

Министерство образования и науки Украины

Национальный технический
университет "Харьковский
политехнический институт



Сумский государственный
университет



ОСНОВЫ ГИДРОДИНАМИКИ И МАССОПЕРЕНОСА В РОТОРНЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТАХ

Пляцук Л. Д., Шапорев В. П., Моисеев В. Ф., Манойло Е. В.,
Питак И. В., Васильев М. И., Васькин Р. А.

Монография

Сумы
Сумский государственный университет
2013

УДК 66.021.3-253:532.5

ББК

О-75

Рецензенты:

В. М. АТАМАНЮК - доктор технических наук, профессор кафедры химической инженерии Национального университета «Львовская политехника»;

Л.Г. Филатов – доктор технических наук, профессор кафедры прикладной экологии Сумского государственного университета

Рекомендовано к печати

ОСНОВЫ ГИДРОДИНАМИКИ И МАССОПЕРЕНОСА В РОТОРНЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТАХ

**Пляцук Л.Д., Шапорев В.П., Моисеев В.Ф., Манойло Е.В.,
Питак И.В., Васильев М.И., Васькин Р.А.**

В монографии проведен анализ способов интенсификации массообмена в газожидкостных средах и анализ существующих конструкций роторных аппаратов. Проанализированы существующие методы описания процессов, происходящих при работе роторных аппаратов в условиях различных гидродинамических режимов. Даны рекомендации по расчету основных геометрических размеров и технологических параметров роторных аппаратов для проведения массообменных процессов в двухфазных системах.

УДК 66.021.3-253:532.5

ББК

© Пляцук Л. Д., Шапорев В. П., Моисеев В. Ф.,
Манойло Е. В., Питак И. В., Васильев М. И.,
Васькин Р. А., 2013

ISBN 978-966-657-486-5

© Сумский государственный университет, 2013

ПРЕДИСЛОВИЕ

Малогобаритные аппараты роторного типа известны в технике и технологии уже более тридцати лет. Наибольшее применение эти аппараты нашли в химической и смежных с ней отраслях и технологиях. Конструктивная схема аппаратов роторного типа достаточно проста и, казалось бы, за такой большой срок и в силу простоты конструкции эти аппараты должны быть хорошо исследованы, закономерности их работы изучены и формализованы в математическом виде. Но кажущаяся простота принципа работы аппаратов роторного типа несет в себе простоту в механическом смысле и сложность в гидродинамическом описании. Вероятнее всего в силу многообразия и сложности физических и химических процессов, протекающих в фазах при обработке сред в аппарате роторного типа, тормозится их широкое внедрение в промышленность.

Основное назначение данной работы - это ознакомление специалистов, работающих в области процессов и аппаратов химической технологии, с возможностями использования аппаратов роторного типа в гидромеханических и тепломассообменных процессах и основами инженерных методов расчета этих аппаратов. Необходимо отметить, что перспективным направлением интенсификации химико-технологических процессов является применение аппаратов с высокоэнергетическим многофакторным воздействием, к которым можно отнести аппараты роторного типа.

Целью работы является обобщение теоретических основ методов расчета роторных аппаратов определяющих мощностные, режимные, конструктивные параметры и использования их результатов для модернизации и разработки конструкций роторных аппаратов.

ВВЕДЕНИЕ

Одними из основных процессов химической технологии являются массообменные процессы, среди которых значительная часть проводится в газожидкостных системах. К таким процессам относятся абсорбция, десорбция, ректификация, дистилляция и др. В основном они применяются для разделения жидких смесей или выделения отдельных компонентов из газовых или парообразных сред. Оборудование, предназначенное для проведения таких процессов, в большинстве случаев остается сравнительно металлоемким и малопродуктивным. Причем постоянно увеличиваются требования, предъявляемые к качеству конечных продуктов, обусловленные как жесткой конкуренцией различных производителей, так и все более возрастающей ролью экологического контроля. Поэтому, задачей аппаратного оформления современных массообменных процессов является поиск наиболее эффективных аппаратов, позволяющих улучшить качественные и количественные показатели.

По этой причине, в последнее время, возрос интерес к массообменной технике, работающей в интенсивных режимах развитой турбулентности с высокими относительными скоростями потоков газа и жидкости, и малым временем пребывания обрабатываемых фаз в рабочей зоне аппарата.

Интенсификация химико-технологических процессов и повышение эффективности технологического оборудования является одной из приоритетных задач развития науки и техники. Основой повышения качества продукции, увеличения производительности и снижения энергозатрат на проведение химико-технологических процессов служит разработка высокоэффективных технологических аппаратов с оптимальной удельной энергоемкостью и материалоемкостью, высокой степенью воздействия на обрабатываемые вещества.

В настоящее время перспективным научно-техническим направлением является разработка высокоэффективных аппаратов с многофакторным воздействием на обрабатываемую среду за счет ввода в рабочую зону массы и энергии большой плотности.

В современных химической, нефтехимической, пищевой и фармацевтической отраслях промышленности наблюдается переход от массообменных аппаратов колонного типа к аппаратам с механическим подводом энергии. К аппаратам, реализующим метод энергетического воздействия на химико-технологические процессы относят аппараты роторного типа, в которых межфазная турбулентность обеспечивается за счет действия центробежных сил.

Роторные массообменные аппараты способны обеспечить большую интенсивность процессов за счет высокой скорости диссипации механической энергии при ее достаточно равномерном распределении по рабочему объему. Интенсификация химико-технологических процессов в них обусловлена многофакторным воздействием на обрабатываемую жидкую гетерогенную среду, заключающемся в пульсациях давления и скорости потока жидкости, развитой турбулентности, высоких сдвиговых и срезающих усилиях, активации жидкости. В рабочих объемах аппарата за счет малых интервалов времени воздей-

ствия локализуется значительная мощность в потоке обрабатываемой жидкости.

Такие аппараты менее материалоемки, требуют меньших производственных помещений, их использование делает производства более гибкими и легко развертываемыми. Обладая сравнительно небольшой массой, они не требуют специально подготавливаемых фундаментов, что является важным преимуществом в условиях северной нефтедобычи. Кроме того, они имеют малое гидравлическое сопротивление и высокую удельную производительность. Однако помимо достоинств роторные аппараты имеют и ряд недостатков, что оставляет возможность для их дальнейшего совершенствования как конструктивного, так и принципиального. Поэтому проблема создания и исследования таких аппаратов весьма актуальна.

Следует отметить, что только в роторных аппаратах достигается необходимая для большинства современных нанотехнологий степень диспергирования фаз. Повышение требований к качеству получаемых продуктов определяет значимость исследований, направленных на создание аппаратов, позволяющих управлять интенсивностью процесса. К таким аппаратам можно отнести реакторы (аппараты) роторного типа, способные обеспечить большую интенсивность процессов за счет высокой скорости диссипации механической энергии.

Аппараты роторного типа зарекомендовали себя как достаточно эффективные устройства для проведения и интенсификации гидромеханических и массообменных процессов в различных отраслях промышленности. Вместе с тем эти аппараты достаточно просты в конструкции, их изготовление не требует сложных технологий, они надежны и эффективны в эксплуатации.

Скорость обменных процессов и скорость взаимодействия фаз (разве мы рассматриваем смесители) напрямую связаны со скоростью диссипации механической энергии в аппарате, поэтому определение скорости диссипации энергии при заданном гидродинамическом режиме становится определяющим для технологического расчета аппарата.

В свою очередь, значение требуемой скорости диссипации энергии определяет мощность, потребляемую аппаратом, и таким образом дает возможность сделать экономическую оценку целесообразности применения той или иной конструкции аппарата.

Аппараты указанной конструкции могут быть применены в ряде современных технологий таких как: газоочистка, нефтепереработка, производство спирта, производство силикатного стекла, синтез антибиотиков.

Весьма актуальными остаются в настоящее время работы, связанные с изучением механизмов протекания различных процессов в роторных аппаратах при больших скоростях диссипации энергии и применением достижений теоретической гидродинамики к разработке научно-обоснованных методов их расчета.

Однако в связи со сложностью и многообразием всего комплекса многофакторного воздействия на обрабатываемую жидкость в аппаратах роторного типа, актуальными являются следующие проблемы: всестороннее исследование физических, физико-химических и химических явлений, имеющих место при

обработке жидких гетерогенных сред, исследование комплексного воздействия на обрабатываемую гетерогенную жидкость различных физических факторов, интенсифицирующих химико-технологические процессы, а также научное обоснование и разработка высокоэффективных технологических аппаратов, их широкое внедрение в промышленность.

Таким образом, необходимо дальнейшее теоретическое и экспериментальное исследование всего комплекса эффектов и процессов протекающих в аппаратах роторного типа. Решение этих задач описывается в предлагаемой монографии.

Приведенные теоретические исследования ряда процессов, в том числе явлений переноса, протекающих в роторных аппаратах, проведены с использованием единого подхода, основанного на применении в качестве определяющего параметра скорости диссипации энергии. Для анализа закономерностей диссипации энергии в различных гидродинамических режимах течения предложен метод, опирающийся на элементы теории диссипативных систем. В работе показано, что выражение для расчета скорости диссипации энергии в турбулентном потоке может быть определено, исходя из представлений о фрактальности турбулентности. В работе также обоснованы способы экспериментальной оценки фрактальной размерности поля диссипации энергии и определения значения локальной скорости ее диссипации. Обобщены зависимости коэффициентов тепло-, массоотдачи и продольного перемешивания от фрактальной размерности поля диссипации энергии. Изучена работа роторных аппаратов в диапазоне скоростей диссипации энергии до 1000 Вт/кг.

1. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МНОГОФАЗНЫХ ПРОЦЕССОВ В РОТОРНЫХ АППАРАТАХ

1.1. Анализ методов интенсификации химико-технологических процессов

В настоящее время одним из перспективных методов интенсификации химико-технологических процессов (ХТП) и повышения эффективности химико-технологической аппаратуры (ХТА) признаются методы, основанные на применении различных физико-химических эффектов, использующих внутренние и внешние источники энергии [1-10].

Под интенсификацией химико-технологических процессов в широком смысле понимают получение прямого или косвенного экономического эффекта за счет увеличения производительности, КПД, уменьшения энерго- и материалоемкости, длительности лимитирующих стадий, повышения качества продукта, эргономических и социальных показателей.

Все перечисленные параметры являются целевыми функциями интенсификации. При интенсификации ХТП предпринимают целенаправленное изменение какой-либо группы факторов, которые оказывают влияние на целевые функции. Различают два вида задач интенсификации:

1) совершенствование существующих химико-технологических систем (ХТС);

2) разработка принципиально новых ХТС [3-11].

Под ХТС понимают ХТП, реализуемый в ХТА.

Для количественной характеристики интенсивности ХТП используют выражение $i = M / St$, которое показывает количество перенесенного вещества (энергии) – M , кг (Дж) через единицу площади (объема) – S , м² (м³) за единицу времени – t , с [9- 11].

Выявляя зависимость i от основных геометрических и режимных параметров ХТС, физических параметров обрабатываемой среды, определяют необходимость увеличения или уменьшения указанных параметров для увеличения i [9]. Критерий i получен на основе линейных кинетических уравнений, которые в ряде случаев не охватывают всего многообразия и сложности явлений тепло- и массопереноса [12-14].

Линейные законы переноса типа $dM / dt = kSF$, где F – движущая сила процесса; k – коэффициент скорости технологического процесса, могут быть обоснованы только в предположении о незначительности отклонения рассматриваемого процесса от состояния термодинамического равновесия и малости градиентов потенциалов переноса. Для анализа нелинейных соотношений между потоком переноса и градиентом потенциала используют принципы термодинамики необратимых процессов [15, 16]. Критерий i аналогичен потоку $dJ = dM / (dSdt)$ в термодинамике необратимых процессов.

Для большинства тепломассообменных, ряда гидромеханических процессов при инженерных решениях по выбору факторов, на которые необходимо воздействовать для увеличения i , можно использовать пропорциональность M параметрам S , F и k . Обычно для интенсификации тепломассообменных про-

цессов применяют перемешивание, дискретно-импульсный ввод энергии, специальные физические эффекты и организацию потоков. Для интенсификации механических и гидромеханических процессов необходимо активное влияние на движение отдельных элементов жидкости, газа и твердых тел [3-9, 17, 18].

Методы интенсификации ХТП разделяют на *комплексные*, при которых ХТС рассматривают как единое целое, и *декомпозиционные* методы, выявляющие и классифицирующие отдельные стадии ХТП или элементы ХТА [9]. Декомпозиционные методы можно разделить на две, тесно связанные между собой группы: режимно-технологические и аппаратурно-конструктивные [9]. Выделяют также методы пассивные, которые не требуют прямых затрат внешней энергии и активные, которые требуют затрат внешней энергии [17]. Между режимными и конструктивными, активными и пассивными методами нельзя провести четкую границу. Пассивные методы также требуют затрат энергии, но энергия расходуется не в явном виде. Использование нового для ХТП режимного метода, как правило, сопряжено с определенными изменениями ХТА с использованием конструктивных методов. В этом случае можно провести аналогию между режимными и конструктивными методами, конструктивными и пассивными методами. Многие режимные и конструктивные методы связаны между собой, и здесь целесообразно применять комплексный подход в решении задач интенсификации ХТП [3-11, 17, 19].

Классификация методов ХТП дана в табл. 1.1. Каждый из методов интенсификации основывается на определенных физико-химических эффектах (ФХЭ). В табл. 1.1. указаны номера наиболее используемых ФХЭ, список которых приведен ниже.

Таблица 1.1. Методы интенсификации ХТП

Режимные	Конструктивные
Совмещение технологических процессов: ФХЭ №№ 5, 8, 9, 12, 14, 20	Совмещение аппаратов: ФХЭ №№ 1, 2, 3, 10, 15, 16, 17, 19, 20, 21, 22, 23, 24
Использование внутренних источников энергии: ФХЭ №№ 1, 2, 3, 4, 6, 12	Использование внешних источников энергии. ФХЭ №№ 14, 15, 16, 17, 18, 19, 20, 21, 22
Оптимизация режимных параметров: ФХЭ №№ 1, 2, 5, 13, 14	Оптимизация конструктивных параметров: ФХЭ №№ 1, 11, 24
Введение дополнительного вещества в рабочую зону: ФХЭ №№ 5, 7, 9	Введение специальных элементов в аппарат: ФХЭ №№ 6, 10, 11, 19, 20, 21, 22
Дискретно-импульсный ввод энергии: ФХЭ №№ 2, 3, 4, 19	
Создание нестационарностей (температуры, давления, концентрации, плотности и т.п.): ФХЭ №№ 1, 2, 5, 6, 10	
Наложение полей (магнитного, электрического, акустического, электромагнитного): ФХЭ №№ 2, 6, 15, 16, 17, 18, 20, 21, 22, 23, 24	

Физико-химические эффекты:

1. Турбулентность – интенсивное перемешивание жидкости, пульсации скорости и давления в жидкости при ее течении.
2. Кавитация – разрыв сплошности жидкости под действием растягивающих напряжений, приводящих к образованию пузырьков, наполненных газом и паром.
3. Кумулятивный эффект – усиленное в определенном направлении действие резкого изменения давления (взрыв, схлопывание пузырьков и т.п.).
4. Гидроудар – результат резкого изменения давления в жидкости, вызванный мгновенным изменением скорости ее течения в трубопроводе.
5. Инверсия фаз – переход вещества из одного агрегатного состояния в другое.
6. Эффект Кармана (вихреобразование) – периодический срыв вихрей при обтекании тела потоком газа или жидкости.
7. Эффект Ребиндера – снижение поверхностного натяжения жидкости под действием поверхностно активных веществ.
8. Эффект Соре (термическая диффузия) – перенос вещества за счет теплопроводности.
9. Эффект Дюфура (диффузионная теплопроводность) – перенос тепла за счет диффузии вещества.
10. Эффект Джоуля – Томсона – изменение температуры газа при протекании его под действием постоянного перепада давления сквозь дроссель – местное препятствие потоку газа (капилляр, вентиль, пористая перегородка и т.п.)
11. Капиллярный эффект – проникновение жидкости в узкие каналы (капилляры), обусловленное явлениями смачивания или несмачивания поверхности капилляра.
12. Трибоэффект – преобразование механической энергии в тепловую при относительном движении тел и фаз.
13. Эффект Краусольда – зависимость коэффициента теплоотдачи (массоотдачи) от толщины пленки жидкости.
14. Эффект Рейнольдса – увеличение теплоотдачи (массоотдачи) за счет увеличения скорости потока.
15. Эффект Риги-Ледюка – увеличение теплопроводности материалов в магнитном поле.
16. Электро- и магнитосепарация – разделение гетерогенной среды за счет разности электро- и магнитопроводности фаз.
17. Электрофорез – перенос частиц в электрическом поле вследствие наличия разноименных зарядов у твердой и жидкой фаз.
18. Электроосмос – перемещение жидкости вдоль стенок капилляра под действием приложенной ЭДС.
19. Эффект Юткина (электрогидравлический удар) – генерация ударных волн в жидкости при ее электрическом пробое.
20. Фото-, лазеро-, радиационно-, звуко-, электро-, плазмохимические эффекты – химические превращения вещества под действием соответствующего облучения, а также плазмы под действием электрического тока (электролиз).

21. Пьезоэлектрический и пьезомагнитный эффекты – возникновение поляризации диэлектрика или намагниченности вещества под действием внешнего давления и наоборот.

22. Магнито- и электрострикция – изменение размеров тела, вызванные изменением его намагниченности или деформация диэлектриков в электрическом поле.

23. Автоколебания – возникновение колебаний в системе за счет преобразования энергии постоянного движения в колебательную.

24. Резонанс – возрастание амплитуды вынужденных колебаний при совпадении частоты вынужденных колебаний с собственной частотой колебательной системы.

Более подробно с физической сущностью и практическими применениями ФХЭ можно ознакомиться в литературе [3-9, 17].

Проблема интенсификации процессов теплообмена и химических превращений в двух – многофазных средах является чрезвычайно актуальной для многих технологий. Способы решения рассматриваемой проблемы могут быть различными, тем не менее, все они основаны на увеличении интенсивности межфазного взаимодействия за счет увеличения поверхности контакта фаз, повышения скорости относительного движения фаз, турбулизации и индуцирования локальных течений у поверхностей раздела фаз.

Относительно новое направление в сфере интенсификации химического синтеза является использование реакторов субмиллиметровых размеров, получивших название "микрореакторы" [20]. Для них характерны экстремально большое соотношение поверхность/объем и исключительно высокие скорости массо- и теплопереноса. Благодаря этим свойствам в микрореакторах могут безопасно протекать каталитические процессы с участием токсичных и взрывоопасных веществ, реален контроль процессов, сопровождающихся чрезвычайно большими поглощениями или выделениями тепла, например, в ядерных реакторах [21]. Один из способов интенсификации тепло- и массообменных процессов основан на применении поверхностей со сферическими углублениями [22].

Звуковые и ультразвуковые колебания, распространяющиеся в гетерогенных системах, так же способствуют повышению скорости тепло- и массопередачи и других физико-химических процессов [23, 24]. Для генерирования звуковых и ультразвуковых колебаний используются различные излучатели – гидродинамические, пьезоэлектрические, магнитоэлектрические. Гидродинамические излучатели имеют ряд преимуществ, так как они работают в более широком диапазоне частот и имеют более низкую стоимость. Так в роторно-пульсационных аппаратах [25] создается пульсирующий поток жидкости, который, проходя прорези ротора и ударяясь о промежутки между щелями статора, приводит к возникновению гидравлического удара. В роторно-пульсационном аппарате сочетаются принципы работы дезинтеграторов, дисмембраторов, центробежных насосов и коллоидных мельниц. При прохождении ударной волны в трехфазной системе происходит равномерное взвешивание твердой фазы в объеме, сопровождающееся интенсивным дроблением находящихся в ней пузырьков.

ков [26]. При этом интенсивность массообменных процессов между жидкой и твердой фазой, по сравнению с массообменом в аппарате с мешалкой, увеличивается в 3 - 7 раз.

Одним из способов интенсификации процесса массопереноса между газом и жидкостью является введение в жидкость поверхностно - активных добавок, которые приводят к возникновению мелкомасштабной поверхностной конвекции и, как следствие, к интенсификации переноса тепла и массы [27].

Так же возможно ускорить процесс массопереноса между газом и жидкостью путем введения специального вещества (переносчика), обладающего свойством лабильно связывать молекулы газовой фазы и отдавать его жидкости, метод «диффузионного шунта» [28, 29]. В качестве переносчика кислорода может использоваться твердая фаза [30]. Так же в качестве переносчика могут применяться эмульсии с жидкостями, обладающими способностью в больших количествах растворять вещество газовой фазы [31], или хелатные комплексы металлов переменной валентности, в которых происходит химическое связывание вещества газовой фазы за счет обратимой реакции.

Увеличение интенсивности абсорбции органических веществ из газовой фазы в жидкость происходит при использовании коронного разряда [32]. Коронный разряд ионизирует молекулы органических веществ, которые при этом более интенсивно абсорбируются на поверхность жидкой фазы. Применение барьерного разряда [33] позволяет в значительной степени интенсифицировать процессы окисления за счет генерации в разряде короткоживущих активных частиц атомарного кислорода, гидроксильного радикала, озона.

Интенсификацию теплообмена при взаимодействии газового и жидкостного потоков с большим поглощением или выделением тепла осуществляют применением теплообменных элементов в контактных аппаратах [34]. Такое решение позволяет повысить эффективность тепло- и массопереноса непосредственно в зоне контакта и дополнительно конденсировать или испарять продукты переработки на основе подвода или отвода тепла. При этом элементы теплообмена служат дополнительной поверхностью контакта, что так же повышает производительность работы аппаратов [35, 36].

Существенная интенсификация процессов переноса и химических превращений может быть достигнута при осуществлении процессов в поле центробежных сил. Интенсификация осуществляется за счет того, что в центробежном поле относительная скорость обтекания частиц в радиальном направлении может существенно превышать скорость витания частиц в поле силы тяжести [37]. В случае взаимодействия газа и жидкости в поле центробежных сил, при барботаже диаметр пузырьков уменьшается, структура слоя делается более равномерной. Все это приводит к увеличению удельной поверхности контакта фаз и объемных коэффициентов теплообмена.

Поле центробежных сил можно создавать различными способами, например, за счет вращения корпуса аппарата или ротора. Обычно в литературе аппараты такого типа называют роторными [38, 39, 40]. Так же центробежное поле можно организовать за счет закрутки потока относительно стенок аппарата. Аппараты такого типа в литературе называют вихревыми.

Исследования по разработке водяных ядерных реакторов с центробежным псевдооживленным слоем проводились в [37, 41]. Авторы работы [42] предложили применять вихревую камеру с двухфазным слоем жидкость-твердое вещество в качестве биореактора, а в [43] в качестве химического реактора. В случае взаимодействия газа и жидкости, вихревые аппараты такого типа часто называют пенно - вихревыми или центробежно - барботажными аппаратами (ЦБА). Применение ЦБА возможно в различных процессах. Так, ЦБА обеспечивает такую же степень очистки газов от высокодисперсных аэрозолей, как и обычные влажные скрубберы [44-54].

Применение ЦБА эффективно для абсорбционной очистки газов от вредных примесей [56-59], например, при улавливании формальдегида и метанола [60], абсорбции оксидов азота [61]. ЦБА может быть использован как контактный теплообменный аппарат, для охлаждения воздуха (воздушно испарительные кондиционеры), для утилизации теплоты отходящих газов ТЭЦ (контактный экономайзер), для охлаждения воды (градирни) [62]. ЦБА показали высокую эффективность при закалке синтез газа и абсорбции вредных примесей в технологии плазменного пиролиза жидких отходов [63, 64]. ЦБА могут быть использованы для выпаривания жидкостей, сгущения растворов без доведения их до кипения при низких температурах, для процесса ректификации. Применение аппаратов с пенно-вихревым слоем представляется перспективным в качестве химического и биохимического реактора, для осуществления процессов, требующих высокой интенсивности межфазного обмена [65-71].

В настоящее время у каждого из существующих способов интенсификации ХТП есть свои недостатки и преимущества. При использовании закрученных потоков происходит интенсификация технологических процессов за счет нескольких эффектов. В поле центробежных сил происходит увеличение площади поверхности контакта фаз, а так же повышаются скорости относительного движения фаз и турбулизация течения. Имеющиеся данные позволяют прогнозировать интенсификацию процессов в поле центробежных сил для двух и трехфазных систем с участием газа, жидкости и твердой фазы.

Конструкции массообменных аппаратов весьма разнообразны и в некоторых из них гидродинамика двухфазных систем исследована более полно, а во многих – имеются лишь фрагментарные исследования. Процессы гидродинамики осложняются воздействием центробежных сил и других физических эффектов. Что же касается вопросов тепломассопереноса и химических превращений в роторных аппаратах, то имеющиеся результаты, демонстрируют уникальность рассматриваемых систем, не являются систематическими и носят в основном качественный характер. К сожалению, методы расчета роторных аппаратов с двухфазным слоем развиты до сих пор недостаточно, что препятствует их широкому распространению в промышленности.

Литература:

1. Новиков В. С. Импульсные процессы переноса в гетерогенных системах: Обзор // Пром. теплотехника. 1990. Т. 12. № 2. С. 23 - 39.

2. Коновалов В. И., Гатапова Н. Ц., Туголуков Е. Н. О возможностях использования циклических тепловых и взаимосвязанных теплодиффузионных процессов в химических и других производствах // Вестник ТГТУ. 1995. Т. 1. № 3-4. С. 273 - 288.
3. Кардашев Г. А. Физические методы интенсификации процессов химической технологиям. Химия, 1990. 208 с.
4. Физические эффекты в машиностроении: Справочник / Под ред. В. А. Лукьянца. М.: Машиностроение, 1993. 224 с.
5. Федоткин И. М., Жарик Б. Н., Погоржельский Б. И. Интенсификация технологических процессов пищевых производств. К.: Техника, 1984. 176 с.
6. Долинский А. А. Использование принципа дискретно-импульсного ввода энергии для создания эффективных энергосберегающих технологий // Инженерно-физический журнал. 1996. Т. 69. №6. С. 855 - 896.
7. Долинский А. А., Накорчевский А. И. Принципы оптимизации массообменных технологий на основе метода дискретно-импульсного ввода энергии // Пром. теплотехника. 1997. Т. 19. №6. С. 5 - 9.
8. Рогов И. А., Горбатов А. В. Физические методы обработки пищевых продуктов. М.: Пищевая промышленность, 1974. 584 с.
9. Задорский В. М. Интенсификация химико-технологических процессов на основе системного подхода. К.: Техника, 1989. 208 с.
10. Дискретно-импульсный ввод энергии в теплотехнологиях / А. А. Долинский, Б. И. Басок, С. И. Гулый и др. К.: ИТТФ НАНУ, 1996. 206 с.
11. Белоглазов И. Н., Муравьев А. И. Интенсификация и повышение интенсивности химико-технологических процессов. Л.: Химия, 1988. 206 с.
12. Коновалов В. И. Базовые кинетические характеристики массообменных процессов // Журнал прикладной химии. 1986. Т. 59. № 9. С. 2096 - 2107.
13. Таганов И. Н. Моделирование процессов массо- и энергопереноса. Нелинейные системы. Л.: Химия, 1979. 208 с.
14. Адиутори Е. Ф. Новые методы в теплопередаче: Пер. с англ. под ред. А. И. Леонтьева. М.: Мир, 1977. 230 с.
15. Гленсдорф П., Пригожин И. Термодинамическая теория структуры, устойчивости и флуктуации. М.: Мир, 1977. 230 с.
16. Вейник А. В. Термодинамика реальных процессов. Минск: Наука и техника, 1991. 576 с.
17. Кирпиков В. А. О классификации современных методов интенсификации конвективного теплообмена при вынужденном движении (без фазовых переходов) // Теорет. основы хим. технол. 1991. Т. 25. № 1. С. 139 - 143.
18. Смирнов Н. Н., Белоглазов И. Н. Интенсификация некаталитических процессов в системе твердое тело - жидкость // Хим. пром. 1991. № 8. С. 8 - 12.
19. Кафаров В. В., Дорохов И. Н. Системный анализ процессов химической технологии: Основы стратегии. М, Наука, 1976. 500 с.
20. Беляева Н.П. Химические микрореакторы в катализе // Катализ в промышленности. - №2, 2004.

21. Филиппов Г. А. Перспективы создания прямоточных микротвельных ядерных реакторов с перегревом пара // Тяжелое машиностроение. - 2002, №1 - С. 7 - 11.
22. Grenard Ph., Quintilla-Larroya V., Laroche E. Numerical Study of Heat Transfer on a Dimled Surface with CLDR code // 2nd European conference for aerospace sciences, 2007, pp. 1 - 12.
23. Донцов В. Е. Волны давления в трехфазной среде кластерной структуры // Тезисы доклада XXVIII Сибирского теплофизического семинара 12-14 октября 2005. - С. 73 - 74.
24. Покусаев Б. Г., Таиров Э. А., Гриценко М. Ю., Шрейбер И. Р. Экспериментальное исследование возмущения двухфазного потока в пористой среде // Тезисы доклада XXVIII Сибирского теплофизического семинара 12-14 октября 2005. - С. 187 - 188.
25. Стефогло Е. Ф., Жукова О. П., Кучин И. В. Моделирование газожидкостных процессов на суспендированном катализаторе. - Кемерово, КузбассВуз-Издат, 2000. - 280 с.
26. Прибатурин Н. А., Лежнин С. И., Сорокин А. Л. Моделирование ударно — волновой интенсификации массообмена в трехфазной среде // Теплофизика и аэромеханика. - 2004. том 11. №2. - С. 325 - 328.
27. Накоряков В. Е., Буфетов Н. С., Григорьева Н. И., Дехтярь Р. А. Интенсифицирующее влияние поверхностно - активных добавок на паровую абсорбцию / Тезисы доклада XXVIII Сибирского теплофизического семинара 12-14 октября 2005. - С. 159 - 161.
28. Билялова З. М., Емельянов В. М., Еникеев Ш. Г. Интенсификация биологической очистки сточных вод гидролизно-дрожжевого производства с помощью переносчиков кислорода // Гидролизная и лесохимическая промышленность. - 1987. №1. - С. 15 - 16.
29. Билялова З. М., Емельянов В. М., Еникеев Ш. Г. Влияние переносчиков кислорода на получение кормового белка на основе углеродсодержащего субстрата // Гидролизная и лесохимическая промышленность. - 1987. №2. - С. 17 - 18.
30. Владимирова И. С., Емельянов В. М., Бойко А. А. Массопередача кислорода в процессах ферментации в присутствии переносчиков кислорода // Сб. научн. трудов по теплофизике СО АН СССР "Гидродинамика и процессы переноса в биореакторах". - 1989. - С. 10 - 17.
31. Билялова З. М., Емельянов В. М., Маевский Е. И. Исследование массопереноса кислорода фторуглеродными эмульсиями // Сб. научн. трудов по теплофизике СО АН СССР "Гидродинамика и процессы переноса в биореакторах". -1989. - С. 3 - 9.
32. Ермоловский А. В., Голованчиков А. В., Остроухов С. В., Дулькина Н. А. Использование коронного разряда для увеличения степени очистки газовой среды от летучих органических соединений углеводородного ряда // Химическая промышленность сегодня. - 2006. №4.- С. 53 - 56.
33. Корнев Я. М. Обработка воды импульсными разрядами в водо - воздушном потоке. Автореферат диссертации на соискание ученой степени

кандидата технических наук. Томск, 2005.- 20 с.

34. Отчет о НИР «Исследование технического уровня и тенденций развития центробежно - барботажных теплообменных аппаратов» // Министерство химического и нефтяного машиностроения СССР, СКБ «Энергохиммаш», Новосибирск. - 1985. - 122 с.

35. Патент СССР №1111782, А, Оpubл. 07.09.1984 Отгонная колонна.

36. Патент СССР №1098556, А, Оpubл. 21.06.1984 Многокамерный тепло-массо обменный аппарат.

37. Гольдштик М. А. Вихревые процессы и явления // Препринт № 210 89. Новосибирск, ИТ СО РАН. - 1989. - 49 с.

38. Milorad P.Dudukovic, Faical Larachi, Patrick L. Mills Multiphase catalytic reactors: A perspective on current knowledge and future trends / Catalysis review. - 2002. 44(1). - p. 123 - 246.

39. Б. С. Былинкин, С. А. Белов, П. А. Горшенин. Основы теории вращающихся тепло — и массообменных барботажных аппаратов // Москва, Легпром-бытиздат - 1991- 70 с.

40. Хатч Л., Риган У., Пауэлл Дж. Реактор с кипящим слоем для ракетного двигателя // Атомная техника за рубежом. — 1961. №3. - С. 19-21.

41. Гольдштик М. А. Процессы переноса в зернистом слое. / Отв. ред. Н. И. Яворский. - Новосибирск: Изд-во Института теплофизики СО РАН, 2005.-358 с.

42. Волчков Э. П., Сериков Л. В. Гидродинамика вихревого биореактора // Сб. научн. трудов по теплофизике СО АН СССР "Гидродинамика и процессы переноса в биореакторах". - 1989, - С. 40 - 48.

43. M. Goldshtik, F. Hussain, R. J. Yao The vortex liquid piston engine and some other vortex technologies // Sadhana, vol. 22 part 3, June 1997, pp. 323 - 367.

44. Бурдуков А. П., Гольдштик М. А., Дорохов А. Р., Нечаев П. Г., Осаждение аэрозоля в закрученном газожидкостном слое.// Теоретические основы химической технологии. - 1986. №4. - С. 566 - 568.

45. Патент РФ № 1805908, А3. Оpubл. 30.03.93, Бюлл. Изобр. №12. Вихревой пылесос.

46. Борисов И. И., Халатов А. А., Шевцов С. В. Пылеулавливание в вихревом барботажном аппарате.// Промышленная теплотехника. - 1995. т. 17. № 1 - 3. - С. 21 - 25

47. Шиляев М. И., Дорохов А. Р. К вопросу об очистке газов во вращающемся газожидкостном слое.// Изв. Вузов. Строительство. - 1995. №12. - С. 96 - 99.

48. Шиляев М. И., Дорохов А. Р., Поливанов А. И. Элементарная теория газоочистки в центробежно-барботажном слое. // Изв. Вузов. Строительство. - 1997. № 5. - С. 77 - 81.

49. Шиляев М. И., Дорохов А. Р. О механизме улавливания пыли в пенных аппаратах. // Изв. Вузов. Строительство. - 1997. № 4. - С. 108 - 115

50. Патент РФ №2084269, С1. Оpubл. 20.07.1997 Бюлл. Изобр. № 20-Способ организации контакта жидкости и газа и устройство для его осуществления

51. Патент РФ №2236890, С1, Оpubл. 27.09.2004 Способ мокрой очистки

газа и устройство для его осуществления

52. Азнар М. П., Борисов И. И., Гелетуха Г. Г., др. Очистка генераторного газа от смол в вихревом барботажном аппарате. // Промышленная теплотехника. — 1998. т.20. №3. - С. 50 - 55

53. Бурдуков А. П., Смирнов Н. П. Вихревые системы очистки промышленных выбросов // Очистка и обезвреживание дымовых газов из установок сжигающих отходы и мусор. Новосибирск, 1999. - С. 157 - 165

54. Шиляев М. И., Шашко Д. Н., Серебряков Д. Г., Поливанов А. И. Аппроксимация опытных данных и номограмма для расчета эффективности пылеулавливания в центробежно-барботажном аппарате / Известия вузов. Строительство. - 2001. №11. - С. 80 - 85

55. Кобякова Ю. Н. Разработка универсального метода расчета и энергетического принципа сравнения инерционных пылеуловителей. Автореферат диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук. Томск 2004, 20 с.

56. Бурдуков А. П., Дорохов А. Р., Казаков В. И. и др. Разработка вихревых барботажных аппаратов для абсорбционной очистки газов // Изв. СО АН СССР. Сер. техн. наук. - 1985. №4, вып. 1.- С. 99 - 102.

57. Лаптев С. А. Очистка промышленных газовых выбросов в вихревой камере. Автореферат диссертации кандидата технических наук. Казань, 1995. - 20 С.

58. Патент РФ № 2088262, С1. Оpubл. 27.08.1997, Бюлл. Изобр. №24. Способ санитарно-гигиенической обработки воздуха и устройство для его осуществления.

59. Кроковный П. М., Очистка уходящих газов центробежно-барботажными аппаратами.// Очистка и обезвреживание дымовых газов из установок, сжигающих отходы и мусор. Новосибирск, 1999. - С. 180 - 186

60. Кроковный П. М., Дудченко В. К., Грицан В. И. Использование центробежно-барботажного аппарата в процессах получения формальдегида. Процессы переноса в аппаратах энергохимических производств. Новосибирск. 1985. - С. 88 - 93.

61. Казаков В. И. Абсорбция оксидов азота в центробежно-барботажных аппаратах //Сибирский физико-технический журнал. - 1991. Вып. 3. - С. 45 - 50.

62. Андреев Е. И. Расчет тепло - и массообмена в контактных аппаратах. - Л. Энергоатомиздат. Ленинградское отделение, 1985 - 192 с.

63. Патент РФ №2093754, С1. Оpubл. 20.10.1997 Бюлл. Изобр. № 29 - Способ и устройство для плазменного пиролиза жидких отходов.

64. Патент РФ №2152562, С1. Оpubл. 10.07.2000 Бюлл. Изобр. № 19 Плазмореактор установки обезвреживания жидких хлорорганических отходов.

65. Заварухин С. Г., Кувшинов Г. Г., Гогина Л. В, Кундо Н. Н. Интенсификация процесса каталитической окислительной очистки растворов от сероводорода с использованием катализатора ТСФК в центробежно-барботажном реакторе.//Хим. пром. - 1999. №2. - С. 26 - 30.

66. Кочанов А. А., Рязанцев А. А., Батоева А. А. Интенсификация массообменных процессов при обезвреживании технологических растворов цианидов

// Физико-технические проблемы разработки полезных ископаемых. - 2002. №3.
- С. 103 - 109

67. Kuzmin A.O., Parmon V.N., Pravdina M.Kh., Yavorsky A.L., Yavorsky N.I. Vorrtext centrifugal multiphase reactor // 16th International Congress of Chemical and Process Engineering, CHISA 2004, pp. 72-73.

68. Патент РФ №2258559, С2, Опубл. 20.08.2005 Способ проведения газо-жидкостных многофазных реакций и вихревой центробежный барботажный реактор для его осуществления.

69. Патент РФ №2259870, С, Опубл. 09.10.2005 Способ проведения многофазных процессов и вихревой центробежный реактор для его осуществления.

70. Kuzmin A. O., Pravdina M. Kh., Yavorsky A. L., Yavorsky N. I., Parmon V. N. Vorrtext centrifugal bubbling reactor // Chemical Engineering Journal, 107 (2005), pp. 55-62.

71. Патент РФ №2270168, С2. Опубл. 20.02.2006 Способ получения особо чистых солей лития и устройство для его осуществления.

1.2. Способы интенсификации тепло- и массообмена в газожи- дкостных системах

Сущность массообмена заключается в переносе некоторого количества целевого компонента из одной фазы в другую через поверхность контакта фаз S_F вследствие разницы концентраций компонента во взаимодействующих фазах ΔC [1].

Масса целевого компонента перешедшего из одной фазы в другую за единицу времени или скорость массообмена прямо пропорциональна движущей силе процесса – разнице усредненных концентраций целевого компонента во взаимодействующих фазах и площади контакта фаз, в точное равенство зависимость обращает коэффициент массопередачи $k1$, который отражает условия взаимодействия фаз и зависит от множества факторов.

$$\frac{dM}{d\tau} = k1 \cdot S_F \cdot \Delta C \quad (1.1)$$

где M – количество вещества, переданное из одной фазы в другую; τ – время проведения процесса; $k1$ – коэффициент массопередачи; S_F – площадь поверхности контакта фаз; ΔC – движущая сила процесса.

Аналогичная зависимость характеризует и теплообмен.

$$\frac{dQ}{d\tau} = k2 \cdot S_F \cdot \Delta T \quad (1.2)$$

где Q – количество энергии, переданное из одной фазы в другую; τ – время проведения процесса; $k2$ – коэффициент теплопередачи; S_F – площадь поверхности контакта фаз; ΔT – движущая сила процесса.

Левая часть уравнений 1.1 и 1.2 выражает скорость массопередачи или теплоотдачи. Из приведенной зависимости видно, что увеличение скорости процесса может быть достигнуто при увеличении параметров, входящих в правую часть уравнения.

Коэффициент массопередачи зависит от различных гидродинамических, геометрических и физико-химических факторов (см. рис. 1.1).

Поскольку движущая сила тепло- и (или) массообмена является входным технологическим параметром и соответственно не подлежит изменению в рамках проектирования оборудования, то интенсификацию можно вести только за счет увеличения двух оставшихся параметров - площади контакта фаз и коэффициентов пропорциональности, иными словами, увеличение скорости массообмена возможно лишь за счет гидродинамических или геометрических факторов.

Таким образом, проектирование аппарата сводится к задаче комбинаторной оптимизации - выбору такой геометрии аппарата, способа подвода механической энергии и режима работы аппарата при которых достигается максимум производства площади контакта фаз и коэффициентов тепло- массопередачи при минимальных производственных и эксплуатационных затратах.

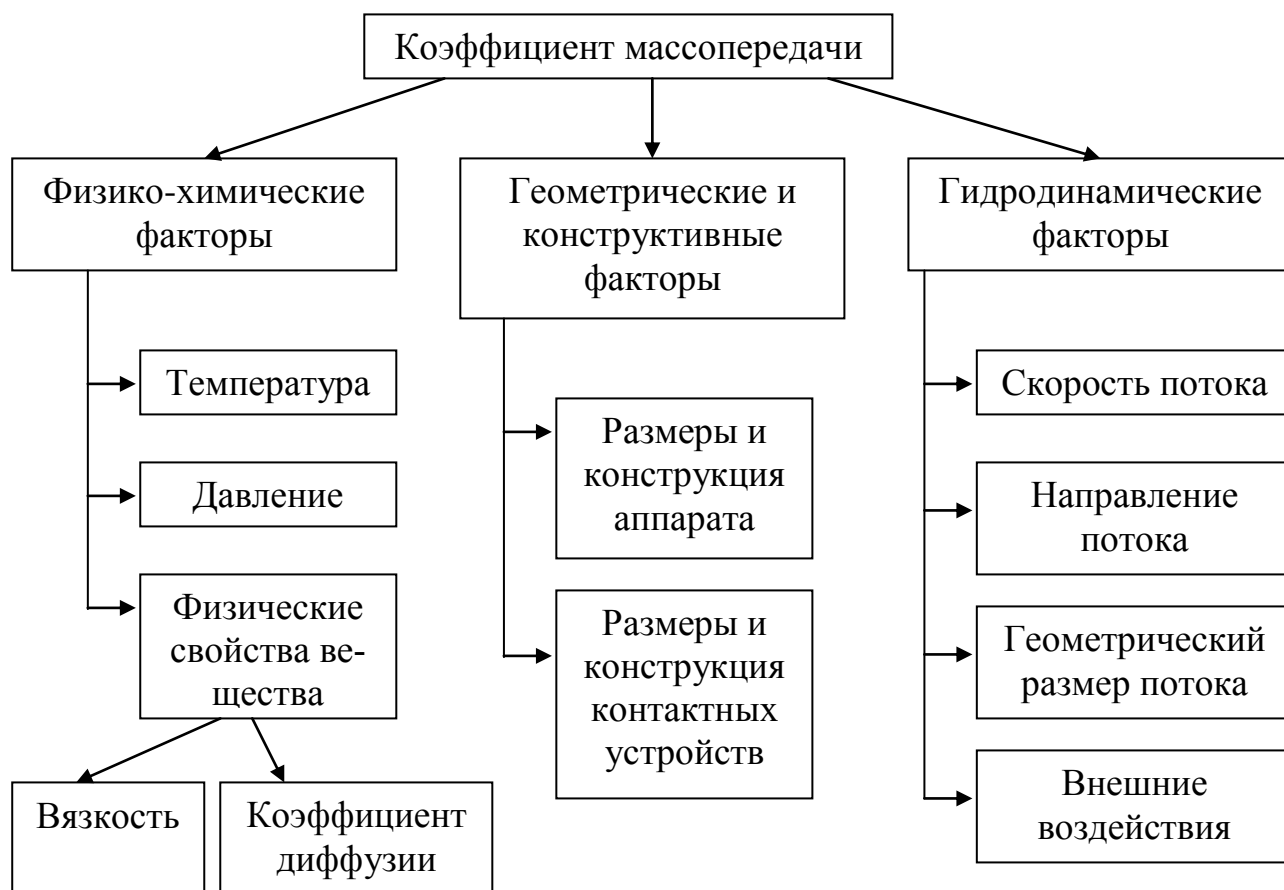


Рис. 1.1. Схема зависимости коэффициента массопередачи от различных факторов.

Увеличение площади контакта газовой и жидкой фазы обеспечивается изменением геометрии потоков. К увеличению площади поверхности при неизменном объеме может привести уменьшение одного из линейных размеров потока или его разбиение на части. Экспериментально доказано, что массообмен и теплообмен, протекающий в тонких пленках или в мелких каплях, обладает большей интенсивностью. Из критериального уравнения хорошо видно, что увеличение коэффициента массоотдачи β пропорционально уменьшению толщины пленки δ или диаметра капли

$$\beta = \frac{D}{\delta} \cdot \text{Re}^m \text{Sc}^p$$

где D – коэффициент диффузии; δ – толщина слоя, м; Re , Sc – критерии Рейнольдса и Шмидта, соответственно; m , p – коэффициенты, определяемые экспериментальным путем.

Поэтому в аппаратах, с целью увеличения площади контакта фаз, применяют пленочное либо капельное течение жидкости совместно со струйным или пузырьковым (барботаж) течением газовой фазы. Это осуществляется с помощью:

- развитой поверхности контактных элементов (насадочные колонны);
- интенсивных пенных или струйно-капельных режимов работы аппарата

(тарельчатые колонны и аппараты с вертикальными контактными решетками);

- установки в аппарате механического перемешивающего устройства, способного диспергировать взаимодействующие фазы.

Последний способ хорош еще и тем, что помимо увеличения межфазной поверхности, он позволяет воздействовать на систему центробежными силами, что также увеличивающее интенсивность процесса. Немаловажно отметить, что на современном уровне развития техники обеспечение заданной площади контакта фаз в аппарате с пленочным течением требует больших габаритных размеров, нежели в аппарате использующим диспергирование фаз.

Понимания путей увеличения коэффициента массопередачи дает детальное рассмотрение процесса массопереноса. Массоперенос, как правило, состоит из нескольких последовательных стадий, т.е. поток целевого компонента, переносимого из одной фазы в другую, испытывает несколько последовательных сопротивлений [2, 3]. Если представить коэффициент массопередачи как величину обратную сумме сопротивлений массопереносу, то, очевидно, его увеличение будет связано со снижением сопротивления на каждой из стадий массопередачи.

Процесс массопереноса можно разделить на три последовательных стадии: перенос молекул целевого компонента изнутри фазы к пограничному слою, межфазный переход в пограничном слое и перенос компонента из пограничного слоя вглубь другой фазы. Каждый переход осуществляется под действием локальной движущей силы – локальной разницы концентраций целевого компонента.

Самым быстрым этапом является насыщение пограничного слоя – граничный пар (газ) практически мгновенно абсорбирует целевой компонент. С другой стороны быстрое насыщение слоя целевым компонентом приводит к резкому снижению движущей силы процесса, скорость массопередачи падает и асимптотически стремится к некоторому постоянному значению. Решением этой проблемы является уменьшение времени контакта фаз, иными словами, необходимо постоянное обновление поверхности массообмена и принудительный отвод насыщенного пограничного слоя вглубь фазы.

Так как пограничный переход имеет диффузионный характер, на него должны оказывать влияние термодинамические параметры системы. Так, согласно [4] коэффициент массопередачи пропорционален коэффициенту диффузии D в степени от 0,5 до 0,67 и обратно пропорционален вязкости ν в степени от 0,2 до 0,47. Увеличение температуры процесса T приводит к увеличению D (пропорционально $T^{1,75}$), а ν (пропорционально $T^{1,5}$).

Также замечено, что при очень большой концентрации компонента в газовой фазе, соизмеримой с концентрацией самой фазы, коэффициент k увеличивается [5, 6]. Для жидкой фазы это не имеет значения.

Однако при проектировании реальных аппаратов, физико-химические свойства веществ являются технологическими параметрами процесса и не могут быть изменены.

Свободный подход целевого компонента к пограничному слою и его дрейф вглубь другой фазы также являются диффузионными процессами, но осуществ-

входятся они на расстояниях несопоставимо больших свободного пробега молекул, и, следовательно, являются медленными, поэтому увеличения скорости массопередачи на этой стадии связано главным образом с увеличением скорости относительного движением фаз.

Такие же рассуждения верны и при рассмотрении процесса теплообмена, только вместо самих молекул нужно рассматривать передачу импульса их колебательного движения (суть тепловой энергии).

При проектировании новых типов массообменного оборудования наибольший интерес, с точки зрения интенсификации процессов, представляют гидродинамические факторы.

Необходимо отметить, что на интенсивность тепло- и массообмена оказывает значительное влияние направление движения фаз. Например, более высокое значение средней движущей силы процессов достигается при условии противотока фаз; меньшее – при прямотоке и промежуточное – при перекрестном токе [2, 7].

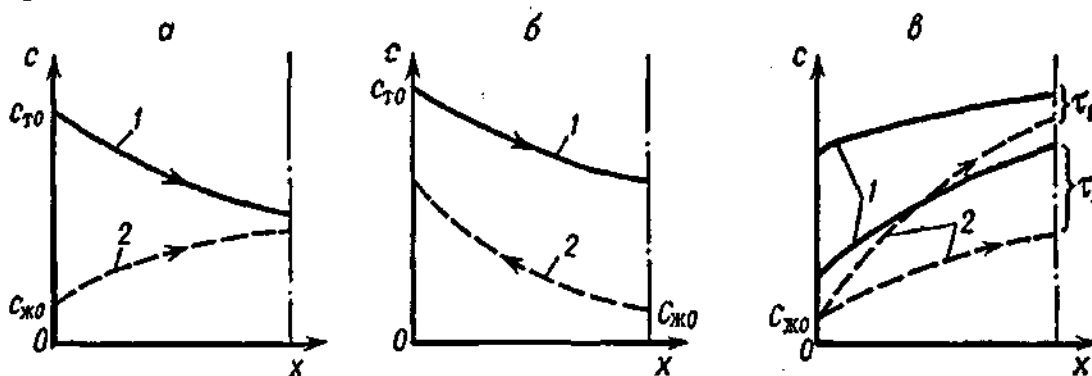


Рис. 1.2. Взаимное направление движения фаз:
 а) прямоток; б) противоток; в) смешанное движение;
 1 – сплошная фаза; 2 – дисперсная фаза

Еще одним важным фактором, влияющим на скорость массообмена, является время контакта фаз. Чем меньше время контакта, тем выше коэффициент массопередачи. Однако в этом случае количество вещества, перешедшее из одной фазы в другую, также уменьшается. Поэтому представляет интерес не столько общее время контакта, сколько время, за которое происходит обновление поверхности массообмена. Из литературы известно, что скорость переноса вещества в момент образования межфазной поверхности достаточно высока. Причем со временем она быстро уменьшается и асимптотически стремится к некоторому постоянному значению. Увеличение интенсивности массообмена в этом случае может быть достигнуто за счет создания в системе таких условий, при которых межфазная поверхность будет обновляться за сравнительно короткий промежуток времени.

