труднопромываемых аппаратов и участков коммуникаций, возможности заполнения неиспользуемых в данном варианте схемы аппаратов продуктами через воздушные соединительные линии, неплотности арматуры и т. п. Следует отметить, что в мировой практике пока отсутствуют варианты переключающих и запорных устройств, обеспечивающих абсолютную «четкость» переключения или герметизации.

Третье направление основано на создании легкотрансформируемых установок минимальной функциональной избыточности из унифицированных технологических модулей и аппаратов (модулей III и IV уровня). Техническое воплощение таких установок базируется на соблюдении принципов минимума аппаратов, коммуникаций, арматуры, систем регулирования и исполнительных механизмов; унификации узлов, разъемов и примыкания модулей друг к другу; обеспечения легкости монтажа, демонтажа и унификации узлов, крепления аппаратов и модулей, а также обеспечения возможности реализации нескольких операций в одном аппарате путем комбинирования и агрегатирования его из нескольких одно- или разнотипных модулей или совмещения нескольких процессов в одном модуле.

Разработка алгоритмов синтеза ХТК на основе теории элементарной декомпозиции и декомпозиционного принципа позволяет широко использовать методы теории

графов, методы эвристического программирования, специальные методы решения комбинаторных задач (например, метод ветвей и границ), методы адаптации, методы целочисленного линейного программирования, методы статического моделирования и другие современные методы общей теории систем.

Ориентируясь на изложенные выше принципы решения задач подобного класса, автор отдает предпочтение варианту создания нестандартных аппаратов из стандартных унифицированных частей — модулей для выполнения лишь наиболее важных лимитирующих технологических операций (с использованием принципа частичной унификации) и применения стандартных аппаратов на вспомогательных, нелимитирующих стадиях процесса.

Следует отметить, что данное решение соответствует целям, поставленным на всех уровнях декомпозиции: экономическим — за счет обеспечения выпуска требуемой номенклатуры при минимальных капитальных вложениях вследствие максимального использования стандартного оборудования и унифицированных узлов, обеспечения близкой к оптимальной топологии ХТК; технико-экономическим — вследствие того, что установка, созданная таким образом, обеспечивает высокую интенсивность работы основного оборудования при минимальных его размерах при соответствующем качестве продукта; техническим — благодаря достижению высоких технических показателей процессов в унифицированных модулях и наиболее полному соответствуя оборудованию требованиям технологии.

Реализация установок с легкотрансформируемой структурой из модульных блоков в определенной мере преодолевает отмеченное выше противоречие между тенденцией к оригинальности, наблюдающейся у химиков-технологов, вынужденных применять аппараты, учитывающие специфику процессов, и стремлением машиностроителей к максимальной стандартизации и унификации химического оборудования.

Итак, блочно-модульная установка — это компактная комплектная установка, имеющая унифицированные входы и выходы по технологическим потокам и системам контроля и управления, способная работать самостоятельно или в комплексе с другими установками в ручном режиме или по специально задаваемой программе. Установка дает возможность при замене отдельных модулей, входящих в ее состав, без существенной перестройки

самой установки, обрабатывать группы веществ, сходных по своим физико-химическим свойствам и близких по технологии.

Важнейшим свойством блочно-модульных установок является их гибкость и трансформируемость. Гибкость блочно-модульных установок обеспечивается как за счет внутренней гибкости технологии и оборудования и наращивания новых модулей и блоков, так и за счет использования автоматизированных систем управления. В то же время следует учесть, что требования высокой производительности, высокой чистоты и одновременно повышенной гибкости часто противоречат друг другу. Поэтому определение оптимальной степени гибкости модульных установок требует серьезных технико-экономических расчетов, учитывающих не только некоторое повышение затрат, но и такие преимущества гибких производств, как обеспечение высокого уровня выпускаемой продукции за счет ее своевременного обновления; возможность расширения номенклатуры выпускаемых продуктов с минимальными затратами, а также максимальный учет запросов потребителей и их требований к качеству выпускаемой продукции; максимальную сохранность основных фондов и сведение к минимуму потерь и затрат при освоении новой продукции.

Таким образом, блочно-модульные установки по самой своей природе ввиду возможности трансформирования относятся к гибким производствам.

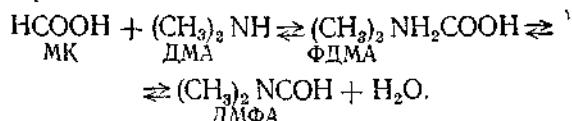
Однако их эффективная эксплуатация, как и любого ГАП, невозможна без решения вопросов автоматизации.

Практические вопросы создания блочно-модульных установок сегодня не полностью решены применительно к малой химии еще и по причине серьезных требований, предъявляемых к конструкционным материалам для изготовления аппаратуры (высоколегированные стали, титан, кварц, фторопласт и др.), отсутствия запорной арматуры и исполнительных механизмов, учитывающих специфику производства химических реагентов и особо чистых веществ, а также отсутствия соответствующих первичных приборов.

ХТС ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА АМИДОВ МОНОКАРБОНОВЫХ КИСЛОТ И 3,5-ДИНИТРООРТОТОЛУИЛОВОЙ КИСЛОТЫ

Процесс получения N,N-диметилформамида (ДМФА)—
 $(\text{CH}_3)_2 \text{NCOH}$ заключается в осуществлении консеку-

тивных реакций



Кинетические исследования показали, что реакция синтеза формиатдиметиламида (ФДМА) является экзотермической, обратимой, ее скорость по муравьиной кислоте в случае избытка диметиламина не зависит от концентрации реагентов, что указывает на ее нулевой порядок.

Лабораторные данные о зависимости скорости связывания кислоты от подачи в слой диметиламина (ДМА) при различной интенсивности перемешивания свидетельствуют о том, что данная реакция требует обеспечения эффективного контактирования фаз в зоне их взаимодействия. При температуре синтеза ФДМА выше 80 °C эффективность контактирования фаз приобретает особо важное значение из-за резкого понижения растворимости диметиламина в реакционной массе (с 250 г/л при 40 °C до 2—4 г/л при 100 °C).