Быстрое обновление поверхности контакта и развитое относительное движение фаз могут быть обеспечены при турбулентном режиме течения. Турбулентные пульсации осуществляют перенос количества движения, энтальпии и массы целевого компонента. Перенос вещества турбулентными пульсациями вследствие их статистической беспорядочности аналогичен переносу за счет

молекулярной диффузии, обусловленному хаотическим тепловым движением молекул. Наличие градиента концентрации в турбулентном потоке вызывает направленный поток целевого компонента за счет турбулентной диффузии:

$$j_{\text{турб}} = -D_{\text{турб}} \text{grad}C \quad (1.3)$$

где $D_{\text{турб}}$ – коэффициент турбулентной диффузии; C – концентрация целевого компонента.

Масштаб турбулентных пульсаций на несколько порядков превышает длину свободного пробега молекул. Поэтому, несмотря на малость средней скорости пульсационного движения по сравнению со скоростью теплового движения молекул, турбулентный перенос значительно превосходит перенос за счет молекулярной диффузии [4].

Значительно увеличивают скорость массообмена внешние воздействия на систему, каковыми являются центробежные силы или амплитудные колебания [8, 9, 10]. Например, в работе [11] для стандартной колонны помещенной на центрифугу при ускорении в 6g высота единицы переноса снизилась в 2 раза. В ряде работ исследовалось влияние механической вибрации на абсорбцию. Так, в работе [12] была испытана колонна с вибрирующими ситчатыми тарелками. В опытах по абсорбции CO_2 водой при частоте вибрации 37,5 - 41,7 Гц высота единицы переноса была в 5 - 6 раз ниже, чем при отсутствии вибрации.

Анализ геометрических факторов с точки зрения возможности интенсификации массообменных процессов представляет интерес в основном при переходе от лабораторного оборудования к промышленным аппаратам. При этом коэффициенты k_1 , k_2 несколько уменьшаются в сравнении с лабораторным аналогом. Уменьшение коэффициента массопередачи наблюдается и в аппаратах, в которых увеличивается геометрический размер контактных устройств (например, в насадочных колоннах). Для скрубберов коэффициент k_1 обратно пропорционален высоте абсорбционной зоны в степени от 0,33 до 0,8.

Следовательно, с точки зрения геометрических факторов, процессы массообмена и теплообмена идут интенсивнее в небольших аппаратах с контактными устройствами, имеющими меньшие геометрические параметры.

Анализ гидродинамических факторов позволяет выявить следующие характерные особенности системы, при наличии которых возможна интенсификация массообмена:

- наложение силового воздействия – например наличие центробежного поля (воздействие центробежных сил);
- движение жидкой фазы в виде тонкой пленки и (или) мелких капель – диспергирование фаз;
- наличие развитой быстро обновляющейся поверхности контакта фаз;
- высокая относительная скорость движения фаз, контактирующих в условиях противотока или перекрестного тока;
- небольшие контактные устройства и рабочие объемы;
- турбулентный режим течения.

Рациональное использование этих особенностей в массообменной технике позволяет создавать высокоэффективные аппараты, обладающие сравнительно малыми габаритами и относительно низким энергопотреблением.

Основываясь на данных позициях далее предпринят анализ известных конструкций газожидкостных массообменных аппаратов а также рассмотрены пути совершенствования роторных центробежных аппаратов.

Литература:

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учеб. для хим.-технол. спец. вузов. - 9-е изд. - М.: Химия, 1973. - 750 с.
2. Брагинский Л. Н., Павлушенко М. С. О массопередаче в аппаратах с перемешивающими устройствами. // ЖПХ. - 1965. - Т. 38, № 6. -С. 1290 - 1295.
3. Броунштейн Б. И., Щеголев В. В. Гидродинамика, массообмен и теплообмен в колонных аппаратах. - Л.: Химия, 1988. - 335 с.
4. Кафаров В. В. Основы массопередачи. - М.: Высшая школа, 1972. – 494 с.
5. Рамм В. М. Абсорбционные процессы в химической промышленности. - М.: Госхимиздат, 1951. - 352 с.
6. Франк-Каменецкий Д. А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике. - М.: Наука, 1967. -491с.
7. Incropera F. P., DeWitt D. P. Fundamentals of heat and mass transfer. - NY.: John Wiley & Sons, 2001. - 981 с
8. Интенсивные колонные аппараты для обработки газов жидкостями. /Под общей ред. Э. Я. Тарата. - Л.: Изд-во. ЛГУ, 1976. - 240 с.
9. Балабудкин М. А., Голобородкин С. И., Шулаев Н. С. Об эффективности роторно-пульсационных аппаратов при обработке эмульсионных систем. // ТОХТ. - 1990. - Т. 24, № 4. - С. 502 - 508.
10. Пикков Л. М. Эффективность использования механической энергии в массообменных аппаратах. // ТОХТ. - 1986. - Т. 20, № 2. - С. 241 - 243.
11. Vivian J. I., Brian P. L. T., Krukoni V. J. The Influence of Gravitational Forces on Gas Absorption in a Packed Column. // A.I.Ch.E. Journal. - 1965. - V. 11, № 6. - P. 1088 - 1091.
12. Костанян А. Е. Диспергирование в колоннах с внешним подводом энергии. // ТОХТ. - 1985. - Т. 19, № 4. - С. 568 - 571.

1.3. Пути совершенствования роторных аппаратов

Энергетическое воздействие может быть комбинированным и простым. Так перемешивание вращающейся мешалкой является простым, а в сочетании с акустическим излучателем – уже комбинированным. К комбинированным воздействиям можно отнести работу роторно-пульсационных аппаратов, в которых сочетается механическое воздействие ротора с пульсациями потока в режиме автоколебаний.



Рис. 1.3. Структура системы, представляющей технологический процесс

Среди представленных факторов, влияющих на процессы тепло- массообмена анализ совокупностей (4) и (7) представляет наибольший интерес.

Под энергетическими воздействиями в данной подсистеме понимаются воздействия, передаваемые от источника к обрабатываемой среде (например, механическое воздействие ротора на жидкость) [1, 2, 3].

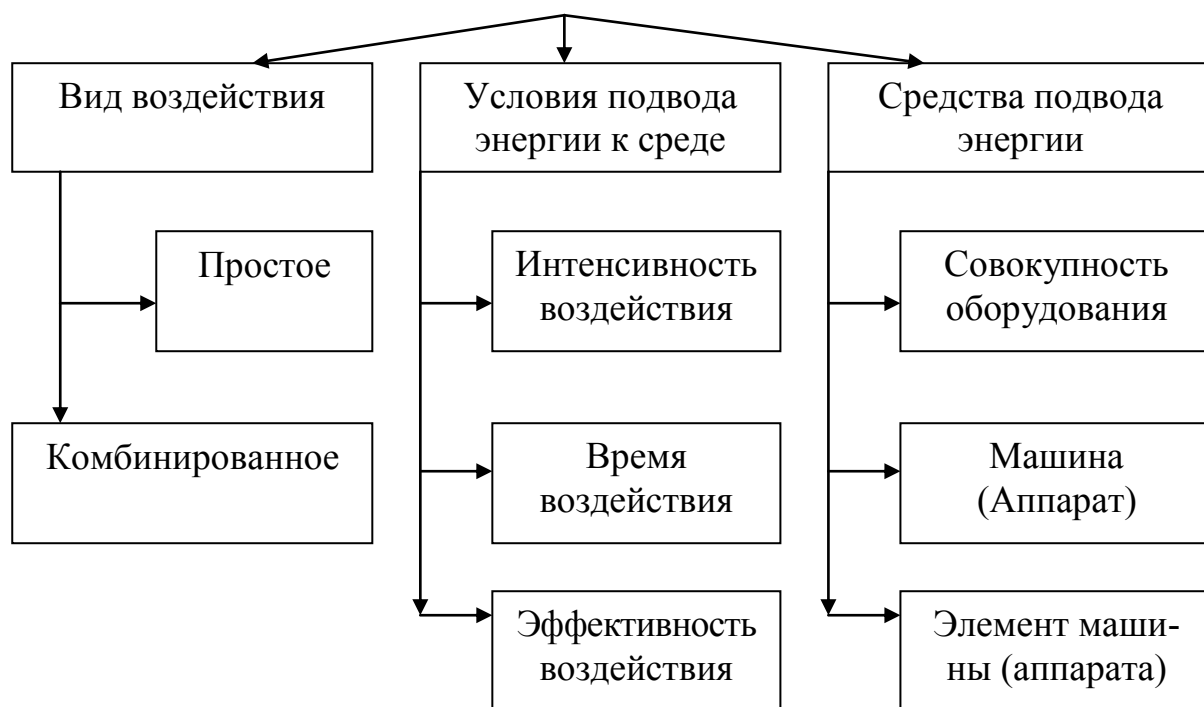


Рис. 1.4. Структура подсистемы "Энергетические воздействия на обрабатываемую среду"

Средство подачи энергии в среду могут представлять, как отдельный элемент аппарата (например, мешалка, ротор), так и совокупность устройств (например, перемешивающее устройство с приводом). В рамках данной работы под средством подачи энергии мы будем понимать только элемент, непосредственно передающий механическую энергию среде - ротор аппарата.

Условиями подачи энергии к обрабатываемой среде являются совокупность технологических режимов (скорость рабочих органов, температура, давление и т.д.). Их многообразию обусловлено существованием многочисленных способов и средств реализации конкретного технологического процесса.

Подсистема "Физико-химические явления" неразрывно связана с энергетическим воздействием на среду. Все многообразие физико-химических явлений, развивающихся при протекании технологического процесса, условно можно разделить на три большие группы:

- развивающиеся в объеме среды;
- развивающиеся на границе раздела фаз (в гетерогенной системе);
- развивающиеся на поверхности рабочих органов аппарата.

К явлениям, развивающимся в объеме среды, относятся в частности явления тепло- и массопереноса, химические реакции, перенос импульса и т.п. На границе раздела фаз развиваются различные межфазные явления (например, при растворении твердых частиц или экстракции). На поверхности рабочих органов развиваются адгезионные явления. Результатом протекания этих явлений могут быть отрывные течения, проскальзывания, налипания элементов среды.

Ее составные части связаны между собой, что обусловлено неразрывной взаимосвязью процессов.

Для описания процесса необходимо установить качественные и количественные связи между свойствами исходных компонентов, технологическими режимами процесса, конструктивными особенностями оборудования и свойствами получаемого продукта.

Установление этих связей предполагает в первую очередь выбор определяющих параметров. Традиционно для этого используют фундаментальные числа (критерии) подобия (критерий Рейнольдса, Фруда, Прандтля и т.д.)

Кроме них необходимо использование параметра, непосредственно характеризующего энергетическое воздействие на среду. Таким параметром является **скорость диссипации энергии (Вт/кг) в среде**. Величина скорости диссипации энергии к тому же является инвариантом для всех процессов переноса, происходящих при перемешивании, тепло- и массообмене,

Таким образом, необходимо:

1) установить связь между конструктивными параметрами аппаратов с оказываемым энергетическим воздействием;

2) установить зависимость основных параметров конкретного процесса от интенсивности энергетического воздействия.

Для решения первой задачи необходимо проанализировать существующие конструкции оборудования, выделяя особенности энергетического воздействия и вызываемых им гидродинамических условий и эффектов. Решив данную задачу, возможно выбрать или создать рациональную конструкцию аппарата для реализации конкретного технологического процесса.

Решение второй задачи предполагает разработку основ научно-обоснованной инженерной методики определения затрачиваемой мощности, а также описания гидродинамических условий и процессов переноса в рассматриваемом типе аппаратов. Ее решение дает возможность определить конструктивные параметры аппарата и выбрать оптимальные режимы его работы.

Литература:

1. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. -Л.: Химия, 1984. - 336 с, ил.

2. Васильцов Э. А., Ушаков В. Г. Аппараты для перемешивания жидких сред. - Л: Машиностроение, 1979. - 272 с.

3. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. Польша, 1971. Пер. с польск. под ред. Щупляка И.А. Л., Химия, 1975. - 384 с.

1.4. Основные тенденции развития роторной техники

Аппараты, в которых реакционной средой является жидкость, довольно часто используют в химической промышленности. Процессы в жидкой среде могут протекать как в однофазной системе, так и в двухфазной (эмульсиях или суспензиях). Для их интенсификации широко используют механические перемешивающие устройства – мешалки и роторы.

При гомогенных процессах перемешивание необходимо для выравнивания температур и концентраций по объему аппарата, что обеспечивает равномерное протекание технологического процесса.

При гетерогенных процессах использование перемешивающих устройств обеспечивает суспендирование твердой фазы, диспергирование жидкостей и газов. Кроме того, перемешивание создает достаточно высокие скорости жидкости у теплопередающих поверхностей, что способствует улучшению условий теплообмена, а также увеличивается поверхность раздела фаз, что улучшает условия проведения процессов массопередачи.

Для проведения процессов, требующих активного перемешивания применяются роторно-пленочные аппараты [1, 2].

Их перемешивающий орган (ротор) представляет собой вал с закрепленными лопатками (лопастями). Отличительной особенностью этих аппаратов является то, что перемешивающее воздействие оказывается на среду, распределенную в виде тонкой пленки между стенкой корпуса и лопастями ротора. При этом достигается хорошая равномерность диссипации подводимой энергии и высокая скорость процессов тепло- и массопереноса. К недостаткам этих аппаратов можно отнести сложность в изготовлении и эксплуатации.

Дальнейшее развитие техники РПА привело к созданию роторно-пульсационных аппаратов, которые используются для интенсивного перемешивания вязких сред [3]. Они сочетают в себе принципы работы диспергатора, гомогенизатора и центробежного насоса. Принцип их работы заключается в следующем: обработка материала осуществляется при его прохождении в узком кольцевом зазоре между вращающимися и неподвижными коаксиальными цилиндрами, стенки которых снабжены прорезями. При этом в обрабатываемой среде возникают большие сдвиговые напряжения и потоки микроциркуляции. Кроме того, при работе роторно-пульсационных аппаратов реализуются режимы автоколебаний, выражающиеся в пульсации скоростей и давления в обрабатываемой среде. Эта особенность роторно-пульсационных аппаратов позволяет использовать все достоинства аппаратов с виброперемешиванием. Путем пульсационных, ударных и других гидродинамических воздействий, происходящих в РПА, изменяются физико-механические свойства производимых продуктов, за счет интенсификации технологических процессов снижается энергопотребление.

Пульсационные аппараты роторного типа являются одним из перспективных типов гидродинамических излучателей, они содержат ротор и статор с каналами. При вращении ротора, его каналы периодически совпадают с каналами статора. В результате этого в обрабатываемой жидкости генерируются импуль-

сы давления и разрежения, возникает кавитация, мелкомасштабные пульсации, гидравлические удары, развитая турбулентность. В литературе таким аппаратам даются несколько названий. Наиболее часто встречаются такие, как (ПАРТ) пульсационные аппараты роторного типа и роторный аппарат с модуляцией потока (РАМП). [4]

В пульсационных аппаратах роторного типа обрабатываемая жидкая гетерогенная среда подвергается многофакторному воздействию. Благодаря такому многообразию видов обработки, происходит интенсификация ХТП. Многие исследователи изучали в экспериментальном и теоретическом плане факторы воздействия, имеющие место в ПАРТ [5-23]. Исследование каждого из факторов воздействия в отдельности не представляет собой сложную задачу. Сложность проблемы заключается в том, что все факторы воздействия взаимосвязаны друг с другом и их взаимодействие создает новый качественный эффект (данный факт во многом касается и других аппаратов роторного типа). Выделить из общей совокупности механических, гидромеханических и акустических явлений и взаимодействий отдельный фактор принципиально возможно, но этот путь не является методически правильным и часто приводит к ошибочным результатам. При изучении каждого фактора воздействия в отдельности обязательно надо иметь в виду, что даже при использовании метода системного анализа необходимо учитывать взаимосвязь всех факторов, имеющих место в ПАРТ.

Стандартная схема ПАРТ показана на рис. 1.5. Покажем принцип работы ПАРТ на наиболее распространенном конструктивном типе - радиальном роторном аппарате. Принцип работы аппарата заключается в следующем. Обрабатываемая жидкость подается под давлением или самотеком через входной патрубок 1 в полость ротора 2, проходит через каналы ротора 3, каналы статора 4, рабочую камеру 5 и выходит из аппарата через выходной патрубок 6. При вращении ротора его каналы периодически совпадают с каналами статора. Выходя из канала статора, жидкость собирается в рабочей камере и продвигается к выходному патрубку. В период времени, когда каналы ротора перекрыты стенкой статора, в полости ротора давление возрастает, а при совмещении канала ротора с каналом статора давление за короткий промежуток времени сбрасывается и в результате этого в канал статора распространяется импульс давления. Скорость жидкости в канале статора является переменной величиной. При распространении в канале статора импульса избыточного давления, вслед за ним возникает кратковременный импульс пониженного ("отрицательного") давления, так как совмещение каналов ротора и статора завершилось и подача жидкости в канал статора происходит только за счет транзитного течения из радиального зазора между ротором и статором. Объем жидкости, вошедший в канал статора, стремится к выходу из канала, и инерционные силы создают растягивающие напряжения в жидкости, что вызывает кавитацию. Кавитационные пузырьки растут при воздействии импульса пониженного давления и схлопываются или пульсируют при увеличении давления в канале статора. Часть кавитационных пузырьков выносятся в рабочую камеру.

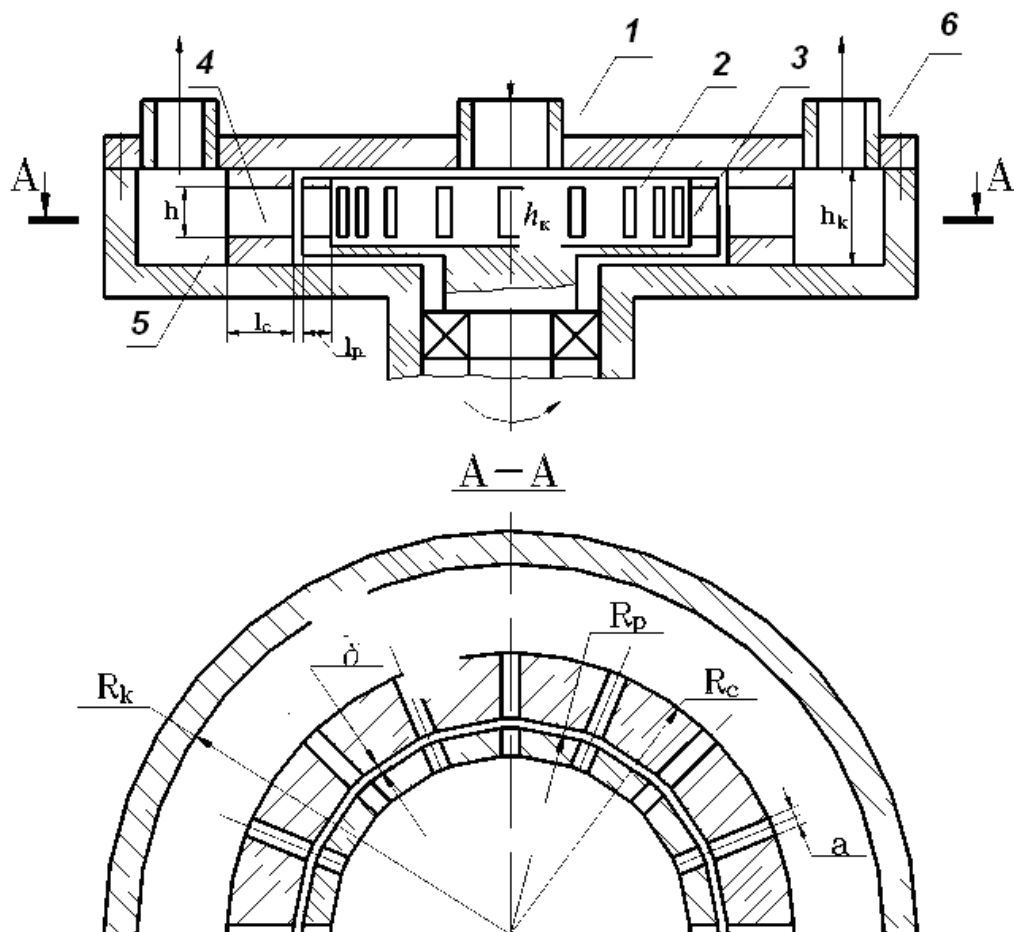


Рис. 1.5. Схема пульсационного аппарата роторного типа

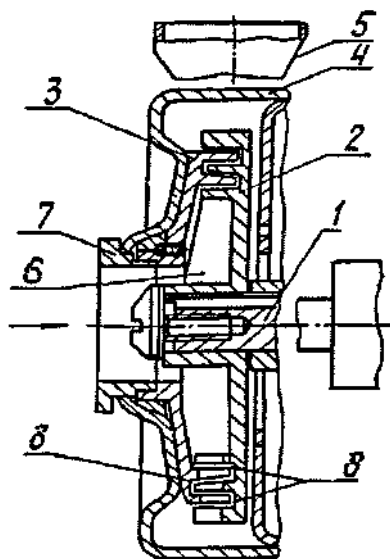


Рис. 1.6. Роторно-пульсационный аппарат: 1 – вал; 2 – ротор; 3 – статор; 4 – корпус; 5 – разгрузочный штуцер; 6 – центробежная камера; 7 – входной штуцер; 8 – канал изменяющегося сечения

В связи с тем, что скорость потока жидкости в канале статора велика и имеет флуктуации, поток является турбулентным. При вращении ротора в зазоре между ротором и статором возникают большие сдвиговые напряжения. Рабо-

чие поверхности ротора и статора воздействуют на жидкую гетерогенную среду за счет механического контакта, создавая высокие срезающие и сдвиговые усилия.

Пульсации давления и скорости потока жидкости, интенсивная кавитация, развитая турбулентность, ударные волны и кумулятивные струйки от схлопывания кавитационных пузырьков, высокие сдвиговые и срезающие напряжения – это факторы воздействия на жидкую гетерогенную среду, подлежащие изучению, моделированию, оптимизации и использованию для повышения эффективности работы ПАРТ и интенсификации ХТП.

Всестороннее исследование процессов, протекающих в аппаратах данной конструкции рассмотрено в работе [4].

Механическое и гидромеханическое взаимодействие рабочих органов ПАРТ с потоком жидкости и с частицами, включенными в этот поток, рассмотрено в работах [24-27]. Исследования взаимодействия жидкости с рабочими органами ПАРТ проведено для зоны зазора между ротором и статором. Получены полуэмпирические уравнения для расчета мощности, диссипируемой в зазоре [24, 28-35]. Эти модели применимы, в основном, к ПАРТ, для которых характерна относительно большая величина зазора и более частое расположение отверстий в роторе и статоре. Получен большой экспериментальный материал, подтверждающий основные теоретические положения.

Общим недостатком роторно-пульсационных и роторно-пленочных аппаратов является малый объем обрабатываемой среды по сравнению с объемом всего аппарата. В них сложно управлять временем пребывания компонентов, а также варьировать воздействие на среду в процессе обработки.

Очень интересными представляются решения, направленные на использование центробежных сил, возникающих во внутренней части ротора при его вращении. В [36] предлагается подавать один из компонентов внутрь пористого ротора. Продавливаясь центробежными силами через поры, жидкость в диспергированном состоянии попадает в рабочую зону.

Наиболее широко применяются аппараты, ротор которых представляет из себя набор дисков различного профиля – роторно-дисковые аппараты [37-39]. Их особенностью является секционирование рабочего объема по высоте. Применяются эти аппараты как экстракторы. Интенсивное перемешивание в них обеспечивает получение небольших значений высоты эквивалентной теоретической ступени по сравнению с другими типами экстракторов. Однако сложность эксплуатации затрудняет их использование в многотоннажных, производствах. Можно выделить две принципиальные конструкции роторно-дисковых аппаратов – с дисками со свободной поверхностью (рис. 1.7, а) и с дисками образующими профилированный канал с ответной частью неподвижных дисков (рис. 1.7, б).

Огромное влияние на интенсивность массопереноса оказывает форма контактных элементов, поэтому во всем мире ведутся изыскания направленные на создание наиболее эффективных конструкций контактных элементов. Можно выделить несколько основных видов контактных элементов - диски, лопасти и щетки.

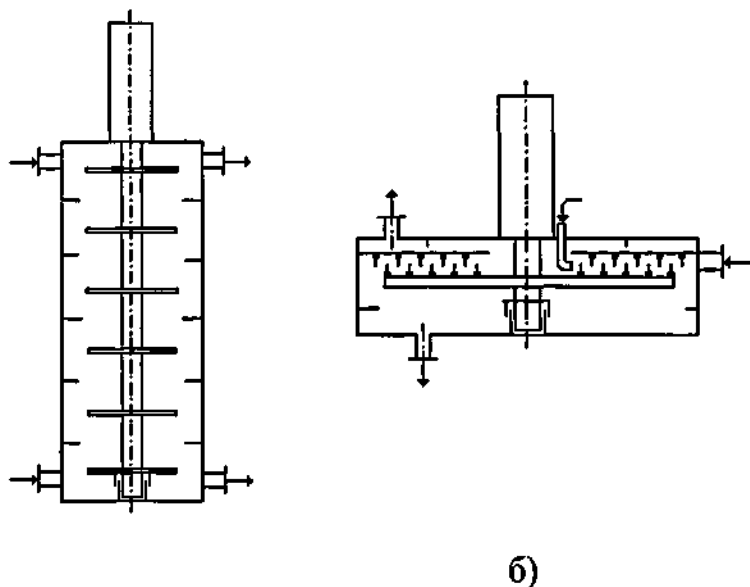


Рис. 1.7 Горизонтальный роторно-дисковый экстрактор,
 а) ротор с дисками со свободной поверхностью;
 б) горизонтальный роторно- дисковый аппарат

Диски могут быть плоскими либо выполненными в виде тарелок, быть перфорированными, гофрированными или иметь сложный профиль, а также сочетать любые комбинации выше перечисленных конструктивных решений.

Перфорация позволяет газу барботировать через пленку жидкости, дополнительно накладывая акустические колебания на систему, что при частотах близких к собственным колебаниям резко ускоряет обменные процессы.

Лопатки дополнительно сообщают осевую составляющую потокам, т.е. совмещают действие насоса. Это может быть использовано для создания циркуляции обрабатываемой среды.

Так в работе [38] были исследованы различные типы дисков, с лопатками и отверстиями в дисках. Результаты показали относительное увеличение эффективности дисков с лопатками с возрастанием Re , а эффективность дисков с отверстиями практически не зависела от Re .

Для эффективного течения пленки жидкости по поверхности дисков на их поверхности могут быть сделаны направляющие, повторяющие движение частицы жидкости относительно диска.

Использование щеток увеличивает дисперсность, эффективно создает распыл жидкой фазы. Щетки часто используют как дополнительные контактные элементы, располагая их на дисках или цилиндрах (рис. 1.8).

Предложено множество конструкций гибких контактных элементов, в процессе работы они периодически деформируются, колеблются и тем самым способствуют диспергированию фаз [40-42].

Благодаря достаточному рабочему объему и возможности управлять скоростью диссипации энергии в нем, роторные аппараты позволяют варьировать воздействие на среду в процессе обработки, обеспечивают заданное время пребывания компонентов и обладают хорошей селективностью.

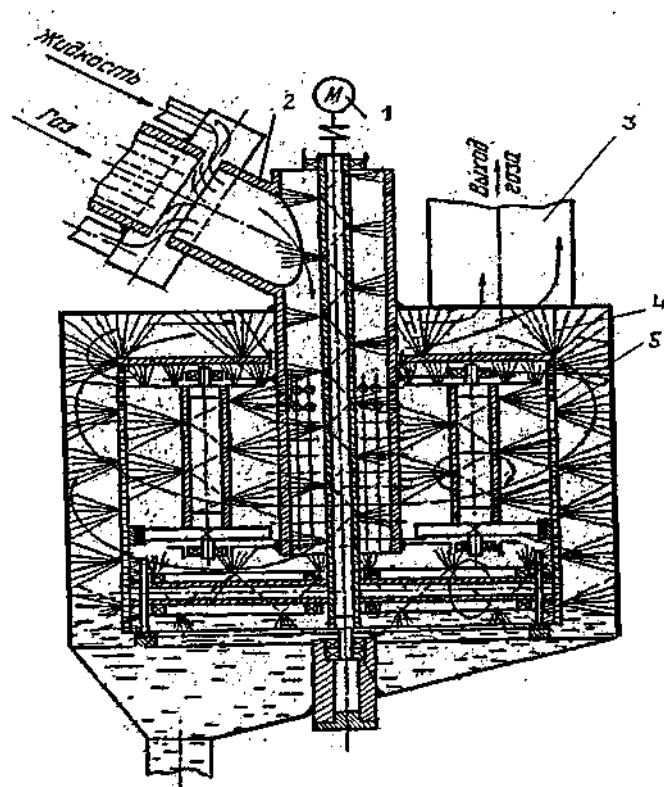


Рис. 1.8. Устройство для мокрой очистки газа: 1 – электродвигатель; 2 – входной штуцер; 3 – выходной штуцер; 4 – щетка; перфорированный барабан

Важным конструктивным фактором является геометрия корпуса. Правильная организация рабочего объема аппарата позволяет оптимизировать гидродинамический режим и интенсифицировать обменные процессы, повышая тем самым его экономическую эффективность.

Одним из наиболее распространенных решений является разбиение аппарата на зоны. Например, в [43] предложена конструкция роторного массообменного реактора, в котором для повышения эффективности массообмена происходит закручивание потоков взаимодействующих фаз в тороидальных камерах 4 (рис. 1.9), где в результате создается мелкодисперсная пена.

Изменение поперечного сечения аппарата по направлению движения фаз создает волны сжатия и разряжения, что способствует их диспергированию. При значительных скоростях потоков это позволяет даже отказаться от подвижных элементов - вся энергия берется из энергии самих потоков.

Для более полного взаимодействия фаз может быть предложена принудительная циркуляция. Для этого используют существующее в аппарате центробежное поле либо дополнительно крепят к ротору винт или рабочее колесо насоса, прокачивающие фазы через обходной контур, а при значительных скоростях потоков создают обычный байпас, в результате чего фазы многократно проходят через рабочую зону.

Движение фаз в аппаратах может быть и прямоточным и противоточным в зависимости от технологических требований.

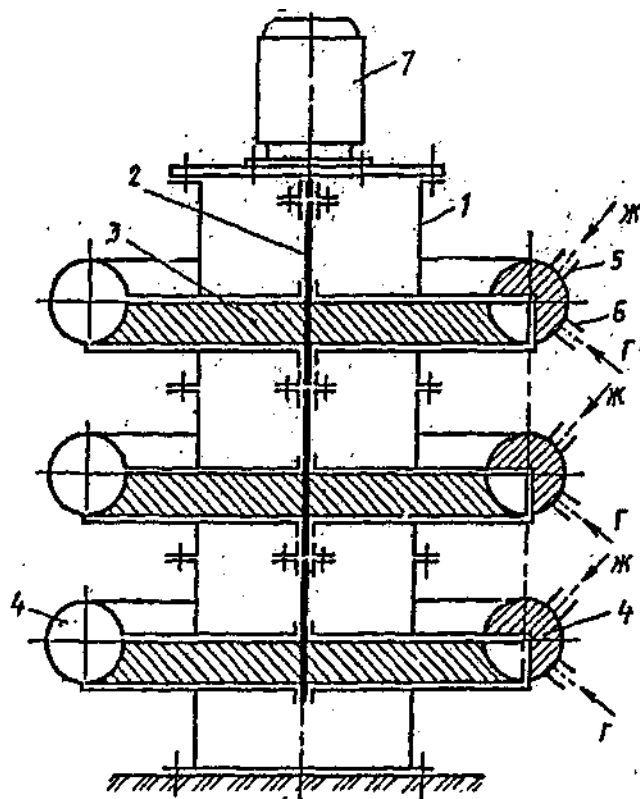


Рис. 1.9 Роторный массообменный реактор: 1 – корпус; 2 – вал; 3 – диск; 4 – тороидальная камера; 5,6 – входные патрубки жидкости и газа; 7 – электродвигатель

Очень интересными представляются решения, направленные на использование центробежных сил, возникающих во внутренней части ротора при его вращении. В [44] предлагается подавать один из компонентов внутрь пористого ротора. Продавливаясь центробежными силами через поры, жидкость в диспергированном состоянии попадает в рабочую зону.

Таким образом, роторные аппараты являются очень перспективными средне- и малообъемными устройствами для проведения **различных процессов** в жидких средах. Однако их широкое применение сдерживается в первую очередь отсутствием простых методик определения их технологических параметров и рекомендаций по конструктивному оформлению.

В настоящее время в данной области основная работа ведется в направлении совершенствования имеющихся аппаратов и их отдельных элементов [45]. Развитие техники идет по пути использования аппаратов с устройствами, обладающими большой удельной рабочей поверхностью, вместо традиционных. Такие аппараты обеспечивают равномерность подвода энергии к обрабатываемой среде. В этой связи перспективными являются роторные аппараты, совершенствование которых предполагает более точное изучение протекающего технологического процесса по всему объему аппарата и разработку приемов управления процессами во всех его зонах.

Несмотря на многообразие конструктивных решений, эффективность роторных аппаратов практически одинакова и находится в пределах 0,5 - 0,8 тео-

ретических тарелок на единицу контактного элемента. Поэтому, с экономической точки зрения наиболее целесообразными являются конструкции аппаратов обладающих не столько сложным ротором, сколько малой высотой ступени контакта.

Из анализа существующих конструкций роторных аппаратов можно заключить, что для проведения массообменных процессов требующих большого числа теоретических тарелок лучше всего подходят роторные аппараты со струйно-капельными режимом течения и противоточным движением фаз.

Литература:

1. Голощапов Ю. П. Гидродинамика в горизонтальном роторном пленочном аппарате для диссипативного концентрирования растворов: Дис.... к-та техн. наук. - Л., 1987. -136 с.

2. Прямоточные аппараты с перемешивающими устройствами / Сост. П. А. Окацкий, П. Н. Свичар, С. З. Лозовский, Г. В. Дмитриева. - М.: ЦИНТИ химнефтемаш, 1979. - 55 с.

3. Елеец Е. П., Новоселова А. Э., Полуэктов П. П. In situ – определение фрактальной размерности аэрозольных частиц / УФН. - 1994. - Т.64. -№9. - С. 959-967.

4. Промтов М. А. Пульсационные аппараты роторного типа. Теория и практика. М.: Машиностроение, 2001

5. Балабышко А. М. Разработка роторного аппарата для получения стабильных эмульсий: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М., 1985. 16 с.

6. Балабышко А. М. Обоснование, разработка и создание оборудования по приготовлению и регенерации рабочих жидкостей для механизированных крепей очистных комплексов: Автореф. дис. ... докт. техн. наук. М., 1992. 31 с.

7. Балабудкин М. А. Исследование диспергирования и гидромеханических явлений в роторно-пульсационных аппаратах: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Л., 1972. 16 с.

8. Барам А. А. Исследование процесса извлечения веществ из пористых тел в многофазных системах в поле механических колебаний: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Л., 1963. 16 с.

9. Биглер В. И. Исследование течений в аппарате типа динамической сирены и его применение для процесса растворения: Дис. ... канд. техн. наук. М., 1979. 169 с.

10. Бутко Г. Ю. Исследование процессов эмульгирования в роторно-пульсационном аппарате применительно и целлюлозно-бумажному производству: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Л., 1975. 16 с.

11. Звездин А. К. Использование аппаратов типа РАМП для получения высокодисперсных эмульсий в режиме акустической кавитации: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М., 1983. 16 с.

12. Зимин А. И. Интенсификация процессов диспергирования и растворения в роторных аппаратах при импульсном возбуждении кавитации: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М., 1984. 16 с.

13. Зимин А. И. Нестационарные гидромеханические процессы в импульсно-кавитационных аппаратах с прерыванием потока: Автореф. дис. ... докт. техн. наук. М., 1998. 32 с.
14. Карепанов С. К. Обоснование параметров модулятора гидромеханического диспергатора для приготовления рабочей жидкости механизированных крепей: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М., 1999. 20 с.
15. Киладзе Г. Г. Исследование гидромеханических характеристик и параметров процесса гомогенизации пищевых дисперсных систем в гидромеханических роторно-пульсационных аппаратах: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Л., 1975. 16 с.
16. Колесников Г. Е. Расчет роторно-пульсационных аппаратов для процессов эмульгирования: Дис. ... канд. техн. наук. М., 1983. 134 с.
17. Лошакова О. А. Исследование гидромеханических закономерностей работы аппаратов роторно-пульсационного типа: Дис. ... канд. техн. наук. Л., 1982. 169 с.
18. Мандрыка Е. А. Экспериментальное исследование кинетики процесса растворения в роторном аппарате с модуляцией потока: Дис. ... канд. техн. наук. М., 1979. 166 с.
19. Плотников В. А. Исследование и расчет роторно-пульсационного аппарата: Дис. ... канд. техн. наук. М., 1978. 228 с.
20. Сопин А. И. Исследование параметров гидродинамической сирены с целью получения высокодисперсных гетерогенных систем: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М., 1975. 16 с.
21. Червяков В. М. Растворение твердого в жидкости и диспергирование жидкостей в длиноканальном роторном аппарате с модуляцией потока: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М., 1982. 16 с.
22. Юдаев В. Ф. Исследование гидродинамического аппарата сиренного типа и его использование для интенсификации технологических процессов в гетерогенных системах: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М., 1970. 16 с.
23. Юдаев В. Ф. Роторные аппараты с модуляцией потока и импульсным возбуждением кавитации для интенсификации процессов химической технологии: Автореф. дис. ... докт. техн. наук. М., 1984. 32 с.
24. Балабудкин М. А. Роторно-пульсационные аппараты в химико-фармацевтической промышленности. М, Медицина, 1983. 160 с.
25. Балабудкин М. А., Барам А. А. Исследование процесса мокрого диспергирования твердых материалов в роторно-пульсационном аппарате // Теорет. основы хим. технологии. 1968. Т.11. №4. С. 639 - 642.
26. Rosenfeld K., Micrley Y. Schtippen in der Modernen Stoffaufbereitung // Wochenlat for Papierfabrikation. 1963. В. 91. № 11-12. S. 288 - 292.
27. Балабудкин М. А. Масштабирование роторно-пульсационных аппаратов // Хим.-фарм. журн. 1981. № 1. С. 100 - 105.
28. О гидромеханических закономерностях работы роторно-пульсационного аппарата / П. П. Дерко, А. А. Барам, В. Б. Коган и др. // Теорет. основы хим. технологии. 1973. Т. 7. № 1. С. 123 - 124.

29. Свинчар Л. И., Онацкий П. А., Гарбузова Г. Л. Роторно-пульсационные смесители для жидких сред: Экспресс-информ. ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ. М., 1972. № 4. 20 с. (Сер. ХМ-1).
30. Характеристика дисперсности двухфазной системы / Г. Е. Колесников, О. А. Трошкин, Ю. И. Макаров, А. В. Орлов // Теорет. основ хим. технол. 1989. Т. 23. № 4. С. 542 - 545.
31. Балабудкин М. А., Голобородкин С. И., Шулаев Н. С. Об эффективности РИА при обработке эмульсионных систем // Теорет. основы хим. технол. 1990. Т. 24. № 4. С. 502 - 508.
32. Барам А. А., Дерко П. П., Клоцунг Б. А. Расчет мощности аппаратов роторно-пульсационного типа // Хим. и нефтехим. машиностроение. 1978. № 4. С. 4 - 6.
33. Кокушкин О. А., Барам А. А., Павлушенко И. С. О расчете мощности ротационных аппаратов // Журн. прикл. химии. 1969. Т. 42. № 8. С. 1793 - 1798.
34. Исследование гидродинамических и акустических характеристик аппаратов с роторно-пульсационными устройствами // А. А. Барам, П. П. Дерко, В. Б. Коган и др. // Хим. и нефтехим. машиностроение. 1969. № 11. С. 11 - 13.
35. О расчете мощности на перемешивание жидкости в роторных аппаратах / И. Г. Павлов, В. П. Литкин, В. П. Глухов и др. // Журн. прикл. химии. 1972. Т. 45. № 8. С. 1782.
36. Канстантинов Я. М. Современные технологические процессы и оборудование пищевой и химической промышленности Кузбасса. - М., 1983. - С.84 - 88.
37. Studies of efficiency in a perforated rotating disc contactor using a polymer-polymer aqueous two-phase systems. L. A. Sarubbo; L. A. Oliveira; A. L. F. Porto; G. M. Campos-Takaki; E. V. Tambourgi. Braz. J. Chem. Eng. vol.22 no.3 Sao Paulo July/Sept. 2005. P. 34 - 47.
38. Surface Effects in a Rotating Disk Contactor. Prof. J.T. Daveis, Ph.D., D.Sc, M.A. (member), I.M.Ritghie, M.A., and D.C. Southward, M.A. Chemical Engineering Research and Design - Volume 38a. 1960. P. 67 - 80.
39. Пат. 2237508 Россия, МКИ В 01 D 3/30. Массообменное контактное устройство / Малета В.Н. и др. (UA) № 2003108850/15 Заявл. 2003.03.28; Опубл 2004.10.10; Бюл. №38. - 3 с.
40. Пат. 1678410 Советский Союз, МКИ В 01 D 3/30. Контактное устройство для тепло-массообменного аппарата / В. И. Сиренко и др. №4781028/26 Заявл. 11.01.90; Опубл 23.09.91; Бюл. № 35. - 3 с.
41. Пат. 1818137 Советский Союз, МКИ В 01 D 47/16. Устройство для мокрой очистки газа / И. К. Ковнеров, В. И. Лунев и И. В. Комаровский. №4901764/26 Заявл. 11.01.91; Опубл 30.05.93; Бюл. №20. - 3 с.
42. Пат. 1837944 Советский Союз, МКИ В 01 D 47/16, 45/14. Устройство для мокрой очистки газа / Л. И. Пятыхин, В. Н. Грехнев и А. В. Петренко. №5005609/26 Заявл. 02.07.91; Опубл 30.08.93; Бюл. № 32. - 3 с.
43. Пат. 2009685 Россия, МКИ В01 D3/30. Роторная массообменная колонна. / Ю. Г. Нечаев, Г. П. Есипов, К. В. Малашихин, А. Ю. Нечаев (Россия) - № 4945948/26; Заявл. 18.06.91; Опубл. 30.03.94; Бюл. № 6. - 3 с.

44. Гнилуша И. И. Гидродинамика и массопередача в роторно-импульсном аппарате: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук. / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 1995. - 193 с.

45. Kipke Klausdieter. Einzelprobleme verbessern. // Chem. Ind. - 1991. -V.144. - №6. - P.58 - 60.

1.5. Основные конструкции газожидкостных массообменных аппаратов

Современные массообменные аппараты, работающие с системами газ-жидкость, можно рассматривать в зависимости от технологического назначения, давления и внутреннего устройства, обеспечивающего контакт между фазами.

По технологическому назначению массообменные аппараты подразделяются на колонны атмосферно-вакуумных установок, термического и каталитического крекингов, вторичной перегонки нефтепродуктов, а также на колонны для ректификации и абсорбции газов, стабилизации легких нефтяных фракций и т.д.

В зависимости от применяемого давления аппараты подразделяются на вакуумные, атмосферные и работающие под давлением.

В зависимости от внутреннего устройства различают аппараты **тарельчатые, насадочные, пленочные и роторные** (с вращающимися деталями). Аппараты с тарельчатыми и насадочными контактными элементами, в виду их геометрических особенностей, обычно называют колоннами.

Конструкции колонных аппаратов

Тарельчатые и насадочные колонны [1-3] являются, на сегодняшний день, наиболее распространенными массообменными аппаратами.

В тарельчатых колоннах контактные элементы выполнены в виде тарелок, обеспечивающих ступенчатое проведение процесса. При этом газ и жидкость последовательно соприкасаются на отдельных ступенях (тарелках) аппарата. В настоящее время известно большое количество различных типов тарелок. К основным из них относятся: колпачковые с различными типами колпачков, клапанные, жалюзийные; а также ситчатые тарелки и тарелки без переливных устройств (провальные).

В насадочных колоннах в качестве контактного элемента служит загруженная внутрь аппарата насадка, состоящая из твердых тел различной формы. Контакт между жидкостью и газом осуществляется на поверхности контактных элементов. Поэтому важнейшими характеристиками насадки являются удельная поверхность и свободный объем. На сегодняшний день насадку в основном изготавливают из керамических материалов в виде отдельных элементов (нерегулярная) с большой удельной поверхностью или из тонколистовых материалов в виде пакетов и блоков (регулярная).

Тарельчатые колонны характеризуются сравнительно высокой эффективностью, но имеют большое гидравлическое сопротивление. Поэтому наиболее распространенные типы этих колонн можно использовать лишь в тех случаях, когда падение давления в аппарате не является решающим фактором. Тарельчатые колонны используются обычно для процессов проводимых при атмосферном или повышенном давлениях или под небольшим вакуумом. Для работы при давлениях менее 0,13 МПа обычные конструкции тарельчатых колонн практически неприменимы.

Насадочные колонны имеют меньшее по сравнению с тарельчатыми колоннами гидравлическое сопротивление, приходящееся на одну теоретическую тарелку, поэтому они вполне пригодны для проведения процессов под вакуумом. Достоинством насадочных колонн является простота конструкции и возможность использования насадки из неметаллических коррозионностойких материалов. Однако эти аппараты мало пригодны при работе с загрязненными жидкостями, а в случае малых количеств орошающей жидкости не дают удовлетворительных результатов, так как при низкой плотности орошения не достигается полная смачиваемость насадки.

Спектр процессов, в которых используются колонные аппараты, достаточно велик. Основные из них представлены в таблице 1.2.

Таблица 1.2. Примеры процессов, в которых используются колонные аппараты

Отрасль промышленности	Процесс
Нефтехимическая	Стабилизация дизельного топлива
	Стабилизация нефти
	Стабилизация бензина
	Атмосферная перегонка нефти
	Глубокая дегазация нефти
	Вакуумная дистилляция гидроперекиси изопропилбензола
	Стабилизация газового конденсата
Химическая	Ректификация синтетических жирных спиртов
	Вакуумная ректификация при производстве бутиловых спиртов
	Очистка газа от сероводорода
	Ректификация смеси (этилен, бензол, вода)
	Ректификация этилового спирта
	Очистка газов от аммиака и сероводорода
	Дистилляция этилового эфира
Пищевая	Дистилляция мисцелл при получении растительных масел
	Десорбция органических растворителей
	Дистилляция жирных кислот
	Дистилляция глицерина
	Гидрогенизация масел и жиров

Широкое применение колонных аппаратов в химической и смежных с ней отраслях промышленности связано в первую очередь с возможностью обработки в них больших объемов материальных потоков. Также нельзя не отметить, что в большинстве случаев колонны имеют широкую область устойчивой работы аппарата и могут работать при значительных колебаниях расхода газовой или жидкой фазы. Это позволяет использовать однотипные устройства в различных технологических линиях.

Основным недостатком колонных аппаратов является их огромная металлоемкость. Так как габариты аппарата зависят от особенностей гидродинамики и массообмена, то, в отдельных случаях, высота колонн может достигать несколько десятков метров. В большей степени это касается аппаратов предназначенных для проведения процессов ректификации. Дело в том, что для получения особо чистых фракций в аппарате необходимо обеспечить большое количество ступеней контакта между фазами. Например, для процесса требующего 20 теоретических тарелок, при использовании аппарата с колпачковыми тарелками, в котором на 1 м высоты приходится 1,34 теоретической тарелки [4], потребуется высота рабочей части колонны равная 15 м. Эксплуатация таких аппаратов связана с большими материальными затратами. Ремонт и технический осмотр колонн предполагает проведения высотных работ, требующих дорогостоящего оборудования и специальной подготовки технического персонала.

В ряде случаев для уменьшения высоты колонны используют несколько аппаратов соединенных последовательно в одну линию. Однако такой способ, хотя и уменьшает высоту отдельно взятого аппарата, приводит к увеличению производственных площадей и требует дополнительного оборудования и обвязки.

Другой способ уменьшения высоты колонных аппаратов заключается в использовании высокоэффективных контактных устройств, позволяющих увеличить число теоретических тарелок приходящихся на единицу высоты аппарата. В качестве примера можно назвать колонные аппараты с вертикальными контактными решетками [5].

Дальнейшее сокращение высоты можно получить в аппаратах с вращающимися контактными устройствами. Гидродинамическая обстановка, создаваемая вращающейся насадкой способствует интенсификации массообменных процессов, что позволяет создавать аппараты, в которых на 1 м высоты приходится до 10 и более теоретических тарелок. Однако в силу конструктивных особенностей роторные колонны могут применяться только в малотоннажных производственных линиях, причем, в отличие от традиционных колонн такие аппараты более требовательны к перепадам нагрузки по газу или жидкости и имеют более узкую область устойчивой работы.

Конструкции роторных массообменных аппаратов

Роторные аппараты представляют собой аппараты, в которых для интенсификации обменных процессов применяется центробежное поле. Вращающаяся часть аппарата называется ротором, неподвижная статором. В качестве ротора чаще всего выступает вал с закрепленными на нем контактными элементами, а в качестве статора корпус, хотя встречаются конструкции и с обращенной схемой – вращающимся корпусом.

Различают три основных типа роторных аппаратов: роторно-пленочные аппараты [6, 7], роторно-пульсационные аппараты [8] и роторно-вихревые [9].

По способу использования центробежной силы существующие роторные массообменные аппараты можно также разделить на три основные группы:

1. поверхностно-пленочные аппараты;

2. струйно-капельные.

3. пленочно-струйно-капельные (комбинированные)

В аппаратах первой группы центробежная сила используется для создания пленочного течения жидкости, а массообмен происходит на поверхности тонкой пленки. В аппаратах второй группы центробежная сила используется для организации направленного движения фаз и диспергирования жидкости на мелкие капли. Аппараты третьей группы по принципу действия представляют собой комбинацию первых двух.

Аппараты первой группы (пленочные) достаточно широко используются в промышленности [7, 10-12]. Благодаря универсальности, позволяющей осуществлять в них ряд технологических процессов: выпаривание, дистилляцию, ректификацию и др., они получили наибольшее распространение. Основным условием эффективной работы таких аппаратов является создание равномерной пленки жидкости на контактной поверхности.

Наиболее известны роторно-пленочные ректификаторы фирмы "Luwa". Ректификатор "Luwa" (рис. 1.10) представляет собой вертикальный цилиндрический корпус, снабженный обогреваемой рубашкой. Внутри корпуса расположен ротор в виде полого цилиндра, снабженного снаружи лопастями. В процессе работы исходная смесь поступает в аппарат через верхний штуцер и посредством лопастей ротора распределяется по внутренней поверхности корпуса, в виде стекающей вниз пленки жидкости. Пар подается в нижнюю часть аппарата и поднимается в пространстве между ротором и корпусом противотоком по отношению к жидкости. По всей высоте аппарата осуществляются многократные акты испарения-конденсации, заключающиеся в испарении части жидкости с внутренней поверхности корпуса и конденсации части паров на поверхности охлаждаемого ротора. Образующийся на поверхности ротора конденсат под действием центробежной силы, развивающейся при вращении ротора, сбрасывается на внутреннюю поверхность корпуса и стекает по ней в виде пленки. Испарившийся конденсат поднимается вверх, и цикл повторяется. В настоящее время применяются роторные колонны "Luwa" диаметром от 0,5 до 1 метра.

Подобные аппараты имеют большое свободное сечение и, как следствие, низкое гидравлическое сопротивление. Они рекомендуются для процессов разделения не требующих высокой эффективности.

Также известны аппараты, в которых равномерная пленка жидкости образуется на вращающейся поверхности. Наибольшее распространение получили аппараты Шведской фирмы "Alfa-Laval". Ротор аппарата (рис. 1.11) набирается из пустотелых усеченных конусов, вращающихся вместе с полым валом. Продукт через центральный ввод поступает на внутренние поверхности конических элементов и под действием центробежной силы растекается по ним в виде тонкой пленки. Греющий пар подается через полый вал.

Эти аппараты обладают высокой удельной производительностью при незначительном времени пребывания продукта в рабочей зоне. Основным недостатком такого аппарата является наличие массивного и сложного ротора.

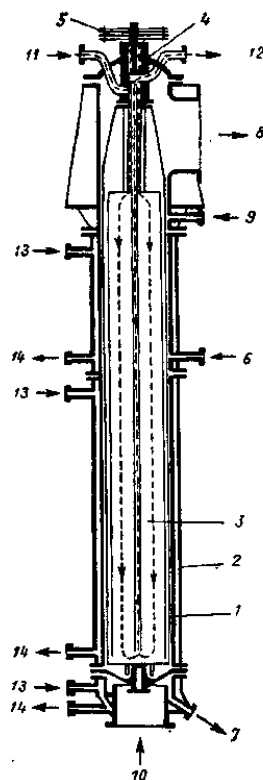


Рис.1.10. Ректификатор «Luwa»: 1 – корпус; 2 – рубашка; 3 – ротор; 4 – уплотнение; 5 – привод ротора; 6 – подача исходной смеси; 7 – слив продукта; 8 – выход пара; 9 – ввод флегмы; 10 – ввод пара; 11 – вход охлаждающей жидкости; 12 – выход охлаждающей жидкости; 13 – вход теплоносителя; 14 – выход теплоносителя.

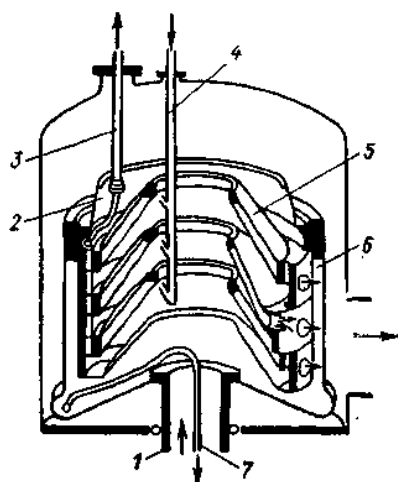


Рис.1.11. Пленочный испаритель фирмы "Alfa-Laval": 1 – вал; 2 – кольцевой сборник; 3, 7 – напорная трубка; 4 – питающая трубка; 5 – набор конусов; 6 – ротор.

К аппаратам с вращающейся контактной поверхностью относятся и многоцилиндровые колонны. Аппарат (рис. 1.12) состоит из четырех коаксиальных цилиндров, два из которых вращаются в одном направлении, а два других - в противоположном. Жидкость подается в кольцевой зазор между первым и вторым цилиндрами и под действием центробежных сил растекается по поверхности в виде тонкой пленки. Достигнув свободного края цилиндра, жидкость по-

падает в следующий кольцевой зазор. Газ (пар) движется в кольцевом зазоре навстречу жидкости.

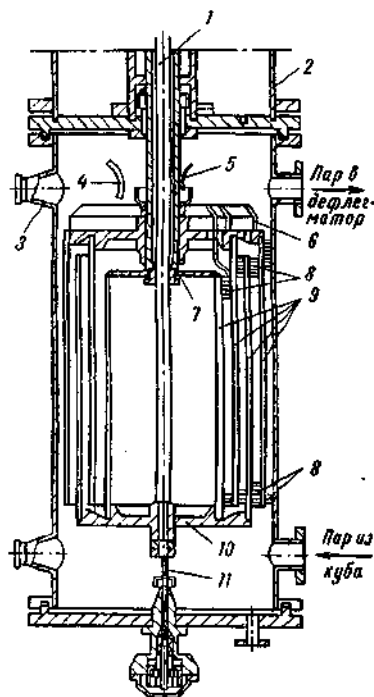


Рис. 1.12. Многоцилиндровая роторная ректификационная колонна: 1 – верхний вал; 2 – цилиндр; 3 – смотровое окно; 4 – труба для подачи флегмы; 5 – подача смазки в подшипник; 6 – распределитель флегмы; 7 – подшипник; 8 – турбулизаторы; 9 – цилиндры ротора; 10 – направляющий фланец; 11 – нижний вал.

Как указывалось ранее недостатком роторно-пленочных аппаратов является малый объем обрабатываемой среды по сравнению с объемом всего аппарата. В них сложно управлять временем пребывания компонентов, а также варьировать воздействие на среду в процессе обработки.

Роторные аппараты практически лишены этих недостатков, к тому же они дешевле и проще в изготовлении. Перемешивающим устройством здесь служит цилиндрический либо дисковый ротор. Рабочая зона роторных аппаратов так же представляет собой кольцевой зазор в роторе и между корпусом и ротором, но этот зазор имеет относительный размер существенно больше, чем у пленочных и пульсационных аппаратов. Это обуславливает особенности гидродинамики роторных аппаратов.

При вращении цилиндрического ротора в зазоре формируется интенсивное окружное течение среды с большими сдвиговыми напряжениями. Кроме того, возникающие центробежные силы вызывают в рабочем пространстве радиальные течения, заполняющие объем аппарата. В результате вводимая механическая энергия диссипирует в рабочей среде равномерно, что способствует ее лучшему взаимодействию фаз.

Аппараты с гладким ротором (рисунок 1.13, а) используют в основном для перемешивания с целью интенсификации процессов теплообмена [13]. В этом случае вращение ротора обеспечивает не только увеличение коэффициента те-

плопередачи, но и закручивает среду, вызывая большие напряжения сдвига, и тем самым препятствует ее налипанию на стенки корпуса. Эти аппараты также могут применяться как массообменные при небольших объемах производства.

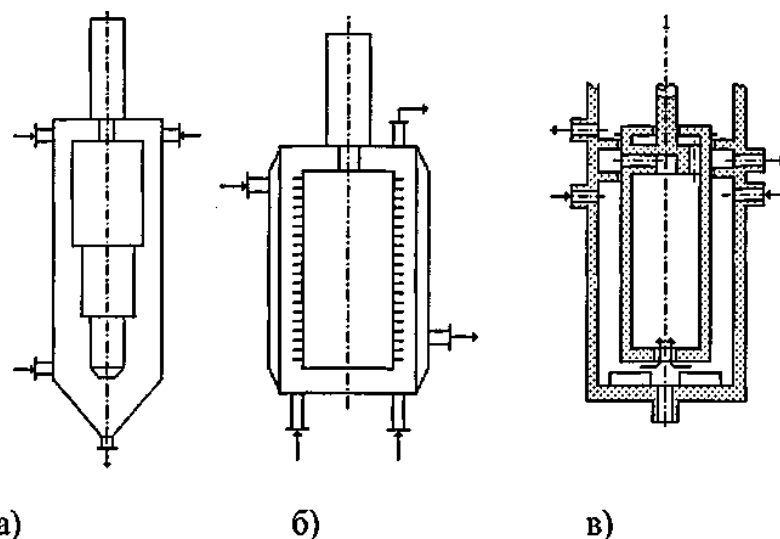


Рис. 1.13. Некоторые конструкции роторных цилиндрических аппаратов: а) реактор с гладким ротором; б) реактор с ротором со штырями; в) реактор - сепаратор

Для интенсификации процессов в зазор между поверхностью корпуса и ротора размещают различные элементы, формирующие поток в аппарате. В [14] предложен аппарат для растворения порошкообразных материалов, ротор которого снабжен винтовым профилем, что при вращении создает восходящий поток жидкости. В [15] предлагается на роторе и корпусе аппарата делать однонаправленные винтовые нарезки в виде треугольников, трапеций, кругов и других профилей (рис. 1.14) способствующих лучшему взаимодействию фаз.

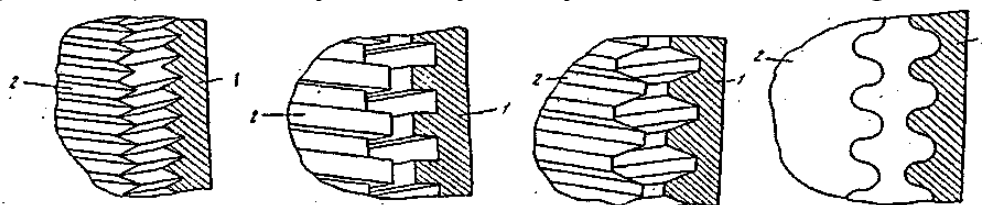


Рис. 1.14. Винтовые нарезки роторно-винтового экстрактора [15]:
1 – корпус, 2 – ротор.

Широкое применение также получили аппараты, роторы, которых, выполнены в виде цилиндра со штырями на поверхности (рис. 1.13, б).

Такие аппараты применяются для проведения процессов сульфирования, в производстве пенополиуретана для проведения реакции полимеризации. Их ротор имеет небольшой диаметр, а стержни равномерно размещены по поверхности, частота вращения ротора составляет порядка 6000 об/мин. При малом рабочем объеме такой аппарат обеспечивает высокую производительность и качество получаемого материала за счет активного взаимодействия фаз.

Внутреннюю полость ротора можно использовать и как центробежный сепаратор. Под ротором располагаются стационарные радиальные лопасти, благодаря которым, вращающаяся жидкость достигает входа во внутреннее пространство ротора, являющегося зоной разделения. Верхняя часть ротора образует систему слива, позволяющего отбирать отдельно тяжелую и легкую фракции.

Существует несколько измененное решение конструкции [12]. Контактный элемент представляет собой концентрически расположенные чередующиеся отбортованные с обоих концов цилиндры и конусы с большим верхним основанием и перфорированной поверхностью. Жидкость в виде тонкой пленки стекает по внутренней поверхности вращающегося цилиндра до прорезей, через которые сбрасывается на внутреннюю поверхность усеченного конуса, соседнего с цилиндром. Затем жидкость поднимается вверх по конической поверхности и сбрасывается на следующий цилиндр. Газ (пар), как и в предыдущей конструкции, проходит через зазоры между вращающимися цилиндрами и усеченными конусами.

В таких аппаратах процесс массообмена интенсифицируется за счет быстрого, непрерывного, принудительного обновления поверхности раздела в поле действия центробежных сил. Широкое распространение из этой группы аппаратов получили аппараты с внутренними кассетными насадками, спиралями, различными цилиндрами (рис. 1.15-1.8).

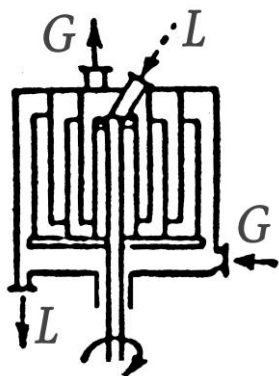


Рис. 1.15. Вертикальный ротационный аппарат [16];

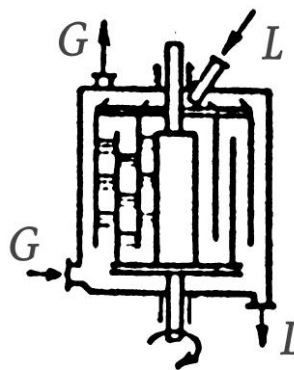


Рис. 1.16. Многоцилиндровый аппарат с противоположным вращением соосных цилиндров [17];

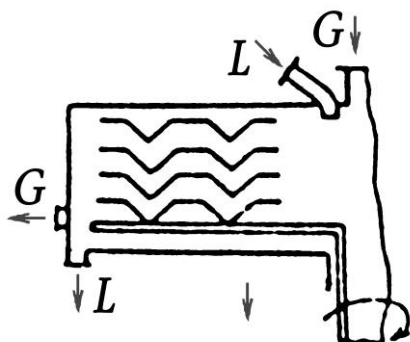


Рис. 1.17. Ротационный аппарат с гофрированными пластинками [18];

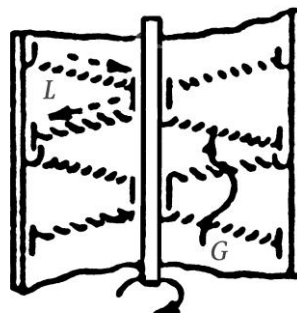


Рис. 1.18. Аппарат с вращающимися и неподвижными тарелками с отверстиями [19]

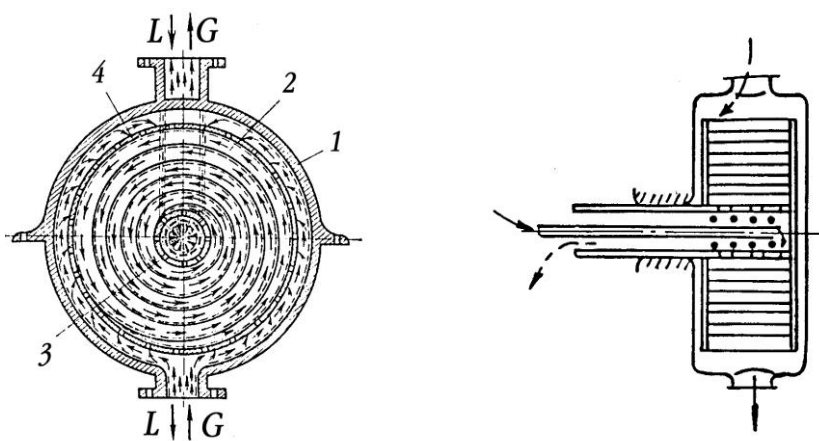


Рис. 1.19. Аппарат со спиральной кассетой (аппарат Подбельняка) [20]
1 – корпус; 2 – спираль; 3 – распределитель жидкости; 4 – перелив;

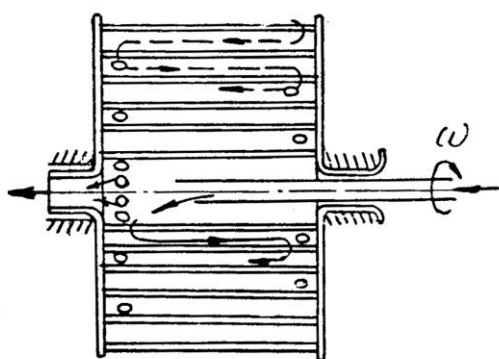


Рис. 1.20. Ректификатор с коаксиальными цилиндрами [21];

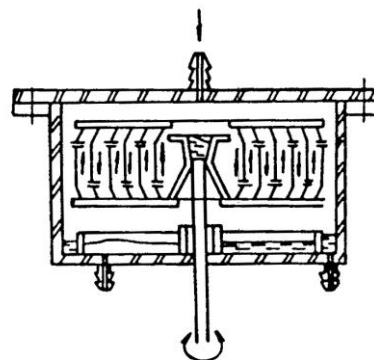


Рис. 1.21. Теплообменный аппарат ГИАП [22, 23]

Примером таких аппаратов может служить ряд ректификаторов Подбельняка [20-22]. Основным элементом таких аппаратов служит вращающаяся вокруг горизонтальной или вертикальной оси металлическая кассета, свернута по спирали Архимеда и зажатая между двумя торцовыми дисками. По одной стороне (рис. 1.19) полученного прямоугольного канала, под действием центробежных сил тонкой пленкой движется жидкость, от центра кассеты к периферии. Паровой тонкослойный поток, движется противотоком жидкости, контактируя с нею, и отводится через полый вал ротора. Так как потоки жидкости и пара сильно различаются по удельному весу и сила трения между ними относительно невелика, движение жидкости сохраняет устойчивость при скоростях встречного потока пара, достигающих до 10 м/с и более. При встречном движении двух жидкостей взаимодействие между ними проявляется интенсивнее, чем при движении жидкости и пара. Скорость вращения ротора от 2000 до 5000 об/мин. Стенки спиралей могут быть сделаны с отверстиями (перфорацией).

Жидкости, поступающие в аппарат, должны быть очищены от механических примесей, которые могут осесть в барабане. Очистка барабана производится промывкой. Разборка барабана для очистки хотя и возможна, но чрезвычайно затруднительна.

Результаты изучения аппаратов Подбельняка и различных их разновидностей описаны в работах [24, 25]. Авторы отмечают в рабочем диапазоне малую

зависимость гидравлического сопротивления от числа оборотов ротора и плотности орошения, и значительное влияние на величину гидравлического сопротивления геометрических размеров ротора. Аппарат имеет гидравлическое сопротивление 330 - 470 Па.

Ряд конструкций пленочных аппаратов был создан в ГИАПе. Наиболее ранняя из конструкций [26] была предложена Шафрановским и Ручинским – ректификатор со спиралеобразным ротором (рис. 1.22).

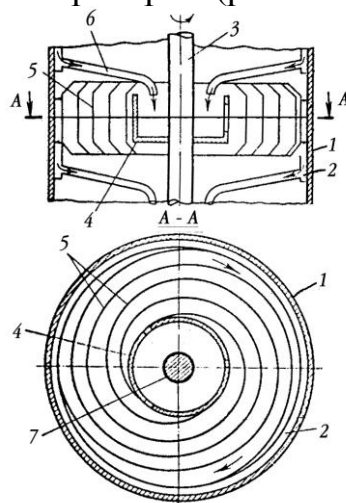


Рис. 1.22. Ректификатор со спиралеобразным ротором: 1 – корпус; 2 – кольцевой карман; 3 – вал; 4 – перфорированный стакан; 5 – спиральная лента; 6 – лоток; 7 – вал

Аппарат выполнен многосекционным и представляет собой вертикальный цилиндрический корпус 1, внутри которого соосно с ним размещен вал 3, общий для всех массообменных ступеней. Каждая ступень выполнена в виде одно- или многозаходной спирали Архимеда 5, которая изготовлена из металлической ленты с отбортовками внутрь по верхней и нижней кромкам. Газ, поднимающийся по колонне, проходят в каждой секции через зазоры между витками спирали и при вращении спиралей воспринимает от них вращательное движение. Жидкость подается в каждую массообменную ступень по лотку 6 из кольцевого кармана выше расположенной ступени, попадает в стакан 4. Далее при вращении под воздействием возникающих центробежных сил жидкость поступает на начальные витки спиралей и образует на них ряд жидкостных пленок, текущих по лентам спирали подобно аппарату Подбельняка в направлении наибольшего радиуса, т. е. от центра к периферии. С наружных концов спиралей жидкость сбрасывается в кольцевой карман 2, откуда поступает в распределительный стакан ниже расположенной ступени. Для предотвращения выброса жидкости вверх или вниз с поверхности спирали ее изготавливают из отбортованной ленты, имеющей профиль с кромками, отогнутыми внутрь.

Таким образом, в пределах каждой секции организован перекрестный ток жидкости и газа при общей противоточной схеме взаимодействия потоков в аппарате. В описанной конструкции сохраняется примерно постоянной удельная эффективность независимо от диаметра аппарата.

Достоинствами описанных конструкций является наличие противотока взаимодействующих фаз благодаря чему достигается высокая эффективность аппаратов. Несмотря на это они не получили широкого распространения в ректификации и абсорбции, что объясняется сложностью их устройства, высокой стоимостью и низкой производительностью.

Струйно-капельные аппараты также широко используются в качестве ректификационных и абсорбционных агрегатов. В свою очередь их условно можно разделить на две подгруппы:

- аппараты с ударно-распылительными контактными устройствами;
- аппараты с барботажно-распылительными контактными устройствами.

В аппаратах с ударно-распылительными контактными устройствами жидкость, распыленная тем или иным способом, летит от центра контактного устройства к периферии, ударяется о стенку, теряет скорость и стекает на следующую контактную ступень, где процесс повторяется. Контакт между жидкостью и газом (паром) создается за счет того, что газ, проходя через патрубки, пронизывает завесу капель жидкости.

Жидкость с перегородки стекает на верхний вращающийся конус, разбрызгивается им и по стенкам аппарата поступает на следующий конус. Газовая фаза контактирует с жидкостью, проходя вверх через кольцевые зазоры между вращающимися конусами и перегородками. Конструктивные варианты аппаратов с поверхностью контакта фаз, образующейся в свободном объеме приведены на рис. 1.23-1.29. В аппаратах этой группы центробежная сила используется для диспергирования жидкости на мелкие капли.

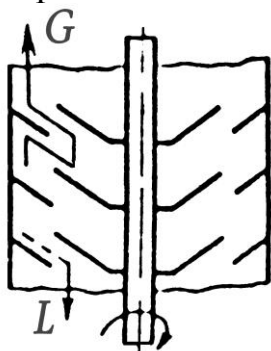


Рис. 1.23 Аппарат с вращающимися и неподвижными перегородками

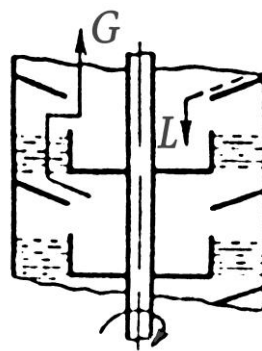


Рис. 1.24. Аппарат с вращающимися корзинами и неподвижными перегородками

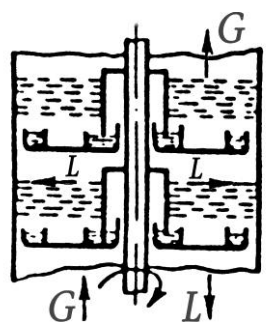


Рис. 1.25. Аппарат с вращающимися тарелками [27]

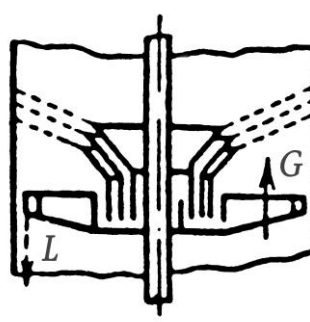


Рис. 1.26. Аппарат с вращающимися пакетными тарелками

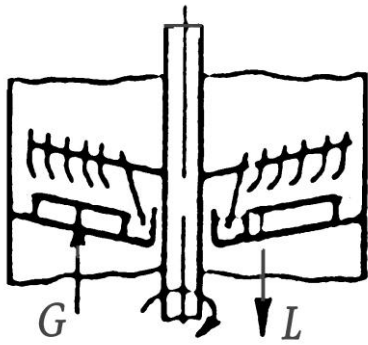


Рис.1.27. Аппарат с кассетами из концентрических колец [28]

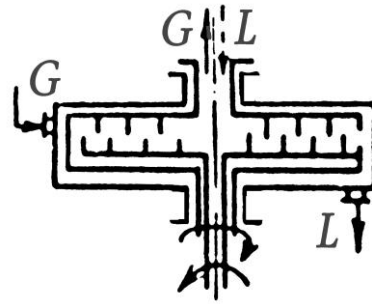


Рис.1.28. Вертикальный аппарат с вращающимися и неподвижными кольцами [29]

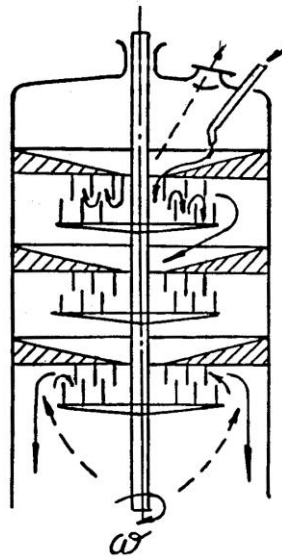


Рис. 1.29. Центробежный тепломассообменный аппарат П.Л. Капицы [30]

Классическими представителями группы аппаратов с поверхностью контакта фаз, образующейся в свободном объеме, являются ректификаторы П. Л. Капицы (рис. 1.29) и Н. И. Гельперина (рис. 1.23) [31]. Из рисунков видно, что контактные устройства (Рис. 1.23) такого аппарата представляют собой набор чередующихся неподвижных и вращающихся поверхностей. Жидкость с неподвижной перегородки стекает на вращающиеся элементы, разбрызгивается ими и поступает ниже, где процесс повторяется. Пар взаимодействует с жидкостью, проходя вверх через кольцевые зазоры, образованные неподвижными и вращающимися элементами. Роторный аппарат с вращающимися конусными тарелками впервые применен для разделения изотопов кислорода и описан в работах [32].

Примерами аппаратов этой группы могут быть аппараты Киршбаума-Штора, М. М. Аношина [33-35], Р. М. Сафина [36].

На рис. 1.30 представлен один из аппаратов этого типа, предложенный Киршбаумом и Штором [27]. Колонна состоит из цилиндрического корпуса с вмонтированными в него тарелками. По оси аппарата расположен вал, на кото-

ром установлены разбрызгивающие устройства. Каждая ступень колонны состоит из пакета концентрических усеченных конусов, смонтированных на вращающемся валу, каплеотбойников, укрепленных на обечайке, колонны и сборной тарелки с переливным устройством и патрубками для прохода паров.

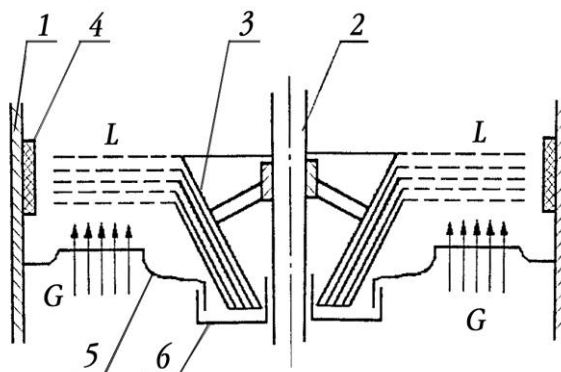


Рис. 1.30. Схема масообменной ступени роторной колонны Киршбаума-Штора: 1 – корпус; 2 – вал; 3 – диспергирующее устройство; 4 – каплеотбойник; 5 – сборная тарелка; 6 – переливное устройство.

Под действием центробежной силы жидкость поднимается по конусам до верхней кромки и разбрызгивается в виде параллельных завес, состоящих из мелких капель. Капли улавливаются каплеотбойниками и стекают в сборную тарелку, откуда жидкость частично сливается через переливное устройство на нижележащую тарелку, а основная часть вновь подхватывается пакетом конусов. Такие аппараты получили распространение в промышленности ряда стран. Серийно производились колонны диаметрами 0,5–1,4 м с числом ступеней до 15.

Несколько иную конструкцию имеют аппараты с цилиндрическими перфорированными диспергирующими устройствами. Например, в работе [37] авторами предложен многоступенчатый роторный аппарат (рис. 1.31), состоящий из вертикального корпуса, внутри которого вмонтированы тарелки с патрубками для прохода газа (пара). Соосно с корпусом на вращающемся валу установлены распылительные роторы, выполненные в виде полого тонкостенного цилиндра с гофрированной в вертикальном направлении боковой поверхностью, с отверстиями на внешних гребнях гофр для перехода диспергируемой жидкости. Заборное устройство распылительного ротора выполнено в виде ступенчатой винтовой втулки, внутри которой укреплен ленточная спираль, ограниченная вращающимся тонкостенным полым цилиндром. Этот цилиндр имеет в верхней части направляющий заплечник, расположенный выше ступени винтовой втулки и отогнутый под углом, обеспечивающим направление движения жидкости в нижнюю зону диспергирующего цилиндра.

Отличие работы аппарата от описанного выше заключается в том, что жидкость из заборной чаши тарелки захватывается ленточной спиралью втулки и направляется в нижнее сечение диспергирующего цилиндра, где под действием центробежной силы она поднимается по гофрированной боковой поверхно-

сти и через отверстия выбрасывается в виде капель, образуя развитую поверхность контакта фаз.

По сравнению с колоннами Киршбаума-Штора такие аппараты обладают рядом преимуществ:

- компактностью диспергирующего устройства;
- лучшим использованием внутреннего пространства аппарата за счет большой высоты перфорированной части;
- возможностью регулирования дисперсности распыления жидкости путем подбора диаметра отверстий перфорированных цилиндров.

Согласно исследованиям [38-42] КПД тарелки в аппаратах с ударно-распылительными контактными устройствами находится в пределах 0,3-0,8 при частоте вращения ротора 350-1000 об/мин. Рабочая приведенная скорость газа для таких аппаратов принимается равной 0,8-1 м/с. При увеличении скорости газа эффективность аппарата значительно падает, что объясняется ухудшением гидродинамической обстановки на контактных элементах.

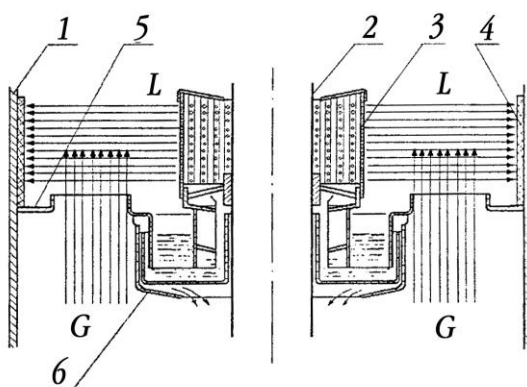


Рис. 1.31. Схема устройства массообменной ступени роторной колонны с цилиндрическими перфорированными диспергирующими устройствами:

- 1 – корпус; 2 – вал; 3 – диспергирующее устройство; 4 – каплеотбойник;
5 – сборная тарелка; 6 – переливное устройство.

В аппаратах с барботажно-распылительными контактными устройствами контакт между газом (паром) и жидкостью достигается за счет противоточного или перекрестного движения фаз. При этом жидкость движется под действием центробежной силы от центра контактного устройства к его периферии. Типичным представителем аппаратов такого типа является роторный аппарат системы В. С. Николаева [43].

В этом аппарате (рис. 1.32) на вертикальном валу укреплены конические тарелки с кольцевыми ребрами. Эти тарелки чередуются с неподвижными тарелками, укрепленными на стенках колонны. Неподвижные тарелки также имеют кольцевые ребра. Подвижная и неподвижная тарелки образуют контактное устройство. Жидкость поступает в центральную часть колонны и под действием центробежной силы направляется от центра к периферии. Газ (пар) движется в противоположном направлении. На каждой из описанных пар тарелок происходит многократное барботирование газа (пара) через слой жидкости

и перемешивание фаз. При переходе через кольцевые ребра жидкость многократно диспергируется.

Эффективность пары, состоящей из смежных подвижного и неподвижного колец, составляет 0,6-0,8 теоретических тарелок, а гидравлическое сопротивление по газу равно 10-15 Па.

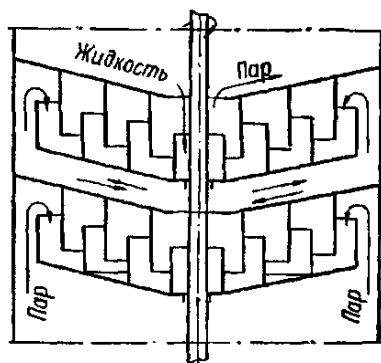


Рис. 1.32 Роторный аппарат системы В. С. Николаева

С целью повышения эффективности в аппарате Аношина А. М. [34] верхняя неподвижная тарелка имеет лопатки (рис. 1.33), размещенные между концентрическими кольцами нижней тарелки. В этом случае контакт между фазами осуществляется на поверхности лопаток и в пространстве между ними. В аппарате Аношина используется эффект касательного удара о неподвижные лопатки, в результате чего на повышение межфазной турбулентности идет значительная часть кинетической энергии. Однако наравне с высокой эффективностью, аппарат имеет малую производительность. Исследование массообмена в этом аппарате [44] показало, что его эффективность может быть оценена как 0,8 теоретических тарелок при скорости газа не более 0,8 м/сек. Массообмен исследовался на моделях диаметром 0,15 и 0,31 м на смеси этанол - вода. Было отмечено, что эффективность обеих аппаратов увеличивается с увеличением частоты вращения ротора до 1250 об/мин, после чего сохраняется приблизительно постоянной.

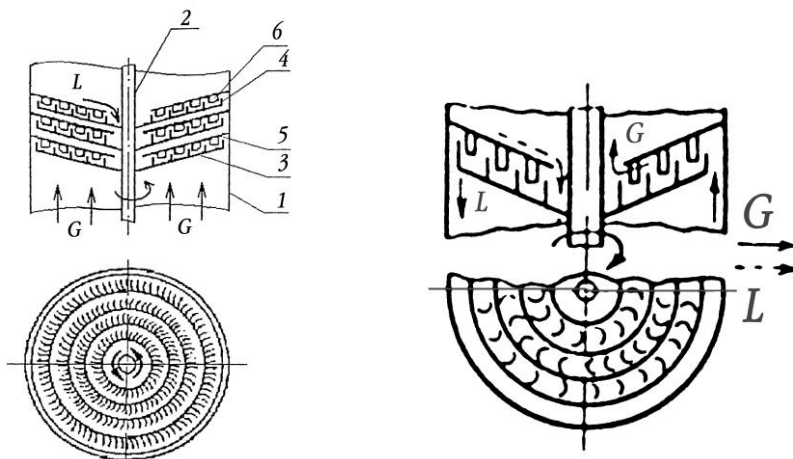


Рис. 1.33. Схема роторного аппарата И. М. Аношина:

1 – корпус; 2 – вал; 3 – вращающийся конус (ротор); 4 – концентрические кольца; 5 – неподвижный конус (статор); 6 – лопатки.

В аппарате, предложенном в работе [45], использован принцип рециркуляции жидкости в элементах контактного устройства. Аппарат (рис. 1.34) состоит из цилиндрического корпуса, по оси которого расположен вал. На валу размещен конус-ротор, на наружной и внутренней поверхности которого укреплены коаксиальные перфорированные кольца. В промежутки между ними входят перфорированные кольца, укрепленные на конусах-статорах таким образом, что между кольцами образованы лабиринтные каналы. Жидкость поступает в полость первого кольца ротора, под действием центробежной силы последовательно проходит каждую пару подвижных и неподвижных колец и благодаря перфорации делится на несколько ярусов завес из капель, которые разрушаются, ударяясь о поверхность неподвижных колец, и взаимодействуют с газом (паром), движущимся противотоком по отношению к жидкости. Попадая на нижний неподвижный конус, жидкость движется от стенки аппарата к его центральной части. При этом вращающиеся кольца увлекают жидкость на свою поверхность и вследствие перфорации отбрасывают ее к периферии, осуществляя тем самым многократную циркуляцию жидкости на каждой контактной паре колец. Избыток жидкости из центрального кольца статора стекает на нижележащий конус-статор. Газ движется снизу вверх по всей высоте аппарата, проходя последовательно одну контактную секцию за другой и меняя при этом направление от центра к периферии и от периферии к центру.

Достоинством выше описанных аппаратов является то, что они обладают высокой разделительной способностью. Однако их производительность невелика, так как живое сечение контактного устройства составляет всего 5-7 % от общей площади сечения аппарата.

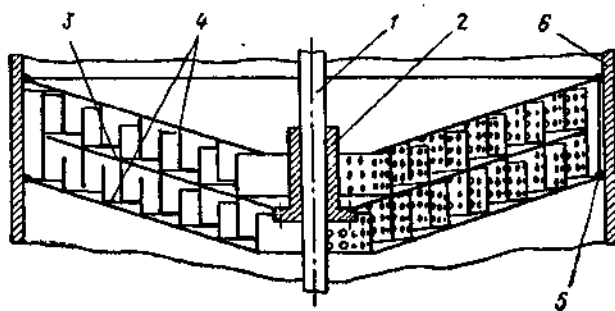


Рис. 1.34. Схема сечения роторного аппарата с перфорированными контактными элементами: 1 – вал; 2 – дистанционная втулка; 3 – конус-ротор; 4 – конус-статор; 5 – дистанционные корзины; 6 – корпус.

Для осуществления процессов ректификации под глубоким вакуумом, хемосорбционных процессов и обработки малоконцентрированных газов жидкими поглотителями Сафиным Р. М. [36] был предложен аппарат схема которого представлена на рис. 1.35. Ротор аппарата имеет питательный конус и набор концентрических колец с отбортовкой. Жидкость в аппарате разбрызгивается с первого кольца на другое и т.д. от центра к периферии ротора. Газ, контактируя с жидкостью, проходит через зазоры между кольцами ротора.

Была исследована эффективность четырехступенчатого аппарата Сафина

диаметром 150 мм и высотой одной ступени 40 мм, к.п.д. ступени 0,3-0,6. Гидродинамические и массообменные характеристики изучались на смеси воздух вода.

Отмечено, что гидравлическое сопротивление роторного аппарата лишь незначительно зависит от нагрузки по жидкости в то время как гидродинамическая обстановка в значительной мере зависит от частоты вращения ротора. При частоте вращения 350-400 об/мин было отмечено, что жидкость проваливалась с колец, в то время как при 450-600 об/мин наблюдалось интенсивное пенообразование, брызгообразование и унос жидкости с колец ротора. С увеличением скорости вращения свыше 600 об/мин предельная нагрузка смещалась в сторону меньших скоростей газа.

Благодаря большому живому сечению аппарат обладает малым гидравлическим сопротивлением контактной ступени 2,5-20 Па.

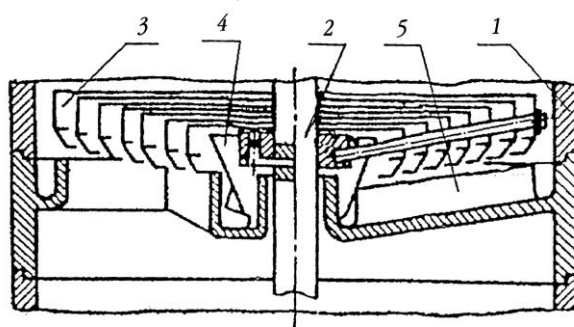


Рис. 1.35. Роторный аппарат Сафина: 1 – корпус; 2 – вал; 3 – концентрические кольца; 4 – питательный конус; 5 – переливы.

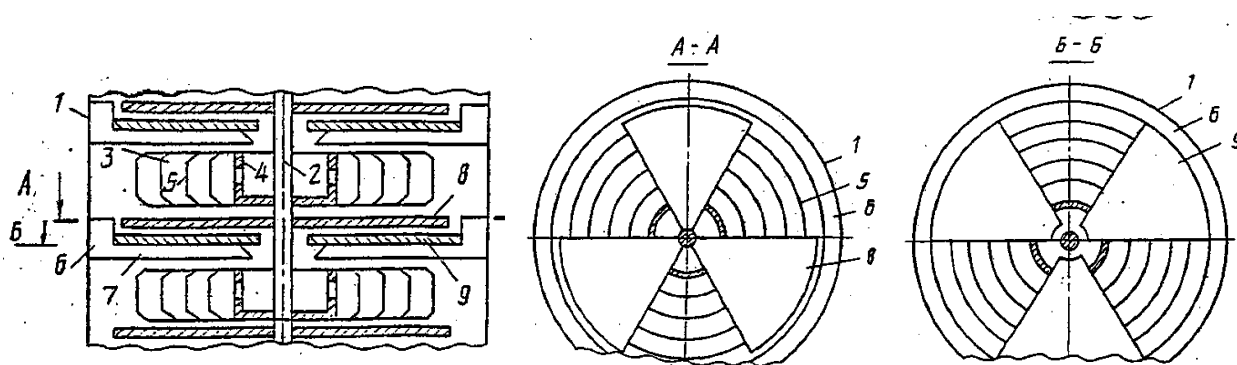


Рис. 1.36. Роторная массообменная колонна: 1 – корпус; 2 – вал; 3 – контактная ступень; 4 – распределительный стакан; 5 – отбортованные цилиндры; 6 – кольцевой карман; 7 – сливные патрубки; 8 – лопасти; 9 – прорези.

Повышение эффективности массообмена в аппарате в работе [46] достигается за счет дополнительной турбулизации газовой фазы путем наложения пульсаций каждой ступени аппарата. Для этого под каждой ступенью на валу ротора (рис. 1.36) установлены лопасти, имеющие форму секторов, а под ними закреплены диски с вырезами, имеющими форму и размеры лопастей, в количестве равном количеству лопастей. При вращении вала лопасти открывают и закрывают секторные прорези неподвижных дисков. При этом скорость газа с известной частотой изменяется от минимальных до максимальных значений,

что приводит к пульсации всего потока движущегося по колонне. Турбулизованный, за счет наложения пульсаций, поток газа поступает в ступень, где контактирует с жидкостью, движущейся по поверхности цилиндров.

Преимуществом предлагаемой роторной массообменной колонны является то, что она обеспечивает более интенсивное контактирование фаз и не вызывает больших затрат на изменение конструктивных элементов аппарата. Также авторами отмечено, что с целью уменьшения гидравлического сопротивления колонны лопасти могут устанавливаться под некоторым углом для создания вентиляционного эффекта.

Из литературных источников известны аппараты, в которых жидкая фаза движется не только в виде струек или капель, но и в виде турбулизованной пленки, образующейся на поверхности контактных элементов. Подобные аппараты, хотя и условно, также можно отнести к барботажно-распылительным устройствам, а можно вынести в третий класс аппаратов, рассмотренных ниже.

Аппараты с фиксированной и развиваемой в свободном объеме поверхностями контакта фаз (комбинированные аппараты)

В аппаратах этой группы под действием центробежного поля развиваются как пленочная, так и капельная поверхности контакта фаз [47].

Третья группа центробежных аппаратов представляется наиболее интересной для дальнейшего изучения, поскольку в их конструкциях совмещены все достоинства аппаратов двух первых классов, а именно: создание при помощи центробежных сил высокоразвитой поверхности в единице объема и большой скорости ее непрерывного обновления. При этом недостатки предыдущих конструкций аппаратов: в первой группе – срыв капель при пленочном течении и во второй – недостаточное диспергирование жидкости, в данном случае рассматриваются как; преимущества этих аппаратов перед другими. В таких аппаратах вся геометрическая поверхность вращающихся контактных элементов полностью смочена скоростной постоянно обновляющейся жидкостной пленкой, а в свободном объеме устройств развивается еще и капельная поверхность контакта фаз, что позволяет получить очень высокие скорости массопередачи.

Данное направление развивается в работах Николаева Н. А. и Аношина И. М. и их сотрудников с целью создания компактного массообменного оборудования с большим числом ступеней разделения. Ряд конструкций нашел применение в промышленности. Однако их использование в вакуумной ректификации термически нестойких продуктов равно, как и создание на их основе аппаратов большой единичной мощности, представляется проблематичным.

Известными ранними представителями этого класса являются аппараты Н. М. Гельперина [48], Чемберса [49], В. М. Бреднева и В. С. Николаева [50], Годда [51] и многие другие. Они состоят из последовательно расположенных вращающихся и неподвижных конусов или дисков с небольшим расстоянием между ними. Жидкость под действием гравитации стекает в виде пленки с неподвижных элементов на вращающиеся, где многократно диспергируется в кольцевом пространстве. Газ или пар движется противотоком жидкости. Центробежная сила используется для организации направленного движения фаз и мно-

гократного контакта пара с жидкостью в каждой ступени контакта, например аппарат В. С. Николаева [50, 52].

Конструктивные варианты аппаратов с фиксированной и развиваемой в свободном объеме поверхностью контакта фаз приведены на рис. 1.37-1.40.

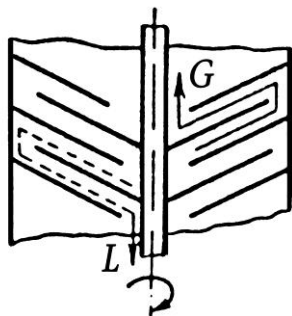


Рис. 1.37. Аппарат с последовательно расположенными вращающимися и неподвижными конусами [48];

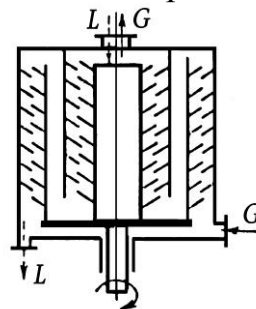


Рис. 1.38. Аппарат с системой подвижных и неподвижных цилиндров [48];

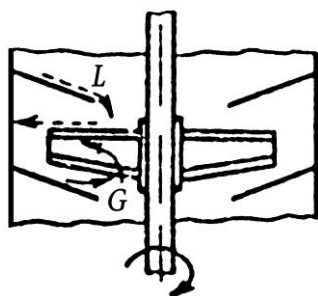


Рис. 1.39. Вертикальный аппарат с центробежным вентилятором [50]

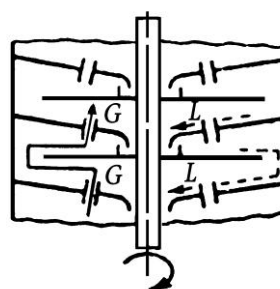


Рис. 1.40. Схема секции аппарата с вращающимися плоскими дисками [53]

В работах [10, 51] был исследован массообмен при ректификации в колоннах с вращающимися и неподвижными конусами. Попадая на вращающийся диск конической формы, жидкость растекается по нему в виде пленки, поднимается под действием центробежной силы до его краев, сбрасывается на неподвижный диск и стекает по нему к центру. Пар проходит через зазоры между неподвижными и вращающимися дисками, поднимаясь снизу вверх. Для предотвращения нежелательного закручивания жидкости на неподвижных дисках последние могут снабжаться вертикальными перегородками. Межфазный контакт, таким образом, осуществляется на поверхности движущихся струй и капель.

Полученные результаты показывают, что такой аппарат имеет высокую разделительную способность при низком гидравлическом сопротивлении ($BЭТТ = 9 - 20$ мм).

В то же время предельные нагрузки были при атмосферном давлении ограничены скоростью пара около 0,3 м/с, при которой наблюдается зависание жидкости на неподвижных конусах. Наибольший диаметр колонны, прошедшей апробацию составляет 0,2 м. Известно [54] применение подобной колонны при разделении изотопов кислорода. В аппарате высотой 10,7 м для обогащения изотопов кислорода с молекулярной массой 18 была достигнута эффективность 500 теоретических тарелок.

Существует ряд усовершенствованных конструкций подобных аппаратов. Существенным недостатком колонн этого типа являются низкие граничные нагрузки по паровой фазе [10] и уменьшение эффективности колонны с увеличением ее диаметра [55] и значительное снижение эффективности колонны с уменьшением давления.

Еще одним представителем аппаратов третьей группы является конструкция, состоящая из системы подвижных и неподвижных цилиндров (рис. 1.38), на которых закреплены конусы. Жидкость, поступающая в центр аппарата, при движении вниз многократно диспергируется конусами, расположенными на центральном цилиндре. Достигнув дна ротора, жидкость стекает в следующий зазор между цилиндрами, под действием центробежной силы поднимается в виде пленки, разбрызгивается верхним срезом в следующее кольцевое пространство с конусами и т. п. Пар движется противотоком жидкости. Такой аппарат требует больших окружных скоростей цилиндров и может быть развит только по диаметру.

Созданы вертикальные аппараты, в которых, помимо использования капельно-пленочной поверхности контакта, осуществляется циркуляция пара на каждой ступени контакта и подсос его для уменьшения потерь напора. В качестве рабочих органов применены центробежные вентиляторы с окнами в нижней части для всасывания пара (рис. 1.39). Известен аппарат (рис. 1.40) с вращающимися плоскими дисками, в котором неподвижные тарелки снабжены патрубками, позволяющими разделить паровую и жидкую фазы на самостоятельные потоки при проходе через узкое сечение аппарата и таким образом увеличить пропускную способность. Аппарат рекомендуется для процессов ректификации.

Общим недостатком таких аппаратов (рис. 1.37-1.40) является малая производительность при высокой разделяющей способности.

Известен усовершенствованный аппарат Ю.Г. Нечаева. [56] в котором была повышена эффективность массообмена за счет исключения проскока газа в кольцевом зазоре без контакта с жидкостью.

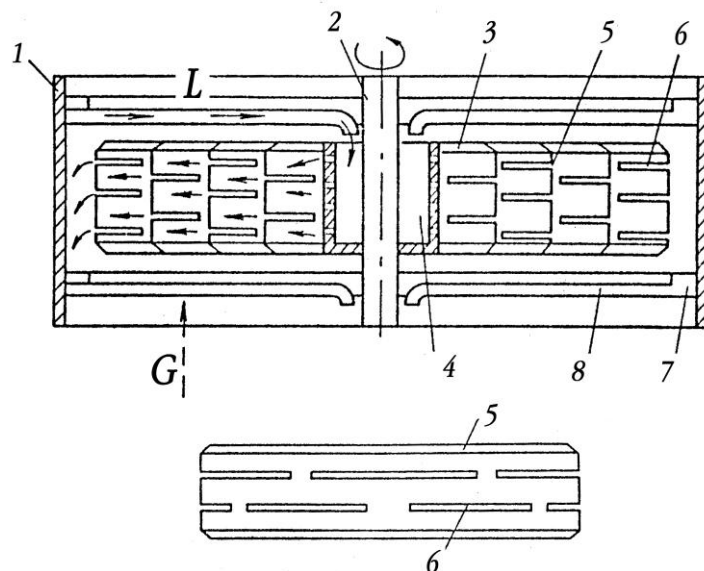


Рис. 1.41. Усовершенствованная колонна Ю. Г. Нечаева [56]

Колонна содержит вертикальный цилиндрический корпус 1, ротор, состоящий из вала 2, рабочих ступеней 3, распределительного устройства 4 и установленных коаксиально отбортованных цилиндров 5 имеющих щелевые горизонтальные прорези 6. Прорези расположены на некотором расстоянии друг от друга по высоте цилиндров таким образом, чтобы прорезь предыдущего цилиндра перекрывалась поверхностью последующего. На внутренней поверхности конуса установлены кольцевые карманы 7, оснащенные переточными устройствами (лотками 8).