Реакция превращения ФДМА в ДМФА является обратимой, эндотермической и в случае ее осуществления в открытой системе при температурах выше 100 °C может быть описана уравнением реакции первого порядка. Щелочная среда реакционной массы, например, при избытке в ней растворенного DMA сдвигает равновесие реакции вправо. Последнее может быть объяснено уменьшением гидролиза ДМФА на ФДМА и далее на муравьиную кислоту (МК), и DMA за счет амина в реакционной массе должен быть минимальным, так как в свободном виде диметиламин катализирует гидролиз ДМФА и, следовательно, способствует смещению равновесия реакции влево. Учитывая ограниченную растворимость диметиламина в системе ДМФА — ФДМА — вода при температурах реакции превращения ФДМА (100—150 °C), для полного связывания кислоты нужно эффективное контактирование жидкой фазы с газообразным DMA. Чтобы обеспечить минимальный избыток DMA в реакционной массе с высоким содержанием ДМФА при эффективном связывании образующейся за счет гидролиза МК, необходим прямоток DMA и ФДМА на стадии превращения последнего в ДМФА.

Реакция превращения $(\text{CH}_3)_2\text{NH}_2\text{COOH}$ в $(\text{CH}_3)_2\text{NCOH}$,

как последовательно протекающая, требует рециркуляции продуктов. Последнее возможно в проточном реакторе вытеснения или периодическом реакторе смещения. В связи с необходимостью прямотока фаз в зоне превращения ФДМА продольное перемешивание можно исключить путем секционирования зоны по высоте маскообменными тарелками, т. е. путем использования все той же модульной конструкции — прямоточного аппарата с многократной инверсией фаз, секционированного клапанными тарелками.

Тип контактных устройств реактора диктуется следующими особенностями процесса. В зависимости от глубины превращения исходных компонентов изменяются количества и объемы газовой и жидкой фаз, объем жидкой фазы увеличивается в 2,2 раза при полном связывании МК, а объем газовой фазы уменьшается в зависимости от избытка диметиламина в 3—6 раз. При прямотоке фаз в секционированном по высоте реакторе саморегулирование свободного сечения тарелок в широком интервале нагрузок по газу и жидкости может быть достигнуто только при использовании клапанных контактных устройств. С учетом необходимости максимального увеличения времени нахождения жидкой фазы в реакторе были применены эжекционные клапанные контактные устройства.

Анализ результатов, полученных в опытах с лабораторным реактором периодического действия, свидетельствует о трудности и длительности достижения 100 %ного превращения исходного ФДМА. Вместе с тем интенсивный рецикл реакционной массы приведет к реактору идеального смещения, что не соответствует условиям максимального выхода промежуточного продукта. В связи с этим рациональной представляется схема, обеспечивающая превращение ФДМА в ДМФА на 60—80 % за один проход через реактор с последующим выделением из реакционной массы непревращенного ФДМА и осуществления его рецикла. Как свидетельствуют данные о скорости превращения ФДМА при различном количестве воды в исходной смеси, вода является сильным ингибитором основной реакции. Так, при содержании воды свыше 50 % реакция дегидратации ФДМА практически прекращается. Кроме того, вода способствует гидролизу ДМФА, снижая избирательность процесса. Вместе с тем вода является одним из продуктов основной реакции. Поэтому для повышения скорости процесса при одновременном увеличении избирательности воду следует удалять из

зоны реакции. Это возможно при совмещении химической реакции с процессом десорбции воды избыточным DMA и ректификацией реакционной массы, проводимой одновременно с реакцией. Максимальная скорость превращения ФДМА достигается при температуре кипения реакционной массы.

На рис. 42 представлена принципиальная схема реакционного блока установки непрерывного производства DMA, созданной на Шосткинском заводе химреактивов, включающей реактор-ректификатор (2) и реактор-десорбер (1). Жидкая фаза (ФДМА в МК) с температурой 60—80 °С подавалась на 1-ю тарелку реактора-десорбера 1. Газообразный DMA поступал из испарителя под 1-ю тарелку реактора-десорбера 1. Перемещаясь вверх по совмещенной реакционно-десорбционной зоне, DMA транспортировал жидкую фазу, реагируя с кислотой и образуя при этом ФДМА. Все ступени этой зоны были оборудованы теплообменными элементами для корректировки температурного режима. При температурах выше 100 °С параллельно с реакцией ацилирования протекала реакция дегидратации ФДМА, что улучшало гидродинамику реактора, так как часть продуктов переходила в паровую fazу, компенсируя связанный DMA. С последней ступени реакционная масса поступала в трубчато-пленочный реакционно-ректификационный аппарат 2, выполненный в виде обогреваемого паром трубчатого теплообменника, где в периферийных трубках — противоток контактирующих faz. В этой зоне параллельно с реакцией дегидратации происходит ректификация смеси ФДМА —

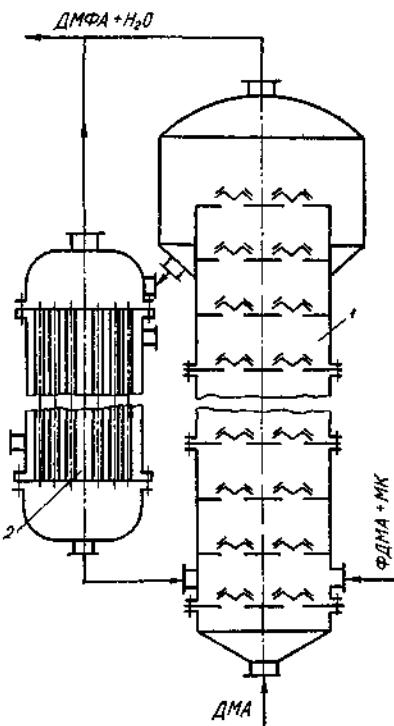


Рис. 42. Принципиальная схема реакционно-массообменного агрегата непрерывного производства DMA.

ДМФА — вода. Паровая фаза ДМФА — вода — избыточный DMA из сепарационной зоны реактора поступает на разделение в конденсационно-отпарную зону. Работа опытной установки убедительно подтвердила выводы о целесообразности агрегатирования и совмещения реакционных и разделительных процессов, позволила определить оптимальный режим работы установки, получить данные, необходимые для математического моделирования основных аппаратов и ХТС в целом. В частности, установлено, что при подаче в реактор чистой МК верхняя температурная граница ведения процесса в совмещенной реакционно-массообменной зоне составляет 110 °С. При более высоких температурах наблюдается интенсивное испарение МК и реакция синтеза ФДМА протекает в газовой фазе, что приводит к резкому увеличению объемов контактирующих фаз и проскоку кислоты в реакционно-ректификационную зону. Высокий тепловой эффект реакции и ограничения по температуре обусловливают невысокие нагрузки реактора по жидкой фазе (1,5—2 м/ч). При использовании МК в смеси с ФДМА, реакционное тепло затрачивается на реакцию дегидратации, протекающую параллельно, а наличие жидкой фазы на нижних тарелках даже при высоких температурах практически исключает возможность проскока МК через зону. Выравнивается температура по высоте совмещенной зоны, уменьшается ее величина при одинаковых расходах МК. Это позволяет вести процесс без отвода реакционного тепла при 120—140 °С, плотности орошения 7—12 м/ч и скорости газа 0,1—0,8 м/с по сечению аппарата.

Целесообразность неполного превращения ФДМА за один проход через реактор, совмещения процессов и организации рецикла непревращенного ФДМА подтверждается данными, приведенными ниже.

Показатели	Опытный реактор	Эксплуатиру- емый реактор
Объем реактора, м ³	0,1 . . .	15,5
Производительность, кг/ч	43 . . .	115
Съем ДМФА с 1 м ³ объема, кг/(м ³ ·ч)	430 . . .	7,4
Продолжительность процесса, ч	0,6 . . .	48

Успешные испытания технологии получения ДМФА и комбинированного реактора позволили перейти к синтезу базового варианта ХТС производства ДМФА. В соответствии с методикой, приведенной выше, в ХТС были выделены две подсистемы: обеспечения заданной производительности ХТС и обеспечения требуемого качества це-

левого продукта. Синтез второй подсистемы особых затруднений не вызывает. Была выбрана обычная схема двухколонной ректификации. В одной из колонн отделялась вода, а в другой — DMA. В качестве базового варианта первой подсистемы была выбрана схема, состоящая из двух аппаратов, соединенных последовательно (см. рис. 42). Первый из них представляет собой прямоточный реактор-десорбер, секционированный клапанами тарелками. Выбор прямоточной схемы, частично обоснованный выше, связан также с необходимостью обеспечения минимального содержания МК в газовой фазе на выходе из аппарата. В присутствии DMA происходит гидролиз DMA с образованием МК. В прямоточном аппарате в первую же секцию значительная часть DMA связывается МК, благодаря чему концентрация DMA в остальных секциях резко уменьшается и гидролиз DMA практически прекращается.

Для эффективного отвода тепла из зоны экзотермической реакции целесообразен внутренний теплообмен путем испарения одного из компонентов системы, в данном случае — DMA. Для этого необходима организация рецикла не только по ФDMA, но и по DMA. Введение уже в первую секцию аппарата некоторого количества DMA в значительной степени устранит локальные температурные неоднородности и обеспечит более полное использование объема реактора, а также улучшение гидродинамической обстановки процесса.

В качестве реактора-ректификатора целесообразно использовать колонну в виде трубчатого теплообменника. Оба аппарата образуют совмещенный реакционно-массообменный агрегат.

Таким образом, использованный ряд РТ-методов интенсификации (совмещение химических процессов, совмещение химических процессов с тепломассообменными, оптимизация температуры, давления, конверсии, кратности рециркуляции, введение дополнительного вещества, изменение количества фаз — ранее процесс дегидратации проводили в гомогенной системе) привел к необходимости применения АК-методов, а именно использование комбинированных аппаратов, оптимизация схемы движения фаз, использование энергии газа для турбулизации и транспортировки жидкости, обеспечение многократной инверсии фаз и т. д.

Разработана опытно-промышленная ХТС производства DMA (рис. 43). DMA, поступающий из мерника 1, испаряется в кипятильнике 3 и подается под нижнюю

тарелку реактора-десорбера 18. На эту же тарелку насосом 13 из мерника 4 подается МК. Из реактора-десорбера 18 жидкостная фаза подается на верхнюю, а газовая — под нижнюю тарелку ловушки МК 2. Из нижней части ловушки 2 смесь ФДМА с ДМФА и водой через теплообменник 7 направляется в пленочный испаритель 5. Пары ДМФА и воды из испарителя 5 подаются в ловушку 2, а неиспарившаяся жидкость сливается в мерник 6, откуда насосом 14 возвращается в реактор-десорбер 18. Для связывания МК, которая может обра-

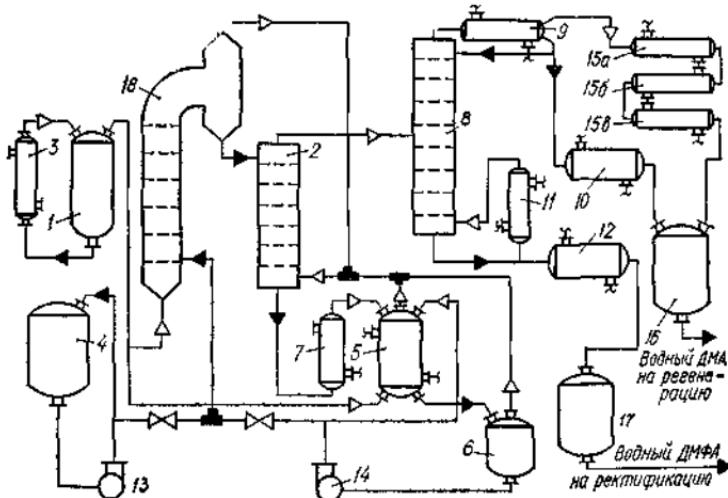


Рис. 43. Упрощенная технологическая схема принятого варианта ХТС производства ДМФА.

зовываться в результате гидролиза ДМФА, пленочный испаритель 5 продувается диметиламином.

Поскольку ДМА подается в реактор-десорбер 18 и пленочный испаритель 5 в избытке, для его отделения используют ректификационную колонну с выносным кипятильником 11. Отделяемый водный ДМА из дефлегматора 9 через холодильник 10 сливается в мерник 16. Нескondенсировавшиеся пары из дефлегматора 9 направляются в холодильник 15 для конденсации, откуда конденсат сливается в мерник 16. Водный ДМФА из нижней части колонны 8 через холодильник 12 подается в емкость 17, откуда направляется на ректификацию для окончательной очистки. Промышленный реактор-десорбер выполнен виде полого аппарата (диаметр 325 мм, высота 4 м, расстояние между тарелками 0,3 м, аппарат секционирован 12 тарелками с 9 эжекционными ККУ на

каждой). Вверху реактор заканчивается сепаратором (диаметр 0,5 м, высота 1,5 м). МК со скоростью 300—400 кг/ч подается на первую нижнюю тарелку реактора-десорбера. На эту же тарелку подается также со скоростью 200—300 кг/ч рециркулят. Под тарелку подается DMA — пар со скоростью, обеспечивающей 20—40 % избытка от теоретически необходимого для полного связывания МК (380—450 кг/ч).