Тепломассообменная колонна работает следующим образом. Жидкость, поступающая из кольцевого кармана 7 по лотку 8 и распределительное устройство 4, выбрасывается из него на внутреннюю поверхность отбортованного цилиндра 5 и через щелевые горизонтальные прорези 6 распыляется на внутреннюю поверхность следующего отбортованного цилиндра, жидкость смачивает ее и через прорези распыляется на следующий цилиндр и т.д. С последующего цилиндра жидкость поступает и кольцевой карман 7 и по лоткам 8 подается на нижележащую ступень.

Газ (пар), поднимаясь снизу вверх, проходит в пространство (зазор) между отбортованными цилиндрами и контактирует с пленкой жидкости, текущей по поверхности цилиндров и с летящими в зазоре мелкими каплями жидкости, которые перекрывают зазор на нескольких уровнях по высоте цилиндров, что исключает проскок газа (пара) без контакта.

Благодаря тому, что жидкость протекает с цилиндра на цилиндр через щелевые горизонтальные прорези, она распыляется во всем пространстве между цилиндрами и горизонтальной плоскости, а наличие в цилиндрах нескольких прорезей, расположенных по высоте цилиндров, позволяет создать несколько уровней контакта фаз по высоте ступени в зазорах между цилиндрами и исключить проскок газа без контакта с жидкостью, что увеличивает эффективность массообмена.

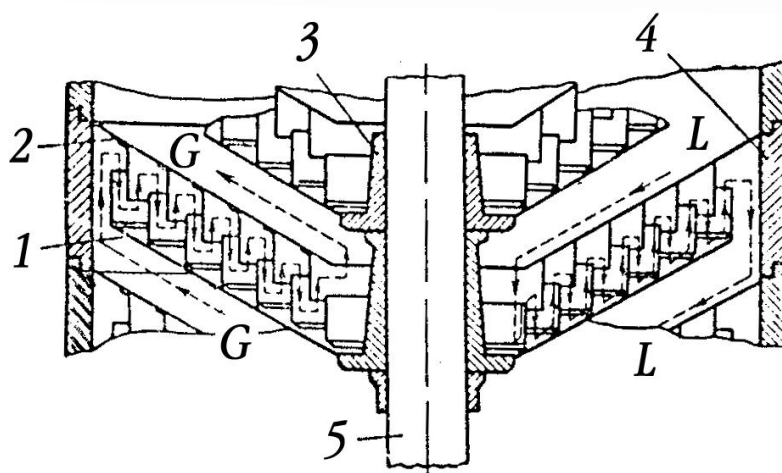


Рис. 1.42. Конструкция аппарата Николаева В.С. и Бреднева О.М с многократным диспергированием жидкости и разрушением образовавшейся поверхности при ударе о преграду [50, 57]

Известна конструкция аппарата Николаева В. С. и Бреднева О. М. (рис. 1.42) [50, 57]. Рабочими элементами аппарата служит устройство, состоящее из вращающегося 1 и неподвижного 2 конусов с кольцами, которые образуют лабиринтные каналы, сужающиеся к центру. Кольца ротора и статора перекрывают друг друга на 35 мм. Жидкость поступает в полость первого кольца ротора и разбрызгивается кромкой кольца. Капли и струи, пройдя кольцевой канал, ударяются о кольцо статора и жидкость стекает в полость между первым и вторым кольцами ротора и т. п. Пар, перемещаясь в секции аппарата противотоком к жидкости, многократно проходит через зону, где диспергируется жидкость. Взаимодействие фаз происходит в кольцевых каналах лабиринтного типа. Пар при движении через такие каналы меняет направление и скорость.

Аппараты такого типа имеют высокую разделяющую способность, но малую производительность, так как живое сечение контактного устройства составляет 5–7% от общего сечения колонны. Известны более поздние конструкции подобных аппаратов, но в целом они имеют невысокий верхний предел нагрузок по жидкости, унос жидкости на вышележащие ступени и значительное снижение эффективности при увеличении диаметра.

Наряду с вышеописанными аппаратами, принадлежащими к третьей группе центробежных аппаратов, последние двадцать лет во всем мире активно создаются и изучаются высокоскоростные аппараты, работающие по схеме, (рис. 1.43, 1.44) предложенной К. Рамшау.

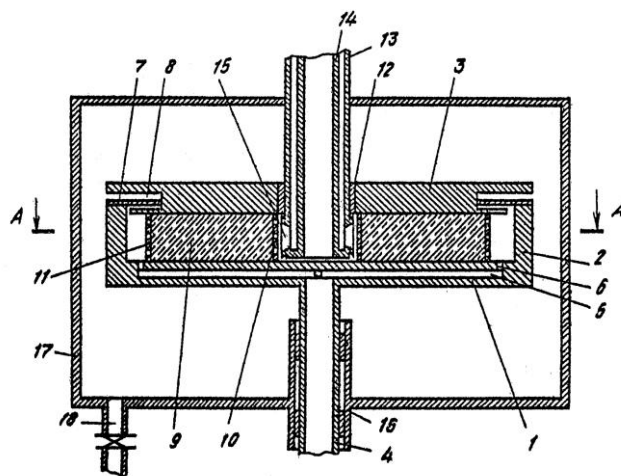


Рис. 1.43. Конструкция аппарата Рамшау [58, 59].

Аппарат содержит полый диск, имеющий корпус 1, стенку 2, крышку 3, полый вал 4. вал 4 соединен с четырьмя радиальными канавками 5 в корпусе 1, которые ведут к проходам 6, через которые может протекать жидкость. Стенка 2 снабжена фланцем 7, который входит в кольцевую канавку 8 в крышке 3. Кольцо 9 – контактное устройство, удерживается внутренней проволочной сеткой 10, а также наружной проволочной сеткой 11, образуя при этом пронизываемый элемент. Через крышку 3 и через газоплотное уплотнение 12 проходят две концентрические трубы 13 и 14. наружная труба 13 соединяется с четырьмя распылителями 15, через которые жидкость поступает в кольцо 9. Полый вал 4 вращается в роликовых подшипниках, расположенных в опорном кожухе 16,

который соединяется с неподвижным сборником жидкости, представляющим собой корпус 17 и снабженный проходом 18.

В процессе работы диск вращается, жидкость поступает по трубе 13 в кольцевое контактное устройство 9, проходит радиально наружу через нее, заполняя пространство между проволочной сеткой 11 и стенкой 2 и выходит через канал, образованный фланцем 7 и канавкой 8. Газ поступает в устройство через полый вал 4 и каналы 6, входит в кольцевой промежуток между стенкой 2 и проволочной сеткой 11. Жидкость, находящаяся в пространстве между стенкой 2 и наружной сеткой 11 препятствует выходу газа на стенку 2 и газ направляется через поры проницаемого элемента противотоком по отношению к жидкости и выходит по трубе 14. Жидкость собирается в корпусе 11 и может быть выпущена через патрубков 18.

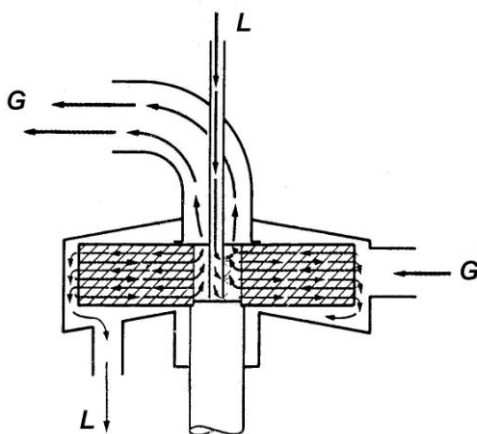


Рис 1.44. Принципиальная схема работы аппарата

Как видно из рисунка (рис. 1.44), основным элементом этих аппаратов является вращающийся перфорированный цилиндр, закрытый с торцов, и установленный на консольном горизонтальном или вертикальном валу. Внутри цилиндра находятся элементы контактного устройства разнообразной конфигурации. Взаимодействующие потоки следуют противотоком друг к другу в условиях действия центробежного поля. Такие конструкции иногда называют аппаратами с вращающимися насадочными слоями [60, 61].

Создание таких конструкций инициировалось рядом исследований [62, 63], посвященным проблеме проведения массоотдачи в условиях повышенной силы тяжести путем ее замены на силы центробежного поля.

Особая заслуга в создании скоростных центробежных пленочно-дисперсных аппаратов HiGee (high gravity) принадлежит фирме ICI, Великобритания. В патентах [58, 59, 64-67] предложены конструкции, как самих аппаратов, так и вращающихся контактных элементов.

На рис 1.45 приведен вертикальный разрез аппарата HiGee В данном случае в качестве контактного элемента использованы, стянутые в кольцевой пакет, конические пластины. Расстояние между ними крайне мало (от 0,5 до 1 мм). Подача и взаимодействие фаз происходит в соответствии с рис. 1.44. На этом аппарате, снабженном и другими типами контактных элементов, проводили исследования в процессах абсорбции газов. Средние поля ускорений, кото-

рые достигались вращающимся слоем, составляли от 200 до 500 г, а объемный коэффициент массопередачи составил величину на два порядка большую, чем в обычных насадочных колоннах. Такие же данные получены и в работах [65, 67]. В зависимости от силы гравитации объемный коэффициент массопередачи варьировался от 0,14 до 0,54.

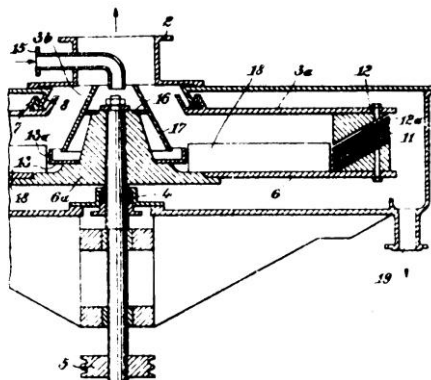


Рис. 1.45 Конструкция центробежного аппарата. HiGee фирмы ICI контактным элементом из конических дисков [62].

Большее количество заявленных конструкций аппаратов HiGee, свидетельствует о том, что фирма ICI, по-видимому, проводила обширные исследования в области вращающихся слоев насадки. При этом в открытой литературе опубликовано мало информации об исследовании процессов, происходящих в поле центробежных сил, а также отсутствуют результаты экспериментов с различными системами и общая методика расчета гидродинамических и массообменных характеристик. Работы [68-73] носят в основном рекламно-информационный характер. Из анализа этих работ можно сделать заключение о том, что технология HiGee находит все большее признание во всем мире, причем особый интерес вызывает применение этих аппаратов в составе плавучих заводов и установок для обработки природного и нефтяного газов и воды, проектируемых для промышленной разработки океанических шельфов.

В обзоре [72] представлены результаты деятельности фирмы Glitch, которая приобрела право рекламы и маркетинга технологии и аппаратов HiGee. Фирма Glitch опубликовала результаты экспериментов с вращающимися насадочными слоями с различными системами и в различных технологических режимах [74]. Действующая установка высокого давления с насадкой HiGee обладает производительностью по природному газу 56600 м³/сут (23,5 тыс.м³/час) [61].

Первая установка HiGee промышленных размеров (коммерческое применение) была использована в США фирмой U.S. Coast Guard в Мичигане, для отпаривания летучих органических компонентов (VOC, в основном бензен, толуэн, ксилен) из загрязненных грунтовых вод в поток воздуха. При начальной концентрации VOC 0,05-0,3% степень извлечения составляла 99,8 - 99,9%. [72]. Установка безотказно работала с конца 1985 года.

Другая большая передвижная ректификационная установка используется воздушными силами США для очистки топлива. Также успешно прошли испы-

тания и используются в производстве аппараты HiGee на предприятиях Эль Пако Нейчурел Газ (избирательное удаление H_2S с помощью МДЕА при давлении 5,17 МПа), заводе Шеврон, в процессах обработки природного газа (удаление CO_2 с помощью ДЕА, просушка газа с помощью триэтиленгликоля при давлении 7 МПа, очистка от серы с помощью аминов с последующей дегидратацией с помощью гликоля) [61].

Недавно группа исследователей под руководством Chong Zheng из Пекинского центра HIGRAVITEC успешно внедрила аппарат с вращающимися насадочными слоями (500-2000 об/мин) для деаэрации вод в нефтяной промышленности Китая (Shengli Oil Field). Аппарат диаметром около 1,5 м заменил 30 м вакуумную колонну для деаэрации [75-76]. Более ранние исследования были, но по их результатам опубликовано всего несколько работ. Результаты работы промышленных установок в литературе открытого доступа обычно не публиковались.

Работа [77] представляет собой доклад, который был сделан на симпозиуме инженеров-геологов в Гамбурге, в 1985 году. Он входил в программу научного диспута: "Машины вместо аппаратов - тенденция в технологии?" В докладе Х.Брауэра приведены некоторые теоретические обоснования повышения эффективности массопередачи за счет наложения на систему взаимодействующих фаз больших центробежных сил. Здесь также рассмотрена новая конструкция центробежного аппарата, действующего по схеме, показанной на рис 1.44. В качестве противоточного контактного элемента автор использовал кольцевой пакет, собранный из лопастей, установленных в виде многозаходной спирали Архимеда и заключенных между двумя горизонтальными дисками, при этом в лопастях были выполнены окна-прорезы. Аппарат был испытан в условиях десорбции диоксида углерода из воды в поток воздуха и показал высокую эффективность разделения. После сопоставления результатов испытания центробежного аппарата предложенной конструкции с данными различных исследователей стационарных колонных аппаратов автор сделал вывод, что массообменная машина позволяет уменьшить объем оборудования не менее чем в 10 раз.

Работа А.Мэрсманна [78] содержит подробный технико-экономический анализ целесообразности применения в промышленности массообменных машин, использующих в качестве источника энергии вращение ротора. Автор подчеркивает, что дополнительные затраты, обусловленные большим расходом энергии и более дорогой конструкцией машины по сравнению со стационарными аппаратами, оправданы лишь в том случае, когда заданная проблема массообмена в машине решается в целом более экономично, чем в аппарате. К таким аппаратам и относятся вышеописанные центробежные аппараты с вращающимися слоями насадки, например аппараты HiGee и Брауэра. Основными критериями, рассмотренными в этой работе, были удельная мощность ε , центробежный фактор разделения (a_c/g), а также соотношение объемов (V_m/V_a) машины и аппарата, причем

$$V_m/V_a = f(\varepsilon, a_c/g)$$

На рис. 1.46 показана конструкция аппарата А.Мэрсманна, являющаяся логическим завершением его исследований. Это устройство для массообмена в противоточной системе газ - жидкость отличается тем, что имеет ряд цилиндрических ситчатых поверхностей, расположенных концентрически с радиальными зазорами между ними. Жидкость подается на внутренний цилиндр, под действием центробежных сил движется через перетоки к периферии и отводится из корпуса аппарата. Газ через полый вал подводится к наружному барабану и движется по направлению к внутреннему пространству противотоком жидкости. Предложенная конструкция может быть также использована для проведения массообмена с жидкой фазой, содержащей частицей твердого вещества.

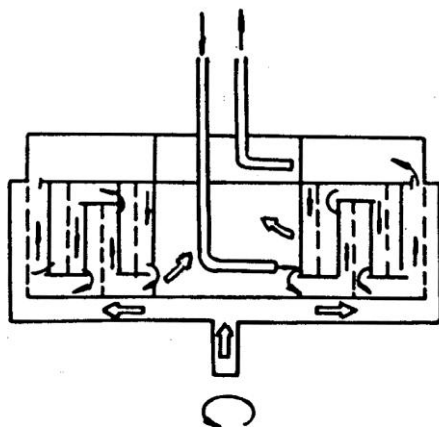


Рис. 1.46. Центробежный аппарат А.Мэрсманна.

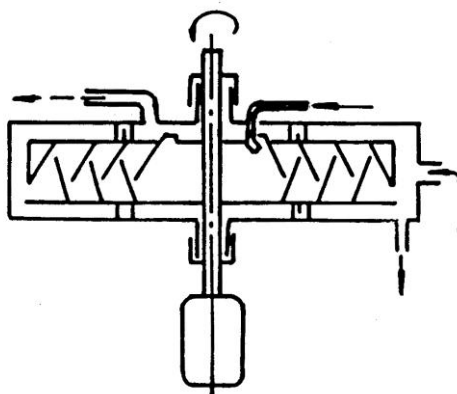


Рис. 1.47. Дистиллятор Д.Масса [79]

Представляет интерес конструкция дистиллятора Д. Масса [79], схематично показанная на рис. 1.47. Как видно, внутри полой корзины ротора установлено несколько концентрических перегородок из теплопроводного материала, образующих лабиринтный канал для движения жидкости по радиусу наружу под действием центробежной силы и для пара, который следует радиально внутрь навстречу движущейся жидкости. Преимуществом такой конструкции, по мнению авторов, является тот факт, что дистилляция внутри ротора осуществляется в несколько этапов и происходит частично за счет конденсации пара на внешних поверхностях перегородок и испарение жидкости на внутренних. При этом тепло, выделяющееся на поверхности при конденсации пара, передается через перегородку от внешних к внутренним поверхностям для испарения.

Заслуга советских создателей скоростных центробежных аппаратов, реализующих противоточный газожидкостной контакт в поле центробежных сил заключается в том, что их конструкции [80-85] более надежны и эффективны в плане промышленного использования, решены вопросы, касающиеся "слабых" мест аппаратов этого типа, а именно: равномерного распределения жидкости на внутренней поверхности вращающегося контактного элемента и, одновременно, предотвращения брызгоуноса, обеспечения герметичности, создания эффективных конструкций контактных элементов и др.

В работе [85] рассмотрена конструкция тепломассообменного аппарата (рис. 1.48). Тепломассообменный аппарат содержит корпус 1, в котором на валу 2 укреплен ротор 3 в виде торцовых крышек 4 и 5, между которыми установлены по спирали Архимеда контактные элементы, представляющие собой изогнутые по той же спирали Архимеда увеличивающиеся по длине пропорционально радиусу ротора 3 лопатки 6, установленные отдельными секторами. Лопатки 6 могут быть выполнены перфорированными. Вал 2 установлен в корпусе 1 на подшипниках 7. Корпус 1 имеет патрубки 8 и 9 входа и выхода газа (пара) и патрубки 10 и 11 входа и выхода жидкости. На корпусе 1 и роторе 3 установлен гидрозатвор 12.

Тепломассообменный аппарат работает следующим образом.

При вращении с помощью привода вала 2, установленного в корпусе 1 на подшипниках 7, ротор 3, укрепленный на валу 2, начинает вращаться. Жидкость в рабочий объем аппарата подается по патрубку 10 на лопатки 6, установленные между торцовыми крышками 4 и 5 ротора 3. Лопатки 6 в роторе 3 установлены по спирали Архимеда отдельными секторами и выполнены увеличивающимися по длине пропорционально радиусу ротора 3 и изогнутыми по той же спирали Архимеда. Жидкость в виде тонкой пленки течет по лопаткам 6 ротора 3 и под действием центробежной силы, возникающей при вращении ротора 3, срывается с задней кромки лопаток 6 и диспергируется на капли, которые под действием центробежной силы движутся в радиальном направлении. Поскольку лопатки 6. установлены по спирали Архимеда, то лопатки каждого витка спирали находятся на увеличивающемся радиусе от центра ротора 3 аппарата. Ротор 3 вращается с большой частотой, имея угловую скорость порядка 150-200 рад/с (1400-1900 об/мин). Поэтому капли жидкости, срывающиеся с лопатки, попадают на лопатку того же витка спирали Архимеда, но находящуюся в другом секторе. При этом наблюдается как бы сращивание всех лопаток 6 ротора 3 в единую спираль Архимеда, но только пространство между лопатками 6 представляет собой плотный слой мелкодисперсных капель жидкости.

По патрубку, имеющемуся на корпусе 1 массообменного аппарата, в рабочий объем подается газ (пар). При этом газ движется по спирали Архимеда, образованной быстровращающимися лопатками 6 ротора 3 и мелкодисперсными каплями жидкости и интенсивно контактирует с жидкостью. Контакт происходит между жидкостью, находящейся на лопатках 6 ротора 3 в виде тонкой пленки и в виде капель между лопатками 6.

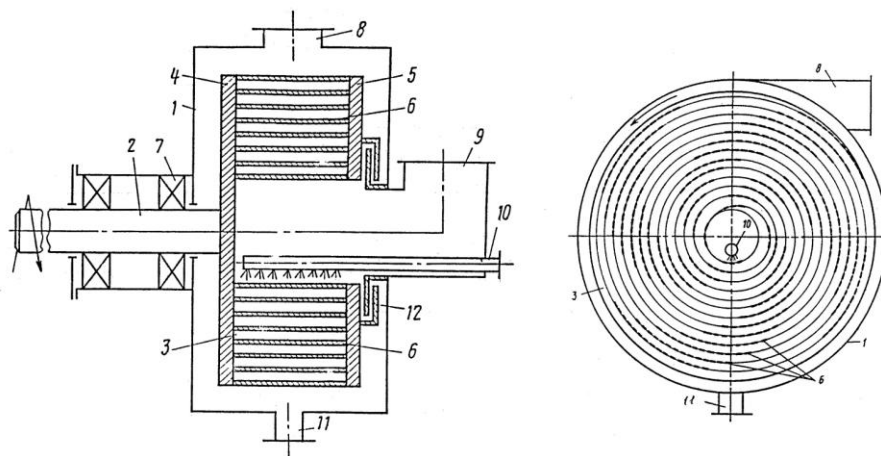


Рис. 1.48. Скоростной роторный центробежный теплообменный аппарат [85]. 1 – корпус; 2 – вал; 3 – ротор; 4, 5 – торцовые крышки; 6 – лопатки; 7 – подшипники; 8 – патрубок входа газовой фазы; 9 – патрубок выхода газовой фазы; 10 – патрубок входа жидкости; 11 – патрубок выхода жидкой фазы; 12 – гидрозатвор.

Капли, попадая на лопатки 6, ударяются по ним по касательной, при этом вся кинетическая энергия каплей затрачивается на межфазную турбулизацию потоков, что существенно интенсифицирует процесс массообмена.

Массообмен также интенсифицируется вследствие того, что лопатки 6 увеличиваются по длине пропорционально радиусу ротора 3, и устанавливаются отдельными секторами со смещением одна относительно другой в направлении противоположном вращению ротора 3, кроме того лопатки 6 выполнены перфорированными.

Большая длина лопаток 6 ближе к периферии ротора обусловлена тем, что в данной области действуют большие центробежные силы и капли движутся в радиальном направлении быстрее. Они могут не попасть на следующую лопатку того же витка спирали но находящуюся на другом секторе, а улететь в радиальном направлении покинуть рабочий объем ротора. В этом случае капли, улетающие из ротора, не будут образовывать сплошной спирали Архимеда между лопатками, из-за чего нарушится гидродинамический режим в аппарате и резко уменьшится интенсивность массообмена. Увеличение длины лопаток 6 пропорционально радиусу ротора 3 исключает возможность этого отрицательного явления. Смещение лопаток в каждом секторе одна относительно другой в направлении, противоположном направлению вращения ротора, позволяет получить перекрытие соседних по радиусу лопаток 6, в результате чего интенсивное вихреобразование, имеющее место у задней кромки лопатки, лежащей на большем радиусе, способствует лучшему диспергированию жидкости, сходящей с лопатки, лежащей на меньшем радиусе того же сектора, и при этом интенсивно турбулизует газожидкостной поток, повышая тем самым интенсивность процесса массообмена.

Газ интенсивно проконтактировав, выводится из аппарата через патрубок 9, а жидкость - через патрубок 11. Чтобы исключить течение газа (пара) не по рабочему объему ротора 3 (газ (пар) может пойти в зазор между торцевой

крышкой 5 ротора 3 и стенкой корпуса 1) между корпусом 1 и торцевой крышкой ротора установлен гидрозатвор 12.

Особого внимания заслуживают, конструкции (рис. 1.50), предложенные в работах ЛенНИИхиммашем [86, 87]. В этих аппаратах впервые реализована возможность совмещения двух роторов в одном корпусе.

Поскольку в работах [68, 69] говорилось о том, что полная ректификационная установка, эквивалентная колонному аппарату, должна состоять из двух одинаковых центробежных аппаратов (рис. 1.49), где первый играет роль исчерпывающей, а второй – укрепляющей части, то решение, предложенное В. М. Сидоровым и И. А. Андреевым весьма заманчиво.

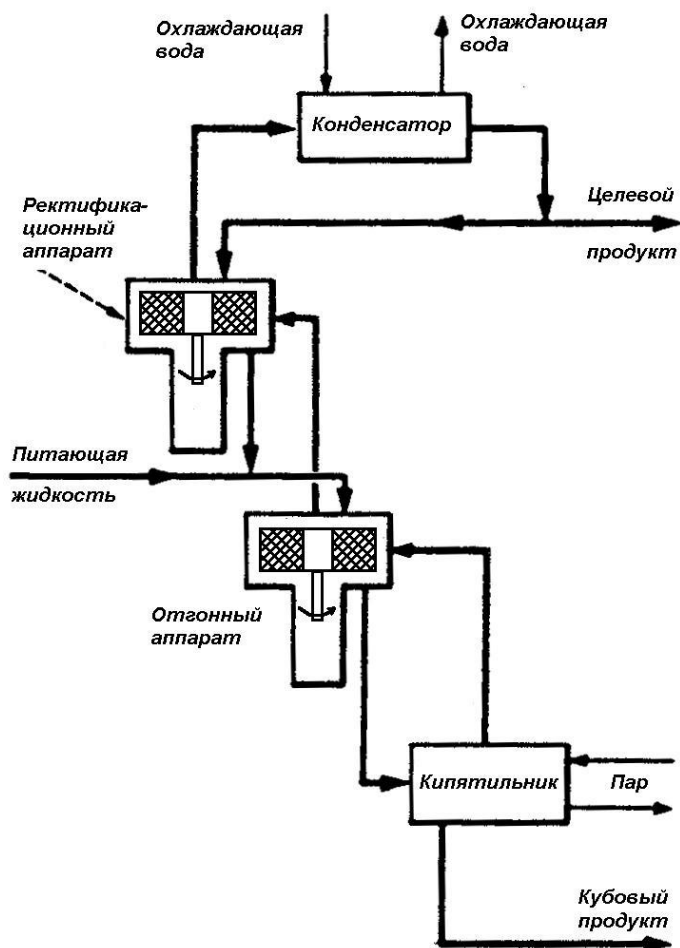


Рис. 1.49. Схема ректификации, состоящая из двух аппаратов

В работе [86] предложен аппарат, содержащий емкость 1, внутри которой размещен ротор, включающий вал 2 и закрепленные на нем проницаемые элементы 3 и 4, установленные последовательно. Каждый элемент содержит внутренний 5 и наружный 6 перфорированные цилиндры. Пространство между цилиндрами заполнено насадкой, например, плетеной металлической сеткой. Каждый проницаемый элемент снабжен крышкой 7, имеющей центральное отверстие. Над проницаемым элементом 3 установлена труба 8 для выхода газа (пара). Между трубой и указанным проницаемым элементом имеется уплотнение 9. Над проницаемым элементом 4 установлена разделительная пластина 10,

снабженная уплотнением 11. Для подачи жидкости (флегмы) из дефлегматора (не показан) на орошение насадки проницаемого элемента 3 со стороны его внутренней перфорированной обечайки введена труба 12. В камере, образованной двумя последовательно установленными проницаемыми элементами и ограниченной корпусом аппарата, размещены устройство для ввода 13 разделяемой смеси и распределительная плита 14 для выхода газа.

Аппарат снабжен также штуцерами 15, 16, 17 для выхода жидкости (жидкость откачивают насосом, который на чертеже не показан), ввода смеси паров, полученных в кипятильнике (не показан), и отвода нижнего (кубового) продукта соответственно.

Конструкция [86] (рис. 1.50) представляет собой аналог насадочной ректификационной колонны. Применение вращающихся слоев насадки позволяет резко интенсифицировать процесс разделения парожидкостных смесей благодаря значительному увеличению нагрузок по пару и жидкости, а также обеспечению высокой степени турбулизации парожидкостных потоков при развитой поверхности контакта фаз. За счет этого достигается уменьшение в 3-5 раз габаритов и массы аппаратов по сравнению со статическими насадочными и тарельчатыми колоннами для ректификации. Частота вращения ротора 1200-1800 об/мин. Диаметр обечайки 400 мм. Модельная смесь вода-воздух.

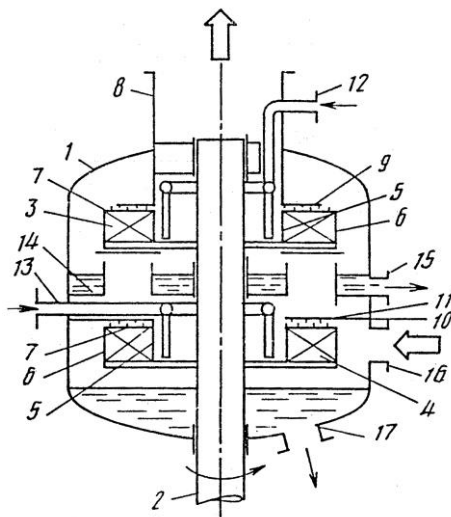


Рис. 1.50. Конструкция комбинированного аппарата [86].

Конструкция аппарата [87] (рис. 1.51) содержит емкость, внутри которой размещен ротор, включающий вал 2 и закрепленные на нем кольцевые проницаемые элементы 3 и 4, установленные коаксиально. Проницаемые элементы установлены на общем основании 5. Каждый элемент содержит внутренний 6 и наружный 7 перфорированные цилиндры. Пространство между цилиндрами заполнено насадкой, например плетеной металлической, сеткой. Каждый проницаемый элемент снабжен крышкой 8. Над центральным проницаемым элементом размещена труба 9 для выхода пара, являющегося верхним продуктом. Между трубой и указанным проницаемым элементом имеется уплотнительный элемент 10, работающей по принципу гидравлического затвора. Над внешним (по отношению к центральному) проницаемым элементом 4 установлена коль-

цевая перегородка 11, один край которой прикреплен к емкости 1, снабженная уплотнительным элементом 12. Для подачи жидкости (флегмы) из дефлегматора (не показан) на орошение насадки центрального проницаемого элемента во внутренний перфорированный цилиндр его введена труба 13. В полость, образованную между двумя соседними проницаемыми элементами, для подачи смеси, подлежащей разделению, подведены устройства для ввода исходной смеси в виде трубы 14 от коллектора 15. Аппарат снабжен также штуцерами 16 для ввода смеси паров, полученных в кипятильнике (не показан) и отвода нижнего (кубового) продукта 17.

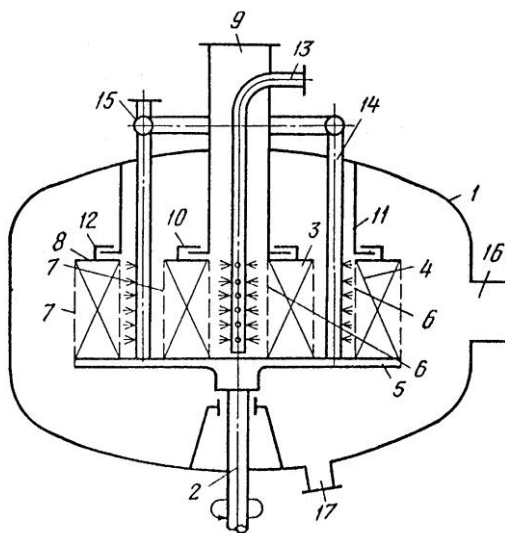


Рис. 1.51. Конструкция комбинированного аппарата [87]

1 – корпус; 2 – вал ротора; 3,4 – проницаемые элементы; 5 – основание; 6 – внутренний перфорированный цилиндр; 7 – внешний перфорированный цилиндр; 8 – крышка; 9 – труба для выхода пара; 10 – уплотнения; 11 – кольцевая перегородка; 12 – уплотнения; 13 – труба подачи жидкости (флегмы); 14 – труба подачи исходной смеси; 15 – коллектор; 16 – штуцер подвода паров от кипятильника; 17 – патрубок отвода кубового продукта.

Аппарат работает следующим образом. Приводят во вращение ротор аппарата. Вращательное движение ротору может сообщаться от электродвигателя, а может технологическими потоками пара или жидкости при использовании турбинных устройств в аппарате.

Через штуцер 16 в аппарат поступает паровая смесь, полученная в кипятильнике. Она движется через проницаемые элементы в направлении от центра к периферии, проходит последовательно насадку внешнего элемента 4, а затем центрального проницаемого элемента пар через трубу 9 отводится на конденсацию в дефлегматор. Жидкость в аппарате движется в обратном направлении от центра к периферии, т.е. навстречу паровому потоку. Орошение (флегма) через трубу 13 поступает во внутреннюю полость центрального пропинаемого элемента и распределяется равномерно по насадке. Пройдя через насадку центрального элемента жидкость в виде капель и струй поступает на орошение насадки внешнего проницаемого элемента, проходит через него и выбрасывается на стенки емкости 1, к которым стекает на дно и отводится через штуцер 17 в

емкость, связанную с кипятильником.

Исходная смесь, подлежащая разделению, поступает через коллектор 15 и трубы 14 в полость между центральным 3 и внешним 4 проницаемыми элементами.

При противоточном движении пара и жидкости во вращающихся насадочных элементах происходит непрерывный обмен компонентами между паровой и жидкостной фазами. При этом жидкость обогащается высококипящими компонентами, а пар – низкокипящими.

Данная конструкция аппарата моделирует насадочную ректификационную колонну. В качестве укрепляющей части в ней служит центральный кольцевой вращающийся слой насадки. Внешний вращающийся кольцевой слой насадки является отгонной частью. Применение вращающихся слоев насадки позволяет резко интенсифицировать процесс разделения парожидкостных смесей благодаря значительному увеличению нагрузок по пару и жидкости и обеспечению высокой степени турбулизации парожидкостных потоков при сильно развитой поверхности контакта фаз.

Благодаря этому достигается уменьшение в 3-5 раз габаритов и массы аппаратов по сравнению как со статическими насадочными, так и тарельчатыми колонными аппаратами для ректификационных процессов.

Возможность осуществления процесса контактирования газа и жидкости в роторном аппарате, содержащем два коаксиально установленных проницаемых элемента подтверждена модельными испытаниями на системе воздух-вода на экспериментальном стенде с диаметром внешнего проницаемого элемента 400 мм и высотой 180 мм. Частота вращения ротора находилась в диапазоне 20-30 об/с (1200-1800 об/мин).

Таким образом, появляется возможность дальнейшего уменьшения габаритов аппаратуры и снижения энергозатрат на вращение.

В аппарате, предложенном в работе [88] повышение эффективности массообмена достигается за счет улучшения распределения жидкости по высоте распылительного ротора и за счет увеличения развиваемой поверхности контакта фаз.

Контактная ступень аппарата (рис. 1.52) включает в себя соосно установленный на валу распылительный ротор, состоящий из диспергирующего перфорированного цилиндра, с заборным устройством и переливное устройство. Распылительный ротор снабжен контактными перераспределительными элементами, выполненными в виде кольцевой насадки, закрепленной между двумя непроницаемыми, верхним и нижним дисками с центральными отверстиями.

При подаче в аппарат взаимодействующих фаз, в нижней части контактной ступени устанавливается уровень жидкости, регулируемый высотой перелива. В результате механического воздействия заборного устройства жидкость приобретает вращательное движение, происходит выравнивание скоростей вращения жидкости и диспергирующего цилиндра. Под действием разности давлений на наружной и внутренней поверхности жидкостной пленки, вызванной действием центробежной силы, происходит струйное истечение жидкости из отверстий перфорации. Капли диспергированной жидкости в радиальном направле-

нии проникают внутрь кольцевой насадки и под действием сил поверхностного натяжения и центробежных сил растекаются в пленках. Газ поступает на контактную ступень вдоль оси аппарата в зазор между распылительным ротором и кольцевой насадкой, взаимодействует с диспергированной жидкостью, и далее проходит через кольцевую насадку в радиальном направлении между верхним и нижним дисками, контактируя с движущимися пленками жидкости. Достигнув корпуса, жидкость по переливному устройству поступает на рециркуляцию, избыток жидкости перетекает на нижележащую контактную ступень, а газ уходит на вышележащую ступень.

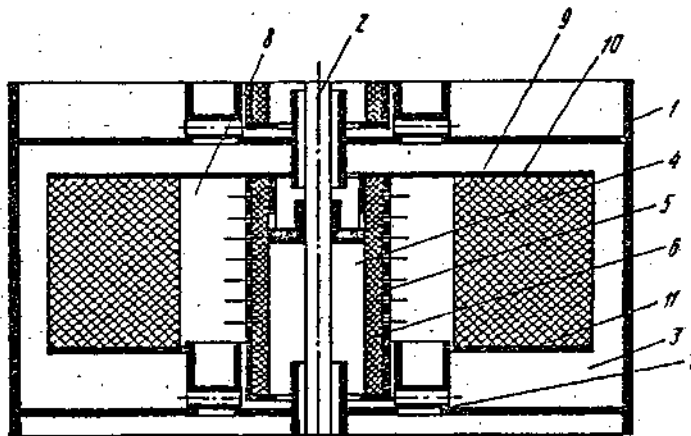


Рис. 1.52. Роторный теплообменный аппарат: 1 – корпус; 2 – вал; 3 – контактная ступень; 4 – распылительный ротор; 5 – перфорированный цилиндр; 6 – заборное устройство; 7 – переливное устройство; 8 – перераспределительный элемент; 9 – кольцевая насадка; 10 – верхний диск; 11 – нижний диск.

Достоинством аппарата является их высокая эффективность (кпд. ступени изменяется от 0,6 до 0,8). Причем, конструкция ротора у него более проста в изготовлении и эксплуатации, чем в традиционных барботажно-распылительных устройствах. К недостаткам можно отнести неудовлетворительную работу в условиях загрязнения фаз. Подобная проблема может быть решена при использовании дисковых или лопастных контактных элементов.

В работе [89] исследовался роторно-импульсный аппарат для проведения массообменных процессов в системах газ-жидкость (рис. 1.53). В качестве контактного элемента в нем использовалась насадка, состоящая из набора соосных, помещенных друг над другом дисков с рядом гребневидных выступов на их поверхности (рис. 1.54).

Поступающая на поверхность диска жидкость, увлекаемая центробежной силой к периферии, образует на его поверхности тонкую пленку, высота которой составляет десятки микрометров. На гребнях-турбулизаторах происходит срыв пленки и дробление потока. Газовая фаза, движущаяся противотоком, вносит дополнительные возмущения в пленочное течение жидкости. Эффекты на межфазной поверхности приводят к срыву пленки не только на вершинах турбулизаторов, но и по всей поверхности контактного элемента. На гребнях

же происходит двусторонний срыв пленки, как вынуждаемый вращением насадки, так и под действием газового потока.

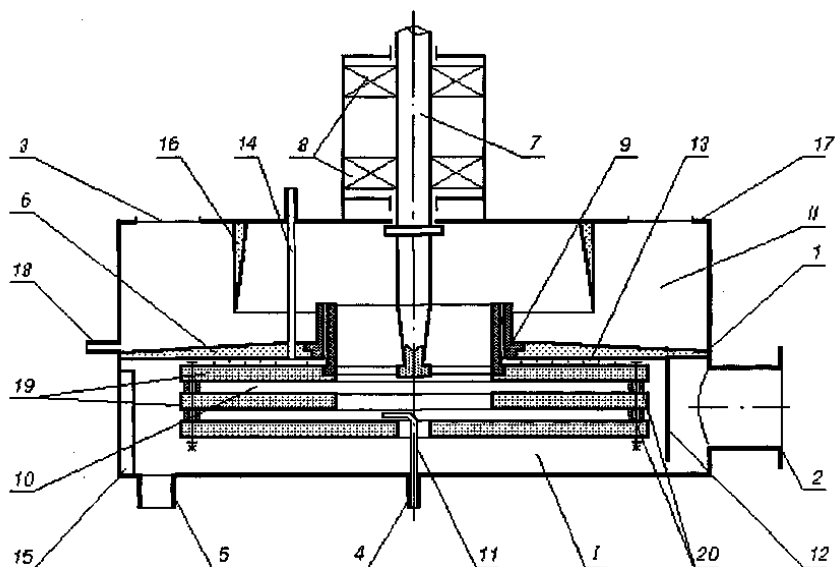


Рис. 1.53. Схема роторно-импульсного аппарата: I – рабочая зона; II – сепарационная зона; 1 – корпус; 2 – патрубок для подвода газа; 3 – патрубки для отвода газа; 4 – патрубок для подвода жидкости; 5 – патрубок для отвода жидкости; 6 – перегородка; 7 – вал; 8 – подшипники качения; 9 – ротор; 10 – насадка; 11 – ороситель; 12 – отражательный экран; 13 – орошаемое динамическое уплотнение; 14 – трубка для подачи жидкости в уплотнение; 15 – перегородки; 16 – брызгоотбойник; 17 – крышка сепарационной зоны; 18 – штуцер для отвода унесенной жидкой фазы; 19 – диски; 20 – дистанционные втулки.

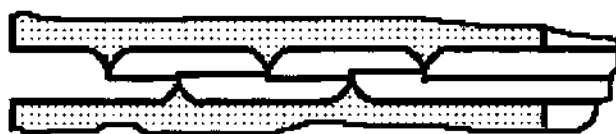


Рис.1.54. Форма поверхности дисковой насадки

Экспериментальные исследования показали высокий уровень эффективности массообмена в этом аппарате. Объемный коэффициент массопередачи (по газу) составил более 300 с^{-1} , при этом высота единицы переноса была менее 10 мм.

Недостатком роторно-импульсного аппарата является сравнительно высокое гидравлическое сопротивление единицы контактного элемента до 500 Па, а также довольно массивная конструкция ротора. Эти недостатки, несомненно, накладывают ряд ограничений на область применения аппарата.

Интерес представляет конструкция теплообменного аппарата [90], содержащего вертикальный корпус, разделенный по высоте на секции, вал, на котором закреплены распределитель жидкости и контактные устройства, выполненные их установленных горизонтально сетчатых дисков в каждой секции

(рис. 1.55). Секции выполнены в виде усеченных конусов, обращенных меньшими основаниями вниз.

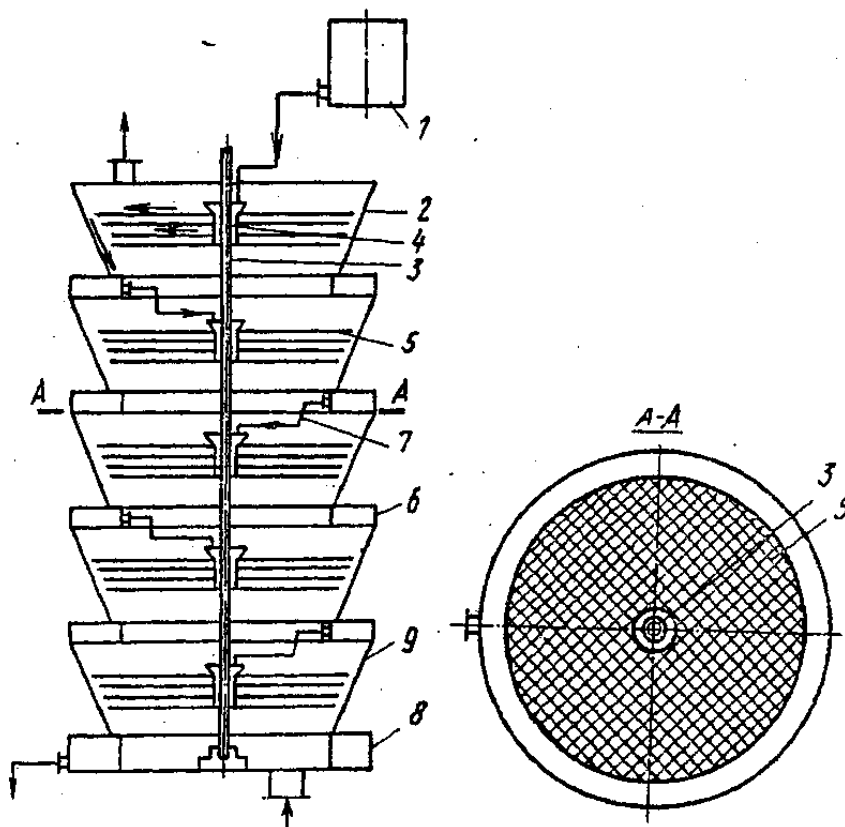


Рис. 1.55. Тепломассообменный аппарат: 1 – дозатор; 2 – секция корпуса; 3 – вал; 4 – распределитель жидкости; 5 – сетчатые диски; 6, 8 – сборники жидкости; 7 – трубки; 9 – усеченный конус секции

При работе аппарата жидкость, через кольцевые прорезы цилиндрических распределителей, поступает на поверхность вращающихся сетчатых дисков, затем, под действием центробежной силы движется в виде сплошных пленок к периферии и отбрасывается на наклонную поверхность корпуса, по которой стекает в кольцевой сборник нижележащей секции. Газ движется снизу вверх, проходя сквозь контактные элементы. Различные гидродинамические режимы в аппарате достигаются при помощи изменения расхода жидкости и скорости вращения дисков.

К достоинствам данного аппарата нужно отнести простую конструкцию ротора. Причем, благодаря принятой системе циркуляции жидкости сетчатые диски можно устанавливать на довольно близком расстоянии, что позволяет значительно уменьшить высоту ступени контакта без снижения ее эффективности. Преимуществом также является возможность устойчивой работы аппарата в условиях загрязнения жидкой или газовой фазы.

Таким образом, из анализа существующих конструкций роторных аппаратов можно заключить, что для проведения массообменных процессов требующих большого числа теоретических тарелок лучше всего подходят аппараты третьей группы – комбинированные пленочно-дисперсные, так как в них возможно организовать значительное количество ступеней контакта. С экономиче-

ской точки зрения наиболее целесообразными являются конструкции аппаратов обладающих не столько сложным ротором, сколько малой высотой ступени контакта. К таким аппаратам можно отнести аппараты с дисковыми и лопастными контактными элементами.

Существенным недостатком известных колонных роторных аппаратов является их секционированность и перекрестно-точное движение фаз по колонне. Разбиение аппаратов на секции обусловлено необходимостью возврата жидкой фазы от периферии к центру последующей контактной ступени. Наличие секций приводит:

- во-первых, к усложнению конструкции корпуса и, как следствие, к трудностям монтажа контактных устройств;

- во-вторых, к увеличению высоты ступени контакта, что, в свою очередь, приводит к росту материальных затрат на изготовление аппарата.

Таким образом, роторный аппарат для проведения процессов массообмена между жидкостью и газом должен иметь простую конструкцию ротора не усложняющего его изготовление и монтаж. Движение жидкости по ступеням контакта и ее возврат от периферии аппарата к центру должен обеспечиваться за счет элементов насадки без дополнительного секционирования.

Литература:

1. Тютюнников А. Б., Тарынин Е. К. Современное колонное оборудование для массообменных процессов в системах газ - жидкость. - М: ЦИНТИхимнефтемаш, 1977. - 52 с.

2. Гелперин Н. Н., Пибалк В. Л., Костянян А. Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. - М.: Химия, 1977. - 261 с.

3. Броунштейн Б. И., Щеголев В. В. Гидродинамика, массообмен и теплообмен в колонных аппаратах. - Л.: Химия, 1988. - 335 с.

4. Коган В. Б., Харисов М. А. Оборудование для разделения смесей под вакуумом. - Л.: Машиностроение, 1976. - 376 с.

5. Филиппов И. П. Исследование и расчет аппаратов с вертикальными решетками (сетками): Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук. / ЛТИ им Ленсовета. - Л., 1975. - 126 с.

6. Kuthan K., Broz Z. Mass transfer in liquid films during absorption. - Part 1: Comparison of mass transfer models with experiments. // Chem. Eng. and Process. - 1989. - V. 24, № 4. - P. 221-231.

7. Олевский В. М., Ручинский В. Р. Роторно-пленочные тепло- и массообменные аппараты. - М.: Химия, 1977. - 208 с.

8. Балабудкин М. А., Голобородкин С. И., Шулаев Н. С. Об эффективности роторно-пульсационных аппаратов при обработке эмульсионных систем. // ТОХТ. - 1990. - Т. 24, № 4. - С. 502-508.

9. Лебедев С. Н. Гидродинамика и массообмен в двухроторном аппарате для обработки систем газ-жидкость: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 2000. - 174 с.

10. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура. / В. М. Олевский, В. Р.

Ручинский, А. М. Кашников, В. И. Чернышев - М.: Химия, 1988. - 240 с.

11. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. - Киев: Техника, 1970. - 208 с, ил.

12. А.с. 768410 СССР, МКИ В01 D3/30. Роторная массообменная колонна. Р. Ручинский, Б. А. Турнов, Ю. Т. Нечаев и др. (СССР). - № 2676217; Заявл. 23.10.78; Оpubл. 07.10.80, Бюл. № 37. - 2 с, ил.

13. Ермаков А. С. Перемешивание жидких сред в роторных аппаратах при больших скоростях диссипации энергии: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 1996. - 177 с.

14. Пат. 2020997 Россия, МКИ В 01 D 3/30, В 01 F 3/04 . Устройство для смешения двухфазных потоков / Г. П. Соломаха и др. №5031519/26 Заявл. 25.07.91; Оpubл 15.10.95; Бюл. № 19. - 3 с.

15. Пат. 2056892 Россия, МКИ В 01 D 3/30. Роторно-винтовой экстрактор /М.В. Клыков и др. №93017246/26 Заявл. 31.03.93; Оpubл 27.03.96; Бюл. №9. - 3 с.