Взаимодействие МК и DMA практически заканчивается на первой тарелке. Выделяющееся при этом реакционное тепло расходуется на разогрев реакционной массы и потребляется протекающей параллельно реакцией дегидратации ФДМА, а также на испарение ДМФА, подаваемого с рециркулятом. В первой секции устанавливается температура 145—150 °С. Образующийся попутный паровой поток ДМФА и воды вместе с избыточным DMA перемещается вверх по реактору и транспортирует жидкую реакционную массу и вышерасположенные секции. Тепло, выносимое газожидкостным потоком из первой секции, относительно равномерно распределяется по высоте аппарата. В связи с этим продолжается реакция дегидратации ФДМА. За время прямоточного движения реагентов по реактору ФДМА, образовавшийся в первой секции, примерно на 70—85 % превращается в ДМФА.

Из реактора-десорбера жидкую фазу поступает в сепаратор, затем — в вертикальный трубчатый испаритель, работающий в режиме реактора-десорбера. Жидкая фаза, перемещаясь по обогреваемым поверхностям трубок, контактирует с восходящим паровым потоком, при этом одновременно происходят два процесса: перевод продуктов реакции в паровую fazu и продолжение дегидратации ФДМА. Для предотвращения гидролиза ДМФА в куб подается DMA. Оптимальным является такой режим работы, при котором конверсия ФДМА составляет 90—95 %, а из куба выводится жидккая фаза со скоростью 200—300 кг/ч, в том числе 40—50 % ФДМА, 40—50 % ДМФА и 5 % воды. Жидкая фаза из куба реактора-ректификатора смешивается со свежей МК и подается на первую тарелку реактора-десорбера. Паровая фаза из двух реакторов объединяется и через ловушку МК подается в среднюю часть колонны предварительной ректификации, из верхней части которой со скоростью 200—250 кг/ч выводится дистиллят, содержащий до 40 % DMA (остальное — вода и следы ДМФА). Целевой продукт — водный ДМФА выводится из куба колонны со скоростью 550—650 кг/ч и передается на окончательную очистку ректи-

фикацией. Основные показатели работы установки приведены в табл. 16.

Химизм получения диметилацетамида (ДМАА) из уксусной кислоты (УК) и ДМА аналогичен химизму получения ДМФА. Однако использование аналогичных технологических и конструктивных решений и методов интенсификации не во всех случаях представляется возможным из-за значительных различий в тепловых эффектах реакций синтеза АДМА и дегидратации последнего,

16. Сопоставление вариантов установок производства ДМФА

Статья затрат	Расходные нормы, р/т	
	Действующая установка	Новая ХТС
Сырье и материалы:		
диметиламин	209,86	207,20
МК	317,26	307,8
MoO ₃ — катализатор	7,31	—
Энергетические расходы:		
пар	8,55	4,90
электроэнергия	28,0	5,20
вода	3,84	1,62
азот	3,00	2,00
Зарплата	3,49	2,78
Содержание оборудования	8,65	5,94
Полная себестоимость продукции	634,98	572,06
Годовой экономический эффект при мощности 5000 т/г, р./год		402 тыс.

значительно более высоких значений констант скорости обратных реакций и др. В связи с этим, как показали исследования, кроме использования отмеченных ранее РТ-методов интенсификации, целесообразно использовать катализаторы дегидратации (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 процессов 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—УК и осуществляют ее рецикл за счет возврата в зону реакции в смеси со свежей УК, подаваемой на стадию синтеза АДМА. Эти предложения по ХТС «ДМАА» были апробированы на опытно-промышленной установке непрерывного действия УК в смеси с рециркулирующими ДМАА и АДМА подавали на нижнюю тарелку прямо-

точного реактора-десорбера, каждая секция которого снабжена змеевиками для корректировки температурного режима в аппарате. При восходящем движении смеси УК взаимодействовала с газообразным ДМА, подаваемым под нижнюю тарелку. Одновременно шла реакция превращения АДМА в ДМАА и воду. Реакционная смесь поступала в нижнюю часть противоточного колонного реактора-ректификатора, куб которого обогревался ВОТ. В куб подавали газообразный ДМА с целью уменьшения гидролиза ДМАА. В верхней части реактора отбирали смесь, содержащую избыточный ДМА, ДМАА и воду. Пары УК не попадали в дистиллят, так как связывались по высоте колонны в нелетучий АДМА, осаждаемый флегмой в куб колонны.

Оптимальные параметры процесса, обеспечивающие высокую интенсивность и отсутствие АДМА в дистилляте, определяли, используя методы математического планирования эксперимента. В качестве факторов, влияющих на процесс, были приняты избыток ДМА, подача УК, температура куба и верха. Оказалось, что оптимальными являются 5 %-ный избыток ДМА, оптимальная температура верха 70—80 °С, низа — 150—160 °С, флегмовое число — 4,2. При расчете интенсивности работы реактора непрерывного получения ДМАА установлено, что ее значение в 12 раз больше интенсивности эксплуатируемых реакторов периодического действия. В связи с необходимостью создания крупнотоннажного производства ДМАА были проведены дальнейшие исследования кинетики наиболее длительной стадии дегидратации АДМА с целью определения новых методов интенсификации и синтеза оптимальной ХТС. Согласно классификации методов интенсификации, приведенной ранее, представляют интерес такие методы, как организация РРП, использование катализаторов процесса дегидратации, организация рециркуляции.

Все эти методы были использованы при разработке показанной на рис. 44 опытно-промышленной установки дегидратации АДМА, в которой максимально использована одна из эксплуатирующихся установок периодического действия.

СИНТЕЗ ХТС ПРОИЗВОДСТВА ДИОКСАНА

Один из основных промышленных способов получения 1,4-диоксана заключается в дегидратации диэтиленгликоля (ДЭГ) в присутствии катализатора. При этом обра-

зуется водный раствор диоксана, из которого выделяют готовый продукт азеотропной ректификацией. Химическая реакция протекает в жидкостном емкостном реакторе с мешалкой, а выделение товарного диоксана из образующихся по реакции его водных растворов — на насадочных ректификационных колоннах периодического действия.

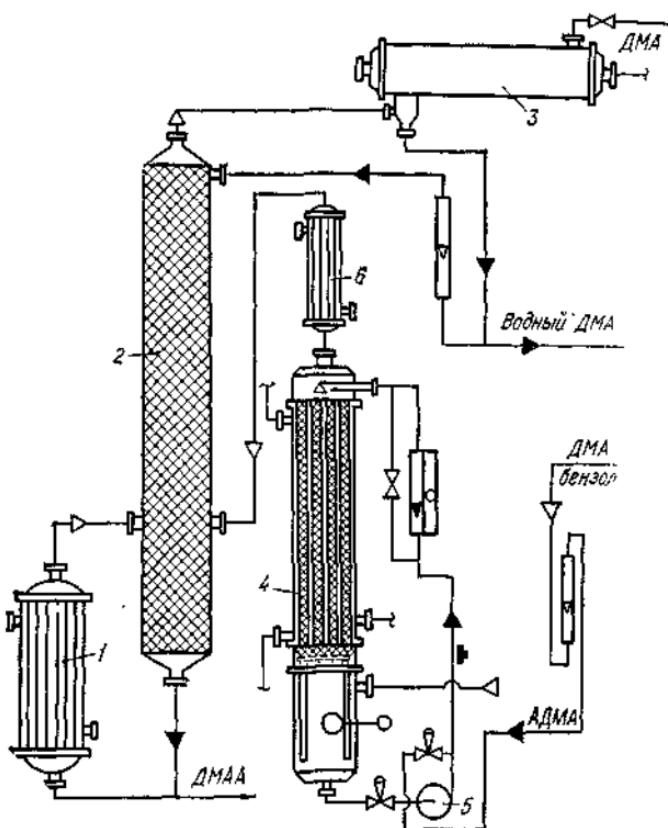


Рис. 44. Принципиальная схема реконструкции существующей на ШЗХР периодической установки дегидратации АДМА в опытно-промышленную непрерывного действия:

1 — куб-кипятильник; 2 — ректификационная колонна; 3 — дефлегматор; 4 — реактор пленочный; 5 — насос; 6 — конденсатор.

Разработка непрерывной ХТС производства диоксана осуществлялась согласно предложенной выше стратегии синтеза ХТС производств чистых веществ. Результаты лабораторных исследований кинетики процесса показали, что интенсификация процесса получения водного диоксана может быть обеспечена совмещением химической реакции и процесса массообмена [30; 44] путем постоянной

подачи паров бензола в зону реакции в количестве, достаточном для связывания реакционной воды в низкокипящий азеотроп, что обеспечивает ускоренное удаление из реакционной массы образующейся воды, снижающей скорость образования диоксана. Кроме того, газообразный бензол способствует удалению и диоксана из зоны высоких температур за счет десорбции, а также повышает эффективность перемешивания реакционной массы.

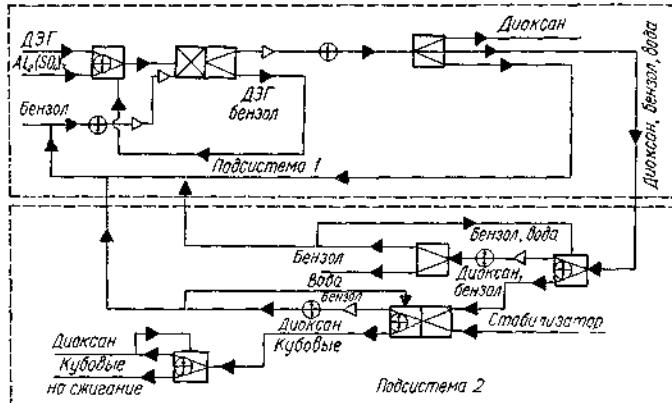


Рис. 45. Технологическая схема ХТС производства диоксана.

В соответствии с предложенной методикой синтеза были выделены две подсистемы: обеспечения заданной производительности ХТС (подсистема 1) и обеспечения требуемого качества производимого продукта (подсистема очистки 2). Для второй подсистемы выбрана схема трехколонной азеотропной ректификации. В одной из колонн производится отделение воды, во второй — бензола, в третьей — высококипящих продуктов осмоления.

При решении задачи синтеза подсистемы учитывалось, что с увеличением расхода парообразного бензола скорость реакции дегидратации ДЭГа увеличивается; при совмещении химического и массообменного процессов интенсивность реактора повышается; при конденсации и охлаждении паровой фазы, отводимой из реакционно-разделительного аппарата, образуется расслаивающаяся система диоксан — вода — бензол. Кроме того, поскольку водный слой практически не содержит бензола и диоксана, то разделению целесообразно подвергать верхний органический слой, отводимый из флорентийского сосуда.

С учетом указанного, в качестве базового варианта подсистемы 1 была выбрана схема, состоящая из четырех

аппаратов: прямоточного реактора-десорбера, испарителя, холодильника и флорентийского сосуда. Технологическая схема ХТС производства диоксана в операторах приведена на рис. 45. Конструкция реактора-десорбера обоснована в главе 5, а некоторые вопросы его математического моделирования освещены в главе 2.

Разработанная химико-технологическая система производства 1,4-диоксана частично реализована на Шосткинском заводе химических реагентов. В новой ХТС по сравнению с эксплуатирующейся интенсивность опытного реактора синтеза водного диоксана в несколько раз выше, чем реактора периодического действия; уменьшено количество единиц технологического оборудования и их емкость; за счет применения совмещенного процесса и катализатора $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ снижено осмоление продукта, увеличен выход продукта и время безотказной работы оборудования.

Кроме того, обеспечена полная автоматизация, снижены трудо- и энергозатраты, повышен общий выход продукта, а также уменьшены выбросы в атмосферу, загрязнение сточных вод. В результате организации непрерывного процесса производства диоксана по новой технологии получен значительный экономический эффект.

СИНТЕЗ ХТС ДЛЯ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ЛЕЦИТИНА ИЗ ФОСФАТИДОВ

Лецитин относится к фосфолипидам, является биологически активным веществом и широко применяется в парфюмерной и пищевой промышленности, в медицине и для научных исследований в биохимии.

Наиболее перспективным и экономически выгодным является получение лецитина из растительного сырья, в частности, экстрагированием из фосфатидов [55]. Как показано в главе 1, максимальный технический успех может быть достигнут при комплексном сочетании РТ- и АК-методов интенсификации. Выше предложено много методов интенсификации, часть из которых приемлема для процессов в системах твердое тело — жидкость.