16. Кафаров В. В., Александровский А. А. // Химическое и нефтяное машиностроение, 1955, № 1, с. 16

17. Жаворонков Н. М, Малюсов В. А, Умник Н. Н.. Сб. «Методы и процессы химической технологии», Изд. АН СССР, 1955

18. R. Koch, Przemysl Chemiczny zok, 1958, 12, № 5, 35

19. Агарев Л. И, ЖПХ, 1951, XXIV, вып. 4

20. W. J. Podbielniak. centrifugal fractionating method and apparatus. – US Patent 2003308 (1935)

21. W. J. Podbielniak Continuous Centrifuga Vapor – Liquid Conractor US Patent 3233880 (1966).

22. Шафрановский А. В. и др. Роторная массообменная колонна. Авт. свид. СССР № 609543. – М.: Изобр. пром. обр. тов. знаки, № 21, с. 15. 1978.

23. Ручинский В. Р. Роторная массообменная колонна. Авт. Свид. СССР № 537685. - М.: Изобр. пром. обр. тов. знаки, № 21, с. 15, 1978

24. Гельперин Н. И., Пebaлк В. Л. Исследование ректифицирующей способности горизонтальных ротационных аппаратов. // ЖПХ, 1953, т. 26, № 4, с. 368-381.

25. Архаров А. М., Ломокина О. А., Горизонтальный центробежный ректификационных аппаратов // Химическое и нефтехимическое машиностроение.- 1966, №12. с. 7-9.

26. Шафрановский А. В., Ручинский В.Р. Роторная массообменная колонна. Авт. свид. СССР 203621. Изобр. пром. обр. тов. знаки, 1967, № 21, с.12.

27. F. Neimann. Rrotationkolonnen und andere Bauatten fur die Rektifikation bei Drucken von 20 bis I Torr. // Chem. Ing. Tech., 1961, Bd. 58. № 17, s. 485-491

28. Жаворонков Н. М., Сафин Р. Ш., Николаев А. М. // Хим. маш., 1961, № 5.

29. F. Rumford, J. S. Rae, // Trans. Inst. Chem. Engrs., 1956, 34, 195.

30. Архаров А. М. О разделении воздуха в центробежных ректифицирующих аппаратах // Химическое машиностроение, 1961, № 3, с. 8-12.

31. Гельперин Н. И., Хаценко М. С. Исследование процесса ректификации бинарных смесей в вертикальном ротационном аппарате. //ЖПХ., 1952, вып. 6, с. 610-613.
32. Huffman I. P., Urey H. C. Separation of Oxygen Isotopes by a Fractionating Column. // Ind. Eng. Chem. 1937, vol. 29, № 5, p. 531-537
33. Аношин И. М. Корень Р. В. Сравнительная характеристика эффективности ротационных аппаратов при ректификации спирта // Ферментная и спиртовая промышленность. - 1966. - №3. с. 17-20.
34. Аношин И. М. Об энергии динамического состояния поверхности массопередачи в роторных аппаратах. //Изв. ВУЗов. Пищевая технология, 1962, № 6, с. 105-108.
35. Аношин И. М. // Ферментная и спирт. пром., 1964, № 1
36. Сафин Р. Ш., Николаев А. М., Жаваронков Н. М. Ротационный аппарат для проведения процессов массообмена. // Материалы межвузовской конференции по машинам и аппаратам диффузионных процессов. - Казань, 1961, с. 292-296
37. Коган В. Б., Харисов М. А. Оборудование для разделения смесей под вакуумом. - Л.: Машиностроение, 1976. - 376 с.
38. Reichle L., Billet R. Vacuum Rectification in High Efficiency Equipment. // Ind. Eng. Chem. - 1965. - V. 52, № 4. - P. 52-60.
39. Kirschbaum E. Neues aus der Rektifizierttechnik. // Zeitschrift VDJ6. - 1956. — Bd. 98, №32. - S. 1797-1804.
40. Харисов М. А., Петров Ю. А. Исследование гидравлических и массообменных характеристик роторных ректификационных колонн. // Материалы III Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации. 4.2. - Северодонецк, 1973. С. 55-61.
41. Галаган Н. К., Никитин И. С. Исследование разбрызгивающих роторов. // Проблемы химического машиностроения. - М.: ЦИНТИнефтехим, 1968. - С. 32-33.
42. Петров Ю. А., Харисов М. А. Исследование оптимальных соотношений конструктивных и гидравлических характеристик при моделировании гидродинамических условий в роторных колоннах. // Теор. основы хим. технол. - 1975. - вып. 2. - С. 77-81.
43. Николаев В. С. Вертикальный роторный аппарат для проведения физикохимических процессов между газами и жидкостями. // Материалы межвузовской конференции по машинам и аппаратам диффузионных процессов. - Казань, 1961. - С. 263-269.
44. Аношин И. М., Малин В. Н. Массообмен в ректификационных аппаратах роторного типа и методика их расчета. // Изв. вузов. Пищевая технология. - 1966. - №6. - С. 117-121.
45. Лозовой А. С., Бреднев В. М., Александровский А. А. Роторный массообменный аппарат с рециркуляцией жидкой фазы. // Труды КХТИ. -1973.-вып. 5. - С. 75-83
46. А.с. 1606137 СССР, МКИ В01 D3/30. Роторная массообменная колонна./ Ю. Г. Нечаев, Е. М. Михальчук, А. В. Овсяков, Н. С. Щербакова (СССР). -

- № 464479/31-26; Заявл. 01.12.88; Оpubл. 15.11.90, Бюл. № 42. - 4 с.
47. Кафаров В. В. Основы массопередачи. - М.: ВШ, 1972, 496 с
 48. Гельперин Н. И., Хаценко М. С. Исследование процесса ректификации бинарных смесей в вертикальном ротационном аппарате. //ЖПХ., 1952, вып. 6, с. 610-613.
 49. Н. Н. Chambers, R. C. Walls. Centrifugal Gas-Liquid Contact Apparatus. // Trans. Inst. Chem. Eng. 1954, Vol., 14, pp. 596-600
 50. Бреднев В. М., Николаев В. С., Белицкая Е. И. Ротационный массообменный аппарат. - К.: Труды КХТИ, с. 35, 1965
 51. D. V. Todd, D. C. Maclean. Centrifugal Vapor-Liquid Contacting //Brit. Chem. Eng., 1969, Vol. 14, № 11, pp. 1565-1568. (Todd. D. V., Multistage Vapor-Liquid Contacting, U.S. Patent 3486743 (1969)
 52. Николаев В. С. Вертикальный роторный аппарат для проведения физико-химических процессов между газами и жидкостями. // Материалы межвузовской конференции по машинам и аппаратам диффузионных процессов. - Казань, 1961, с. 263-269.
 53. Г. В.Польских. // Пищевая технология, 1963, № 3, 151
 54. Urej H., Pegram E. Huffman I. Divided air in rotating rectificator //J. Chem. Phys. - 1936. - № 4. с. 623 - 637.
 55. Тасев Ж., Генчев Х. Неадиабатическая ректификация в роторно-пленочной колонне с коническими тарелками // ТОХТ, 1992, т. 26, № 4. с. 1-14.
 56. Нечаев Ю. Г. и др. Теплообменная колонна. Авт. свид. СССР № 1212450. Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытия, изобретения», № 7, с. 27, 1986.
 57. Николаев В. С. Вертикальный роторный аппарат для проведения физико-химических процессов между газами и жидкостями. // Материалы межвузовской конференции по машинам и аппаратам диффузионных процессов. - Казань, 1961, с. 263-269.
 58. C. Ramshaw, R. H. Mallinson. Mass Transfer Process - US Patent 4283255, (1981).
 59. Рамшау К., Мэллисон. Устройство для реализации процесса массопередачи. Авт. свид. СССР №1828406 АЗ, Бюлл., № 26, (1993)
 60. S. Munjar, M. P. Dudukovic, P. Ramachandran. Mass Transfer in Rotating Packed Beds. Part II: Experimental Results and Comparison with Theory and Gravity Flow // Chem. Eng. Science, 1989, Vol. 44, № 10, pp. 2257-2268.
 61. M. Keyvani, N. C. Gardner. Operating Characteristics of Rotating beds // Chem. Eng. Prog., 1989, Vol. 85, № 9, pp. 48-52.
 62. J. Fraser, P. Eisenlam, N. Dombrovski. Drop formation from Rapidly Moving Liquid Streams. // A.I.Ch.E.Journal, 1962, v.8, № 5, pp. 672-680.
 63. C. W. Pilo. Apparatus for the performance of an exchange of heat and/or soluble substances between two flowing media of different specific gravity. - UK Patent 757. 149 (1956)
 64. C. Ramshaw. Process and apparatus for effecting mass transfer. European Patent 0020055 (1980).

65. J. W. Wem. Gentrifugal Gas-Liquid contact apparatus. – US Patent 4382900 (1983).
66. J. Jackson et al. Seal for rotary apparatus for Gas –Liquid Contacting. – US Patent 4397795 (1983).
67. J. W. Wem. Gentrifugal Gas-Liquid contact apparatus. – US Patent 4382045 (1983).
68. Porter K. E., Jenkins J. D. Distillation up date 1983. // Process ing, 1983, December, pp. 8.27.
69. H. Short. New mass-transfer find is a matter of gravity //Chem. Eng., 1983, February 21, p. 23-29.
70. C. Ramshar «HiGee» distillation – an example of Process Intensification. // Chem. Eng., 1983, February 15, p. 13-14.
71. D. O. Sillivan. Novel separation technology may supplant distillation towers. //Chem. and Eng. News, 1983, March 7, p. 26-27.
72. Fowler R., "Higee - a status report", The Chemical Engineer, January, 35-38 (1989).
73. N. Basta. Facelift for distillation //Chem. Eng., 1989, March 2, pp. 14-16.
74. Mohr, R. J. The Role HIGEE Technology in Gas Processing, Report of GPA meeling, Dallas (1985).
75. A. I. Starkiewicz. Process Intensification: Transforming Clemi Engineering //Clem. Eng Prog. Januar 2000, c. 22-34,
76. Cpstos TsouRis. Process intensification-hos ins time tinolly cone //CEP, 2003, October , c. 50-55
77. Brauner. H. Mikroorganismen reinigen das Abwasser//Wissen shaftsmagazin Technische Uniresitet Berlin, 1985, Heft 7, s. 105- 109.
78. A. Mercmann, H Voit, R. Zeppenfeld. Brauchen wir Stoffausch Maschinen // Chem. Ing. Techn. 1986, № 2, s. 87-96
79. J. Moss. Still. – US Patent 4597835 (1983).
80. Панченко И. Ф. и др. Массо- и тепломассообменный аппарат. Авт. свид. СССР 1220678. Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 12, с. 22, 1986.
81. Юдаев В. Ф. и др. Роторный аппарат. Авт. свид. СССР 1240440. Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 24, с. 16, 1986.
82. Юдаев В. Ф. и др. Роторный аппарат. Авт. свид. СССР 1247071 Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 28, с. 36, 1986.
83. Дорохов А. Р. и др. Ротационный аппарат. Авт. свид. СССР 1274736 Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 45, с. 23, 1986.
83. Паникаров И. И. и др. Центробежный аппарат для контактирования жидкостей. Авт. свид. СССР 1327906. Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 29, с. 32, 1987.

84. Зиберт Г. К., Кузьмин С. И. Аппарат для обработки газа. Авт. свид. СССР 15267836. Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 45, с. 39, 1989.

85. Шкарупа В. Ю., Плехов И. М. и др. Теплообменный аппарат. Авт. свид. СССР 1528523. Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 46, с. 36, 1989.

86. Андреев И. Л. и др. Роторный теплообменный аппарат для разделения газожидкостных смесей. Авт. свид. СССР 1549551. Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 10, с. 16, 1990.

87. Сидоров В. М. и др. Аппарат для разделения газожидкостных смесей. Авт. свид. СССР 12774708. Официальный бюллетень Госкомизобретений «Открытие, изобретения», № 45, с. 17, 1986

88. А.С. 1801541 СССР, МКИ В01 D3/30. Роторный теплообменный аппарат. / А. Е. Рабко, А. И. Ершов, В. А. Марков, В. К. Волков (СССР). -№ 4917104/26; Заявл. 05.03.91; Опубл. 15.03.93; Бюл. № 10. - 4 с.

89. Гнилуша И. И. Гидродинамика и массопередача в роторно-импульсном аппарате: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук. / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 1995. - 193 с.

90. Пат. 2032442 Россия, МКИ В01 D3/30. Теплообменный аппарат. / А. Г. Басе- № 5006986/26; Заявл. 29.10.91; Опубл. 10.04.95; Бюл. № 10.- 3 с.

1.6. Контактные устройства роторных тепло- массообменных аппаратов

Многообразие процессов разделения, в которых требования к получаемым продуктам, рабочие условия (давление, температура, состав, соотношение потоков и т.д.) изменяются в широких пределах, приводит к созданию большого числа различных конструкций контактных устройств центробежных тепло-массообменных аппаратов.

Контактные устройства разнообразны по конструкции и выбираются в зависимости от физико-химических свойств контактирующих фаз. Для исследуемых центробежных аппаратов был создан ряд контактных устройств.

Поскольку универсальных конструкций нет, т.е. каждая конструкция наиболее полно удовлетворяет требованиям только одного или группы процессов, то появление новых конструкций естественно и закономерно и следует ожидать дальнейшего увеличения числа новых разработок, конкурирующих с известными конструкциями контактных устройств.

Для проведения эффективного массообмена необходимо, чтобы контактные элементы имели высокую проницаемость, развитую удельную поверхность, обладали коррозионной стойкостью и механической прочностью, были надежны в эксплуатации и просты в изготовлении. На практике используют контактные элементы в виде насыпной внавал мелкой керамической насадки, стеклянных шаров, хаотического нагромождения тонкой проволоки, "вспененного" металла, металлических пластин. Диапазон удельной поверхности контактных элементов колеблется от десятков до тысяч квадратных метров в кубическом метре. Перечень применяемых для изготовления материалов также очень широк: металл, керамика, стекло, искусственное волокно, пластмассы. Поэтому трудно сделать однозначный вывод о наиболее эффективном виде контактного элемента.

При выборе контактных устройств для высокоскоростных центробежных тепло-массообменных аппаратов исходят из ряда требований, предъявляемых как к аппарату, так и к контактному устройству.

Основными критериями при выборе контактных устройств будут: пропускная способность по пару, пропускная способность по жидкости, эффективность контактного устройства (развитая удельная поверхность и/или способность ее увеличивать в процессе работы), рабочий диапазон нагрузок, удельное гидравлическое сопротивление.

При этом учитывают следующие специальные условия:

- 1) возможность загрязнения исходной смеси;
- 2) коррозия металла, или разрушение материала;
- 3) способность смеси к пенообразованию;
- 4) механическая прочность материала, обуславливается необходимостью выдерживать напряжения возникающие при вращении и гарантирует высокую надежность в эксплуатации.
- 5) контактное устройство должно быть динамически уравновешено в процессе вращения, следовательно, желательна аксиальная симметрия конструкции;

б) простота изготовления.

Все перечисленные требования важны при выборе контактного устройства.

Рассмотрим подробнее ряд существующих контактных устройств центробежных теплообменных аппаратов. Контактные устройства центробежного аппарата представляют собой кольцеобразное пространство равномерно заполненное контактной поверхностью. Они отличаются конфигурацией, плотностью и материалом изготовления. Обычно это набивка из прядей, волокон, сетки, металлические пластины, в некоторых случаях – мелкая насыпная насадка в виде шариков, колец и седел [1], керамическая и металлическая стружка [2], вспененный алюминий высокой пористости [3].

Свободный объем контактных устройств варьируется от 40 до 98 %.

Контактные устройства имеют также различную удельную поверхность от 150 до 3000 м²/м³ [4]. Высокая удельная поверхность 2000-3000 м²/м³ характерна для сетчатой набивки, вспененного металла и волокнистого материала. Достаточно низкая удельная поверхность от 150 до 350 м²/м³ характерна для контактных устройств состоящих из металлических пластин.

Ранее [1] отмечалось, что для достижения высоких характеристик массообмена лучше использовать контактные устройства из нитей, волокон или проволоки, т.е. с большей удельной поверхностью. Однако в последних отчетах Dow Chemical Company отмечается, что аппараты с контактными устройствами различной удельной поверхности от 200 до 3000 м²/м³ не показывают значительных различий в рабочих характеристиках. Т.о. оправдано стремление использовать в качестве контактных устройств блоки, состоящие из металлических пластин с относительно небольшой удельной поверхностью. С физической точки зрения это можно объяснить тем, что геометрическая удельная поверхность контактного устройства в центробежных аппаратах значительно меньше развиваемой в процессе работы удельной поверхности раздела фаз, которая образуется также в свободном объеме контактного устройства и иногда за его пределами.

В работе [4] отмечается устойчивость контактного устройства любой конструкции к забиванию коллоидными элементами при работе с загрязненными жидкостями или жидкостями, имеющими твердые включения (исключения составляют КУ из нитей и волокон). Этот эффект связан с высокими скоростями движения фаз, в то время как в стационарных колоннах происходит забивание насадки и ее биологическое заражение, что требует останавливать технологическую систему для очистки.

В ряде работ [5] отмечена необходимость выравнивания гидродинамической обстановки по радиусу контактного устройства, изменением конструкции в сторону уменьшения рабочего объема по периферии контактного устройства. Это по меньшей мере неоправданно так как при удалении от центра контактного устройства за счет увеличивающегося центробежного давления толщина слоя жидкости на стенках контактного устройства снижается, таким образом смачиваемость контактного устройства равномерна.

В наибольшей мере всем перечисленным требованиям отвечают контактные устройства представляющие собой пакеты из пластин, которые отличаются

высоким свободным объемом до 97%, при относительно низкой удельной поверхности.

При разработке новых конструкций контактных элементов центробежных аппаратов был сформулирован ряд требований, предъявляемым к контактным элементам. Так было определено, что для промышленного аппарата, работающего при больших числах оборотов, использование в качестве контактных элементов любых видов мелкой насыпной насадки и легкоосминаемых материалов является малоперспективным, поскольку это может привести к большим дисбалансам вращающихся масс, что, в свою очередь, вызовет сильные биения и выход из строя аппарата в целом. Поэтому целесообразно в высокоскоростных центробежных аппаратах применять контактные элементы в виде осесимметричных кольцевых пакетов, неподвижных относительно корзины ротора.

Следует отметить, что все сетчатые элементы обладают одним существенным недостатком: при работе с загрязненными промышленными средами они могут сравнительно быстро забиваться твердым осадком и терять эффективность.

Контактные элементы работают следующим образом. Жидкость, поступающая на внутренний диаметр кольцевого пакета, под действием центробежных сил проходит через каналы контактного элемента радиально наружу. При этом гофры сетчатых элементов или лопасти контактного элемента играют роль турбулизаторов как для жидкости, так как и для идущего навстречу газа. Характер движения жидкости преимущественно пленочный, но в местах пересечения гофр и на кромках пластин или гофр происходит разрыв пленки. Образующиеся при разрыве капли попадают на плоские участки элементов контактного устройства, где вновь образуется жидкая пленка.

Вся геометрическая поверхность вращающихся контактных элементов полностью смочена жидкостной пленкой, которая постоянно и с большой скоростью обновляется, а в свободном объеме контактных устройств развивается также капельная поверхность контакта фаз, что приводит к высоким показателям массопередачи.

Литература:

1. C. Ramshaw. Process and apparatus for effecting mass transfer. European Patent 0020055 (1980).

2. S. Munjar, M. P. Dudukovic, P. Ramachandran. Mass Transfer in Rotating Packed Beds. Part II: Experimental Results and Comparison with Theory and Gravity Flow // Chem. Eng. Science, 1989, Vol. 44, № 10, pp.2257-2268.

3. M. Keyvani, N. C. Gardner. Operating Characteristics of Rotating beds // Chem. Eng. Prog., 1989, Vol. 85, № 9, pp. 48-52.

4. Fowler R., "Higee - a status report", The Chemical Engineer, January, 35-38 (1989).

5. Лазненко Д. О. Розробка та дослідження малогабаритних апаратів для процесів ректифікації. Дис. на здобуття наук. ступеня к. т. н., Сумський державний університет, 2001.

2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ОПИСАНИЯ ПРОЦЕССОВ В РОТОРНЫХ АППАРАТАХ

2.1. Методы описания гидродинамики роторных аппаратов

Совершенствование аппаратов с внешним подводом энергии и механическими перемешивающими устройствами предполагает создание точных и корректных методов описания происходящих в них процессов. Одна из главных задач стоящих перед исследователем - описание гидродинамики аппарата.

Моделирование гидродинамики является основой для решения нескольких проблем:

- определения мощности, затрачиваемой при проведении процесса;
- определения коэффициента теплоотдачи от стенки аппарата;
- определения коэффициентов массоотдачи при перемешивании дисперсных систем;
- определения величин, связанных с турбулентной диффузией: коэффициента продольного перемешивания и времени проведения процесса.

С точки зрения инженерного использования методы описания гидродинамики можно условно разделить на несколько групп.

Наиболее хорошо разработанной группой являются методы *моделирования ламинарных течений*. Они сводятся к аналитическому либо численному решению уравнений Навье-Стокса с граничными условиями, соответствующими конструкции аппарата. Полученные на их основе поля скоростей и давлений позволяют решить все перечисленные задачи.

При описании гидродинамики *турбулентных потоков* в инженерной практике широко применяются *полуэмпирические методы*. Каждый из них ориентирован на решение отдельных вопросов моделирования. Например, определение профиля осредненного течения и коэффициента гидравлического сопротивления дает возможность определить затрачиваемую мощность и приближенно описать перенос.

Общий характер носят *статистические методы*. Эти методы направлены на установление различных корреляционных зависимостей, позволяющих описать поле скоростей и давлений в аппарате. Очевидно, что в случае успешного решения они могут дать полную картину процесса, происходящего в аппарате.

Очень полезными для инженерного применения оказываются *качественные методы*. Они позволяют моделировать, хотя и в общих чертах, структуру потоков в аппарате, что может служить основой моделей переноса тепла и вещества в масштабах аппарата. Но на основе этих методов нельзя определить потребляемую мощность и описать процессы переноса в дисперсных системах на границе раздела фаз.

Наиболее обширную группу образуют *численные методы*. Они направлены на непосредственное решение уравнений Навье-Стокса и получение полей скоростей и давлений. Так как их использование дает возможность описать любые процессы, они являются наиболее привлекательными для исследователей.

Однако их применение сталкивается с рядом трудностей, которые будут рассмотрены ниже.

Существуют также *методы описывающие турбулентный поток как некоторую гетерогенную систему*. Эти методы позволяют определить гидравлическое сопротивление, а, следовательно, оценить мощность, затрачиваемую при проведении процесса, и моделировать крупномасштабный перенос вещества и теплоты в аппарате. Но все возможности этих методов, особенно с учетом быстрого развития теории фрактальных множеств, пока не исчерпаны.

Приведенный далее обзор основных методов описания гидродинамики показывает особенности моделирования течений в роторных аппаратах.

Моделирование ламинарных течений. Для роторного аппарата характерным является течение жидкости в кольцевом зазоре между стенкой корпуса и поверхностью ротора. В условиях ламинарного потока оно описывается уравнением Навье - Стокса в цилиндрических координатах [1].

Жидкость вдали от диска принимается покоящейся. Вследствие трения слой жидкости, непосредственно прилегающий к диску, увлекается к последнему под действием центробежной силы и отбрасывается наружу от диска. Взамен отброшенной жидкости к диску притекает в осевом направлении новая жидкость, которая также увлекается диском и опять отбрасывается наружу. Следовательно, в данном случае мы имеем полностью трехмерное течение. Перспективное изображение этого течения показано на рисунке 2.1.

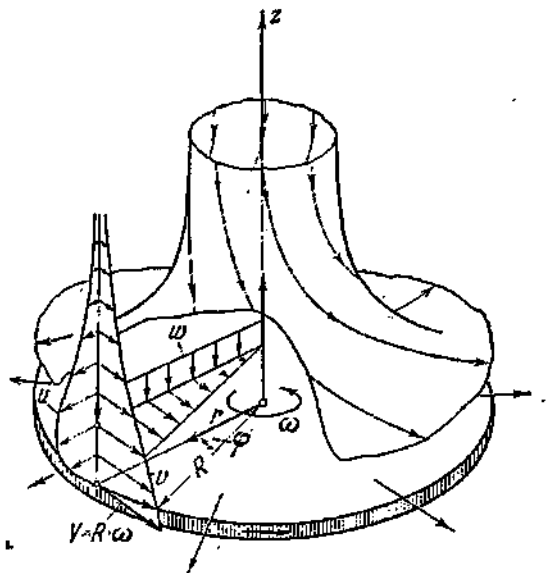


Рис. 2.1. Течение вблизи диска

До значений числа Рейнольдса $Re=10^3$ совпадение теории с измерениями очень хорошее, но затем при возрастании числа Re моделирование движения жидкости существенно осложняется из-за возникновения в течениях турбулентного режима, для которого пока нет единой теории. Кроме того, нет единого представления о том, что такое турбулентность. Отсутствие единой теории турбулентных течений обусловило пути развития теоретических исследований. С одной стороны, создаются полуэмпирические теории, обслуживающие моделирование конкретных течений. Эти теории не применимы к течениям вне уз-

кого класса, для которого они предназначены. С другой стороны, разрабатываются общие подходы, которые, как правило, нельзя применять к конкретным расчетам практически важных течений.

Приведем краткую характеристику методов описания турбулентности, которые могут быть использованы при изучении гидродинамики роторных аппаратов.

Полуэмпирические методы. Они восходят к работе Буссинеска [2], который предложил рассматривать турбулизованную жидкость как вязкий континуум с эффективным коэффициентом вязкости.

В последующих работах предлагались способы определения коэффициента эффективной турбулентной вязкости, основанные на идее пути перемешивания. После того как Ван Дриест уточнил формулу для пути перемешивания вблизи стенки, а Клаузер - во внешней области пристенного течения (или пограничного слоя), было достигнуто хорошее количественное согласие с данными экспериментов в пристенных течениях, а модели, применяющие путь перемешивания, стали основой практического расчета турбулентных течений в тонких слоях. Этот подход может быть применен к описанию турбулентности в роторных цилиндрических аппаратах с малыми зазорами (РПА), когда можно пренебрегать кривизной потока и рассматривать его приближенно как течение между пластинами. На его основе возможно описание теплоотдачи от стенки аппарата. К сожалению, данный подход трудно реализовать для решения других задач.

Развивая подход Рейнольдса, основанный на осреднении уравнений Навье-Стокса, Келлер и Фридман [3] предложили бесконечную каскадную систему для различных моментов (кумулянтов) случайного поля скорости и заложили основу развития так называемых полуэмпирических теорий турбулентности. Прандтль [4] предложил наряду с уравнением Рейнольдса использовать также уравнение для кинетической энергии турбулентных пульсаций. В настоящее время известно множество различных одно-, двух- и трехпараметрических моделей турбулентности, включающих уравнения для масштаба турбулентных пульсаций, энстрофии, диссипации, напряжений Рейнольдса и т.п. Наиболее значительные результаты получены для локально изотропной турбулентности.

Полуэмпирические методы описания гидродинамики традиционно широко используют теорию подобия. Выделяя для данного течения характерные масштабы скорости и размера и комбинируя их с физическими параметрами среды, можно получить уравнения, связывающие безразмерные числа подобия с коэффициентом гидравлического сопротивления. Но в [5] показано, что теория подобия надежно применима только к обтеканию пластин и некоторых тел. Для других типов течения ее использование должно сопровождаться введением дополнительных гипотез и экспериментальных соотношений. Прежде всего это касается определения численных коэффициентов и степеней, входящих в критериальные уравнения, априорная оценка которых, как правило, невозможна.

Полуэмпирические теории имеют описательный характер и не могут служить основой для глубокого проникновения в фундаментальные механизмы

турбулентного движения, происходящего в роторном аппарате. В связи с этим их применение ограничивается определением потребляемой мощности.

Более общий характер имеют полуэмпирические теории, направленные не на описание полей скоростей и давлений, а на определение характера диссипации энергии [6]. Скорость диссипации энергии, являясь функцией от многих параметров (скоростей, геометрии задачи, режима течения и т.п.), связана с фундаментальными свойствами турбулентности и, одновременно является важной практической характеристикой аппаратов. Однако имеются только отдельные работы [7-8], посвященные изучению диссипации энергии в роторных аппаратах некоторых конструкций. К тому же в них используются значительные упрощения и большое число опытных коэффициентов. В связи с этим полученные результаты не имели широкого применения. Кроме того практически отсутствуют исследования гидродинамики при больших (более 10 Вт/кг) скоростях диссипации энергии.

Статистические методы. В 40-х годах начал развиваться статистический подход, но из-за значительных трудностей теоретические результаты были получены только для однородной и изотропной турбулентности, введенной в качестве модели Тэйлором [9] и исследованной детально на стадии вырождения Карманом и Ховартом. На этой стадии оказалось возможным пренебречь нелинейными членами и получить замкнутое уравнение для корреляционной функции, называемое уравнением Кармана-Ховарта.

И хотя статистическая теория может, в принципе, предложить замкнутое описание турбулентности в терминах характеристического функционала, полученная модель настолько сложна, что пока нет эффективного аналитического или численного метода ее практической реализации. По этой причине основные успехи статистической гидродинамики заключаются в приближенном описании спектра турбулентных пульсаций, которое сделано в работах Колмогорова [6, 10], Гейзенберга [11] и др.

В области изотропной и однородной турбулентности, накоплены исчерпывающие экспериментальные данные о статистических характеристиках: вторых, третьих одно- и двухточечных моментах случайных полей скоростей и давления за решеткой. К сожалению, изотропные и однородные течения составляют малую часть всех турбулентных течений, и следует отметить, что последнее довольно редко находится в состояниях, близких к однородному или изотропному. Интересно, однако, что в некоторых случаях можно достаточно точно отделить неоднородную составляющую поля от однородной, применяя для моделирования последней соответствующие хорошо разработанные методики. Этот подход может оказаться весьма перспективным для описания процессов переноса с поверхности частиц и капель.

Другая часть статистических методов оказывается пригодной для моделирования крупномасштабного переноса в аппарате. Эти методы направлены на описание крупных турбулентных образований. Коррсин [12] впервые отмечает, что турбулентное течение не является таким хаотичным, как это представлялось долгое время, и что в некоторых течениях существует четкая разграничительная линия между турбулизированными и ламинарными подобластями вязкого

подслюя. Этот эффект изучался позднее Кляйном и Корино, Бродки, Леннеманном при помощи визуализации. Эффект чередования относительно спокойного течения интенсивного вихревого движения (перемежаемость) наблюдался Таунсендом [13] в следе плохо обтекаемым телом и был подтвержден данными других исследователей.

В 50-е годы уже сложилось представление о наличии относительно долгоживущих крупных вихрей наряду с мелкомасштабной квазиизотропной и однородной турбулентностью. Для квазидетерминированных движений естественно ожидать, что пространственная двухточечная корреляционная функция

$$R_{ij}(x, \xi) = \bar{u}_i(x, t) \bar{u}_j(x + \xi, t), \quad (2.1)$$

где \bar{u}_i, \bar{u}_j – значения скорости в точках x и $x + \xi$ соответственно, будет повторять форму крупного вихря.

Результаты многочисленных экспериментов по наблюдению вихрей в кольцевых зазорах различной относительной ширины приведены в работах Джозефа [14], Львова [15] и др. К сожалению, в них не представлена форма прямого соответствия между формой крупного вихря (когерентной структуры) и двухточечной корреляцией (2.1) R_{ij} , способной "поймать" крупные вихревые валы, которые являются там основным движением. Другой недостаток применения двухточечной корреляционной функции заключается в стационарности точки осреднения, в то время как структуры в реальных аппаратах дрейфуют по его объему. Осреднение в лагранжевых координатах может привести в этом случае к принципиально отличающейся форме структуры.

В работах Фавра и др. предлагается использовать пространственно-временную корреляцию чтобы сохранить некоторую информацию о фазе структуры:

$$R_{ij}(x, \xi, \tau) = \bar{u}_i(x, t) \bar{u}_j(x + \xi, t + \tau) \quad (2.2)$$

Методы, использующие пространственно-временную корреляцию, развивались для случая смешанных корреляций скорость-давление в работе Уилмакрта и Улдриджа.

В [16] представлен обзор методов получения корреляционных соотношений для оценки распределения скорости потока в каналах различной формы. Там же обсуждаются сложности, возникающие при попытках применить их к искривленным каналам и к каналам с шероховатыми стенками. По-видимому, эта сложность является причиной того, что к описанию течения в кольцевых зазорах роторных аппаратов этот метод не применялся.

Качественные методы. Широкое распространение получили качественные методы, использующие визуализацию (работы Кляйна [17] и Ленеманна [18]). Визуализация позволяет прямо наблюдать крупные вихри. Обзор методов визуализации можно найти в работах Кантвелла [19].

Визуально наблюдавшаяся структурность крупных вихревых образований подсказала возможность рассматривать турбулентное течение как суперпозицию когерентных структур и некогерентной мелкомасштабной турбулентности. Взаимодействие этих двух компонент пока является наименее изученным явлением, хотя само выделение структур тоже еще не представляет собой за-

конченной методики. Признание существования индивидуализированных объектов (структур) определяет способ их исследования, который основан на распознавании отдельных реализаций структур при помощи некоторого метода идентификации с последующим осреднением (получением обобщенного портрета структуры). Это и есть метод фазового (условного) осреднения.

В области когерентных структур теория отстает от эксперимента, также как и в других областях исследования турбулентных течений. Хотя когерентные структуры представляют интерес как потоки, влияющие на процессы переноса вещества в рабочем пространстве аппарата, пока имеются лишь некоторые качественные модели, служащие для понимания структуры потоков в роторном аппарате.

Численные методы. Метод прямого численного моделирования основан на численном решении уравнений Навье-Стокса в соответствующей области течения при помощи разностной схемы или метода конечных элементов [20-21]. Поскольку свойство неустойчивости решений уравнений Навье-Стокса при больших числах Рейнольдса сохраняется и для их конечномерных аппроксимаций, численно рассчитанные поля скоростей также имеют случайный характер. Зная эти поля, можно получить разные статистические характеристики и сравнить их с экспериментом. Идея проста, но вся тяжесть проблемы переносится на разностную схему и возможности ЭВМ.

Численное решение трехмерных граничных задач для уравнений Навье-Стокса в геометрическом пространстве сталкивается с рядом трудностей. С физической точки зрения - это наличие схемной вязкости, связанной с аппроксимацией нелинейных членов. При больших числах Рейнольдса схемная вязкость значительно превосходит физическую вязкость, что приводит к неадекватному сглаживанию полей скоростей и давления. Это существенно ограничивает применение разностных схем и конечных элементов для численного моделирования турбулентности в областях резкого изменения величин (больших градиентов). Только очень густые сетки по пространству и очень небольшие шаги по времени дают возможность уменьшить схемную вязкость, поэтому метод численного моделирования только сейчас начинает развиваться по-настоящему в связи с появлением мощных компьютеров.

В качестве примера можно привести систему уравнений и результат их численного решения для течения в зазоре большой относительной ширины при высокой вязкости жидкости [22]. Решение этих уравнений методом конечных разностей позволяет получить картину течения, сходную с осредненным течением в вихрях Тейлора. Однако применение данного подхода к моделированию потоков в роторных аппаратах, геометрия которых отличается от рассмотренного, является достаточно сложной задачей.

Гораздо раньше начали развиваться спектральные (и псевдоспектральные) методы решения уравнения Навье-Стокса, основное преимущество которых заключается в том, что снимается вопрос о схемной вязкости. Кроме того, их эффективность повышается по сравнению с методами аппроксимации в геометрическом пространстве тем, что производные по пространственным пере-

менным заменяются алгебраическими связями в пространстве Фурье-образов, и, таким образом, лента матрицы, которую следует обратить, сужается.

При решении спектральных задач наблюдаются трудности, связанные с нелинейными членами, которые приводят к сверткам. Самое уязвимое место спектральных методов - это плохая устойчивость, требующая нефизических процедур сглаживания. Как это часто бывает, недостатки являются продолжением достоинств. В данном случае устойчивость ограничена, поскольку нет схемной вязкости. Хорошая разрешающая способность спектральных методов делает их очень полезными для прямого численного моделирования турбулентности. Обзор работ этого периода и систематичное изложение техники спектрального метода можно найти в работе Готлийба и Орсага. А в работах Жигулева и Тумина [23], реализующих идею межмодового обмена, получены решения уравнений, описывающих турбулентные пограничные слои на поверхности сложной формы.

В последнее время начал развиваться структурный подход к описанию турбулентности, использующий точечные случайные функции для решения уравнений Навье-Стокса [24]. Применение его для трехмерных течений также пока носит ограниченный характер (например для течений Пуазеля).

Известны попытки моделирования течения несжимаемой вязкой жидкости с использованием клеточных автоматов в виде треугольной или гексагональной решетки [25]. И хотя модели на основе клеточных автоматов идеально подходят для численных расчетов (вычисления проводятся в целых числах по удобному алгоритму), до сих пор отсутствуют модели для имитации трехмерных течений жидкости. Главная трудность здесь заключается в том, что для обеспечения макроскопической изотропии модели в трехмерном случае необходима икосаэдрическая инвариантность решетки. Но не существует ни одной регулярной решетки со столь высокой симметрией.

Все изложенное означает, что численное моделирование является надежным, но чрезвычайно сложным инструментом описания турбулентных течений. В фундаментальном отношении, однако, оно несущественно отличается от натурального эксперимента, ибо не приводит к вскрытию механизмов хаотического движения. На практике наиболее хорошие результаты можно ожидать от применения этих методов для моделирования либо тепло-массопереноса, вызванного крупномасштабным движением, либо переноса в пограничных слоях.

Методы моделирования турбулентности как гетерогенной системы. Метод дискретных вихрей является одной из первых попыток моделировать структуры турбулентности. Основная идея этого метода состоит в рассмотрении точечных вихрей в идеальной жидкости как системы частиц и исследовании ее гамильтоновой динамики путем подстановки в качестве потенциалов взаимодействия "частиц" гидродинамических потенциалов взаимодействия точечных вихрей. Считается, что приближение идеальной жидкости не слишком ограничительно, так как основные характеристики турбулентности инвариантны относительно числа Рейнольдса. Точность такого предположения особенно велика, если у течения нет твердых границ.

Тогда динамика системы из точечных вихрей в двумерном течении идеальной жидкости описывается следующей системой в каноническом виде [26]

$$\frac{dr_i}{dt} = -x e_x \nabla_{r_i} H_n$$

$$\frac{dr_i}{dt} = -x e_x \nabla_{r_i} H_N$$

$$H_N = -\sum_{i < j}^N \ln |r_i - r_j|, i, j = 1, \dots, N$$

где r_i – радиус вектор отдельного вихря, H_N – гамильтониан системы, e_x – орт.

Однако, основные теоретические результаты метода дискретных вихрей получены для двумерных течений, так как сама форма единичного вихря неоднозначна в трехмерном случае. Течение в зазорах роторного аппарата, в контактных устройствах носит выраженный трехмерный характер, поэтому метод дискретных вихрей вряд ли удастся использовать для его описания.

Применительно к роторным аппаратам перспективным может оказаться подход, разработанный Николаевским [27]. В рамках этого подхода выделяется некоторый пространственно-скоростной масштаб, промежуточный между максимальным, связанным с геометрией, и минимальным, определяемым турбулентными микровихрями, масштабами задачи. При этом движение турбулентных пульсаций представлено как движение вращающихся частиц. На основе этого метода моделируется развитие средне- и крупномасштабных турбулентных образований.

В работе [28] указывается, что одним из наиболее перспективных является описание турбулентности с учетом представлений о ее фрактальности. Теория фрактальности с успехом применяется в механике гетерогенных сред [29]. В [30] представлены исследования фрактальных кластеров, образованных аэрозольными частицами, а в [31] приведены способы экспериментального определения фрактальной размерности различных физических объектов.

В случае турбулентных течений в некотором смысле фрактальными могут быть многие изоповерхности в заполненном жидкостью обычном трехмерном пространстве - поверхности, разделяющие турбулентные и нетурбулентные области, объемы с реагирующим и нереагирующим компонентами, изоповерхности значений скорости течения, скорости диссипации турбулентной энергии, концентрации примеси и т. д. [28]. Тогда число площадок N размером δ , покрывающих поверхность определяется [32]

$$N \approx \delta^{-d}$$

где d – фрактальная размерность.

Фрактальность изоповерхностей вихрей Тейлора описана в [33]. А в [28] содержится оценка фрактальной размерности поля диссипации энергии ($2,73 < d < 3$).

Учет фрактальности позволяет описывать и неоднородную турбулентность, что особенно важно для инженерных приложений. Хотя теоретический расчет фрактальных размерностей изоповерхностей в турбулентных течениях в

роторных аппаратах является, несомненно, исключительно сложной задачей, но вполне возможно ее экспериментальное определение.

На основании рассмотренных методов моделирования потоков жидкости в роторных аппаратах можно сделать следующий вывод: для турбулентного течения целесообразно описание процессов в роторном аппарате на основе полуэмпирической модели, опирающейся на представление о локальной изотропности турбулентности с учетом ее фрактальности.

Литература:

1. Джозеф Д. Устойчивость движения жидкости. - М.: Мир, 1981. – 638 с.
2. Boussinesq J. Essai sur la theorie des eaux courantes. // Mem. pres. par div. savants a l'Acad. Sci. Paris. -1877. - V.23. - №1. - P. 1-680.
3. Фридман А. А. Избранные труды. - М.: Наука, 1966. - 378 с.
4. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. - М.: Наука, 1974. - 711 с.
5. Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- массообмена (Процессы переноса в движущейся среде). - М.: Высшая школа, 1967. - 303 с.
6. Колмогоров А. Н. Рассеяние энергии при локально изотропной турбулентности. // Докл. АН СССР. -1941. - Т.32. - №1. - С. 19-21.
7. Гельперин Н. Н., Пибалк В. Л., Костянян А. Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. - М.: Химия, 1977. - 260 с.
8. Дорфман Л. А. Гидродинамическое сопротивление и теплоотдача вращающихся тел. - М: Физматгиз, 1960. - 320 с.
9. Taylor R. J. The dissipation of kinetic energy in the lowest layers of the atmosphere. // Quart. J. Roy. Met. Soc. - 1952. - V.78. - №336. - P. 179-185.
10. Колмогоров А. Н. Уравнения турбулентного движения несжимаемой жидкости. // Изв. АН СССР. - Сер. физ. - 1942. - Т. 6, № 1. - С. 56-58.
11. Heisenberg W. Zur statistischen Theorie der Turbulenz. // Zs. Phys. -1948.- V. 124.-№7.-P. 628-657.
12. Corrsin S. Outline of some topics in homogeneous turbulent flow. // J. Geophys. Res. -1959. - V.64. - № 12. - P.1234-2150.
13. Townsend A. A. The mechanism of entrainment in free turbulent flow. // J. Fluid Mech. -1966. - V.26. - № 4. - P. 689-715.
14. Джозеф Д. Устойчивость движения жидкости. - М.: Мир, 1981. – 638 с.
15. Львов В. С., Предтеченский А.А. Поэтапный переход к турбулентности в течении Куэтта. // Нелинейные волны. Стохастичность и турбулентность. - Горький: ИПФ АН СССР, 1980. - С. 57-77.
16. Churchill S. W. New and overlooked relationships for turbulent flow in channels. // Chem. Eng. Technol. -1990. -13, № 3. - P. 264-272.
17. Klin S. J., Reynolds W.C., Schraub F.A., Runstadler P.W. The structure of turbulent boundary. // J. Fluid Mech. -1967. - V.30. - №4. - P. 741 -773.
18. Lennemann E. Aerodynamic aspects of disk files. IBM Journal of Research and Development 18(6) 1974. - P. 480 - 488.

19. Кантвелл Б. Дж. Организованные движения в турбулентных потоках. // Вихри и волны: Пер. с англ.; Под ред. В.Н. Николаевского. - М.: Мир, 1984.- С. 9-79.
20. Белоцерковский О. М. Численное моделирование в механике сплошных сред: 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Физматлит, 1994. – 448 с.
21. Гурвич А. Р. Исследование и математическое моделирование процессов перемешивания высоковязких сред в аппаратах с мешалками: Дис.... к-та техн. наук. - Л., 1979. -145 с.
22. Numerical analysis of three dimensional velocity profile of highly viscous new tonian fluid in agitated vessel with paddle impeller. / Niraoka S., Yamada I., Aragaki T., Nishiki H., Sato A., Takagi T. // J. hem. of Japan". -1988. -V. 21. - № 1. - P. 79-86.
23. Жигулев В. Н., Тумин А. М. Возникновение турбулентности. Динамическая теория возбуждения и развития неустойчивостей в пограничных слоях. - Новосибирск: Наука, 1987. - 292 с.
24. Христов Х. И., Нартов В. П. Точечные случайные функции и крупномасштабная турбулентность. - Новосибирск: Наука. Сиб. отд-ние, 1992.- 160 с.
25. Лоскутов А. Ю., Михайлов А. С. Введение в синергетику. - М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит., 1990. - 272 с.
26. Григорьев Ю. Н., Левинский В. Б., Яненко Н. Н. Гамильтоновы вихревые модели в теории турбулентности // Числ. методы механики сплош. среды.: Сб. науч. тр. - Новосибирск, 1982. - Т. 13 - №3. - С. 13-28.
27. Николаевский В. Н. Пространственное осреднение и теория турбулентности // Вихри и волны: Сб. статей. Пер. с англ. - М: Мир, 1984.-С. 266-330.
28. Монин А. С., Яглом А. М. Статистическая гидромеханика (теория турбулентности). Т.1. - С-Пб.: Гидрометеоиздат, 1992. - 693 с.
29. Веригин А. Н., Ермаков А. С., Шашихин Е. Ю. Методика оценки состояния гетерогенных сред//ЖПХ. -1994. -Т.67.-№9. - С. 1561-1562.
30. Олемской А. Н., Флат А. Я. Использование концепции фрактала в физике конденсированной среды //УФН. - 1993. - Т. 163. - № 12. - С. 1-50.
31. Елеец Е. П., Новоселова А. Э., Полуэктов П. П. In situ - определение фрактальной размерности аэрозольных частиц / УФН. - 1994. - Т.64. -№9. - С. 959-967.
32. Мун Ф. Хаотические колебания: Вводный курс для научных работников и инженеров: Пер. с англ. - М.: Мир, 1990. - 312 с.
31. Сыромятников С. Н. Фрактальная размерность при рэлейтейлоровской неустойчивости. // Механика жидкости и газа,-1993.- №2.-С.162-163.

2.2. Процессы переноса вещества и теплоты при подводе внешней энергии к жидким средам

Среди процессов переноса при подводе внешней энергии в роторных аппаратах наибольший интерес представляют три.

Первый - перенос пассивной примеси, вызванный молекулярной диффузией и конвекцией при ламинарных течениях, или турбулентной и молекулярной диффузией - при турбулентном течении. Моделирование переноса пассивной примеси сводится к определению с требуемой точностью распределения компонентов в аппарате, а также времени достижения этого распределения.

Второй - массоперенос в пограничных слоях на поверхности твердых частиц, капель жидкости или пузырьков газа. Конечной целью описания массопереноса в этом случае является нахождение коэффициента массоотдачи.

Третий - перенос теплоты в пограничных слоях на твердой поверхности. В этом случае обычно ограничиваются определением коэффициента теплоотдачи от поверхности.

Далее мы рассмотрим основные методы моделирования переноса в роторных аппаратах.

Перенос пассивной примеси. В случае, если жидкая среда представляет собой смесь компонентов, то перемешивание приводит к изменению с течением времени *распределения их концентрации*. Изменение количества вещества в некотором объеме жидкости описывается уравнением

$$\frac{\partial(\rho X)}{\partial t} = -\text{div}(\rho XU) - \rho D \Delta X \quad (2.3)$$

где X - концентрация компонента, U - скорость потока жидкости, D - коэффициент молекулярной диффузии, ρ - плотность компонента.

Определяя скорость U из уравнений гидродинамики для ламинарного течения, либо для вихрей Тейлора возможно получить распределение компонентов в потоке. Но этот метод непосредственного решения не нашел широкого инженерного применения из-за своей трудоемкости. Хотя широкое применение современной вычислительной техники может существенно изменить эту ситуацию.

В большинстве практических задач ограничиваются упрощенным описанием полей скоростей в аппарате. Поэтому оказывается допустимым, особенно для аппаратов с интенсивным движением жидкости, зависимость (2.3) аппроксимировать одномерной диффузионной моделью вида

$$\frac{dX}{dt} = D^* \frac{d^2 X}{dl^2}$$

где D^* - эффективный коэффициент диффузии.

Тогда описание переноса пассивной примеси при перемешивании сводится к определению этого эффективного коэффициента диффузии.

В условиях ламинарного безвихревого течения перенос в осевом и радиальном направлениях в роторных аппаратах практически не зависит от скорости вращения ротора, так как оно характеризуется только сдвигом слоев жидкости без конвективных потоков. В этом случае эффективный коэффициент диффузии равен коэффициенту молекулярной диффузии.

Появление вихрей Тейлора приводит к существенному изменению перемешивания. Вихревые тороидальные элементы обеспечивают энергичный перенос примеси в радиальном и окружном направлениях. А возникновение волнистых вихрей способствует также и перемешиванию в осевом направлении.

В работе [1] предлагается представлять пару вихрей как каскад объемом $V_{\Sigma} = \pi \Delta l (h^2 + 2Rh)$ последовательно соединенных аппаратов идеального перемешивания с петлей рециркуляции. Для такой модели эффективный коэффициент диффузии определяется в виде

$$D^* = 2,39 \cdot 10^{-4} \nu \text{Re} \frac{\pi^2 (2R+h)^2}{h^2} \quad (2.4)$$

Время необходимое для получения однородного распределения концентрации примеси в вихре определяется

$$t_m = \frac{7,25 \cdot 10^4}{\text{Re}} \sqrt{\frac{R}{h}} \quad (2.5)$$

В случае двухфазной системы (жидкость - твердое) получено

$$D^* = 3,98 \cdot 10^{-4} \nu \text{Re} \frac{\pi^2 (2R+h)^2}{h^2} \quad (2.6)$$

И время перемешивания

$$t_m = \frac{4,35 \cdot 10^4}{\text{Re}} \sqrt{\frac{R}{h}} \quad (2.7)$$

Формулы (2.4) - (2.7) применимы для гладких роторов при $\text{Re} \sqrt{h/R} < 870$.

Режим волнистых вихрей, характеризующийся узкой областью устойчивости, вряд ли может использоваться в роторных аппаратах и процессы переноса в нем практически не исследовались.

Сложность турбулентного потока при наличии когерентных структур обуславливает сложность процессов переноса в нем.