В процессах получения α -лецитина происходит экстрагирование из мелкодисперской твердой фазы. Хотя в данном случае, как показали предварительные исследования, процесс целесообразно вести в прямоточном режиме, описанные методы интенсификации также являются перспективными.

В качестве растворителей на стадии извлечения масла из фосфатидного концентрата были использованы Н-

тексан и ацетон. Применение Н-гексана связано с изучением возможности замены ацетона более дешевым растворителем. Оптимальное соотношение растворителя *L* и фосфатидного концентрата *G* составило 9.

Лабораторные исследования показали, что первую стадию процесса получения лецитина целесообразно проводить при температуре не выше 30 °С, используя в качестве растворителя ацетон, поскольку в этих условиях извлечение масла максимальное, а извлечение лецитина из фосфатидов минимально.

Исследования по извлечению лецитина из подсолнечного фосфатидного концентрата проводились на экспериментальной установке периодического действия. В качестве экстрагента лецитина использовали этиловый спирт. Экстрактор был аналогичен реактору бромирования, описанному в главе 5. Испытания показали, что в аппарате подобной конструкции возможно и целесообразно осуществление процессов экстракции в непрерывном режиме при соотношении жидкой фазы к твердой, равном 5—7. Уменьшение этого соотношения приводит к забиванию аппарата твердой фазой и уменьшению надежности его работы, увеличение — к чрезмерному разбавлению полученной мисцеллы, что приводит к энергетическим потерям при дистилляции. Для интенсификации процесса за счет повышения скорости массообмена экстрактор целесообразно снабдить штангами, на которых установлены перфорированные тарелки, выполненные в виде усеченных конусов, совершающие возвратно-поступательное движение. Такое решение реализует ряд приведенных выше методов интенсификации процесса экстракции, а также облегчает проведение последующей декантации фаз в связи с уменьшенным истиранием твердых частиц.

На основании результатов исследований была разработана и создана промышленная установка получения α -лецитина, включающая проведение процессов двухступенчатой экстракции (последовательно ацетоном — масла и спиртом — лецитина), регенерацию растворителей и ректификацию смеси ацетон — этанол (рис. 4б). Вначале фосфатидный концентрат обезжиривается ацетоном в экстракторах 1, а затем в экстракторе 4 происходит экстракция α -лецитина этиловым спиртом. Обезжикивание и экстракция α -лецитина осуществляются при непрерывной подаче растворителя и сырья в экстрактор при интенсивном перемешивании. В центрифугах 1, 4 происходит отделение твердой фазы, а дистилляторы 3, 7 предназначены для отделения растворителя с целью после-

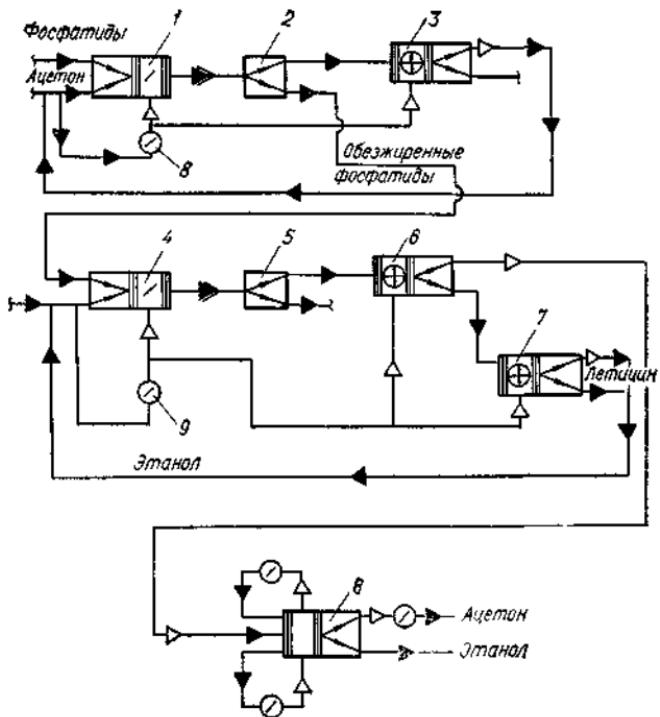


Рис. 46. Схема химико-технологической системы «Лецитин» в технологических операторах.

1, 4 — экстракторы; 2, 5 — центрифуги; 3, 6—8 — дистилляторы.

дующего возвращения на соответствующие стадии экстракции. Разделение системы ацетон — этиловый спирт выполняется в ректификационной колонне. Готовый продукт, в виде 50 %-ного раствора α -лекитина в этиловом спирте, поступает потребителям.

Описанная ХТС внедрена с экономическим эффектом свыше 1 млн. р. в год, что позволило отказаться от закупки за рубежом лекитина и лекитинсодержащих продуктов.

Подобные ХТС, использующие ряд современных методов интенсификации, могут быть использованы в качестве унифицированных для многих процессов извлечения веществ из природного сырья, например облепихового, пихтового, розового масла, инулина и т. п.

Различные модификации описанных ХТС могут быть использованы в процессах растворения и выщелачивания в технологии неорганических веществ.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. А. с. 189801 СССР, МКИ² ВО1Д. Массообменный роторный аппарат.
2. А. с. 212987 СССР, МКИ² ВО1 Д 3/30. Контактное устройство.
3. А. с. 295314 СССР, МКИ² ВО1Д 53/20. Насадка.
4. А. с. 338231 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Клапанная тарелка.
5. А. с. 345926 СССР, МКИ² ВО1 Д 3/30. Контактный элемент.
6. А. с. 355963 СССР, МКИ² ВО1 Д 3/32. Способ осуществления массообмена в магнитном поле.
7. А. с. 413953 СССР, МКИ² ВО1 Д 3/30. Контактный элемент противоточной клапанной тарелки.
8. А. с. 416070 СССР МКИ² ВО1Д 3/30. Массообменная тарелка.
9. А. с. 423481 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Клапанная тарелка.
10. А. с. 424575 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Контактная тарелка.
11. А. с. 439298 СССР, МКИ² ВО1Д 11/04. Насадка для экстракционных аппаратов.
12. А. с. 446283 СССР, МКИ² ВО1Д 3/20. Контактное устройство.
13. А. с. 454034 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Клапанная тарелка.
14. А. с. 457695 СССР, МКИ² СО7С121/42. Способ получения β-аминопропионитрила.
15. А. с. 476882 СССР, МКИ² ВО1Д 3/32. Аппарат для проведения массообменных и реакционных процессов.
16. А. с. 483396 СССР, МКИ² СО7С 103/36. Способ получения диметилформамида.
17. А. с. 503586 СССР, МКИ² ВО1Д 53/20. Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов.
18. А. с. 507341 СССР, МКИ² ВО1Д 53/20. Насадка.
19. А. с. 510913 СССР, МКИ² СО7С 103/36. Способ получения ДМФА.
20. А. с. 521897 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Клапанная тарелка.
21. А. с. 26375 СССР, МКИ² ВО1Д 53/20. Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов.
22. А. с. 535798 СССР, МКИ² СО7С 101/08. Способ получения β-аланина.
23. А. с. 541480 СССР, МКМ² ВО1Д 3/20. Тепломассообменный аппарат.
24. А. с. 550376 СССР, МКИ² СО7С 31/16. Способ получения бензилового спирта.
25. А. с. 556826 СССР, МКИ² ВО1Д 53/20. Регулярная насадка.
26. А. с. 563997 СССР, МКИ² ВО1Д 53/20. Регулярная насадка.
27. А. с. 567453 СССР, МКИ² ВО1Д 3/00. Способ проведения массообменных и реакционных процессов.
28. А. с. 570369 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Контактное устройство.
29. А. с. 571281 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Клапанное контактное устройство.
30. А. с. 574447 СССР, МКИ² СО7С 31/16. Способ получения 1,4-диоксана.
31. А. с. 580867 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Тарелка.
32. А. с. 581951 СССР, МКИ² ВО1Д 3/30. Способ взаимодействия газа с жидкостью.

33. А. с. 584865 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Контактное устройство.
34. А. с. 592420 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Контактный элемент массообменной тарелки.
35. А. с. 601015 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Контактное устройство.
36. А. с. 603399 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Колонный аппарат для проведения тепломассообменных и реакционных процессов.
37. А. с. 6116332 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Контактное устройство.
38. А. с. 626786 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Тепломассообменный аппарат.
39. А. с. 636004 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Контактная гарелка.
40. А. с. 643166 СССР, МКИ² ВОИД 11/04. Способ проведения массообменных процессов, преимущественно процессов экстракции, растворения и выщелачивания.
41. А. с. 644516 СССР, МКИ² ВОИД 53/18. Ороситель для тепломассообменных аппаратов.
42. А. с. 659165 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Массообменная тарелка.
43. А. с. 661894 СССР, МКИ² СО7С 102/04. Способ получения диметиламида муравьиной или уксусной кислот.
44. А. с. 661896 СССР, МКИ² СО7С 31/16. Способ получения безводного диоксана.
45. А. с. 661962 СССР, МКИ² С11 В 1/10. Способ экстракции.
46. А. с. 670306 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Клапанное контактное устройство.
47. А. с. 671826 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Контактное устройство.
48. А. с. 683758 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Тепломассообменный аппарат.
49. А. с. 729237 СССР, МКИ² С11 В 1/10. Способ дистилляции масляных мыщелл.
50. А. с. 760991 СССР, МКИ² ВОИФ 7/22. Устройство для перемешивания жидкости.
51. А. с. 793620 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Тепломассообменный аппарат.
52. А. с. 799775 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Контактное устройство.
53. А. с. 799794 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Абсорбер.
54. А. с. 806048 СССР, МКИ² ВОИД 1/22. Пленочный секционный испаритель.
55. А. с. 8333977 СССР, МКИ² СО7 9/10. Способ извлечения α -лещитина из расщепленного фосфатидного сырья.
56. А. с. 835456 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Тепломассообменный аппарат.
57. А. с. 841632 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Массообменная тарелка.
58. А. с. 844015 СССР, МКИ² ВОИД 11/00. Способ экстрагирования из твердых тел.
59. А. с. 865307 СССР, МКИ² ВОИД 11/04. Способ массообмена газа с жидкостью.
60. А. с. 874142 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Абсорбционная колонна.
61. А. с. 880437 СССР, МКИ² ВОИД 3/30. Контактное устройство.

62. Автоматизированное проектирование генеральных планов промышленных предприятий / В. Г. Вайнер, С. Б. Губиницкий, И. Д. Зайцев, Л. И. Залевская. — Киев : Будівельник, 1986.— 112 с.
63. Аксельруд Г. А., Молчанов А. Д. Растворение твердых веществ. — М. : Химия, 1977.— 268 с.
64. Астарита Дж. Массопередача с химической реакцией. — Л. : Химия, 1971.— 224 с.
65. Верхоглятницкий П. Д., Латинский В. С. Справочник по модульному конструированию радиоэлектронной аппаратуры. — Л. : Судостроение, 1983.— 382 с.
66. Городецкий И. Я., Васин А. А., Олевский В. М. Вибрационные массообменные аппараты. — М. : Химия, 1980.— 100 с.
67. Гэри М., Джонсон Д. Вычислительные машины и труднорешимые задачи. — М. : Мир, 1982.— 416 с.
68. Данквертс. Газо-жидкостные реакции. — М. : Химия, 1973.— 296 с.
69. Джейферс Дж. Введение в системный анализ: Применение в экологии. — М. : Мир, 1981.— 256 с.
70. Дитрих Я. Проектирование и конструирование: Системный подход: Пер. спольск.— М. : Мир, 1981.— 456 с.
71. Задорский В. М. Интенсификация газожидкостных процессов в химической технологии. — Киев : Техніка, 1979.— 198 с.
72. Задорский В. М., Васин Н. В. К вопросу о влиянии пузырьков газожидкостного слоя на массотдачу в барботажной колонне. — ТОХТ, 1974, т. 8, № 1, с. 105—107.
73. Задорский В. М., Фокин А. П., Яковенко М. М. К вопросу оптимального конструирования оборудования для технологических процессов получения химических реагентов. // Тр ИРЕА, выпуск 44.— М., 1982.— С. 185—200.
76. Зайцев И. Д. Теория и методы автоматизированного проектирования химических производств. — Киев : Наукова думка, 1984.— 306 с.
75. Зайцев И. Д., Салыга В. И. Автоматизация проектирования непрерывных производств. — Киев : Техніка, 1979.— 157 с.
74. Зайцев И. Д., Зозуля А. Ф., Асеев Г. Г. Машиный расчет физико-химических параметров неорганических веществ. — М. : Химия, 1983.— 256 с.
77. Исакович М. А. Общая акустика. — М. : Наука, 1973.— 496 с.
78. Каневец Г. Е., Зайцев И. Д., Головач И. И. Введение в автоматизированное проектирование теплообменного оборудования. — Киев : Наукова думка, 1985.— 232 с.
79. Кантарджян С. Л. Экономические проблемы оптимизации химико-технологических процессов. — М. : Химия, 1980.— 149 с.
80. Кардашев Г. А., Михайлов П. Е. Тепломассообменные акустические процессы и аппараты. — М. : Машиностроение, 1973.— 223 с.
81. Карпачева С. М., Захаров Е. И. Основы теории и расчета пульсационных колонных реакторов. — М. : Атомиздат, 1980.— 256 с.
82. Кафаров В. В., Ветохин В. Н. Основы построения операционных систем в химической технологии. — М. : Наука, 1980.— 429 с.
83. Кафаров В. В., Дорохов И. Н. Системный анализ процессов химической технологии (основы стратегии). — М. : Наука, 1976.— 499 с.