Классические модели переноса используют представление о непрерывной, качественно однородной среде. Однако даже простые наблюдения приводят к выводу, что переносимая при перемешивании субстанция имеет форму локализованных структур, возникающих, движущихся и взаимодействующих между собой. Эти структуры могут иметь как резко обозначенные (как в суспензиях и эмульсиях), так и размытые (как в растворах) границы. Математическое описание эволюции таких структур связано со специальным классом решений квазилинейных параболических уравнений. Этот класс задач характеризуется локализацией и конечной скоростью распространения возмущений, то есть носитель решения есть замкнутое подмножество области, в которой решается задача, и меняется со временем таким образом, что его граница движется в пространстве с некоторой конечной скоростью.

Решение этих уравнений, моделирующих эволюцию этих диссипативных структур, позволяет, в принципе, описать процессы переноса. В работах [2, 3] предлагается метод построения асимптотических локализованных решений уравнений переноса, в том числе и в трехмерном случае, для некоторых задач

теплопроводности и процессов, основанных на взаимодействии тонких пленок жидкости с твердой поверхностью.

Но указанный метод, как и предлагаемые в [4, 5], ввиду сложности используемого математического аппарата не нашел пока инженерного применения для расчетов роторных аппаратов. Поэтому остаются актуальными эмпирические и полуэмпирические модели переноса, хотя они относятся к конкретным типам аппаратов [6, 7, 8].

Большое количество экспериментальных исследований перемешивания для турбулентного режима в аппаратах с дисковым ротором обобщено в [9]. Получено, что в общем случае $D^* = D_t \sim \omega R$. Для аппарата с ротором, представленным набором дисков, предлагается следующая зависимость

$$D^* = 0,0192nD_p \left(\frac{D_p}{D_k} \right)^{2/3} \left(\frac{D_s}{D_k} \right) H \quad (2.8)$$

где D_t – коэффициент турбулентной диффузии (продольного перемешивания); D_p – диаметр ротора; D_k – диаметр корпуса; D_s – диаметр статорных колец (если они есть в конструкции, если их нет $D_s = D_k$); H – высота ячейки; n – частота вращения ротора, об/с.

В работе [10] на основе статистического анализа большого числа исследований получено следующее выражение для коэффициента продольного перемешивания в двухфазных системах

$$D^* / \nu = 6,5 \text{Re}^{0,987} \phi^{0,814} \left(\frac{\mu + \mu_d}{2/3\mu + \mu_d} \right)^{3,89} \quad (2.9)$$

где ϕ – удерживающая способность по дисперсной фазе; μ, μ_d – коэффициенты динамической вязкости сплошной и дисперсной фаз соответственно.

Как видно из этой формулы, коэффициент D^* , в отличие от (2.8) нелинейно зависит от числа Рейнольдса. Но вызывает сомнение тот факт, что по (2.9) продольное перемешивание должно интенсифицироваться с ростом вязкости сплошной фазы.

Перенос пассивной примеси в турбулентном потоке при других конструкциях роторов изучен крайне слабо.

Значительно больший прогресс, достигнут в изучении переноса при растворении твердой фазы.

Массоперенос в пограничных слоях на поверхности твердых частиц. Среди массообменных процессов в системе твердое тело - жидкость растворение частиц занимает важное место. При растворении изменяется диаметр частиц, межфазная поверхность и движущая сила, а скорость процесса существенно зависит от гидродинамических условий.

Следует отметить, что имеющиеся в литературе данные, относящиеся к растворению, обобщены, как правило, в виде эмпирических или полуэмпирических уравнений [6, 11-14]. Наиболее важным вопросом при этом является определение величины коэффициента массоотдачи β , который зависит от гидродинамических условий процесса. В настоящее время имеется значительное коли-

чество работ, посвященных его определению для случая растворения частиц, взвешенных в турбулентном потоке жидкости, в частности в аппаратах с механическими перемешивающими устройствами и роторами. Наиболее часто при этом данные по растворению обобщаются соотношениями вида [15]

$$\beta \cdot l / D = A \cdot \text{Re}^{\alpha_1} \cdot \text{Sc}^{\alpha_2} \quad (2.10)$$

где l – характерный размер, в качестве которого используют диаметр частицы, диаметр аппарата или диаметр ротора; D – коэффициент молекулярной диффузии; $\text{Re} = nD_m^2 / \nu$ (n – частота вращения перемешивающего устройства или ротора, D_m – его диаметр, ν – кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$); Sc – число Шмидта; A , α_1 , α_2 – эмпирические константы.

Например, в [6] рекомендуется следующее выражение для $10^2 < \text{Sc} < 10^5$ и $40 < ud / \nu < 2,5 \cdot 10^4$

$$\frac{\beta D_m}{D_x} = 9 \cdot 10^2 (ud / \nu)^{0,15} \text{Sc}^{0,08} \quad (2.11)$$

где u – окружная скорость перемешивающего устройства; d – диаметр частиц.

Однако эти уравнения характеризуются относительно узкой областью применения и получены для некоторых типов перемешивающих устройств. Применительно к роторным аппаратам, особенно при диссипируемой энергии значительно больше 1 Вт/кг, данные по растворению практически отсутствуют.

В работе [16] на основании изучения растворения образцов, запрессованных в гладкий ротор, получена зависимость, связывающая число Нуссельта с коэффициентом гидравлического сопротивления ротора

$$\sqrt{\frac{c_f}{2}} = 8,68 \frac{Nu}{\text{Re Sc}^{0,5}} \quad (2.12)$$

Однако указанные исследования проводились на коротком роторе, длина которого была меньше диаметра, что ставит под сомнение возможность применения (2.12) к аппаратам с длинными роторами. Кроме того (2.12) связывает параметры, которые для других типов роторов должны определяться дополнительно. Однако есть определенные трудности при расчете коэффициента гидравлического сопротивления для роторов сложной формы. В связи с этим вряд ли можно признать данный подход перспективным для моделирования процессов в роторных аппаратах.

Главным же недостатком попыток установить соответствие между гидравлическим сопротивлением и характеристиками процессов переноса является излишняя формализация этого соответствия. Обычно ищется статистическая связь между критериями подобия, без достаточного учета физической природы исследуемых величин. Все характеристики процесса, в том числе гидравлическое сопротивление контактных устройств или ротора и коэффициенты переноса, определяются энергетическим воздействием. Поэтому поиск зависимости между этими величинами, непосредственно не связанными между собой, является непродуктивным.

Имеющиеся данные дают основание считать, что на величину коэффициента массоотдачи при подводе внешней энергии в систему могут оказывать

влияние три основных фактора: движение частиц относительно жидкости под действием силы тяжести или массовых сил, их проскальзывание под действием турбулентных пульсаций, и, наконец, нарушение структуры пограничного слоя на поверхности частиц под действием мелкомасштабной турбулентности. При этом определяющее влияние оказывает проникновение мелкомасштабных пульсаций в пограничный слой.

Поскольку коэффициент массоотдачи главным образом зависит от скорости жидкости, поверхности массообмена и от уровня турбулизации жидкости, то логично искать корреляционное соотношение, которое включает в качестве параметра мощность, приходящуюся на единицу массы среды - скорость диссипации энергии. Это особенно важно, так как подводимая мощность представляет непосредственный интерес для инженера-конструктора.

Из теории изотропной турбулентности Колмогорова следует, что кинетическая энергия, сообщаемая перемешивающим органом или ротором, в основном расходуется на вязкое взаимодействие мельчайших вихрей, турбулентное движение которых изотропно. Эта область энергетического спектра не определяется геометрическими характеристиками аппарата и зависит только от подводимой мощности [17].

Ряд специалистов высказываются в пользу применимости представлений Колмогорова к гидродинамической обстановке, существующей в аппаратах с перемешиванием, в которых имеются взвешенные частицы. При сопоставлении теории с опубликованными данными возникали трудности, поскольку немногие исследователи измеряли подводимую мощность одновременно с проведением опытов по массообмену. В [15] приведены некоторые данные позволяющие судить о взаимосвязи массоотдачи при растворении твердых частиц в зависимости от диссипируемой энергии. Но они носят чисто эмпирический характер и, в связи с этим, не могут быть перенесены на роторные аппараты.

В работе [18] предложена теоретическая модель, представляющая коэффициент массоотдачи, которая основана на модели периодически обновляющегося подслоя Пинчевского и Сайдемана, и теории изотропной турбулентности Колмогорова

$$\beta = 0,138(\varepsilon\nu)^{0,25} Sc^{-2/3} \quad (2.13)$$

где ε – скорость диссипации энергии, Вт/кг.

В работе [19] предлагается зависимость

$$\beta = 0,267(\varepsilon\nu)^{0,25} Sc^{-3/4} \quad (2.14)$$

Так как в (2.13) и (2.14) не входят параметры, относящиеся к конструкции аппарата, то они могут быть использованы и для моделирования роторных аппаратов.

Однако подход, использующий скорость диссипации энергии в качестве главного критерия подобия процесса растворения, не может объяснить тот факт, что в аппаратах с большими медленно вращающимися мешалками растворение происходит более эффективно, чем с быстро вращающимися мешалками малого диаметра. В связи с этим ряд авторов предлагают использовать крите-

рий подобия вида $\varepsilon \cdot D_m$. Однако теоретическое обоснование этого подхода, приведенное например в [11], не является убедительным.

Указанная проблема была разрешена благодаря исследованиям, проведенным Барабашем В. М., Куловым Н. Н. и др. [12, 19]. Они показали, что коэффициент массоотдачи определяется не средним, а локальным значением скорости диссипации энергии. Предложенный ими подход, является в настоящее время наиболее перспективным для моделирования растворения в аппаратах с механическим перемешиванием. Для его реализации необходимо установить способ определения локального значения скорости диссипации. До настоящего времени эта задача применительно к роторным аппаратам не была решена.

Таким образом, процессы переноса вещества в роторном аппарате могут быть представлены в виде зависимостей от диссипируемой энергии при условии определения способа расчета локального значения скорости диссипации.

На основании проведенного анализа методов описания процессов, связанных с перемешиванием жидкостей в роторных аппаратах, можно сделать следующие выводы:

- моделирование процессов переноса вещества в условиях ламинарного режима течения не представляет особых сложностей, и может быть осуществлено для роторов любых конструкций как на основе численных методов описания гидродинамики, так и на основе обобщения эмпирических данных;

- для турбулентного режима представляется целесообразной разработка полуэмпирической модели, описывающей динамику процессов переноса в роторных аппаратах, использующей в качестве основного параметра скорость диссипации энергии (диссипируемую энергию).

Главной задачей является установление взаимосвязи между закономерностями тепло- массопереноса и гидродинамическими параметрами, в первую очередь со скоростью диссипации энергии в потоке. В настоящее время эта задача в полной мере может считаться решенной только для ламинарных течений.

Отсутствие теории турбулентности обуславливает сложность инженерного описания перемешивания в турбулентных потоках. Известные из литературы зависимости носят либо чисто эмпирический характер, либо относятся к типам течений, редко реализуемым в промышленных аппаратах. Очевидно, что теоретические предпосылки инженерного описания турбулентности в современных роторных аппаратах должны быть связаны как с параметрами, характеризующими аппарат, так и с величинами, определяющими фундаментальные свойства турбулентности: масштабом турбулентных пульсаций, локальной скоростью диссипации энергии, фрактальной размерностью поля диссипации энергии.

Моделирование массопереноса в газожидкостных системах.

Перенос вещества внутри фаз в газожидкостной системе может происходить за счет молекулярной, конвективной или турбулентной диффузий. В неподвижной среде или в среде, в которой фазы движутся с очень малой относительной скоростью, перенос происходит только за счет молекулярной диффузии. При этом диффузия является следствием хаотического движения молекул. Этот процесс, в первом приближении, описывается законом Фика [20].

$$j = -D \cdot \text{grad}C \quad (2.15)$$

где D – коэффициент молекулярной диффузии; J – поток переносимого вещества; $\text{grad}C$ – градиент концентраций.

Коэффициент молекулярной диффузии в данном случае характеризует способность вещества проникать в неподвижную среду [21] и зависит только от термодинамических параметров. Для его определения можно воспользоваться методиками расчета или экспериментальными данными, предложенными в работах [22, 23].

В движущейся среде перенос вещества может происходить как за счет молекулярной диффузии, так и за счет самой среды (конвективной диффузии). В общем случае, при постоянном коэффициенте диффузии и несжимаемой среде, этот процесс описывается следующим уравнением [24]

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \nabla^2 C - \bar{U} \text{grad}C - N_K \quad (4)$$

где C – концентрация целевого компонента; \bar{U} – усредненная скорость течения; N_K – расход компонента на реакцию в единице объема за единицу времени.

При турбулентном движении перенос вещества в направлении, перпендикулярном основному потоку, происходит в основном за счет перемещения макроскопических элементов жидкости, которые вызываются турбулентными пульсациями. Для развитых турбулентных течений перенос вещества за счет конвективной и турбулентной диффузии становится преобладающим, что позволяет пренебречь молекулярной диффузией.

По аналогии с молекулярной диффузией, поток переносимого вещества в турбулентном течении может быть определен через коэффициент турбулентной диффузии D_t [22]

$$j = -D_t \cdot \text{grad}C \quad (2.17)$$

Учет турбулентной диффузии изменит форму записи дифференциального уравнение диффузии (2.16)

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = (D + D_e) \nabla^2 C - \bar{U} \text{grad}C - N_K \quad (2.18)$$

Однако решение уравнений 2.16, 2.18 в общем виде является трудной задачей, которая до сих пор нерешена. При этом для описания массопереноса обычно используют упрощенные модели, основанные на следующих допущениях:

- общее сопротивление переносу вещества из одной фазы в другую складывается из сопротивления двух фаз и сопротивления поверхности раздела фаз, причем сопротивлением поверхности раздела можно пренебречь;

- на поверхности раздела, фазы находятся в равновесии вследствие того, что равновесие на границе фазы устанавливается значительно быстрее, чем изменяется средняя концентрация в ядре фазы.

Одной из наиболее простых существующих моделей является *двухплечная модель*, предложенная Льюисом и Уитменом. Она основана на предположениях, принимаемых при растворении твердых тел.

В этой модели предполагается, что с обеих сторон границы раздела фаз образуются неподвижные или ламинарные пленки, которые отделяют поверхность соприкосновения от турбулентного ядра потока. Концентрация компонента в ядре потока принимается постоянной, а массоперенос рассматривается, как молекулярная диффузия вещества через неподвижную пленку толщиной δ . Предполагается, что такой процесс является стационарным. Тогда в рамках этой модели уравнение (2.16) для переноса в одном направлении (например, по оси z) принимает вид

$$D \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} = 0 \quad (2.19)$$

Решение уравнения (2.19) с учетом граничных условий приводит к выражению

$$\beta = \frac{D}{\delta} \quad (2.20)$$

Основным недостатком двухпленочной модели является то, что она дает зависимость коэффициента массоотдачи β от коэффициента диффузии D в первой степени, что не подтверждается многочисленными исследованиями [25 - 30]. Также двухпленочная модель не дает количественных зависимостей для определения толщины пленки, а это делает невозможным нахождение значения β .

Свое дальнейшее развитие двухпленочная модель получила в *модели турбулентного пограничного слоя*, описывающего перенос между фиксированной поверхностью и турбулентным потоком жидкости.

Процесс, как и в двухпленочной модели, считается стационарным, но при этом не пренебрегают конвективной составляющей в уравнении (2.16). Тогда модель описывается уравнением следующего вида:

$$D \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} = U \frac{\partial C}{\partial y} \quad (2.21)$$

где y – направление движения среды у границы раздела фаз.

Согласно этому уравнению вблизи поверхности раздела существует область турбулентного пограничного слоя, в которой происходит затухание турбулентных пульсаций по мере приближения к поверхности. При этом коэффициент турбулентной диффузии уменьшается и у самой поверхности становится равным нулю.

В данном случае понятие турбулентного пограничного слоя эквивалентно понятию пленки в двухпленочной модели. Отличие состоит в том, что турбулентный пограничный слой не обладает четко выраженной границей. Соотношение между толщинами диффузионного δ и турбулентного δ' пограничных слоев описывается выражением

$$\delta = \delta' \cdot Sc^{1/m} \quad (2.22)$$

где m – показатель степени, отражающий закон затухания турбулентности вблизи границы раздела фаз.

Тогда, с учетом (2.22), решение уравнения (2.21) приводит к следующему выражению для коэффициента массоотдачи

$$\beta = \frac{D}{\delta'} Sc^{1/m} \quad (2.23)$$

Модель турбулентного пограничного слоя развивалась в основном применительно к границе жидкость - твердая стенка. Однако, в [24] показано, что действующие на свободной поверхности жидкости силы поверхностного натяжения гасят турбулентные пульсации вблизи этой поверхности, действуя аналогично твердой стенке. Это позволяет использовать модель и для описания массопереноса в газожидкостных системах. Так, в литературе [31] приводятся следующие значения для показателя степени m : для границы жидкость – твердая стенка $m = 3$, а для границы жидкость – газ $m = 2$.

Тем не менее, для определения коэффициента массоотдачи по модели турбулентного пограничного слоя надо знать толщину турбулентного пограничного слоя – δ' , которая определяется гидродинамическими условиями. Определение этой величины при развитой турбулентности в газожидкостных потоках связано со значительными трудностями, поэтому сама по себе модель непригодна для предсказания значения коэффициента массоотдачи. Поэтому для описания массообмена в газожидкостных систем такая модель может быть использована совместно с гидродинамической аналогией [22].

Как уже упоминалось, рассмотренные модели применимы в случаях, когда протекающий процесс является установившемся и массоперенос не зависит от времени (т. е. является стационарным). Однако многие промышленные газожидкостные контактные аппараты работают в условиях повторяющегося кратковременного контакта двух фаз; причем, время этого контакта слишком мало, чтобы достигалось стационарное состояние. Хигби разработал *теорию проникания*, которая описывает нестационарный характер диффузии, протекающей возле границы раздела фаз со стороны жидкости.

В модели проникания предполагается, что турбулентные пульсации постоянно подводят к поверхности раздела фаз свежую жидкость и смывают порции жидкости, уже прореагировавшие с газом. Вследствие этого, каждый элемент поверхности взаимодействует с газом в течение времени τ . При этом принимается, что за время контакта массоперенос в элементе происходит за счет нестационарной диффузии с такой же скоростью, что и при диффузии в неподвижный слой бесконечной глубины. В этом случае дифференциальное уравнение молекулярной диффузии рассматривают в виде

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \quad (2.24)$$

с граничными условиями:

$$\begin{cases} z = 0 & \tau \geq 0 & C = C^* \\ z = \infty & \tau \geq 0 & C = C_0 \\ z > 0 & \tau = 0 & C = C_0 \end{cases} \quad (2.25)$$

где C^* – равновесная концентрация на границе раздела фаз; C_0 – начальная концентрация целевого компонента в ядре жидкости.

Для коэффициента массоотдачи по сплошной фазе Хигби получил формулу:

$$\beta = 2\sqrt{\frac{D}{\pi \cdot \tau_0}} \quad (2.26)$$

где τ_0 – время контакта фаз, принимаемое постоянным для всех элементов поверхности.

Основное достоинство модели Хигби заключается в том, что она дает соотношение $\beta \sim D^{0.5}$, которое хорошо согласуется со многими экспериментальными работами. Однако она не учитывает явным образом конвективный массообмен и отражает больше качественную, а не количественную сторону процесса.

Идеи модели проникновения Хигби получили дальнейшее распространение в работах Кишиневского и Данквертса.

Кишиневский полагая, что массоперенос в пленке осуществляется путем турбулентной диффузии и что коэффициент диффузии в пленке постоянен, получил для коэффициента массоотдачи зависимость аналогичную формуле Хигби (2.26). Отличие заключается в том, что в качестве коэффициента диффузии D использовался коэффициент турбулентной диффузии D_t . Время контакта фаз по модели Кишиневского предлагается определять для одиночных пузырьков как время прохождения пузырьком расстояния, равного его радиусу, а для капель в распылительных колоннах как величину времени между столкновениями капель друг с другом и о стенку аппарата.

Данквертс предложил модель обновления поверхности, согласно которой свежие элементы среды остаются в контакте с поверхностью в течение различных промежутков времени, которые могут быть любыми в пределах от нуля до бесконечности. При предположении, что скорость обновления поверхности s остается постоянной и не зависит от времени существования поверхности, решение дифференциального уравнения диффузии (2.16) приводит к следующему выражению:

$$\beta = \sqrt{D \cdot s} \quad (2.27)$$

Необходимо отметить, что предложенные модели подтверждают пропорциональность $\beta \sim D^{0.5}$.

На сегодняшний день существует достаточно большое множество подобных моделей, более подробно о которых можно узнать в соответствующей литературе [22, 31]. Наиболее интересной из них представляется модель предложенная Пинчевским и Сайдеманом [32].

Пристеночную область авторы рассматривают состоящей как бы из мозаики участков, периодически замещающихся при образовании частично установившихся и частично неуставившихся пограничных слоев. Предполагается, что среда может обновиться полностью только случайно, поэтому вблизи стенки трубки появляется тонкий слой из рассматриваемой среды, который обновляется не часто. На основе представлений модели и решении уравнения переноса импульса было получено выражение

$$Sh = A Re^{9/10} Sc^m \quad (2.28)$$

где m – показатель степени, который изменяется от 1/3 до 1/2, что хорошо объясняется результатами экспериментальных работ [33].

Преимуществом этой модели является то, что в ней используются лишь константы, определяемые из механики жидкостей и газов, при этом не требуется измерение коэффициента массообмена.

На качественно новом уровне массоперенос может быть рассмотрен с точки зрения теории локально-изотропной турбулентности Колмогорова. Так, используя положения этой теории и представления об обновлении поверхности массообмена, Леймонт и Скот [34] получили соотношение для коэффициента массопередачи k в котором в качестве корреляционного параметра используется подводимая к жидкости мощность

$$k \sim Sc^{-1/2}(\varepsilon\nu)^{1/4} \quad (2.29)$$

где ε – скорость диссипации энергии выраженная в Вт/кг.

Подобная взаимосвязь была также установлена в ряде отечественных и зарубежных работ [18-19, 35-36] при исследовании массообмена в аппаратах с внешним подводом энергии.

Хотя ни одну из описанных выше моделей механизма переноса вещества нельзя считать достаточно полной, они могут быть полезными при получении соотношений для определения коэффициентов массоотдачи.

В отдельных случаях, когда движение жидкости в фазах носит ламинарный характер и поле скоростей известно, расчет массопереноса можно осуществить, исходя из решения полного уравнения диффузии (2.16). Этот подход в последние годы находит все большее применение благодаря возможностям эффективного использования средств современной вычислительной техники.

Нестационарный массообмен при диспергировании жидкости в дисковой насадке

При работе дисковой насадки в роторном аппарате образуется газожидкостной слой, состоящий из мелких капель жидкости диспергированных в рабочем объеме. Пользуясь понятием о поверхности раздела фаз S_F , запишем уравнение массопередачи выраженное в концентрациях жидкой фазы.

$$\frac{dM}{d\tau} = k_x S_F \Delta_x \quad (2.30)$$

где Δ_x – мгновенная движущая сила процесса, определяемая как разность концентраций $\Delta_x = x^* - x$; x^* – равновесная концентрация целевого компонента в жидкости; x – текущая концентрация целевого компонента.

Величина k_x представляет собой коэффициент массопередачи отнесенный к концентрациям жидкости, и определяется из закона аддитивности фазовых сопротивлений

$$\frac{1}{k_x} = \frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \quad (2.31)$$

где m – константа фазового равновесия.

Отношения $\frac{1}{k_x}$, $\frac{1}{m\beta_y}$ и $\frac{1}{\beta_x}$ являются сопротивлениями массообмену, соответственно: общее сопротивление, сопротивление в газовой фазе и сопротивление в жидкой фазе. В частности для плохо растворимых газов (к таковым отно-

сится и CO_2) значение m очень велико и сопротивление в основном сосредоточено в жидкой фазе. При этом $\frac{1}{\beta_x} \gg \frac{1}{m\beta_y}$ что позволяет принять $k_x \approx \beta_x$

Тогда уравнение (2.30) можно записать следующим образом

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta_x S_{\text{кап}} (x^* - x) \quad (2.32)$$

где $S_{\text{кап}}$ – поверхность капли.

Уравнение (2.32) определяет поток вещества через поверхность капли $S_{\text{кап}}$. С другой стороны, это же количество вещества экстрагируется в объеме капли $V_{\text{кап}}$ за промежуток времени $d\tau$

$$\frac{dM}{d\tau} = V_{\text{кап}} \frac{dx}{d\tau} \quad (2.33)$$

Если принять форму капли шарообразной и вычесть из выражения (2.32) выражение (2.33), то получим:

$$\frac{dx}{x^* - x} = \frac{6}{\delta_{\text{кап}}} \beta_x d\tau \quad (2.34)$$

где $\delta_{\text{кап}}$ – диаметр капли

Проинтегрируем уравнение (2.34) с учетом следующих начальных условий

$$\begin{aligned} \tau &= 0 \\ x &= x_0 \end{aligned} \quad (2.35)$$

и преобразуем относительно коэффициента массоотдачи:

$$\beta_x = -\frac{\delta_{\text{кап}}}{6\tau} \ln(\bar{C}) \quad (2.36)$$

Где $\bar{C} = \frac{x^* - x}{x^* - x_0}$ – относительная доля целевого компонента, находящегося в

капле.

Для десорбции величина \bar{C} представляет собой отношение вещества оставшегося в капле к максимально возможному извлечению. Ее определение возможно при решении полного уравнения диффузии (2.16).

При решении осесимметричных задач, связанных с массопереносом в каплях, дифференциальное уравнение диффузии удобно рассматривать в сферических координатах r и θ . Тогда уравнение (2.16) в безразмерных величинах запишется в виде [37]:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial Fo} + \frac{Pe}{2} \left(u_r \frac{\partial \bar{C}}{\partial r} + \frac{u_\theta}{r} \frac{\partial \bar{C}}{\partial \theta} \right) = \nabla_{r,\theta}^2 \bar{C} \quad (2.37)$$

где Fo, Pe – диффузионные критерии Фурье и Пекле, соответственно; $\nabla_{r,\theta}^2$ – оператор Лапласа в сферических координатах; u_r, u_θ – безразмерные скорости потока для координат r и θ .

Если в начальный момент времени концентрацию растворенного в капле вещества принять постоянной по всему объему, то начальное и граничное условия можно записать следующим образом

$$\begin{cases} \bar{C} = 1, & Fo = 0 \\ \bar{C} = 0, & r = 1 \\ \bar{C} \neq \infty, & r = 0 \end{cases} \quad (2.38)$$

Кроме этого для решения уравнения (2.37) необходимо знать точные значения компонентов скорости жидкости внутри капли. Однако для капель, размер которых достаточно мал, значение критерия Пекле стремится к нулю. Тогда массообмен будет описываться уравнением нестационарной молекулярной диффузии, решение которого можно получить обычным разделением переменных.

Таким образом, относительная доля вещества в капле, достигнутая за время τ определяется выражением

$$\bar{C} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp\left(-\frac{4n^2\pi^2 D\tau}{\delta_{\text{кап}}^2}\right) \quad (2.39)$$

Из (2.37) и (2.39) видно, что интенсивность массообмена целиком зависит от диаметра капли и времени ее существования. При высокоинтенсивном процессе образования и дробления капель в роторном аппарате среднее время их жизни будет пропорционально времени, за которое капля пройдет расстояние соизмеримое со своим диаметром. Зная скорость движения капли $U_{\text{кап}}$, время ее жизни определится из выражения

$$\tau = A_{\tau} \frac{\delta_{\text{кап}}}{U_{\text{кап}}} \quad (2.40)$$

где A_{τ} - коэффициент пропорциональности

Для определения скорости капли можно использовался подход, применяющийся при расчете роторных колонн Киришбаума-Штора [38], так как механизм распыла жидкости в них подобен механизму распыла в роторных аппаратах. В связи с этим скорость капли можно принять равной 80 % от окружной скорости кромки вращающегося диска

$$U_{\text{кап}} = 0,4 D_{\text{д}} \omega \quad (2.41)$$

где ω – угловая скорость вращения ротора, рад/с; $D_{\text{д}}$ – диаметр перфорированного диска или диаметр внутреннего радиуса контактного устройства, м.

Полученные уравнения применимы для описания массоотдачи в отдельно взятой капле. При массообмене в газожидкостном слое поверхность раздела фаз определяется суммой поверхностей капель, находящихся в этом слое. Поэтому приведенные выше выражения можно использовать и для описания массопереноса в двухфазной системе. Однако действительную поверхность контакта в данном случае определить довольно сложно, что вызывает потребность в иной форме записи коэффициента массопередачи.

На практике часто пользуются условными коэффициентами массопередачи, отнесенными, например, к единице рабочего объема аппарата $V_{\text{ан}}$. В этом случае площадь поверхности контакта фаз S_{F} записывают в виде

$$S_{\text{F}} = V_{\text{ан}} \cdot a \quad (2.42)$$

где a - удельная поверхность контакта фаз (поверхность, приходящаяся на единицу рабочего объема аппарата).

Тогда уравнение массопередачи (2.30) можно записать в следующей форме

$$\frac{\partial M}{\partial \tau} = k_x a V_{an} \Delta_x \quad (2.43)$$

Комплекс $k_x a$ называют объемным коэффициентом массопередачи k_{Vx} . По аналогии можно записать выражение, определяющее объемный коэффициент массоотдачи

$$\beta_{Vx} = \beta_x a \quad (2.44)$$

Для расчета удельной поверхности контакта фаз необходимо знать долю дисперсной фазы в газожидкостном слое φ и диаметр образующихся капель [31]

$$a = \frac{6\varphi}{\delta_{кан}} \quad (2.45)$$

В литературных источниках [39-43] приводятся различные зависимости для определения доли дисперсной фазы в двухфазных потоках, которые, однако, могут быть обобщены уравнением следующего вида

$$\varphi = \frac{U_{дисн}}{B(U_{сн} + U_{дисн})} \quad (2.46)$$

где $U_{дисн}$ и $U_{сн}$ - скорости дисперсной и сплошной фазы, соответственно; B - коэффициент пропорциональности, учитывающий степень взаимного распределения фаз (по различным данным имеет значения от 0,9 до 1,2).

В нашем случае сплошной фазой является газ, а дисперсной - жидкость. Так как предполагается, что частицы жидкости будут достаточно равномерно распределяться в газожидкостном слое, значение коэффициента B можно принять равным 1. Учитывая встречное движение фаз в аппарате, их скорости можно заменить соответствующими объемными расходами, и тогда доля дисперсной фазы будет вычисляться по формуле

$$\varphi = \frac{L}{G + L} \quad (2.47)$$

Размер образующихся капель зависит от разности динамических напоров, которые ее деформируют, а также от поверхностного натяжения, проявляющегося в возникновении капиллярного давления, препятствующего деформации. Согласно полученному в работе [44] теоретическому уравнению, диаметр капель связан с величиной скорости диссипации энергии в рабочем объеме аппарата

$$\delta_{кан} = 3,5 \left(\frac{\sigma}{\rho_{жс}} \right)^{0,6} \left(\frac{\varepsilon_V}{\rho_{жс} \varphi} \right)^{-0,4} \quad (2.48)$$

где σ - коэффициент поверхностного натяжения; ε_V - среднее значение скорости диссипации энергии в рабочем объеме аппарата, Вт/м³.

Так как диаметр капель входит в выражения и для определения коэффициента массоотдачи (2.36), и для определения удельной поверхности контакта фаз

(2.45), то объемный коэффициент массоотдачи k_{Vx} - будет являться функцией от скорости диссипации энергии.

На рис. 2.2 представлены расчетные зависимости объемного коэффициента массоотдачи от скорости диссипации энергии для случая десорбции двуокиси углерода из воды в воздух. При построении предполагалось, что скорость капель равна приблизительно 8 м/с, а коэффициент пропорциональности в выражении (2.40) может принимать значения от 0,5 до 2. Полученные зависимости позволяют оценить порядок ожидаемых значений объемного коэффициента массоотдачи.

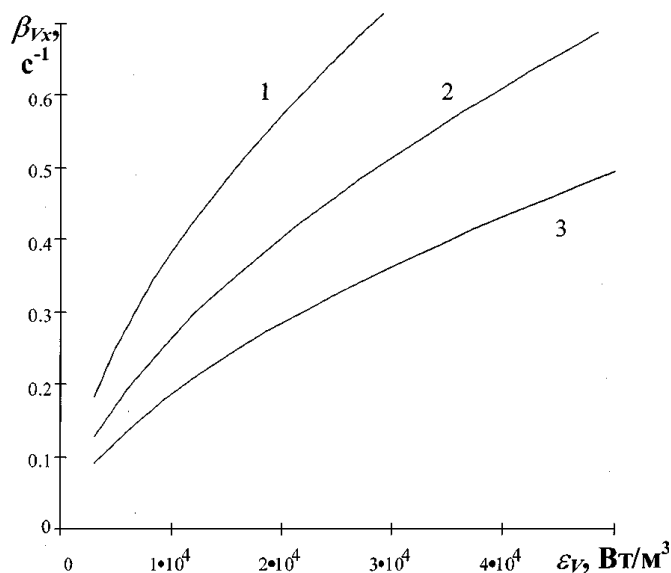


Рис. 2.2. Расчетные зависимости коэффициента массоотдачи от скорости диссипации энергии для разных значений коэффициента пропорциональности в выражении (2.40): 1 - $A_r = 0,5$; 2 - $A_r = 1$; 3 - $A_r = 2$.

Таким образом, на основании анализа нестационарного массообмена в контактном устройстве роторного аппарата можно заключить, что его интенсивность зависит от гидродинамических факторов системы и от вводимой в эту систему энергии. Причем скорость диссипации энергии в рабочем объеме аппарата должна достигать порядка 10-50 кВт/м³. Поэтому для полного обоснования возможности эффективного применения роторного аппарата в химических производствах необходимо рассмотреть вопросы связанные с моделированием гидродинамической обстановки в контактных устройствах.

Литература:

1. Laboratory liquid-solid reactor in heterogeneous catalysis./Maruyama T., Yoschida Z.-L, Miki S. // J. Chem. Eng. Jap. - 1985. - V.18. - №6. - P. 515-519.
2. Маслов В. П. Когерентные структуры и асимптотическая неединственность для уравнений Навье-Стокса при больших числах Рейнольдса//УМН. - 1986. - Т. 41. - Вып. 6 (252). - С. 19-35.

3. Маслов В. П., Данилов В. Г., Волосов К. Л. Математическое моделирование процессов тепло- и массопереноса. Эволюция диссипативных структур. - М.: Наука, 1987. - 352 с.
4. Исследование теплообмена в роторных аппаратах. / Романов Н. А., Варенцов И. А., Щупляк И. А., Титов Б. А. // Высокоэффективные машины и аппараты для обработки гетерогенных сред: Межвуз. сб. науч. трудов. - Л.: ЛТИ, 1990. - С. 81-85.
5. Кляцкин В. Н. Статическое описание диффузии пассивной примеси в случайном поле скоростей // УФН. -1994. - Т. 164. - №5. - С. 531-544.
6. Белоглазов И. Н. Твердофазные экстракторы: Инженерные методы расчета. - Л.: Химия, 1985. - 240 с.
7. Бляхман Л. Н., Лумпов А. И., Сорокин С. Г. Одномерная диффузионная модель перемешивания с изменяющимся по длине канала скоростью потока и коэффициентом диффузии // ТОХТ. -1980. -Т. XIV.- №4. - С. 634-637.
8. Горбачева Г. В. Гидродинамика барботажного аппарата с комбинированным перемешиванием: Дис.... к-та техн. наук. - С-Пб., 1992.-172 с.
9. Гельперин Н. Н., Пибалк В. Л., Костанян А. Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. - М.: Химия, 1977. - 260 с.
10. Железняк А. С., Ландау А. М. Расчет коэффициентов продольного перемешивания в двухфазных системах со сплошной жидкой фазой. // ТОХТ. - 1973. - Т.VII. - №4. - С. 577-583.
11. Аксельруд Г. А., Молчанов А. Д. Растворение твердых веществ. - М.: Химия, 1977. - 272 с.
12. Барабаш В. М., Брагинский Л. Н., Вишневетская О. Е. Расчет непрерывного процесса растворения в аппаратах с мешалками // ТОХТ. - 1984. - Т. XVIII. - №6. - С. 744-748.
13. Барабаш В. М., Брагинский Л. Н., Смирнова Н. А. О массопередаче при растворении в аппаратах с мешалками // ТОХТ. -1980. - Т. XIV. -№2.-С, 193-196.
14. Вигдорчик Е. М., Шейнин А. Б. Математическое моделирование непрерывных процессов растворения. - Л.: Химия, 1971. - 248 с.
15. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача. Пер. с англ. - М.: Химия, 1982.-696 с.
16. Кишиневский М. Х., Корниенко Т. С. Определение гидродинамического сопротивления из опытных данных по массоотдаче.//ТОХТ. -1972. - Т.VI. - №3. - С.367-372.
17. Бэтчелор Д. К. Теория однородной турбулентности. - М.: Изд-во иностр. лит., 1955. - 215 с.
18. Kawase Y., Muo-Young M. Mass transfer at a free surface in stirred tank bioreactors // Trans, I Chem E. -1990. -V. 68 - P. 189-194.
19. Николаишвили Б. К., Барабаш В. М., Брагинский Л. Н., Кулов Н. Н., Малюсов В. А. Скорость растворения твердых частиц в аппаратах с мешалкой //ТОХТ. -1980. - Т. XIV. - №3. - С. 349-357.

20. Рудобашта С. П., Карташев Э. М. Диффузия в химико-технологических процессах. - М.: Химия, 1993. - 208 с
21. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учеб. для хим.-технол. спец. вузов. - 9-е изд. - М.: Химия, 1973. - 750 с.
22. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача. / Пер. с англ. Н. Н. Кулова; Под ред. В. А. Малюсова. - М.: Химия, 1982. - 696 с.
23. Эйринг Г., Лин С. Г., Лин С. М. Основы химической кинетики. / Пер. с англ. Е. Л. Розенберга; Под ред. А. М. Бродского. - М.: Мир, 1983. - 528 с.
24. Левич В. Г. Физико-химическая гидродинамика. - 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Физматгиз, 1959. - 699 с.
25. Kuthan K., Broz Z. Mass transfer in liquid films during absorption. - Part 1: Comparison of mass transfer models with experiments. // Chem. Eng. and Process. -1989. - V. 24, № 4. - P. 221-231.
26. Зимин А. М., Юдаев В. Ф. Абсорбция диоксида углерода водой в роторном аппарате с модуляцией потока. // ТОХТ. - 1989. - Т. 23, № 5. - С. 673.
27. Тасев Ж., Генчев Хр. Массоотдача в жидкой фазе в роторно-пленочном аппарате с коническими тарелками. // ТОХТ. - 1990. - Т. 24, № 5. - С. 684.
28. Тасев Ж., Генчев Хр. К расчету коэффициентов массоотдачи в жидкой фазе в роторно-пленочном массообменном аппарате. // ТОХТ. - 1997. - Т. 31, № 2. -С. 213-214.
29. Берд Р., Стьюарт В., Лайтфут Е. Явления переноса. / Пер. с англ. Н. Н. Кулова и В. С. Крылова; Под ред. Н. М. Жаворонкова и В. А. Малюсова. - М.: Химия, 1974.-687 с.
30. Беннетт К. О., Майерс Дж. Е. Гидродинамика, теплообмен и массообмен. / Пер. с англ. М. Г. Ассмус и В. М. Ентова; Под ред. Н. И. Гельперина и И. А. Черного. - М.: Недра, 1966. - 726 с.
31. Рамм В. М. Абсорбция газов. - М.: Химия, 1976. - 656 с.
32. Pinczewski W. V., Sideman S. A model for mass (heat) transfer in turbulent tube flow. Moderate and high Schmidt (Prandtl) numbers. // Chem. Eng. Sci. - 1974. -№29.-P. 1969-1979.
33. Meek R. L. Mean Period of Fluctuations Near the Wall in Turbulent Flows // A. I. Ch. E. J. - 1972. - № 18, July. - P. 854-855
34. Lamont J. C, Scott D. S. Energy-Determined Model of Mass Transfer. // A. I. Ch. E. J. - 1970. - V. 16, № 513. - P. 235-238.
35. Брагинский Л. Н., Павлушенко М. С. О массопередаче в аппаратах с перемешивающими устройствами. // ЖПХ. - 1965. - Т. 38, № 6. - С. 1290-1295.
36. Шарифулин В. Н. Соотношение между движущей силой и диссипацией в массообменном аппарате. // ТОХТ. - 1993. - Т. 27, № 4. - С. 420-421.
37. Броунштейн Б. И., Фишбеин Г. А. Гидродинамика, массо- и теплообмен в дисперсных системах. - Л.: Химия, 1977. - 280 с.
38. Коган В. Б., Харисов М. А. Оборудование для разделения смесей под вакуумом. - Л.: Машиностроение, 1976. - 376 с

39. Рахматулин Х. А. Основы газовой динамики взаимопроникающих движений сплошных сред. // Прикладная математика и механика. - 1956. - Т. 20, № 2. - С. 184-185.

40. Авербах А. Ю., Муратов О. В. Экспериментальные исследования в статических аппаратах с помощью лазерной анемометрии. // ЖПХ. - 1983. — Т. 56, № 8. - С. 565-572.

41. Романков П. Г., Курочкина М. И. Гидромеханические процессы химической технологии. - 3-е изд., перераб. - Л.: Химия, 1982. - 288 с.

42. Поляков М. И., Муратов О. В. К вопросу об экспериментальных исследованиях турбулентного переноса в аппарате с перемешивающим устройством. // ЖПХ. - 1985. - Т. 58, № 10. - С. 2394-2396.

43. Яблокова М. А. Аппараты с инжектированием и диспергированием газа турбулентными струями жидкости: Диссерт. на соискание ученой степени д-ра. техн. наук. / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 1995.-387 с.

44. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. - Л.: Химия, 1984. -336 с.

2.3. Традиционный подход к расчету мощности

Приведение жидкости и гетерогенных сред в вынужденное движение требует непрерывного подвода энергии. Связь между энергией, затрачиваемой в единицу времени (мощностью) и условиями взаимодействия фаз принято выражать в форме зависимости [1]

$$N = K_N \rho n^3 d_i^2, \quad (2.49)$$

где N – мощность, Вт; K_N – коэффициент пропорциональности (критерий мощности); ρ – плотность среды, кг/м³; n – частота вращения ротора или мешалки, с⁻¹; d_i – диаметр ротора или мешалки, м.

Коэффициент K_N называемый часто критерием мощности и иногда рассматриваемый как аналог критерия Эйлера в общем случае является переменной величиной. Он зависит от типа мешалки или ротора, размеров и конструкции аппарата, а также от свойств среды, для наиболее изученных конструктивных вариантов в литературе приводятся экспериментальные кривые зависимости K_N от $Re_u = \rho n d_m^2 / \mu$ [2].

Применительно к условиям, достаточно близко воспроизводящим условия экспериментов (полное геометрическое подобие, соответствие диапазонов значений Re_u), метод расчета мощности с использованием таких кривых вполне надежен и обеспечивает требуемую точность. В большинстве случаев, однако, промышленные аппараты отличаются от лабораторных установок и даже небольшие конструктивные отличия (например, изменение соотношения высоты и диаметра аппарата, установка в аппарате неподвижных внутренних устройств, изменение размеров или конструкции ротора) могут приводить к значительным отклонениям мощности от расчетной. Степень влияния тех или иных конструктивных различий оказывается переменной и зависит от условий процесса и свойств жидкости. Попытки учета отклонений от геометрического подобия путем введения экспериментальных поправок приводят к сложным эмпирическим уравнениям с узким диапазоном применимости. В связи с этим предпочтительнее использовать метод расчета, основанный на непосредственном учете взаимодействия между ротором и потоком среды.

Потребляемую мощность можно выразить как произведение угловой скорости ω_0 на крутящий момент $M_{кр}$, приложенный к лопастям:

$$N = \omega_0 M_{кр} \quad (2.50)$$

Очевидно, что возникновение крутящего момента вызывается наличием разности скоростей между лопастями и жидкостью и крутящий момент равен моменту сил гидравлического сопротивления лопастей при их обтекании. Связь между величиной $M_{кр}$ и распределением окружной скорости описывается зависимостью по [1]

$$M_{кр} = z_n \xi_m \rho \frac{\omega_0^2 r_0^2}{2} \int_{r_{au}}^1 \left[\bar{r} - \bar{v}(r) \right]^2 \bar{r} \cdot d\bar{r} \quad (2.51)$$

где z_n – число лопастей; ξ_i – коэффициент сопротивления перемешивающего устройства; r_0 – радиус перемешивающего устройства, м³; r – текущий радиус, м

($\bar{r} = r/r_0$); $\bar{v}(r)$ – окружная скорость на радиусе r .

Тогда получим

$$N = 3,87 z_{\text{л}} \xi_{\text{м}} \rho n^3 d_{\text{м}}^5 \int_{r_{\text{вн}}}^1 \left[\bar{r} - \bar{v}(r) \right]^2 \bar{r} \cdot d\bar{r} \quad (2.52)$$

или

$$K_N = 3,87 z_{\text{л}} \xi_{\text{м}} k_N, \quad (2.53)$$

где

$$k_N = \int_{r_{\text{вн}}}^1 \left[\bar{r} - \bar{v}(r) \right]^2 \bar{r} \cdot d\bar{r} \quad (2.54)$$

В уравнениях (2.53), (2.54), как и в уравнениях распределения скоростей, все конструктивные особенности ротора или контактного устройства учитываются значениями коэффициента сопротивления, которые приводятся в литературе. Величина ξ_i для перемешивающего устройства данной геометрии при турбулентном режиме сохраняется постоянной, и задача состоит в определении коэффициента, связывающего мощность с характеристиками окружного течения жидкости в аппарате. Таким образом, расчет мощности оказывается продолжением гидродинамического расчета аппарата.

Связь между скоростью обтекания лопастей и профилем окружной скорости в аппарате устанавливается из условия равновесия крутящего момента и момента сопротивления корпуса аппарата и внутренних устройств:

$$M_{\text{кр}} = M_{\text{корп}} + M_{\text{вн}} \quad (2.55)$$

Выражая крутящий момент в соответствии с (2.51) и (2.54)

$$M_{\text{кр}} = z_{\text{л}} \xi_{\text{м}} \rho \frac{\omega_0^2 r_0^5}{2} k_N \quad (2.56)$$

и используя выражения для моментов сопротивления корпуса и внутренних устройств [43], получаем

$$M_{\text{кр}} = \left(\frac{\pi \lambda_{\text{т}}}{2, 2 \text{Re}_y^{0,25}} \gamma \bar{R}^{2,75-1,75} \bar{v}_{\text{ср}} + \bar{R}^3 \sum_{z_{\text{вн}}} \xi_i f_i \frac{\bar{v}^{-2}(r_i) r_i}{R^3} \right) \frac{\omega_0^2 r_0^5}{2} k_N \quad (2.57)$$

где $\lambda_{\text{т}}$ – коэффициент, определяющий значение коэффициента сопротивления корпуса c_f аппарата как функцию Re ; R – радиус аппарата, м; i – индекс суммирования по внутренним устройствам; r_0 – радиус ротора; Γ_D – критерий геометрического подобия

$$\bar{R} = \Gamma_D = R/r_0$$

Величины k_N , $\bar{v}(r)$ и $\bar{v}_{\text{ср}}$ в уравнение (2.57) являются функциями распределения окружной скорости жидкости. Распределение скорости в аппаратах с мешалками однозначно описывается посредством одного параметра. Решение уравнения (2.57) позволяет определить этот параметр, а затем найти k_N по уравнению (2.54) и потребляемую мощность по уравнениям (2.53) и (2.55).

Поскольку слагаемые уравнения (2.57) включают величины, отражающие все основные особенности конструкции аппарата и ротора, а также свойства

среды (через значение Re) такой метод расчета мощности охватывает практически все основные случаи при турбулентном режиме.

Для стандартных конструкций коэффициент сопротивления может быть рассчитан по формулам.

Применительно к конструкциям со сложными лопастями определение возможно на основе минимального объема экспериментальной информации (например, мощности, измеренной при произвольных, но известных условиях). Расчеты для других условий (или для аппаратов другой геометрии и другого масштаба) могут выполняться без дополнительных опытных данных. При использовании этого метода отпадает необходимость получения экспериментальных кривых $K_N = f(Re)$ и сложных эмпирических зависимостей, характеризующих влияние изменения отдельных конструктивных характеристик аппарата и ротора или перемешивающего устройства на мощность. Сопоставление кривых $K_N = f(Re)$ полученных расчетным путем, с экспериментальной зависимостью, приведено на рис. 2.3 [3].

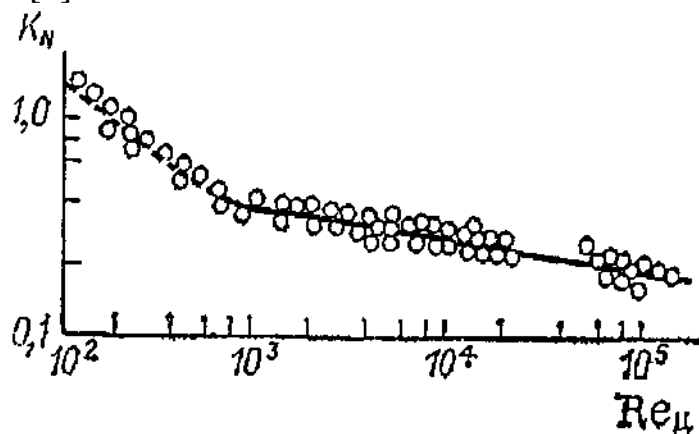


Рис. 2.3. Теоретические и экспериментальные значения K_N

Из полученных уравнений следует, в частности, что с увеличением соотношения \bar{R} его влияние на величину K_N ослабевает. При $\bar{R} \rightarrow \infty$ т. е. в условиях, когда площадь стенок и днища аппарата (сооружения) велика, окружная скорость жидкости становится ничтожно малой по сравнению со скоростью лопастей и величины k_N и K_N приобретают некоторые предельные для данной конструкции значения.