84. Кафаров В. В., Мешалкин В. П., Манко Г. И. Принципы системно-информационного анализа эффективности химико-технологических систем. // Доклады АН СССР, т. 259, № 5.—1165 с.
85. Кафаров В. В., Мешалкин В. П., Перов В. Л. Математические основы автоматизированного проектирования химических производств.— М. : Химия, 1979.— 318 с.
86. Кафаров В. В. Основы массопередачи. Системы газ — жидкость, пар — жидкость, жидкость — жидкость.— М. : Высш. шк., 1979.— 439 с.
87. Кафаров В. В. Принципы создания безотходных химических производств.— М. : Химия, 1982.— 288 с.
88. Конобеев Б. И., Фаидеев М. А., Арутюнян Г. Р. Массообменные процессы с регулируемыми циклами.— ТОХТ, 1976, т. 10, № 2, с. 190—197.
89. Легасов В. А., Сафонов М. С. Гибкая химическая технология.— Хим. пром-ть, 1985, № 8.— С. 471—477.
90. Маргулис М. А. Основы звукохимии (химические реакции в акустических полях).— М. : Высш. шк., 1984.— 272 с.
91. Мюллер И. Эвристические методы в инженерных разработках.— М. : Радио и связь, 1984.— 141 с.
92. Нагиев М. Ф. Теория рециркуляционных процессов в химии.— М. : АН СССР, 1962.— 460 с.
93. Николаев В. И., Брук В. М. Системотехника: методы и приложения.— Л. : Машиностроение, 1985.— 198 с.
94. Новицкий Б. Г. Применение акустических колебаний в химико-технологических процессах.— М. : Химия, 1983.— 191 с.
95. Пэнти Р. Методы системного анализа окружающей среды.— М. : Мир, 1979.—213 с.
96. Разработка аппаратов на основе унифицированных модулей для высокoeffективных химико-технологических процессов / В. В. Кафаров, В. П. Мешалкин, Г. И. Манко, В. М. Задорский.// Информ. бюл. по хим. пром-сти, СЭВ, 4 (107), 1984.— С. 36—38.
97. Рамм В. М. Абсорбция газов.— М. : Химия, 1976.— 656 с.
98. Розовский А. Я. Гетерогенные химические реакции.— М. : Наука, 1980.— 323 с.
99. Системное проектирование химико-технологических комплексов / Г. А. Столяхин, И. М. Кисиль, И. И. Браславский; Под ред. И. Д. Зайцева.— К. : Техніка, 1983.— 120 с.
100. Соколов В. Н., Решанов А. С. Исследование массообмена в барботажном экстракторе.— В сб.: Процессы химической технологии.— М. ; Л. : Наука, 1965.— С. 151—154.
102. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками.— Л. : Химия, 1975.— 28 с.
103. Трейбал Р. Жидкостная экстракция.— М. : Химия, 1966.— 360 с.
104. Ультразвук. Краткая энциклопедия.— М. : Советская энциклопедия, 1979.— 173 с.
106. Федоткин И. М. Интенсификация технологических процессов.— Киев : Выща школа, 1979.— 343 с.
105. Федоткин И. М., Жарин Б. Н., Погоржельский Б. И. Интенсификация технологических процессов пищевых производств.— Киев : Техніка, 1984.— 175 с.
107. Химико-технологические системы. Синтез, оптимизация и управление / Под ред. И. П. Мухленова.— Л. : Химия, 1986.— 424 с.
108. Эмануэль Н. М., Кнорре Д. Т. Курс химической кинетики.— М. : Высш. шк., 1974.— 395 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

	Стр.
Предисловие	3
Глава 1. Классификация и применение методов интенсификации химико-технологических процессов и аппаратов	6
Глава 2. Реакционно-разделительные процессы	32
Глава 3. Влияние конструктивных особенностей клапанных контактных устройств на гидродинамические и массообменные характеристики аппаратов	67
Глава 4. Интенсификация массообменных аппаратов и реакторов	106
Глава 5. Конструирование химико-технологических аппаратов на основе модульного принципа	143
Глава 6. Создание новых химико-технологических систем с высоконтенсивным оборудованием	184
Список литературы	205

Производственное издание

ЗАДОРСКИЙ Вильям Михайлович

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ НА ОСНОВЕ СИСТЕМНОГО ПОДХОДА

Редактор Т. Н. Глазунова
Оформление художника А. В. Елизарова
Художественный редактор Ю. Я. Чертюев
Технический редактор Н. А. Бондарчук
Корректор Г. Г. Бондарчук

ИБ 3573

Сдано в набор 19.12.88. Подписано в печать 28.04.89. БФ01679. Формат 84х
Х 108¹/₂. Бумага типографская № 2. Гарнитура литературная. Печать высо-
кая. Усл. пея. л. 10,92. Усл. кр.-отт. 11,35. У4.-изд. л. 11,67. Тираж 1000 экз.
Зак. № 8—3716. Цена 70 к.

Издательство «Тэхника». 252601 Киев 1, ул. Крещатик, 5.

Отпечатано с матриц Головного предприятия республиканского производ-
ственного объединения «Полиграфкнига». 252657, Киев, ул. Довженко, 3
в Нестеровской городской типографии, г. Нестеров, Львовской обл.,
ул. Горького, 8. Зак. 2671.