Это иллюстрирует общую закономерность, которая состоит в том, что K_N тем сильнее зависит от условий процесса перемешивания, чем меньше разность скоростей лопасти мешалки или ротора и обтекающей ее жидкости. Одним из проявлений этой закономерности является также влияние вязкости среды на мощность, выражаемое обычно в форме зависимости K_N от $Re_{ц}$. При малых значениях \bar{R} окружная скорость перемешиваемой среды в области $r \ll r_0$ сравнительно близка к скорости лопастей. В этих условиях небольшое изменение скорости жидкости за счет вязкости может приводить к существенному изменению разности скоростей среды и лопастей и, следовательно, величины K_N . При больших \bar{R} значения $\bar{v}_0(r)$ малы по сравнению со скоростью лопастей, и изменение вязкости жидкости приводит к слабому воздействию на скорость об-

текания. Соответственно влияние критерия Рейнольдса на K_N оказывается более слабым.

Совершенно аналогично и влияние высоты заполнения аппарата жидкостью. Увеличение высоты заполнения во всех случаях приводит к возрастанию гидравлического сопротивления корпуса и уменьшению окружной скорости потока. В аппаратах без внутренних устройств это влечет за собой значительное повышение K_N - для лопастных роторов расчет по полученным выше уравнениям приводит к зависимости $K_N \sim (H/D)^{0.5}$. В аппаратах с отражательными перегородками влияние высоты заполнения незначительно и, как правило, может не приниматься во внимание. Заметным оно становится только для конструкций с высокими коэффициентами сопротивления. Здесь проявляется еще одна закономерность: влияние изменения сопротивления корпуса на мощность тем сильнее, чем выше коэффициент сопротивления, и наоборот, влияние числа перемешивающих устройств и коэффициента их сопротивления (т. е. числа лопастей и их высоты) на мощность тем больше, чем выше сопротивление корпуса аппарата.

Расчетные уравнения, приведенные в настоящем разделе, относятся к вертикальным цилиндрическим аппаратам традиционной конструкции с расположением вала по оси корпуса аппарата [1]. Рассмотренный подход может быть применен и для других конструкций аппаратов, а также для аппаратов с несколькими роторами на эксцентрично расположенных вертикальных валах.

Область применения метода в целом распространяется на случаи, когда возможно математическое описание профиля скоростей и гидравлического сопротивления аппарата и ротора.

В случае роторных аппаратов это удастся не всегда, из-за сложности возникающих течений: в результате наложения движения газовой фазы по сечению всего аппарата через перфорированные контактные элементы образуется структура очень сложная для теоретического описания.

Главной предпосылкой создания методики расчета мощности в роторном аппарате является создание гидродинамической модели аппарата достаточно корректной для получения результатов соответствующих инженерной точности расчетов и одновременно простой для расчета. Модель должна опираться на фундаментальную теорию, т.к. модели, использующие только эмпирические зависимости сложны и не обладают достаточной гибкостью для расчета во всем рабочем диапазоне.

Литература:

1. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. -Л.: Химия, 1984. - 336 с.
2. Васильцов Э. А., Ушаков В. Г. Аппараты для перемешивания жидких сред. Справочное пособие. - Л.: Машиностроение, 1979 - С. 272.
3. Игнатьев М. А. Скорость диссипации энергии при перемешивании газожидкостных сред в двухроторном аппарате. Дисс. канд. техн. наук по спец. 05.17.08-Процессы и аппараты химических технологий. Санкт-Петербург 2007.

2.4. Диссипация энергии в пространственно-неоднородном турбулентном потоке

Как показал обзор методов описания гидродинамики, приведенный в предыдущей главе, в настоящее время наиболее полной в теоретическом плане и подтвержденной практическими результатами является теория локально-изотропной турбулентности А.Н. Колмогорова.

Согласно этой теории турбулентность представляет собой иерархию вихрей (т.е. возмущений или неоднородностей) различных масштабов, в которой вихри данного масштаба возникают в результате потери устойчивости более крупных вихрей, заимствуя у них энергию и, в свою очередь, теряя устойчивость, порождают пульсации меньшего масштаба, которым передают свою энергию. От вихрей с большими масштабами энергия переходит в пульсации с меньшими масштабами, практически не диссипируясь при этом. Можно считать, что образуется непрерывный поток энергии от крупномасштабным турбулентным образованиям. Этот поток диссипируется, то есть кинетическая энергия переходит в тепло, в самых мелкомасштабных вихрях. При этом стационарность потока обеспечивается внешним источником (ротором, перемешивающим устройством), непрерывно передающим энергию крупномасштабному движению. Вследствие хаотичности такой передачи энергии ориентирующее влияние среднего течения должно ослабляться при каждом переходе к более мелким возмущениям. Поэтому на свойствах турбулентности в достаточно малых масштабах это ориентирующее влияние не должно сказываться. Таким образом, несмотря на то, что среднее течение и наиболее крупномасштабные вихри реальных турбулентных движений, вообще говоря, анизотропны, статистический режим мелкомасштабных пульсаций можно считать изотропным. Он характеризуется наличием определенного *осредненного притока энергии* ε (Вт/кг) к наиболее крупным возмущениям и равной ему диссипации энергии в теплоту под воздействием сил вязкого трения в возмущениях минимального масштаба. При этом скорость диссипации определяется

$$\varepsilon \sim \frac{\nu^3}{\lambda^4} \quad (2.58)$$

где ν – кинематическая вязкость, λ – масштаб вихрей, в которых происходит непосредственная диссипация энергии [1].

Опираясь на соображения размерности можно показать, что

$$\lambda \sim \frac{L}{\text{Re}^{3/4}} \quad (2.59)$$

где число Рейнольдса $\text{Re} = UL/\nu$ определяется через характерную скорость U и масштаб L всего потока.

Преобразовать (2.58) и (2.59) в равенство можно вводя число Рейнольдса ($\text{Re}_0 = U_\lambda \cdot \lambda / \nu$), определяемое для пульсаций масштаба λ и соответствующей им скорости U_λ [2]. Тогда получаем при $\lambda = L(\text{Re}_0 / \text{Re})^{3/4}$

$$\varepsilon = \nu^3 / L^4 (\text{Re} / \text{Re}_0)^3$$

Течение в образованиях масштаба λ является ламинарным и диссипация энергии происходит за счет сил вязкости. Для них должно выполняться условие из [3]

$$\varepsilon^* \sim \frac{\nu U_\lambda^2}{\lambda^2} \quad (2.60)$$

где ε^* – локальная скорость диссипации энергии в образовании масштаба λ . Преобразуя (2.60) в равенство, получаем

$$\varepsilon^* = \nu^3 \gamma \text{Re}_0^2 / \lambda^4 \quad (2.61)$$

Установить взаимосвязь между значением ε^* и пространственно-усредненной по аппарату скорости диссипации энергии ε можно, воспользовавшись понятием о фрактальной размерности поля диссипации энергии.

Величина ε^* является характеристикой локальной диссипации энергии, и для течения в целом должно выполняться условие

$$\varepsilon = \varepsilon^* \cdot N^* / N \quad (2.62)$$

Согласно выражению (2.62), число образований N^* , в которых непосредственно происходит диссипация энергии ε^* , может отличаться от максимально возможного числа образований N масштаба λ . Очевидно, что $N = (L/\lambda)^3$. Величина N^* зависит от фрактальной размерности d поля диссипации энергии. Считая поле диссипации в роторном аппарате монофрактальным, можно записать, что $N^* = (L/\lambda)^d$.

Подставляя выражения для N и N^* в (2.62), имеем

$$\varepsilon^* = \varepsilon (L/\lambda)^{3-d} \quad (2.63)$$

С учетом (2.61) и (2.63) путем несложных преобразований можно получить зависимость, связывающую скорость диссипации энергии с фрактальной размерностью [4]

$$\varepsilon = \frac{\nu^3}{L^4} (\gamma \cdot \text{Re}^2)^{\frac{12}{17-3d}} \quad (2.64)$$

где γ – коэффициент пропорциональности.

Из полученного выражения видно, что $\varepsilon \sim \text{Re}^3$ только в том случае, когда фрактальная размерность поля диссипации равняется евклидовой размерности потока ($d = 3$). То есть турбулентные образования минимального масштаба должны занимать весь объем потока. В аппаратах химических производств этот случай реализуется редко, поэтому турбулентность в них следует считать *неоднородной локально-изотропной*.

Хотя введенная таким образом размерность d может быть фрактальной не в строгом математическом смысле этого слова, а лишь в некоторой физической интерпретации, в данном случае понятия емкостной (метрической) размерности множества, она оказывается очень удобной и эффективной для описания процессов в рассматриваемых аппаратах.

Имеющиеся в настоящее время данные [5, 6] позволяют считать, что значение фрактальной размерности поля диссипации энергии для практически реализуемых течений лежит в интервале от 2,5 до 3.

Рассмотрим два крайних случая. Если $\gamma \rightarrow 1$ и $d \rightarrow 3$, то есть пространственный масштаб минимальных пульсаций и соответствующее им число Рей-

нольдса малы. Эта ситуация соответствует однородной изотропной турбулентности, которая наблюдается, например, в течении за решеткой. Если $\gamma \ll 1$ и $d \rightarrow 3$, то масштаб турбулентных пульсаций велик. В этом случае вероятна сильная неоднородность гидродинамической обстановки: существует турбулентное ядро, а остальная часть объема аппарата остается ламинарной. Таким образом, по значениям γ и d представляется возможным судить о структуре турбулентного течения в аппарате.

Используя величину d , можно получить следующие важные характеристики турбулентности:

– число минимальных образований масштаба λ ,

$$N^* = \left(L \frac{\varepsilon^{1/4}}{\nu^{3/4}} \right)^d \quad (2.65)$$

– характерная скорость в минимальных образованиях

$$U_\lambda = \left(\varepsilon^{5-d} \nu^{3d-7} \right)^{1/8} \frac{L^2}{\gamma^{0.5}} \quad (2.66)$$

– локальное значение скорости диссипации энергии

$$\varepsilon^* = \varepsilon \frac{7-d}{4} \left(\frac{L}{\nu^{3/4}} \right)^{3-d} \quad (2.67)$$

Выражения 2.64 - 2.67 позволяют описать процессы переноса в турбулентном течении.

В эти уравнения входит величина γ , зависящая от особенностей течения в минимальных турбулентных пульсациях. В ряде случаев представляется возможным теоретически оценить ее значение. В соответствии с [7], причины турбулизации потока условно можно разделить на две группы. К первой группе относятся особенности течения в целом, приводящие к потере устойчивости ламинарного потока при некотором критическом значении числа Рейнольдса. С практической точки зрения необходимо также учитывать влияние присутствующих начальных флуктуаций гидродинамических величин в потоке, вибрации стенок, шероховатость, химическую неоднородность и т.п. Это вторая группа, условно называемая фоном. Как показано в [7] весьма малые значения величин, характеризующие фон, имеют такое же важное значение при возникновении и развитии турбулентности, что и граничные (начальные) условия, учитываемые обычно при исследовании потоков. В случае развитой турбулентности, когда фоновые воздействия уже не оказывают заметного влияния на течение, можно теоретически оценить значение γ . Согласно [3] $Re_0 = 2,5$, и этому значению Re_0 соответствует $\gamma = 0,16$. Можно ожидать, что величина γ для всех используемых в промышленности типов роторов будет того же порядка.

Полученные здесь уравнения являются основой для определения мощности, затрачиваемой при перемешивании.

Главной отличительной чертой роторных аппаратов является перемешивающее устройство в виде цилиндрического ротора, диаметр и высота которого сопоставимы с диаметром и высотой корпуса.

С позиций диссипации энергии поток жидкости можно рассматривать как некоторую бистабильную систему, одно из равновесных состояний которой отвечает ламинарному течению со скоростью диссипации $\varepsilon_l(\text{Re})$, другое - турбулентному с диссипацией $\varepsilon_m(\text{Re})$. Ламинарное течение должно сохраняться до тех пор, пока в нем может диссипироваться вся подводимая энергия. Возникновение турбулентности станет возможным при $\text{Re}_{кр}$, то есть когда $\varepsilon_l(\text{Re}_{кр}) = \varepsilon_m(\text{Re}_{кр})$. При значениях числа Рейнольдса, превосходящем $\text{Re}_{кр}$ в среде могут появиться турбулентные пульсации, часть объема среды будет занята ламинарным потоком, а часть - турбулентным.

Диссипируемая мощность пропорциональна $Ke(\text{Re})$ называемой *коэффициентом скорости диссипации*.

При больших Ke (когда влияние пограничного слоя на стенке корпуса аппарата пренебрежимо мало):

$$Ke(\text{Re}) = (\gamma \cdot \text{Re}^2)^{\frac{12}{17-3d}} \quad (2.68)$$

Скорость диссипации энергии в этом случае с достаточной точностью описывается выражением (2.64).

Таким образом, на основании проведенного анализа закономерностей диссипации энергии в роторных аппаратах при турбулентном режиме течения, можно сделать следующие выводы:

- неоднородность турбулентного потока может быть учтена введением фрактальной размерности поля диссипации;

- величину средней (по массе среды в аппарате) скорости диссипации энергии в развитом турбулентном режиме следует искать в виде (2.64), а величину ее локального значения - по выражению (2.67);

Установив вид зависимости для скорости диссипации энергии можно определить мощность, затрачиваемую при перемешивании

$$N = \varepsilon \cdot \rho \cdot V_{an}$$

где ρ – плотность среды в аппарате; V_{an} – объем аппарата.

Кроме того, учет неоднородности поля диссипации путем определения соответствующей фрактальной размерности, оказываются полезными при моделировании процессов переноса вещества и теплоты в аппарате при турбулентном режиме течения.

Литература:

1. Колмогоров А.Н. Рассеяние энергии при локально изотропной турбулентности. // Докл. АН СССР. -1941. - Т.32. - №1. - С. 19-21.
2. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Теоретическая физика. В 10 т. Т. 7. Гидродинамика. - М.: Гл. ред. физ.-мат. лит., 1988. – 736 с.
3. Климонтович Ю.Л. Турбулентное движение и структура хаоса: Новый подход к статической теории открытых систем. - М.: Наука. Гл.ред. физ.-мат. лит., 1990. - 320 с.

4. Веригин А.Н., Ермаков А.С., Шашихин Е.Ю. Диссипация энергии и фрактальная размерность турбулентных потоков // ЖПХ. - 1995. -Т.68.- №6. - С. 982-986.

5. Монин А.С., Яглом А.М. Статистическая гидромеханика (теория турбулентности). Т.1. - С-Пб.: Гидрометеоиздат, 1992. - 693 с.

6. Сыромятников С.Н. Фрактальная размерность при рэлейтейлоровской неустойчивости.//Механика жидкости и газа,-1993.- №2.-С.162-163.

7. Жигулев В.Н., Тумин А.М. Возникновение турбулентности. Динамическая теория возбуждения и развития неустойчивостей в пограничных слоях. - Новосибирск: Наука, 1987. - 292 с.

2.5. Массоперенос в дисперсных средах при больших скоростях диссипации энергии

Как отмечалось ранее, одним из наиболее перспективных является метод, при котором для описания массообмена используются представления теории локальной изотропной турбулентности. В этом случае коэффициент массоотдачи определяется как функция скорости диссипации энергии, затрачиваемой на перемешивание.

Рассмотрим массоотдачу от твердой частицы, взвешенной в турбулентном потоке жидкости, воспользовавшись подходом, развитым в [1].

Определим поток вещества j (кг/м²с) от единицы площади поверхности частицы в направлении y по нормали к ней. При этом согласно гипотезе Ландау [2] о характере затухания турбулентных пульсаций в пограничном слое будем считать, что коэффициент турбулентной диффузии D_t определяется

$$D_t = U_0 \delta_0 (y / \delta_0)^4 \quad (2.69)$$

где δ_0 – толщина вязкого подслоя, U_0 – характерная скорость на внешней границе.

Тогда поток вещества

$$j = (D + D_t) \frac{dX}{dy} = \left(D + U_0 \frac{y^4}{\delta_0^3} \right) \frac{dX}{dy} \quad (2.70)$$

В свою очередь по [1]

$$\frac{1}{\beta} = \frac{X^* - X}{j} = \int_{y=0}^{y=\delta_0} \frac{F(y) dy}{D + U_0 \frac{y^4}{\delta_0^3}} \quad (2.71)$$

где X^* – равновесная концентрация (концентрация насыщенного раствора), кг/м³; X – текущая концентрация, кг/м³; $F(y)$ – функция, определяемая геометрическими условиями.

Если δ_0 мало по сравнению с геометрическими размерами тела, то можно считать $F(y) = 1$.

Тогда интегрируя (2.71) получаем

$$\beta = 0,9 \left(U_0 \frac{D^3}{\delta_0^3} \right)^{1/4}$$

Будем считать, что перенос в пограничном слое осуществляется пульсациями, размер l которых меньше характерного максимального масштаба L турбулентности, но больше микромасштаба λ , ($\lambda = (\nu^3 / \varepsilon)^{1/4}$).

В этом случае, согласно теории Колмогорова-Обухова характерная скорость U_l пульсаций размера l имеет вид

$$U_l \sim (\varepsilon^* \lambda)^{1/3} \quad (2.72)$$

Скорость U_0 на границе подслоя можно определить

$$U_0 = (\varepsilon^* \delta)^{1/3} \quad (2.73)$$

Если безразмерную толщину вязкого подслоя определить так же, как и в случае течения у твердой стенки [2], то

$$U_0 \delta_0 / \nu = 11,5 \quad (2.74)$$

Выражая из (2.73) и (2.74) величины δ_0 и U_0 и подставляя в (2.71), получаем

$$\beta = 0,265(D/\nu)^{3/4}(\varepsilon^* \cdot \nu)^{1/4} \quad (2.75)$$

Подставляя в (2.75) ε^* из (2.67) будем иметь

$$\beta = 0,265\left(\varepsilon^{7-d}\nu^{3d-5}\right)^{\frac{1}{16}}h^{\frac{3-d}{4}}Sc^{-\frac{3}{4}} \quad (2.76)$$

В полученное уравнение входят два параметра, характеризующие гидродинамические условия в аппарате – средняя скорость диссипации в массе жидкости энергии ε и фрактальная размерность поля ее диссипации d . Причем, если рост диссипируемой энергии однозначно приводит к росту коэффициента массоотдачи, то изменение d оказывает более сложное влияние на значение β . Увеличение значения d приводит к увеличению влияния вязкости и уменьшению влияния диссипации энергии.

Следует заметить также, что различие в значениях коэффициента массоотдачи, определенных по формулам (2.14) и (2.76) должно проявляться при скорости диссипации энергии $\gg 1$ Вт/кг. Однако малые значения диссипируемой энергии (до 1 Вт/кг) не позволили авторам [3] экспериментально обнаружить отклонения в значении коэффициента массоотдачи от вида (2.14).

Уравнение (2.76) при $d \rightarrow 3$ хорошо согласуется с выражениями для коэффициента массоотдачи, предлагаемыми в [1, 5], которые можно рассматривать как его частный случай.

Используя результаты [6] для массоотдачи в системах жидкость-жидкость и жидкость-газ

$$\begin{aligned} \beta_{ж-ж} &= 0,35(\varepsilon^* \nu)^{0,25} Sc^{-0,5} \\ \beta_{ж-г} &= 0,535(\varepsilon^* \nu)^{0,25} Sc^{-0,5} \end{aligned} \quad (2.78)$$

с учетом (2.67) можно получить выражения для соответствующих коэффициентов массоотдачи

$$\begin{aligned} \beta_{ж-ж} &= 0,35\left(\varepsilon^{7-d}\nu^{3d-5}\right)^{\frac{1}{16}}h^{\frac{3-d}{4}}Sc^{-\frac{3}{4}} \\ \beta_{ж-г} &= 0,535\left(\varepsilon^{7-d}\nu^{3d-5}\right)^{\frac{1}{16}}h^{\frac{3-d}{4}}Sc^{-\frac{3}{4}} \end{aligned} \quad (2.79)$$

Зависимости (2.78) и (2.79) позволяют определять коэффициенты массоотдачи при взаимодействии двухфазных сред в роторном аппарате.

Таким образом, используя в качестве основного параметра скорость диссипации энергии и установив связь между ее средним и локальным значениями, получены выражения для коэффициентов массоотдачи в дисперсных системах при условии, что размер частиц больше размера минимальных турбулентных пульсаций.

Литература:

1. Николаишвили Б.К., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Кулов Н.Н., Малюсов В.А. Скорость растворения твердых частиц в аппаратах с мешалкой //ТОХТ. -1980. - Т. XIV. - №3. - С. 349-357.

2. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Теоретическая физика. В 10 т. Т. Л.: Гидродинамика. - М.: Гл. ред. физ.-мат. лит., 1988. – 736 с.
3. Барабаш В.М. Процессы переноса в турбулентных потоках с интенсивным внешним источником турбулизации // ТОХТ. -1994. - Т. 218.-№2.-С. 110-117.
4. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Вишневетская О.Е. Расчет непрерывного процесса растворения в аппаратах с мешалками // ТОХТ. - 1984. - Т. XVIII. - №6. - С. 744-748.
5. Белоглазов И.Н. Твердофазные экстракторы: Инженерные методы расчета. - Л.: Химия, 1985. - 240 с.
6. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача. Пер. с англ. - М.: Химия, 1982.-696 с.

2.6. Модель гидромеханических процессов проходящих в роторном аппарате

Качественное исследование гидродинамики роторных аппаратов дает возможность утверждать, что при любых значениях Re (от ламинарного до развитого турбулентного режима) в аппаратах одновременно присутствуют область слоистого течения, в которой реализуются слоистый механизм диссипации механической энергии и область вихревого течения, в которой соответственно, реализуется вихревой механизм диссипации механической энергии.

Область слоистого течения при малых значениях Re соответствует практически всему объему аппарата, за исключением отдельных неровностей и шероховатостей, где будут образовываться вихри.

С увеличением числа Re образуются вихревые структуры, постепенно старающиеся занять весь объем аппарата, но в любом случае в реальных аппаратах остаются зоны слоистого течения, например в застойных зонах, у неподвижной стенки, на оси тонкого ротора, при локальной реализации поршневого течения и т.д.

Эти утверждения были подтверждены экспериментом [1].

Соотношение объемов занимаемых областями вихревого и слоистого течения определяет соотношение между слоистым и вихревым механизмами диссипации энергии, наиболее удобным представляется описать такое соотношение коэффициентом, зависящим от Re и некоего геометрического параметра Γ .

Используя коэффициент k , определяющий отношение объема занимаемого вихревой областью к объему всего аппарата, можно всю механическую энергию e , диссипируемую в аппарате, представить в виде суммы энергии, диссипируемой по слоистому механизму $e_{\text{слой}}$, и энергии диссипируемой по вихревому механизму $e_{\text{вихр}}$, с весами определяющимися этим коэффициентом k , то есть можно записать

$$e = (1 - k)e_{\text{слой}} + ke_{\text{вихр}} \quad (2.80)$$

Очевидно, при ламинарном режиме k должен стремиться к нулю, при переходном режиме описывать некую s -образную кривую, при развитом турбулентном режиме быть близким единице, и асимптотически устремляться к единице при Re , стремящимся к бесконечности. Наиболее простым и очевидным представляется описание коэффициента k с помощью интегральной функции Лапласа [2].

$$k(x) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{\infty} \exp\left(\frac{-(x-m)^2}{2\sigma^2}\right) dx \quad (2.81)$$

где $x = Re \Gamma$, $m = Re_{кр}$, $\sigma = \frac{1}{3} Re_{кр}$

Аргументом данной функции является произведение числа Re и критерия геометрического подобия Γ , параметром симметрии (суть математическим ожиданием) очевидно должен быть $Re_{кр}$, так как именно он соответствует точке перегиба кривой, по литературным данным [1, 3-4] значение $Re_{\text{сд}}$ должно

быть порядка $\sim 10^5$. На основании "правила 3σ " можно предположить, что левая ветвь графика должна быть равна именно 3σ , то есть $\sigma = \frac{1}{3} Re_{кр}$

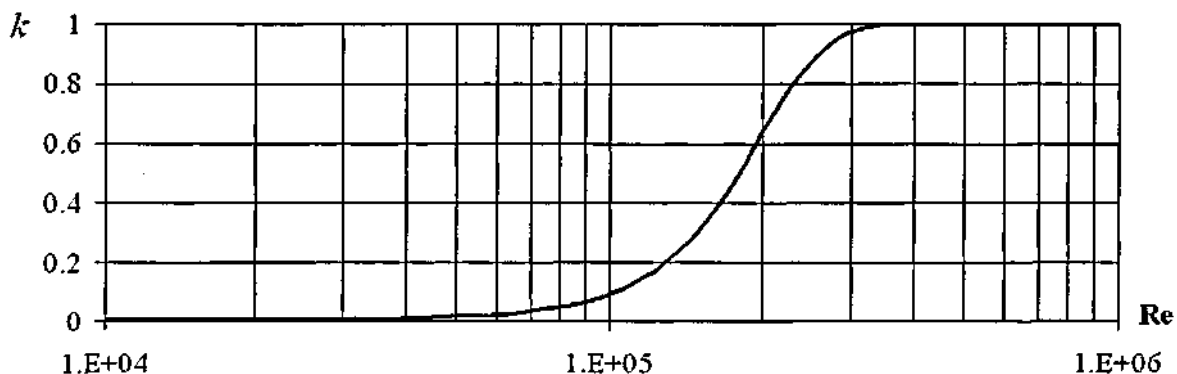


Рис. 2.4. График зависимости коэффициента k от Re

Для описания гидродинамики вращающихся дисковых роторов используют два вида центробежного критерия Рейнольдса.

$$Re = \frac{\omega R^2}{\nu} \text{ или } Re = \frac{\omega R h}{\nu} \quad (2.82)$$

где ω – угловая скорость; R – радиус ротора; h – зазор междисковый; ν – эффективная вязкость.

В инженерной практике общепринято вместо радиуса R использовать диаметр D ротора, а вместо угловой скорости ω – частоту вращения n .

Существование двух видов критерия Re объясняется влиянием величины зазора h на гидродинамику аппарата: при больших зазорах его влияние можно не учитывать, а при малых оно является определяющим.

В числитель критерия Re должен входить геометрический комплекс, соответствующий характерному размеру в квадрате [5], такой комплекс удобно представить в виде произведения зазора h в степени α и диаметра D в степени β , причем сумма α и β должна равняться двум, то есть $\beta = 2 - \alpha$. Таким образом, приведенный критерий Re , отвечающий аппаратам с разной геометрией, можно представить в следующем виде:

$$Re^* = \frac{n h^\alpha D^{2-\alpha}}{\nu} \quad (2.83)$$

или с помощью несложных преобразований

$$Re^* = Re \Gamma, \quad Re = \frac{n D^2}{\nu}, \quad \Gamma = \left(\frac{h}{D}\right)^\alpha, \quad 0 \leq \alpha \leq 2 \quad (2.84)$$

Можно сказать, что степень α , входящая в критерий геометрического подобия Γ , нормализует конкретные конструкции аппаратов и позволяет перейти к универсальным зависимостям.

При моделировании скорости диссипации энергии было бы удобно использовать уравнение (2.80) в безразмерной форме. Деля мощность, приходящуюся на одну ступень на объем ступени и плотность обрабатываемой среды (т.е. массу ступени) получаем удельную скорость диссипации энергии (Вт/кг).

Затем для приведения ее к безразмерной форме, исходя из соображений размерности, ее необходимо разделить на комплекс $v^3 / D^3 h$. Тогда связь мощности и безразмерной скорости диссипации энергии определяется следующим соотношением

$$e = \frac{N}{z \cdot \pi D^2 h \rho \cdot \frac{v^3}{D^3 h}} \quad (2.85)$$

где z – число ступеней.

Выражение для первого слагаемого уравнения (2.80) – безразмерную удельную скорость диссипации энергии при слоистом течении $e_{\text{слой}}$ можно получить на основании того факта, что при ламинарном режиме, природа течения, возбуждаемого рабочими дисками аппарата, аналогична природе течения возбуждаемого диском, вращающемся внутри кожуха [4] (рис. 2.5, 2.6).

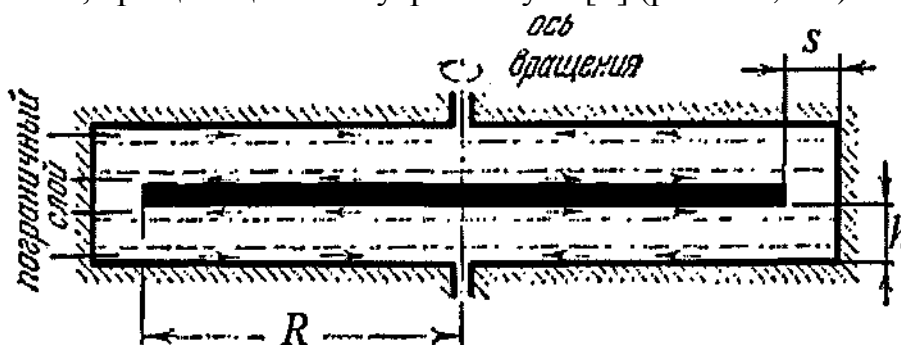


Рис. 2.5. Схема течения вокруг диска, вращающегося в кожухе [4]

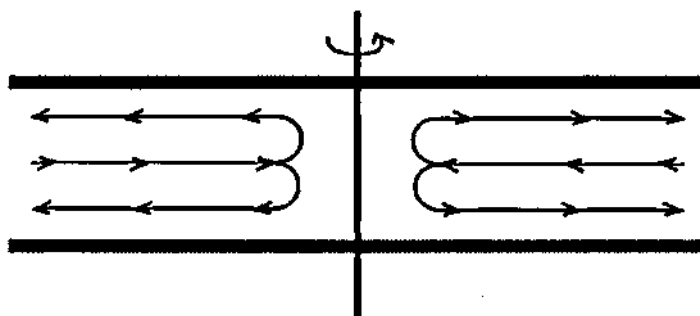


Рис. 2.6. Схема течения между двумя вращающимися дисками [1]

В междисковом пространстве течение вдоль срединной плоскости аналогично течению вдоль стенки кожуха - рисунки 2.5 и 2.6.

Течение в области перекрытия дисков разных валов можно привести к течению в кожухе, если представить один диск неподвижной стенкой, а второй вращающимся с удвоенной скоростью.

Согласно [4] течение в кожухе остается ламинарным при числах Рейнольдса $Re < 10^5$. Скорость распределяется между вращающимся диском и стенками неподвижного кожуха так же, как и при течении Куэтта, т.е. линейно и поэтому касательные напряжения на расстоянии r от оси будет

$$\tau = \mu \frac{r\omega}{h} \quad (2.86)$$

Момент сил трения для одной стороны диска равен

$$M = 2\pi \int_0^R \tau r^2 dr = \frac{\pi}{2} \cdot \frac{\omega \mu R^4}{h} \quad (2.87)$$

а для обеих сторон -

$$2M = \frac{\pi \omega \mu R^4}{h} \quad (2.88)$$

Мощность вращения диска внутри кожуха

$$N = 2M \omega = \frac{\pi \omega^2 \mu R^4}{h} \quad (2.89)$$

Переходя к рассмотрению течения между дисками в аппарате, заменяем угловую скорость частотой вращения, зазор между диском и кожухом - высотой ступени, выражая высоту ступени через диаметр дисков и объединяя все константы в один коэффициент, получаем следующие выражения

$$N_{\text{слой}} \sim \frac{n^2 \mu D^4}{h}$$

приводя к безразмерной форме

$$e_{\text{слой}} \sim \frac{\frac{n^2 \mu D^4}{h}}{D^2 h \cdot \rho \cdot \frac{v^3}{D^3 h}} \sim \frac{n^2 D^5}{v^2 h} \sim \frac{n^2 D^2 h^2}{v^2} = \text{Re}^2$$

или приходя к точному равенству

$$e_{\text{слой}} = A \text{Re}^2 \quad (2.90)$$

где A - эмпирический коэффициент.

Окончательно с учетом критерия геометрического подобия

$$e_{\text{слой}} = A \text{Re}^{*2} \quad (2.91)$$

Для описания второго слагаемого – вихревой составляющей наилучшим образом подходит теория локально-изотропной турбулентности А.Н. Колмогорова [6, 7], являющаяся в настоящее время максимально полной в теоретическом плане и подтвержденной практическими результатами.

Согласно этой теории [8] турбулентность представляет собой иерархию вихрей различных масштабов, в которой вихри данного масштаба возникают в результате потери устойчивости более крупных вихрей, заимствуя у них энергию и, в свою очередь, теряя устойчивость, порождают вихри меньшего масштаба, которым передают свою энергию.

Этот поток диссипирует, то есть кинетическая энергия переходит в тепло, в самых мелкомасштабных вихрях. При этом стационарность потока обеспечивается внешним источником (ротором, перемешивающим устройством), непрерывно передающим энергию крупномасштабному движению.

Вследствие хаотичности такой передачи энергии ориентирующее влияние среднего течения должно ослабляться при каждом переходе к более мелким возмущениям. Поэтому, несмотря на то, что среднее течение и наиболее крупномасштабные вихри реальных турбулентных течений, вообще говоря, анизотропны, статистический режим мелкомасштабных пульсаций можно считать изотропным.

Кинетическая энергия непосредственно переходит в тепло в вихрях, в которых силы инерции равны силам вязкого трения, то есть при локальном числе Рейнольдса приблизительно равным единице.

$$\text{Re}_0 = \frac{U_\lambda \lambda}{\nu} \approx 1 \quad (2.92)$$

где U_λ – скорость пульсаций; ν – кинематическая вязкость; λ – масштаб вихрей.

Из соображений размерности можно показать, что диссипация энергии ε (Вт/кг) может быть связана только с λ , и кинематической вязкостью ν единственным возможным соотношением

$$\varepsilon \sim \frac{\nu^3}{\lambda^4} \quad (2.93)$$

Скорость пульсаций U_λ на расстояниях порядка λ может определяться только скоростью диссипации энергии ε и самим расстоянием λ , из этих величин можно составить всего один комплекс нужной размерности

$$U_\lambda \sim (\varepsilon \lambda)^{1/3} \quad (2.94)$$

Для наибольших пульсаций должно выполняться аналогичное соотношение, в случае вращательного движения наибольшему масштабу пульсаций будет соответствовать скорость всего потока U .

$$U \sim (\varepsilon L)^{1/3} \quad (2.95)$$

В связи с автомодельностью движения и отсутствием диссипации энергии при переходе от масштаба к масштабу, пропорциональность в (2.94) и (2.95) должна быть одинаковой, тогда

$$U_\lambda = U \left(\frac{\lambda}{L} \right)^{1/3} \quad (2.96)$$

Теперь можно установить связь между масштабом пульсаций и масштабом всего течения

$$\text{Re}_0 = \frac{U_\lambda \lambda}{\nu} = \frac{U \left(\frac{\lambda}{L} \right)^{1/3} \lambda}{\nu} = \frac{UL}{\nu} \left(\frac{\lambda}{L} \right)^{3/4} = \text{Re} \left(\frac{\lambda}{L} \right)^{3/4} \quad (2.97)$$

Тогда

$$\lambda = L \left(\frac{\text{Re}_0}{\text{Re}} \right)^{3/4} \quad (2.98)$$

$$\varepsilon = \frac{\nu^3}{L^4} \left(\frac{\text{Re}}{\text{Re}_0} \right)^3$$

Течение в образованиях масштаба λ является ламинарным, и диссипация энергии происходит за счет сил вязкости.

$$\varepsilon^* = \frac{N_\lambda}{m_\lambda} = \frac{F_\lambda U_\lambda}{V_\lambda \rho} = \frac{\tau \cdot \lambda^2 \cdot U_\lambda}{\lambda^3 \rho} = \frac{\mu \left(\frac{U_\lambda}{\lambda} \right) \cdot \lambda^2 U_\lambda}{\lambda^3 \rho} = \frac{\nu U_\lambda^2}{\lambda^2} \quad (2.99)$$

где N_λ , m_λ , F_λ , V_λ – мощность, масса, сила, объем в образованиях масштаба λ . Вводя коэффициент γ , определяющий характер течения, преобразуем (2.44') в равенство

$$\varepsilon^* = \gamma \frac{\nu U_\lambda^2}{\lambda^2} = \gamma \frac{\nu U_\lambda^2}{\lambda^2} \frac{v^2}{v^2} \frac{\lambda^2}{\lambda^2} = \frac{v^3}{\lambda^4} \gamma \text{Re}_0^2 \quad (2.100)$$

Установить взаимосвязь между локальным значением ε^* и пространственно усредненной по аппарату скоростью диссипации энергии ε можно, воспользовавшись понятием о фрактальной размерности поля диссипации энергии [9].

Число образований N_ε^* , в которых непосредственно происходит диссипация энергии ε^* , может отличаться от максимально возможного числа образований N_ε масштаба λ . Очевидно, что $N_\varepsilon = (L/\lambda)^3$. Величина N_ε^* зависит от фрактальной размерности d поля диссипации энергии. Считая поле диссипации в роторном аппарате монофрактальным, можно записать, что $N_\varepsilon^* = (L/\lambda)^d$. Тогда усредненная по всему течению скорость диссипации энергии будет

$$\varepsilon = \varepsilon^* \frac{N_\varepsilon^*}{N_\varepsilon} = \varepsilon^* \left(\frac{L}{\lambda} \right)^{d-3} \quad (2.101)$$

Путем преобразований (2.98), (2.100), (2.101) можно получить зависимость, связывающую скорость диссипации энергии с фрактальной размерностью

$$\varepsilon = \frac{v^3}{L^4} (\gamma \text{Re}^2)^{\frac{12}{17-3d}} \quad (2.102)$$

Из полученного выражения видно, что $\varepsilon \sim \text{Re}^3$ только в том случае, если фрактальная размерность поля диссипации энергии равняется евклидовой размерности потока ($d=3$). То есть турбулентные образования минимального масштаба должны занимать весь объем потока, что в аппаратах химических производств реализуется редко.

Фрактальная размерность поля диссипации энергии d изменяет свое значение от 2 до 3, что можно представить суммой 2 и некой функции s

$$d = 2 + s$$

$$s = f(\text{Re}, \Gamma)$$

$$0 \leq s \leq 1$$

Также как и k , s удобно представить с помощью функции Лапласа

$$s(x) = \frac{1}{\sigma_d \sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{\infty} \exp\left(\frac{-(x-m_d)^2}{\sigma_d^2}\right) dx \quad (2.103)$$

где $x = \text{Re}^*$; m_d и σ_d – константы, подлежащие экспериментальному определению.

Нужно отметить, что размерность d является фрактальной не в строгом математическом смысле, а лишь в некоторой физической интерпретации.

Таким образом, на основании выражения (2.102) второе слагаемое уравнения (2.80) – безразмерную удельную скорость диссипации энергии вихревого течения можно представить как

$$e_{вихр} = (\gamma Re^{*2})^{\frac{12}{17-3d}} \quad (2.104)$$

Выражая мощность из уравнения (2.104) получим следующее расчетное выражение

$$N = e \cdot z \cdot m \cdot \frac{v^3}{D^3 h} = e \cdot z \cdot \rho \cdot \pi \cdot D^2 h \cdot \frac{v^3}{D^3 h} = e \cdot z \cdot \rho \cdot \pi \cdot v^3 D^{-1} \quad (2.105)$$

Наконец, модель скорости диссипации энергии в роторных аппаратах можно свести к системе уравнений (2.106).

$$\begin{aligned} N &= e \cdot z \cdot \rho \cdot \pi \cdot v^3 \cdot D^{-1} \\ e &= (1-k)e_{слой} + ke_{вихр} \\ e_{вихр} &= (\gamma Re^{*2})^{\frac{12}{17-3d}} \quad e_{слой} = A Re^{*2} \end{aligned} \quad (2.106)$$

$$k = \Phi \left(\frac{Re^* - Re_{кр}}{\sqrt{2} \frac{Re_{кр}}{3}} \right) \quad d = 2 + \Phi \left(\frac{Re^* - m_d}{\sqrt{2} \sigma_d} \right)$$

$$Re^* = Re \Gamma, \quad Re = \frac{nD^2}{\nu}, \quad \Gamma = \left(\frac{h}{D} \right)^\alpha$$

где $Re_{кр}, \alpha, A, \gamma, m_d, \sigma_d$ – эмпирические константы.

Определение значений констант для физико-математической модели гидродинамических процессов проходящих в роторных аппаратах является предметом экспериментальных исследований.

Литература:

1. Lennemann E. Aerodynamic aspects of disk files. IBM Journal of Research and Development 18(6) 1974. - P. 480 - 488.
2. Игнатъев М. А. Исследование скорости диссипации энергии в роторных аппаратах. Материалы конференций политехнического симпозиума. СПб.: Изд-во Политехи. Ун-та - 2006, С. 117 - 119.
3. Ландау Л. Д., Лифшиц Е. М. Теоретическая физика: В 10 т. - Т. 6: Гидродинамика. - М.: Гл. ред. физ.-мат. лит., 1988. - 736 с.
4. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. - М.: Наука, 1974. - 711 с.
5. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учеб. для хим.-технол. спец. вузов. - 9-е изд. - М.: Химия, 1973. - 750 с.
6. Колмогоров А. Н. Рассеяние энергии при локально изотропной турбулентности. // Докл. АН СССР. - 1941. - Т.32, № 1. - С.19-21.
7. Колмогоров А. Н. Уравнения турбулентного движения несжимаемой жидкости. // Изв. АН СССР. - Сер. физ. - 1942. - Т. 6, № 1. - С. 56-58.
8. Ландау Л. Д., Лифшиц Е. М. Теоретическая физика: В 10 т. - Т. 6: Гидродинамика. - М.: Гл. ред. физ.-мат. лит., 1988. - 736 с.
9. Ермаков А. С. Перемешивание жидких сред в роторных аппаратах при больших скоростях диссипации энергии: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 1996. - 177 с.

3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ РОТОРНЫХ АППАРАТОВ ПРИ БОЛЬШИХ СКОРОСТЯХ ДИССИПАЦИИ ЭНЕРГИИ

3.1. Особенности проведения экспериментальных исследований роторных аппаратов

Эксперимент является неотъемлемой частью исследовательской работы. Основой эксперимента является правильно организованный опыт с точно учитываемыми и управляемыми условиями.

Организация эксперимента, его объем, необходимый состав опытов определяется целью экспериментального исследования.

Для экспериментального изучения роторных массообменных аппаратов в большинстве случаев используется лабораторный эксперимент с применением модельных установок роторных аппаратов, лабораторных стендов, измерительного оборудования и т.д. Одной из основных задач экспериментальных исследований является обеспечение адекватности условий эксперимента реальной ситуации, в которой будет работать разрабатываемый аппарат. Для этого необходимо правильно выбрать (разработать) методику проведения исследования, подобрать средства и методы измерения, а также методы обработки и анализа полученных экспериментальных данных.

Результаты экспериментов должны удовлетворять трем статистическим условиям [1]:

- обеспечивать минимальную дисперсию отклонения от искомого параметра (эффективность оценки);
- при увеличении количества измерений искомого параметра его величина должна стремиться к истинному значению (состоятельность оценки);
- при определении параметра должно обеспечиваться исключение систематических ошибок.

Роторные массообменные аппараты предназначены для проведения процессов массопереноса, а эффективность последних во многом определяется создаваемой в аппарате гидродинамической обстановкой.

Поэтому изучение гидродинамики и массообмена взаимосвязаны между собой. При постановке и планировании экспериментальных исследований роторных аппаратов, конструировании и создании лабораторного стенда необходимо уделять внимание возможности экспериментального исследования как массообменных, так и гидродинамических характеристик.

Этапом, предшествующим экспериментальным работам, является теоретическая проработка предмета исследования. Он состоит в получении основных математических зависимостей (моделей), описывающих изучаемый процесс. И в этой сфере на сегодня реализованы большие возможности.

В современном мире в связи с активным развитием вычислительной техники и информационных технологий получили распространение системы компьютерного моделирования различных процессов, в том числе и гидродинамических течений. Они основаны на методах численного решения систем основных уравнений гидрогазодинамики: уравнения неразрывности, уравнения сохранения импульса, уравнения сохранения энергии, уравнения состояния (для

газа) при заданных пользователем начальных и граничных условиях. Они известны как комплексы CDF-моделирования (CDF - Computational fluid dynamics, вычислительная гидродинамика)

Примерами являются FlowVision, Cosmos FlowWorks, Fluent, AcuSolve ANSYS Flotran, Comsol Multiphysics и другие. Это направление активно развивается, вычислительные комплексы постоянно совершенствуются, расширяется набор функций. Большинство из них на сегодня позволяет моделировать процессы тепло- и массопереноса, работать в двухфазных потоках компонентов. Их применение дает возможность проведения вычислительного эксперимента при выполнении большого объема вычислений на ЭВМ. При этом время вычислений зависит от возможностей аппаратной платформы ЭВМ. После задания условий и запуска расчета, он проводится в автоматическом режиме, что освобождает ресурс времени исследователя для решения других задач. Использование мощных вычислительных кластеров (совокупности объединенных компьютеров, решающих общую задачу) позволяет значительно сократить время расчетов.

Экспериментальные исследования в лабораторных условиях часто требуют изготовления специфических узлов аппаратов, это удорожание установки и дополнительные затраты времени.

Проведение численных экспериментов позволяет значительно сэкономить ресурсы и направить их на решение других актуальных задач.

Преимуществом компьютерных вычислительных систем является возможность получения гидродинамической картины поведения фаз без проведения физического эксперимента, в автоматическом режиме работы системы. Результат вычислений представляется в виде трехмерной модели течения фазы в пространстве аппарата, которая наглядно отображает физическую картину и одновременно дает численные значения определенных параметров в любой точке расчетной области.

При этом данный тип моделирования имеет определенную погрешность полученных результатов. Различные программные комплексы в различных условиях дают разные величины погрешностей. Хотя, нужно сказать, что в ряде случаев, совпадение расчетных и экспериментальных значений составляет 95 % и более. Поэтому применение таких вычислительных систем безусловно необходимо при изучении новых конструкций аппаратов, это позволяет значительно уменьшить объем экспериментальных работ, значительно сократить время и сэкономить ресурсы исследовательской работы.

Но полностью исключить экспериментальную часть исследования нельзя. Объем экспериментальных работ определяется в каждом случае отдельно и может сильно варьировать в зависимости от исследуемой конструкции, глубины теоретической проработки, качества полученной компьютерной модели и т.д. В любом случае результаты компьютерного моделирования требуют на первом этапе избирательной экспериментальной проверки и последующего планирования (при необходимости) дальнейших экспериментальных исследований.

Экспериментальные исследования гидродинамических и массообменных процессов в роторных аппаратах проводятся на уменьшенных модельных установках, укрупненных опытно-промышленных установках и, в отдельных случаях, на промышленных образцах.

Разные габариты стендовых установок дают различные возможности для исследования. В зависимости от поставленных задач в каждом конкретном случае выбираются габариты модельного аппарата.

Увеличение размеров лабораторной установки приводит к необходимости увеличения производительности и мощности вспомогательного оборудования (насосов, газодувок, нагревателей, электродвигателей и т.д.), может потребоваться изменение конструкции частей и узлов аппарата за счет увеличения массовых и силовых нагрузок. Также рост масштаба установки накладывает дополнительные требования к измерительным и регулирующим приборам, методам отбора и анализ проб.

Укрупненные лабораторные установки при всех сложностях их изготовления и использования позволяют получить характеристики исследуемой конструкции аппарата в масштабах, приближенных к промышленной эксплуатации (коэффициент масштабного перехода приближается к 1). Это особенно важно для аппаратов роторного типа, где существует ряд сложностей, связанных с масштабным переходом. Известны случаи [2] масштабирования конструкций с высокими массообменными характеристиками, когда промышленный образец показывал крайне неэффективную работу. Поэтому испытания опытно-промышленных образцов обоснованы при внедрении новых конструкций аппаратов роторного типа.

Малые и средние лабораторные стенды позволяют при относительно небольших затратах экспериментально исследовать характеристики новых конструкций роторных массообменных аппаратов и контактных устройств к ним, получить принципиальные зависимости основных характеристик процессов. В малом масштабе упрощена организация визуальных наблюдений, фото- и видеосъемки поведения фаз в середине аппарата. Значительно снижаются расходы компонентов модельной смеси для исследования массообмена, сокращается время на проведение многих экспериментов.

Конструкция модельного аппарата и всего лабораторного стенда зависит от направления исследования и конструктивных особенностей образца массообменного оборудования. В большинстве случаев модельная установка является уменьшенным (иногда конструктивно упрощенным) образцом исследуемого аппарата, или его частью.

Распространенной конструкцией роторного массообменного аппарата является конструкция, представленная на рис. 1.4. Ее преимуществом является возможность использования различных контактных устройств и соответственно широкий спектр применения такой конструкции.

Роторные аппараты данного типа могут иметь вертикально или горизонтально расположенную ось вращения. Это принципиально не влияет на характер проведения процесса, поскольку центробежные силы, действующие на фазы в аппарате, на несколько порядков превышают силы тяжести. Но характер

размещения аппарата определяет общую конструкцию экспериментального стенда, размещение подводящих и отводящих патрубков, электродвигателя, устройств для отбора проб, датчиков, приборов и другого сопутствующего оборудования. При этом от размещения аппарата зависит удобство и возможность проведения ряда экспериментов. Например, визуальные наблюдения и фиксирование гидродинамики фаз (фото- или видеосъемка) удобнее проводить на аппарате с горизонтальной осью. При этом используются стандартные штативы для техники и осветительных приборов, позволяющие достаточно легко их расположить в любой точке пространства около установки. В тоже время аппарат с вертикальной осью более удобен для подвода фаз, для размещения патрубков. Есть также особенности орошения контактного устройства для разных способов расположения аппарата на стенде.

По характеру исследуемых процессов экспериментальные установки (как и для колонного оборудования) делятся на «холодные» (исследование процессов проводится при температуре окружающей среды) и «горячие» (повышенные температуры, связанные с фазовыми переходами, например испарение-конденсация). Первый тип стендов используется для экспериментального изучения гидродинамики и ряда массообменных процессов (абсорбция, десорбция и т.д.). Горячие установки используют для исследования процессов, связанных с фазовыми переходами (ректификации, дистилляции, испарения, конденсации и др.). При этом горячий стенд также позволяет получать и гидродинамические характеристики процесса.

В целом экспериментальный стенд должен быть оборудован подачей жидкости и газа (пара) и приборами регулирования и контроля параметров процесса. Конструкция стенда должна обеспечивать выполнение визуальных наблюдений, и, желательно, возможность фиксирования гидродинамической картины (фото- или видеосъемка). Для этого передняя крышка корпуса и крышка ротора выполняются прозрачными (как правило, из оргстекла).

Горячий стенд оборудуется подогревателем жидкой фазы, подаваемой в аппарат, что позволяет регулировать ее температуру и, при необходимости, исследовать неадиабатические режимы ректификации.

Современные измерительные приборы позволяют интегрировать процесс измерения и обработки (частичной или полной) полученных данных в единую систему, работающую в режиме реального времени. Это реализуется путем передачи выходного сигнала на персональный компьютер (ПК) через стандартизированные интерфейсы передачи данных. При этом на ПК используются специализированные программные комплексы для обработки полученных данных, вывода и сохранения полученных результатов. Применение таких интегрированных систем позволяет значительно упростить проведение эксперимента, сократить время, объем экспериментальных работ, повысить точность полученных данных. Одним из распространенных примеров таких систем является среда графического программирования LabVIEW компании National Instruments.

Конструкция модельного аппарата позволяет применять сменные насадочные устройства в середине ротора, что значительно расширяет спектр проводимых исследований (рис. 3.1).

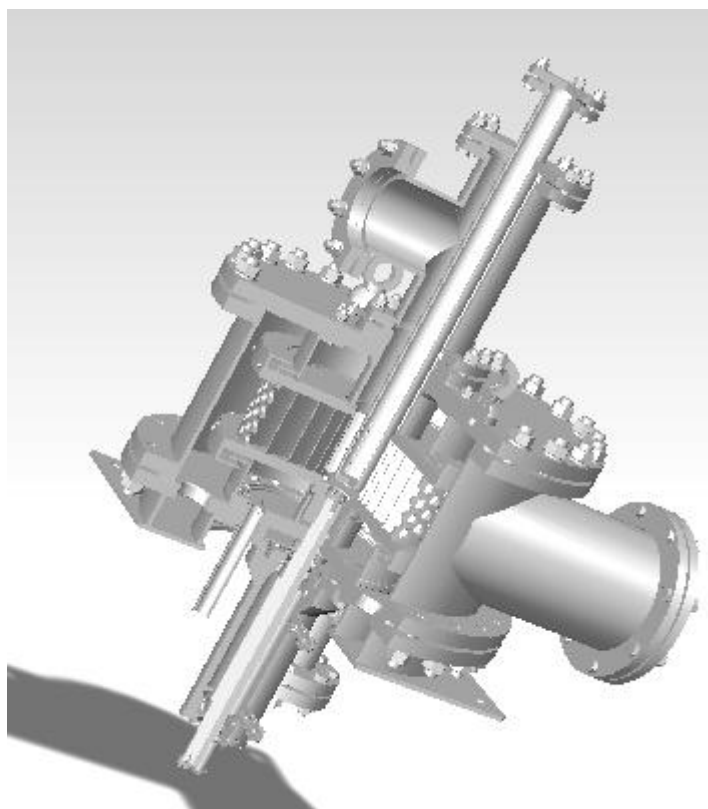


Рис. 3.1. Роторный аппарат с перфорированным ротором

Ротор может быть выполнен в разных вариантах. Это может быть цельно-металлическая легкосплавная перфорированная корзина со съемной крышкой; цельные стенки ротора и съемная обечайка; цельные стенки, стянутые между собой периферическими шпильками и другие. Но любая конструкция должна позволять поместить съемное контактное устройство в середину ротора и обеспечить доступ фаз.

Внутри ротора помещается контактное устройство, а крышка ротора уплотняется с крышкой корпуса. В роторных аппаратах применяются различные типы уплотнений (основанные на графитовой паре трения, лабиринтные, гидрозатворы и т.д.).

Вал ротора приводится во вращение от электродвигателя. При этом устанавливаются приборы контроля и регулирования частоты вращения двигателя и соответственно вала роторного аппарата.

В зависимости от задач исследования и выбранной методики проведения эксперимента определяется необходимое количество точек отбора проб. Для определения массообменных характеристик двухкомпонентной системы необходимо иметь 4 значения концентрации взаимодействующих компонентов (на входе в аппарат и на выходе из аппарата для каждого компонента смеси). В зависимости от выбранной методики проведения эксперимента количество точек отбора устанавливается от 1 до 4. Например, при процессе десорбции компонента из жидкости в поток воздуха достаточно отбирать пробы жидкости на входе и выходе и аппарата, т.е. иметь всего 2 точки отбора. Начальная концентрация десорбируемого вещества во входящем потоке воздуха равно нулю, а в

выходящем определяется при известных входных и выходных концентрациях в жидкости по материальному балансу.

Измерение перепада давления производится манометрами, подключенными к входу и выходу газа в аппарате. На входе и выходе фаз производится отбор проб с последующим анализом содержания переносимого компонента для определения массообменных характеристик. Методики анализа проб применяются в зависимости от физико-химических свойств переносимого компонента.

Выбор методики проведения исследования определяется в первую очередь задачами, которые необходимо решить в ходе экспериментальных работ. При этом нужно учитывать уровень погрешности результатов, получаемых при использовании различных методов, и техническую возможность применения тех или иных методик в каждом конкретном случае (особенности конструкции стенда и модельного аппарата, доступность средств измерения и т.д.)

Литература:

1. Основы научных исследований: Учеб. для техн. вузов / В.И. Крутов, И.М. Грушко, В.В. Попов и др.; Под ред. В.И. Крутова, В.В. Попова. – М.: Высш. шк., 1989. – 400 с.
2. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура. / В. М. Олевский, В. Р. Ручинский, А. М. Кашников, В. И. Чернышев - М.: Химия, 1988. - 240 с.

3.2. Описание экспериментальной установки

Известные исследования особенностей работы роторных аппаратов, прежде всего, касались вопросов структуры и устойчивости течений в кольцевых зазорах и на поверхности дисков.

Однако закономерности гидродинамики и массопередачи особенно при больших скоростях диссипации энергии, изучены крайне мало. Практически отсутствуют данные по аппаратам с роторами сложной формы.

Учитывая малую изученность и сложность процессов, протекающих при взаимодействии двухфазных систем жидкость-газ в роторных аппаратах, экспериментальные исследования, в основном, направлены на проверку допущений, принятых при создании теоретической модели, а также положений, имеющих практическое значение для расчета и конструирования этих аппаратов.

В процессе экспериментов необходимо:

- исследование диссипации энергии в роторных аппаратах с различными типами роторов и контактных устройств в условиях различных гидродинамических режимов;
- изучение особенностей возникновения турбулентности в аппаратах с различными роторами и контактными устройствами и оценка влияния конструкции ротора на поле диссипации энергии;
- изучение массоотдачи в дисперсных системах при больших скоростях диссипации энергии;

Для изучения закономерностей взаимодействия двухфазных систем жидкость-газ в роторных аппаратах, оценки эффективности работы роторного аппарата использовалась экспериментальная установка, схема которой представлена на рис. 3.2. Установка была сконструирована таким образом, чтобы можно было осуществить взаимодействие жидкой и газовой фазы в капельном режиме и в режиме барботажа.

Основным элементом установки являлся аппарат 1. Воздух в аппарат подавался по воздуховоду от стационарной воздуходувки (на схеме не показана). Расход воздуха контролировался U-образным дифманометром 4, измеряющим перепад давления на диафрагме 2. Изменение расхода регулировалось заслонкой 3. Отработанный воздух выводился в атмосферу через отверстия, расположенные в крышке аппарата. Гидравлическое сопротивление насадки определялось U-образным манометром 5.

Перед началом экспериментов бак 7 заполнялся водой из водопровода через вентиль 6. Уровень воды в баке контролировался уровнемером 8. Из бака 7 вода нагнеталась в аппарат 1 центробежным насосом 9. Для изменения расхода воды был предусмотрен регулирующий вентиль 11. Расход воды контролировался ротаметром 12. Из аппарата вода самотеком сливалась в бак 7, при этом уровень воды в баке служил естественным гидрозатвором. Слив воды в канализацию после проведения экспериментов осуществлялся через вентиль 10.

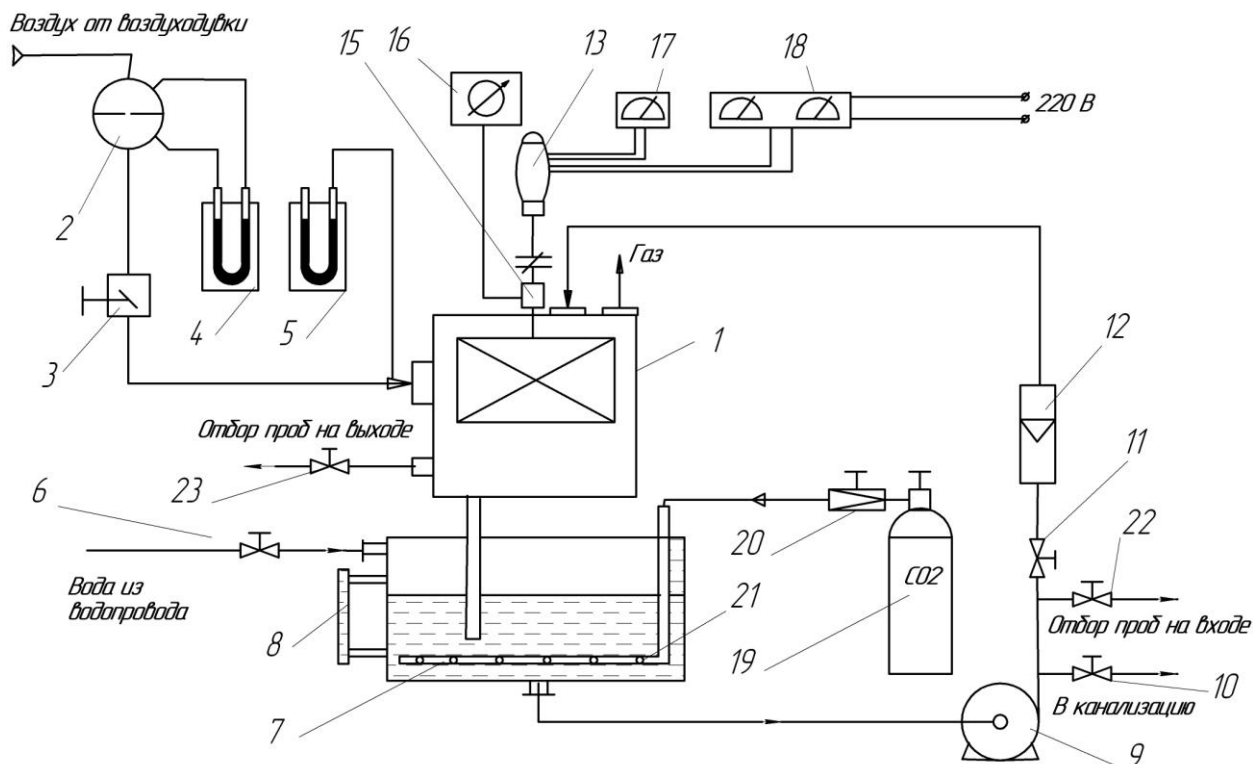


Рис. 3.2. Схема экспериментальной установки: 1 – роторный аппарат; 2 – диафрагма; 3 – регулирующая заслонка; 4 – дифманометр; 5 – дифманометр; 6, 10 – вентили; 7 – бак; 8 – уровнемер; 9 – центробежный насос; 11 – регулирующий вентиль; 12 – ротаметр; 13 – электродвигатель; 14 – гибкая муфта; 15 – тахогенератор; 16 – тахометр; 17 – амперметр и вольтметр (измерительный комплект); 18 – выпрямитель; 19 – баллон; 20 – редуктор; 21 – барботер; 22, 23 – пробоотборники, 24 – байпасный вентиль, 25 – термометр, 26 – термостат, 27 – клиноременная передача.

Момент вращения от электродвигателя постоянного тока 13 передавался одному из валов аппарата 1 через гибкую муфту 14 и клиноременную передачу 27. Частота вращения контролировалась тахогенератором 15, соединенным с валом и цифровым тахометром 16. Питание на двигатель подавалось через регулирующий выпрямитель 18. В цепь питания были включены вольтметр (28) и амперметр (17). Напряжение на щетках двигателя замерялось вольтметром. Для измерения тока якоря в цепь якоря был включен амперметр 17.

При исследовании массообмена, в баке 7 устанавливался барботер 21, в который, после заполнения бака водой, из баллона 19 через редуктор 20 подавалась двуокись углерода. Отбор проб воды на входе в аппарат и на выходе из него осуществлялся, соответственно, из отборников 22 и 23.

При капельном режиме установка работала следующим образом. Водой из городской водопроводной системы, с помощью крана 6, заполнялся бак 7, затем с помощью центробежного насоса 9 вода из бака подавалась в роторный аппарат 1, расход воды, отслеживаемый по расходомеру 12, регулировался вентилем байпасной линии 24, вода из аппарата самотеком через открытый штуцер d возвращалась в бак 7.

При барботажном режиме работы аппарата сливной штуцер перекрывался, а часть воды (глицерина) вытесненная воздухом и центробежной силой сливалась через штуцер в мерную емкость 16.

Расход воздуха, подаваемого от компрессора, регулировался заслонкой 3, значение расхода определялось с помощью отградуированного в единицах расхода и подключенного к мерной диафрагме 2 дифманометра 4; давление в линии определялось с помощью дифманометра 5.

Привод роторного аппарата осуществлялся от электродвигателя постоянного тока 13 с помощью клиноременной передачи. Питание электродвигателя осуществлялось от сети переменного тока 220В, через выпрямитель 18, и измерительный комплект 17. Выпрямитель 18 благодаря изменению его сопротивления позволял изменять частоту вращения вала электродвигателя.

Значение мощности потребляемой роторным аппаратом снималось по показаниям измерительного комплекта 17, за вычетом предварительно снятой мощности холостого хода.

Частота вращения роторов определялась с помощью тахогенератора 15 и тахометра 16.

Воздух и вода подавались в аппарат противотоком. Глицерин заливался разово непосредственно в аппарат. Объемы взаимодействующих жидкости и газа при капельном режиме определялись как части объема аппарата в отношении равном объемному расходу фаз. При барботажном режиме работы объем взаимодействующих фаз определялся непосредственным измерением объема вытесненной жидкости.

Исследование гидродинамики, а также изучение возможности масштабирования проводились на аппаратах разного диаметра.

В ходе экспериментов в качестве рабочей системы использовалась система воздух – вода, а также в качестве рабочей среды использовались: ацетон, раствор глицерина в воде (70%) и глицерин (100%).

Программа работ включала:

- определение гидравлического сопротивления сухой и орошаемой насадки;
- определение области устойчивой работы аппарата;
- определение мощности, затрачиваемой на двухфазное взаимодействие газожидкостного слоя.

Также проводилось исследование массообмена. В качестве эталонного был выбран процесс десорбции двуокиси углерода из воды в воздух, при котором сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе. Выбор такого процесса обусловлен сравнительной простотой проведения и обработки лабораторных анализов.

3.3. Методика проведения исследований

Прежде чем приступить к лабораторным исследованиям роторного аппарата, на экспериментальной установке была проведена тарировка U-образного дифманометра, используемого для определения расхода газа. Для тарировки дифманометра применялся газовый счетчик. Также была проведена тарировка тахометра, которая осуществлялась часовым тахометром.

Скорость газа, как определяющий параметр характеристики насадки, рассчитывалась относительно площади поперечного сечения аппарата

$$W = \frac{G}{S}$$

Изучение затрат мощности на перемешивание газожидкостного потока было основано на определении мощности потребляемой электродвигателем. Согласно [1] мощность, создаваемая на валу коллекторного электродвигателя может быть представлена как

$$N_{Дв} = I_{\beta} U, \quad (3.1)$$

где U – напряжение на щетках двигателя, В; I_{β} – ток якоря, А.

Мощность, потребляемая двигателем определялась с помощью измерительного комплекта.

Чтобы найти мощность, затрачиваемую собственно на перемешивание газожидкостного слоя из мощности, определенной по формуле (3.1) вычиталась мощность холостого хода $N_{хол}$, которая также определялась по выражению (3.1), но при работе сухой насадки (дисков), причем, частота вращения ротора должна была оставаться одинаковой и для смоченной и для сухой насадки. В связи с этим перед каждым началом экспериментов строилась тарировочная зависимость мощности холостого хода от частоты вращения электродвигателя.

Метод изучения диссипации энергии основан на определении мощности потребляемой электродвигателем при проведении процесса.

Скорость диссипации энергии может быть представлена

$$\varepsilon = \frac{v^3}{h^4} Ke = \frac{N}{\rho V_{an}} = \frac{N_{ос} - N_{xx}}{\rho V_{an}} \quad (3.2)$$

где ρ – плотность среды, кг/м³; V_{an} – объем среды в аппарате, м³; $N_{ос}$ – мощность, потребляемая двигателем, Вт; N_{xx} – мощность холостого хода, Вт.

В целях повышения точности результатов экспериментов, значения мощности, затрачиваемой на перемешивание, исключались из рассмотрения если $N < \Delta N_{max}$. Использовались средние значения по сериям опытов.

По экспериментально полученным значениям скорости диссипации энергии ε' рассчитывался коэффициент скорости диссипации энергии

$$Ke' = \varepsilon' \frac{h^4}{v^3}$$

Определенная таким образом величина Ke' сравнивалась с рассчитанной по теоретическим зависимостям.

Измерение мощности проводилось при различных частотах n вращения ротора, которая регулировалась выпрямителем и определялась по тахометру.

Определение средней скорости диссипации энергии в рабочем объеме аппарата осуществлялось по формуле:

$$\varepsilon_V = \frac{N_{Дв} - N_{ХХ}}{V_{ан}}$$

где $V_{ан}$ – рабочий объем аппарата

Определение скорости диссипации энергии в рабочем объеме аппарата осуществлялось по формуле (2.105):

$$\varepsilon = \frac{N}{z \cdot m \cdot \frac{v^3}{D^3 h}}$$

где ε – скорость диссипации энергии; z – количество ступеней в аппарате; m – масса обрабатываемой газожидкостной системы, приходящаяся на одну ступень контакта фаз, кг; ρ – плотность системы, кг/м³; v – кинематическая вязкость газожидкостной системы, м /с; D – диаметр дисков ротора, м; h – зазор между дисками, м.

Для учета энергии вносимой газовым потоком при барботаже, его мощность определялась по формуле

$$N_{газ} = P_{газ} G_{газ} \quad (3.3)$$

где $P_{газ}$ – давление в линии нагнетания, Па; $G_{газ}$ – расход газа, м³/с.

Поскольку при капельном режиме объем жидкости не превышал одной двадцатой объема аппарата, для определения свойства газожидкостных систем использовалась аддитивная модель.

Плотность газожидкостной системы определялась как

$$\rho_{г-ж} = \frac{V_{жид} \cdot \rho_{жид} + V_{газ} \cdot \rho_{газ}}{V_a} \quad (3.4)$$

где $V_{жид}$ – объем занимаемый жидкой фазой, м³; $V_{газ}$ – объем занимаемый газовой фазой, м³; V_a – объем аппарата, м³; $\rho_{жид}$ – плотность жидкости, кг/м³; $\rho_{газ}$ – плотность газа, кг/м³.

Динамическая вязкость газожидкостной системы определялась как

$$\mu_{г-ж} = \frac{V_{жид} \cdot \mu_{жид} + V_{газ} \cdot \mu_{газ}}{V_a} \quad (3.5)$$

где $\mu_{жид}$ – динамическая вязкость жидкости, Па с; $\mu_{газ}$ – динамическая вязкость газа, Па с.

Кинематическая вязкость газожидкостной системы определялась по формуле

$$\nu = \frac{\mu_{г-ж}}{\rho_{г-ж}} \quad (3.6)$$

При барботаже аддитивная модель свойств не работает, общепринятым является ведение расчета по жидкости с учетом ее газосодержания [2, 3].

Влияние газа на свойства жидкости учитывается с помощью коэффициента зависящего от режима течения, масштаба аппарата и объемного газосодержания.

$$\frac{N_z}{N} = f\left(\frac{G}{nD^3}\right) \quad (3.7)$$

Форма уравнения для вычисления такого коэффициента может варьироваться. В условиях отсутствия данных по роторным аппаратам воспользовались известным выражением для аппаратов с мешалками.

$$N_a = \left(K_1 + K_2 \exp\left(\frac{-K_3 \cdot G}{nD^3}\right) \right) N \quad (3.8)$$

где $K_1 = 0,38$ – константа, определяющая минимальный вес свойств жидкости в системе; $K_2 = 0,62$ – максимальный вес свойств газа в системе; $K_3 = 27$ – коэффициент учитывающий степень влияния свойств газа на свойства системы.

Значения постоянных уравнения (3.8) справедливы для аппаратов с мешалками, для роторных аппаратов они должны отличаться в связи с их принципиально отличной гидродинамикой.

Возможно искать выражение для учета газосодержания в форме (3.8), оставив неизменными значения коэффициентов K_1 , K_2 , а значение коэффициента K_3 найти методом наименьших квадратов на основании экспериментальных данных по воде в режиме барботажа, исходя из условия минимума ошибки мощности при разном газосодержании.

$$S_{\min}(K_3) = \min \left[\sum_j \sum_i \left(N_i^{\text{вода}} - \frac{N_{j,i}^{\text{вода-воздух}}}{0,38 - 0,62 \exp\left(\frac{-K_3 G_i}{n_i D^3}\right)} \right)^2 \right] \quad (3.9)$$

где j – номер серии экспериментов; i – номер эксперимента в серии.

Т.е. значения скорости диссипации энергии при разном газосодержании после деления на комплекс должны были быть равны скорости диссипации по чистой воде.

Так, в результате вычислений для двухроторных аппаратов [4] было получено значение $K_3 = 0,01$. Тогда окончательное выражение для учета газосодержания принимает вид

$$N_z = \left(0,38 + 0,62 \exp\left(\frac{-0,01 \cdot G}{nD^3}\right) \right) N \quad (3.10)$$

Полученная зависимость хорошо аппроксимирует экспериментальные данные полученные по глицерину.

Гидродинамический режим характеризуется значением критерия Re , вычисленным по следующей зависимости

$$Re = \frac{nD^2}{\nu} \quad (3.11)$$

Вязкость глицерина определялась после каждого эксперимента на электронном вискозиметре, так как свойства глицерина очень чувствительны к примесям, в данном случае к остаткам воды в системе.

Таким образом, эксперименты позволяют определить значения постоянных в предложенной физико-математической модели гидродинамических процессов в роторном аппарате и установить характеристики исследуемых аппаратов.

Также проводилось исследование эффективности роторного аппарата. Перед проведением серии опытов, залитая в бак вода в течение 20 - 30 минут насыщалась двуокисью углерода, подаваемой из специально установленного баллона со сжатым газом. По завершению процесса насыщения установка выводилась на рабочий режим, причем подача CO_2 не прекращалась. Это позволяло продлить продолжительность экспериментов. После выхода установки на стационарный режим из пробоотборников, расположенных до и после аппарата отбирались пробы жидкости. Параллельно с этим по описанным выше методикам определялись энергетические характеристики процесса, такие как перепад давления на насадке и мощность на перемешивание.

Для определения концентрации двуокиси углерода во взятых пробах использовался метод щелочного титрования [5]. В качестве титрующего раствора применялся 0,08 н. раствор едкого натра (NaOH). Титрование проводилось в герметичной колбе в присутствии фенолфталеина. О конце титрования судили по совпадению окраски пробы с окраской «свидетеля». В качестве «свидетеля» использовался фосфатный буферный раствор. Концентрация CO_2 в воде в кг/м^3 определялась по формуле

$$x = 3,52 \frac{V_{\text{тит}}}{V_{\text{пр}}} \quad (3.12)$$

где $V_{\text{тит}}$, $V_{\text{пр}}$ – объем титрующего раствора и объем пробы, мл.

Коэффициент массопередачи по жидкой фазе отнесенный к единице объема рабочей зоны аппарата определялся по формуле

$$k_{Vx} = \frac{L(x_n - x_k)}{V_{\text{ан}} \bar{\Delta}_x} \quad (3.13)$$

где $\bar{\Delta}_x$ – средняя движущая сила процесса.

Для средней движущей силы, согласно [6], можно записать выражение

$$\bar{\Delta}_x = \frac{(x_n - x_n^*) - (x_k - x_k^*)}{\ln \frac{x_n - x_n^*}{x_k - x_k^*}} \quad (3.14)$$

Учитывая, что начальная и конечная равновесные концентрации x^* на несколько порядков меньше соответствующих концентраций x , то их значениями в формуле (3.14) можно пренебречь. Таким образом, средняя движущая сила определяется как

$$\bar{\Delta}_x = \frac{x_n - x_k}{\ln \frac{x_n}{x_k}} \quad (3.15)$$

Коэффициент полезного действия ступени контакта массообменного аппарата вычисляется из выражения

$$КПД_{cm} = \frac{n_{ox}}{z} \quad (3.16)$$

где n_{ox} – число единиц переноса, которое находилось по формуле [3]

$$n_{ox} = \frac{x_n - x_k}{\Delta_x} \quad (3.17)$$

В дополнение к этому при исследовании массообмена определяют степень извлечения двуокиси углерода

$$\eta = \frac{x_n - x_k}{x_n} \quad (3.18)$$

Расчет эффективного объемного коэффициента массоотдачи $k_{Vэф}$ осуществлялся по формуле (3.19).

$$\beta_{Vx} = \beta_x a \quad (3.19)$$

При этом принимается, что $k_{Vэф} = \beta_{Vx}$. Анализ массообмена проводится на основе полученных коэффициентов массопередачи k_{Vx} .

Рассчитанные таким образом показатели позволяют оценивать эффективность исследуемого роторного массообменного аппарата, а также сравнивать его с другими известными конструкциями.

Литература:

1. Касаткин А. С., Немцов М. В. Электротехника. Учеб. для вузов. - 6-е изд. перераб. - М.: Высш. шк., 1999. - 542 с.
2. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. -Л.: Химия, 1984.-336 с.
3. Васильцов Э.А., Ушаков В.Г. Аппараты для перемешивания жидких сред. Справочное пособие. - Л.: Машиностроение, 1979 - С. 272.
4. Игнатъев М. А. Скорость диссипации энергии при перемешивании газожидкостных сред в двухроторном аппарате. Дисс. канд. техн. наук по спец. 05.17.08 - Процессы и аппараты химических технологий. Санкт-Петербург 2007
5. Грошев А. П. Технический анализ. - М.: Госхимиздат, 1958. - 432 с.
6. Рамм В. М. Абсорбция газов. - М.: Химия, 1976. - 656 с.

3.4. Исследование скорости диссипации энергии

При проведении опытов на аппарате с гладкими роторами [1] учитывалась возможность возникновения трех гидродинамических режимов: ламинарного течения, ламинарного течения с макровихрями и турбулентного течения. Для турбулентного течения.

Для аппаратов с этим типом роторов число Рейнольдса принималось

$$Re = \frac{\pi n D_p h}{60\nu} \quad (3.20)$$

На опытах с глицерином при всех скоростях вращения ротора течение оставалось ламинарным. Экспериментальные значения скорости диссипации для этого режима хорошо согласуются с рассчитанными по теоретической формуле.

При использовании в качестве рабочей среды водного раствора глицерина был реализован переход к режиму с вихрями Тейлора. Характер диссипации энергии при наличии ламинарных макровихрей сохраняется прежним и коэффициент скорости диссипации при этом

$$Ke \sim A \cdot Re^2 \quad (3.21)$$

Коэффициент пропорциональности для (3.21) определяется на основе статистической обработки экспериментальных данных. В результате коэффициент скорости диссипации равен

$$Ke = A \sqrt{\frac{D_p}{2h}} \cdot Re^2 \quad (3.22)$$

В опытах с водой и ацетоном в [1] исследовано возникновение и эволюция турбулентного течения. Обработка полученных при этом результатов была направлена на определение величины фрактальной размерности поля диссипации энергии d и коэффициента γ . Наилучшее совпадение экспериментальных величин диссипируемой энергии и рассчитанных по (2.64) достигается, если $d = 2,76$, $\gamma = 0,1$.

Аналогичные исследования проводились при других относительных зазорах между ротором и корпусом. При больших относительных зазорах ($2h/D_p > 0,5$) в полной мере реализуется переход к турбулентности, описанный в гл.2. Признаки турбулизации слоев жидкости, прилегающих к ротору, наблюдались уже при $Re = 0,5 \cdot Re_{кр}$. При дальнейшем увеличении скорости вращения ротора область турбулентного течения разрасталась и при $Re_{кр}$ заполняла весь объем аппарата. При этом течение в этом случае очень чувствительно к внешним возмущениям: колебания корпуса и кратковременное изменение частоты вращения ротора ускоряют турбулизацию. Вблизи ротора наблюдалась сильная, по сравнению с ядром потока, турбулизация жидкости. Указанные наблюдения позволяют сделать вывод о нецелесообразности использования аппаратов с гладким ротором при от-

носителем зазора, превышающем 0,84, ввиду неустойчивой гидродинамической обстановки в них.

Значение коэффициента удельной диссипации энергии для всех относительных зазоров при $Re_{кр} < Re < 50Re_{кр}$ с достаточной точностью аппроксимируется зависимостью вида

$$Ke = 0,042 Re^{2,75} \quad (3.23)$$

Это выражение при фрактальной размерности поля диссипации $d = 2,76$ и коэффициенте $\gamma = 0,1$ приводится к виду

$$Ke = (\gamma \cdot Re^2)^{\frac{12}{17-3d}}$$

Эксперименты, проведенные на аппаратах с гладкими роторами, выявили следующую особенность: не было обнаружено влияния уровня заполнения аппарата на вид выражения для Ke , что говорит о малом влиянии краевых эффектов на характер диссипации энергии. Однако этот вывод не может быть распространен на случай использования аппаратов с еще большим относительным зазором, для которых можно ожидать усиление этого влияния.

В этой серии экспериментов число Рейнольдса изменялось в диапазоне от 5 до 450000 и были получены значения скорости диссипации энергии от 0,5 до 800 Вт/кг.

Для получения больших величин диссипируемой энергии был использован аппарат ротор которого снабжен дисками, делящими рабочий объем на кольцевые ячейки размерами $h \times 2h$.

Конструктивная особенность аппарата - разделение объема на кольцевые зоны делает течение с диссипацией неустойчивым. Даже при небольших скоростях вращения ротора в ячейках образуются циркуляционные потоки, аналогичные вихрям Тейлора. Поэтому зависимость для коэффициента удельной диссипации энергии при ламинарном течении искалась в виде, аналогичном (3.22).

Геометрический комплекс Γ для дискового ротора не имеет четкой физической интерпретации.

Но так как $\Gamma \sqrt{D_p/2h} \sim (2h/D_p)^{3/2}$, то предполагается, что

$$Ke \sim \left(\frac{2h}{D_d}\right)^{\frac{3}{2}} \cdot Re^2 \quad (3.24)$$

где $Re = \frac{\pi n h D_d}{60 \cdot \nu}$, где D_d – диаметр диска ротора, м.

Обработка экспериментальных данных [1] показала, что наилучшая их аппроксимация достигается в виде

$$Ke = 451 \left(\frac{2h}{D_d}\right)^{\frac{3}{2}} \cdot Re^2 \quad (3.25)$$

Точность определения Ke по формуле (3.2) с учетом (3.25) составляет 15%.

Переход к турбулентности происходит плавно в нешироком диапазоне чисел Рейнольдса ($0,8-1,1 Re_{кр}$).

В турбулентном режиме внутри ячеек сохранялось осредненное течение в виде двух встречно вращающихся тороидальных вихрей.

Обработка экспериментальных данных для этого режима позволила получить для Ke выражение

$$Ke = 0,059 Re^{2,77} \quad (3.26)$$

Эта зависимость при $d = 2,78$ и $\gamma = 0,13$ приводится к виду

$$Ke = (\gamma \cdot Re^2)^{\frac{12}{17-3d}}$$

Таким образом, фрактальная размерность поля диссипации энергии для ротора с дисками больше, чем для гладкого ротора, следовательно, формируемый поток ближе к однородной турбулентности. Предполагается, что это вызвано дополнительной генерацией турбулентности дисками и, в особенности их краями.

Вполне оправданным может являться и традиционное исполнение ротора в виде вала малого диаметра, на котором располагаются диски.

В экспериментах с дисковым ротором число Re изменялось от 10 до 710000 и была достигнута скорость диссипации энергии 1000 Вт/кг.

Опыты показали, что фрактальная размерность поля диссипации энергии в турбулентном режиме увеличивается при использовании ротора с более развитой поверхностью. Для проверки этого предположения ротор аппарата снабжался дополнительными стержнями. В ходе экспериментов исследовалась диссипация энергии только в условиях турбулентного течения, в качестве рабочей среды использовалась вода.

Было установлено, что в зазоре между корпусом и ротором образуются парные встречно вращающиеся макровихри веретенообразной формы, расположенные между витками спирали. В пространстве непосредственно обтекаемом стержнями возникает вихревая дорожка. Вероятно она формируется из попеременно срывающихся со стержней вихрей, которые сносятся набегающим потоком и одновременно дрейфуют в направлении, перпендикулярном ему. Так как стержни расположены по спирали, то вихри с внешней (по отношению к набегающему потоку) ее стороны могут достигнуть следующего стержня, создав тем самым устойчивое течение вдоль спиральной поверхности. С внутренней стороны спирали вихри затухают, образуя турбулентный след. Эта картина в целом хорошо согласуется с явлениями, наблюдаемыми при обтекании пакетов стержней и описанными в [2].

Для коэффициента скорости диссипации энергии Ke была получена зависимость

$$Ke = 0,06 Re^{2,79} \quad (3.27)$$

где $Re = \frac{\pi n h (l_c + 0,5 D_p)}{30 \cdot \nu}$.

Этот результат соответствует $\gamma = 0,136$ и $d = 2,8$. Таким образом, эксперименты со стержневым ротором подтверждают предположение о росте фрактальной размерности поля диссипации энергии с увеличением рабочей поверхности ротора.

В этой серии опытов число Рейнольдса изменялось от 41000 до 200000, значения диссипируемой мощности - от 1,2 до 101 Вт/кг.

Данный ряд экспериментов позволяет сделать следующие выводы:

- роторные аппараты могут обеспечить при газожидкостном взаимодействии значительные (в несколько сотен ватт на килограмм) скорости диссипации энергии;

- использование понятия фрактальной размерности позволяет получить обобщенную зависимость для описания закономерности диссипации энергии при проведении процессов в роторных аппаратах;

- фрактальная размерность d поля диссипации и параметр γ , характеризующий минимальные турбулентные образования, остаются постоянными в широком диапазоне чисел Рейнольдса для роторов одной конструкции и растут по мере увеличения рабочей поверхности ротора;

- следует признать нецелесообразным использование аппаратов с гладким ротором при относительном зазоре, превышающем 0,5, из-за гидродинамической неустойчивости образующегося внутри аппарата течения.

Экспериментальные исследования подтверждают адекватность модели описания диссипации энергии в роторных аппаратах.

При оценке продольного перемешивания в роторных аппаратах определили, что большей фрактальной размерности поля диссипации энергии увеличивается, хотя и очень незначительно, время макроперемешивания, что связано с увеличением доли мелкомасштабных пульсаций в потоке. Поэтому целесообразно использовать для проведения взаимодействия сред роторные аппараты скорость диссипации энергии в которых составляет 5-100 Вт/кг (примерно в 50-1000 раз больше, чем в традиционных аппаратах с мешалкой); дальнейшее увеличение диссипируемой энергии не приведет к ощутимому сокращению времени макроперемешивания.

На основании полученных данных можно сделать вывод о перспективности использования роторных аппаратов для проведения процессов, требующих быстрого и высококачественного двухфазного взаимодействия.

Опыты по растворению твердых частиц позволяют считать, что выражения для определения коэффициентов массоотдачи для систем жид-

кость-жидкость (2.78) и жидкость-газ (2.79) также будут выполняться для роторных аппаратов при больших скоростях диссипации энергии.

Ряд экспериментов [3-4] по обработке гетерогенных сред показали высокую эффективность роторных аппаратов для этих процессов.

Диссипация энергии изучалась также при двухфазном взаимодействии на экспериментальных аппаратах. Опыты проводились с насадками, имеющими различную высоту ступени контакта [5].

Различные гидродинамические условия в исследуемых аппаратах моделировались за счет изменения расходов жидкости и газа, а также за счет изменения частоты вращения валов. Для всех этих условий определялись значения мощности затрачиваемой на перемешивание газожидкостного слоя, и вычислялся коэффициент скорости диссипации энергии.

Для предварительного выявления характера зависимости коэффициента скорости диссипации энергии от критерия Рейнольдса, экспериментальные данные были обработаны в виде степенных функций

$$Ke = ARe^m$$

Если показатель степени m близок к 3, то в аппарате преобладает турбулентный режим, если близко к 2 – то ламинарный режим. Это позволило определить приблизительную область значения числа Re^* в районе 200000. Однако следует заметить, что при визуальных наблюдениях не было замечено сколь либо существенного различия в газожидкостных слоях.

Соотношения, полученные для разных размеров насадок, подтверждают, что коэффициент скорости диссипации энергии зависит как от критерия Рейнольдса, так и от высоты ступени контакта, а точнее от геометрического симплекса h/D_d . Окончательный вид зависимость для Ke , искали в виде

$$Ke \frac{h}{D_d} = A_l \frac{Re^2}{\left(1 + \frac{Re}{Re^*}\right)} + A_r \frac{Re^3}{\left(1 + \frac{Re}{Re^*}\right)} \quad (3.28)$$

Экспериментальные точки достаточно хорошо ложатся на расчетную кривую. Отклонение опытных значений коэффициента Ke от рассчитанных по формуле (3.29) не превышает 20 %.

Проведенные в [5] эксперименты подтвердили адекватность выбранного метода описания диссипации энергии в роторном аппарате.

Для наиболее полного описания системы в [6] была определена скорость диссипации энергии вносимая газовым потоком.

$$e = \frac{P_{газ} G}{z \cdot m \cdot \frac{v^3}{D^3 h}}, \quad (3.29)$$

где давление $P_{газ}$ определялось как разница между давлением в линии нагнетания измеренным в ходе эксперимента и давлением при тех же расходах газа в условиях сухой насадки.

Вычислялось процентное отношение скорости диссипации энергии, вносимой газовым потоком, к энергии, вносимой вращающимися дисками. Результаты по глицерину представлены на рис. 3.3.

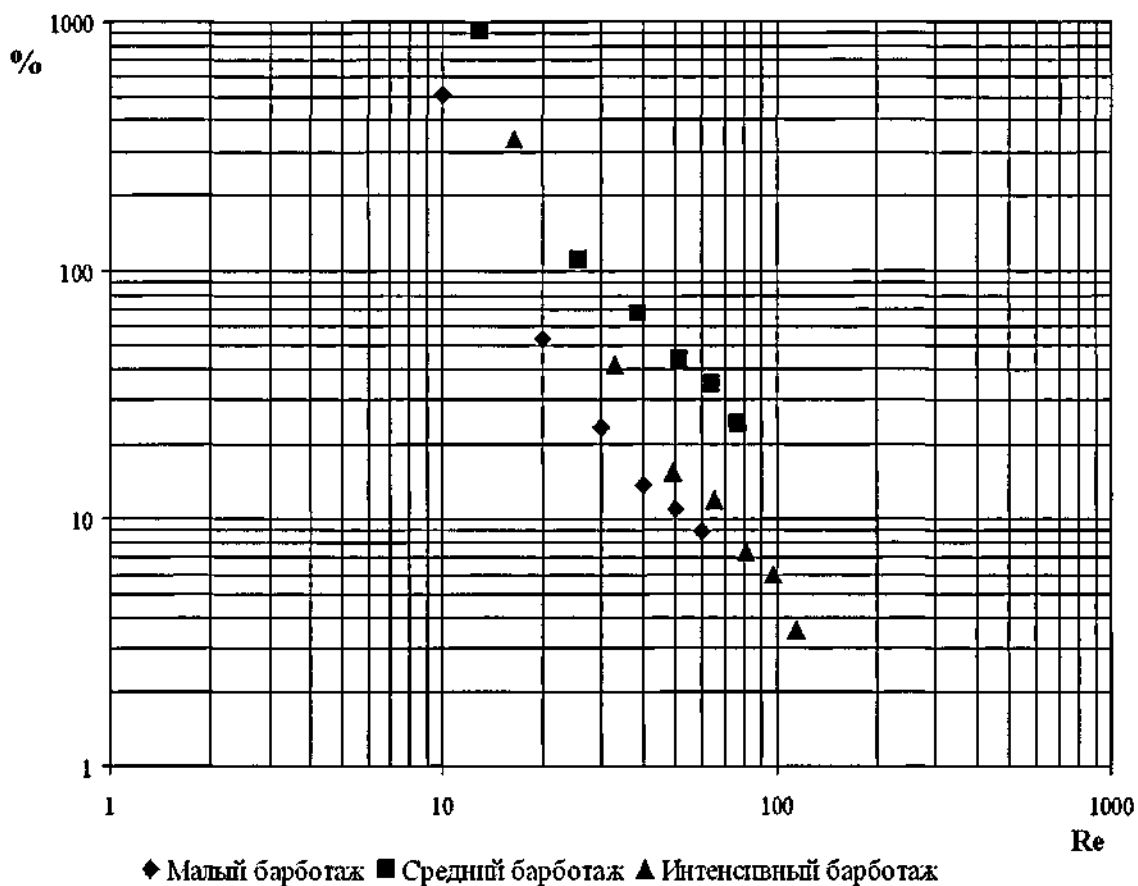


Рис. 3.3. График процентного отношения скорости диссипации энергии вносимой газом к скорости диссипации энергии, вносимой вращающимися дисками от Re

Анализируя, данный график можно сказать, что отношение скорости диссипации энергии газового потока к скорости диссипации энергии, вносимой вращающимися дисками, при малых числах Re превышает сотни раз, но с увеличением Re отношение быстро падает до значений меньших погрешности инженерных расчетов.

Это объясняется двумя причинами. Во-первых, с увеличением Re возрастает энергия, вносимая вращающимися дисками.

Во-вторых, в начале энергия главным образом тратится на преодоление запирающего гидростатического давления, после того как давление в линии его превысит, барботирующий газ быстро вытесняет жидкость из аппарата. С увеличением числа Re возрастает и центробежная сила, вытесняющая жидкость из системы. В результате, чем больше жидкости вытесняется, тем меньшее гидростатическое давление приходится преодолевать; те же рассуждения справедливы и относительно вязких свойств жидкости.

Аналогичные эксперименты, проведенные [6] по воде ($Re^* > 10^4$) показали, что энергия, вносимая газом не превышает 3%, от всей энергии, диссипирующей в аппарате, а с увеличением Re падает до сотых долей процента. Поэтому возможно не учитывать эту энергию в расчетах.

Необходимо отметить, что перфорированная насадка (диски) применяемая в аппаратах показала себя отличным газораспределительным устройством,

позволяющим использовать энергию газового потока для интенсификации обменных процессов в аппарате.

Если аппарат предполагается использовать в качестве барботера при малых числах Re , то задачей оптимизации может стать отыскание такого отношения скоростей диссипации энергии вносимой газовым потоком и перемешивающим устройством, при котором будут минимизированы общие затраты.

Для определения констант теоретической модели были проведена совместная обработка экспериментальных данных

Значение $Re_{кр}$, хорошо согласуется со значениями, приводимыми в литературе [7, 8].

Значение фрактальной размерности d теоретически стремиться к трем, но никогда не достигает этого значения. Анализ экспериментальных данных [6] показал, что для двухроторного аппарата ее можно принять константой равной трем без потери инженерной точности.

Коэффициент γ определяет форму изгиба переходной области, он может принимать значения от 0 до 1, свидетельствуя о степени изотропности турбулентности. Анализ экспериментальных данных позволил принять его равным единице без потери инженерной точности.

Ситуация, когда $\gamma \rightarrow 1$ и $d \rightarrow 3$, соответствует однородной изотропной турбулентности, наблюдаемой, например, сразу за решеткой, полученный результат свидетельствует об очень высокой интенсивности перемешивания, достигаемой в исследуемом аппарате.

Значение коэффициента A подбиралось исходя из условия минимизации ошибок.

В результате были получены следующие значения констант системы (2.106).

$$\begin{aligned} A &= 5 \cdot 10^5, \\ Re_{кр} &= 1,5 \cdot 10^5 \\ \gamma &= 1, \quad d = 3 \end{aligned}$$

Модель хорошо аппроксимирует экспериментальные данные, порядок констант согласуется с встречающимися в литературе, а сами числа просты и удобны для расчета.

При этом, одна модель хорошо описывает область ламинарных течений, переходный режим и область развитой турбулентности.

Хорошо видна связь между изменением характера течения и коэффициентом, описывающим перераспределение объемов занимаемых слоистым и вихревым течениями.

Значения α определены с точностью до константы, поэтому в случае если в будущем будут получены данные, которые нельзя будет привести к модельной кривой изменяя степень α в пределах от 0 до 2, параметры модели должны быть скорректированы (степени свободы модели позволяют сдвигать кривую в небольшом диапазоне).

Чтобы попытаться проникнуть в физическую суть степени α , входящей в критерий геометрического подобия, были построены графики подобранных значений α от отношения h/D .

В результате анализа полученных графиков была выявлена четкая квадратичная зависимость

$$\alpha = a \cdot \sqrt{\frac{h}{D}} \quad (3.30)$$

где a – коэффициент подлежащий экспериментальному определению.

Запись степени α в форме (3.30) дает возможность рассчитывать скорость диссипации энергии в аппарате при установке в него разного количества дисков.

Т.е., такой подход позволяет считать аппараты одного размера с разным количеством одинаковых дисков как один аппарат.

Коэффициент a характеризует гидродинамику аппарата, т.е. при прочих равных он может являться критерием оптимальности конструкции аппарата, в дальнейшем называется *константой аппарата*.

Например, он может позволить принять решение в пользу выбора того или иного контактного устройства (диска).

Проведенные в [6] исследования позволили привести физико-математическую модель к следующей системе уравнений.

$$\begin{aligned} N &= e \cdot z \cdot \rho \cdot \pi \cdot v^3 \cdot D^{-1} \\ e &= (1-k)e_{\text{слой}} + ke_{\text{вихр}} \\ e_{\text{вихр}} &= (\gamma \text{Re}^{*2})^{\frac{12}{17-3d}} \quad e_{\text{слой}} = A \text{Re}^{*2} \\ k &= \Phi \left(\frac{\text{Re}^* - \text{Re}_{\text{кр}}}{\sqrt{2} \frac{\text{Re}_{\text{кр}}}{3}} \right) \quad d = 3, \quad \gamma = 1 \\ \text{Re}^* &= \frac{n \cdot \left(\frac{h}{D} \right)^a \sqrt{\frac{k}{D}} D^2}{\nu}, \quad \text{Re}_{\text{кр}} = 1,5 \cdot 10^5, \\ A &= 5 \cdot 10^5, \end{aligned}$$

a – характеризует конкретный аппарат и определяется экспериментально.

И окончательно в применении к инженерным расчетам

$$\begin{aligned} N &= e \cdot z \cdot m \cdot \frac{v^3}{D^3 h} \\ e &= \left(1 - \Phi \left(\frac{\text{Re}^* - 1,5 \cdot 10^5}{7,07 \cdot 10^4} \right) \right) 5 \cdot 10^5 \cdot \text{Re}^{*2} + \Phi \left(\frac{\text{Re}^* - 1,5 \cdot 10^5}{7,07 \cdot 10^4} \right) \text{Re}^{*3} \\ \text{Re}^* &= \frac{n \cdot \left(\frac{h}{D} \right)^a \sqrt{\frac{k}{D}} D^2}{\nu} \end{aligned} \quad (3.31)$$

В целом можно утверждать, что модель верна, а уточнение значений ее параметров предмет дальнейших исследований.

Литература:

1. Ермаков А. С. Перемешивание жидких сред в роторных аппаратах при больших скоростях диссипации энергии: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 1996. - 177 с.
2. Петин В.Ф., Балабеков О.С. Явление последовательного взаимодействия вихрей в регулярно расположенной насадке массообменных аппаратов // ТОХТ. -1994. - Т.28. - №4. - С. 328-335.
3. Сиренко В.И., Бубликова Е.В. Сравнительный анализ конструктивных особенностей применяемых центробежных теплообменных аппаратов Весник НТУ"ХПИ". – Харьков: НТУ "ХПИ", 2002. – № 16.
4. Сиренко В.И., Бубликова Е.В. Применение центробежных теплообменных аппаратов для решения экологических задач. // Мир техники и технологий. – Харків, 2004. – №2
5. Лебедев С. Н. Гидродинамика и массообмен в двухроторном аппарате для обработки систем газ-жидкость: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 2000. - 174 с.
6. Игнатъев М. А. Исследование скорости диссипации энергии в роторных аппаратах. Материалы конференций политехнического симпозиума. СПб.: Изд-во Политехи. Ун-та - 2006, С. 117 - 119.
7. Kirschbaum E. Neues aus der Rektifiziertchnik. // Zeitschrift VDJ6. - 1956. - Bd. 98, № 32. - S. 1797-1804.
8. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. - М.: Наука, 1974. - 711 с.

3.5. Исследование гидравлического сопротивления контактных устройств

Исследуемый роторный аппарат представляет собой сложный, с точки зрения гидродинамики, объект в котором под действием гравитационных и центробежных сил газовые и жидкостные потоки перемещаются по неопределенным траекториям, но при этом сохраняют общее направление движения. Моделирование гидродинамики такого аппарата представляется достаточно трудоемкой задачей.

В то же время, существует много работ посвященных проблемам определения гидравлического сопротивления при течении через равномерные слои различных насадок или решеток [1, 2]. В этом случае гидравлическое сопротивление ΔP определяется следующим выражением.

$$\Delta P = \xi \frac{\rho}{2} W^2 \quad (3.32)$$

где W – приведенная скорость рабочей среды через насадку; ρ – плотность рабочей среды (газа); ξ – коэффициент гидравлического сопротивления насадки.

В реальном аппарате в объеме насадки орошаемой жидкостью взаимодействуют две фазы, что вносит дополнительные трудности в определение гидравлического сопротивления. В большинстве работ [3 - 24] гидравлическое сопротивление орошаемой насадки ΔP_o определяют как функцию от перепада давления в сухой (неорошаемой) насадке ΔP_c

$$\Delta P = f(\Delta P_c) \quad (3.33)$$

При этом ΔP_c включает информацию о геометрических характеристиках насадки. Вид самой функции зависит от конкретной реализации насадки. Применительно к исследуемому аппарату можно предположить, что она должна содержать информацию о материальных потоках и о динамике ротора.

Таким образом, важной частью гидравлического расчета исследуемого аппарата является расчет гидравлического сопротивления сухой насадки. В общем случае оно может быть определено из выражения (3.32). Однако для исследуемого типа насадки в литературе отсутствуют данные о коэффициенте сопротивления ξ .

При этом перепад давления является величиной, характеризующей гидродинамическую обстановку в аппарате.

Ниже приведены данные по величине ΔP для различных типов контактных устройств роторных аппаратов.

В работе [25] приводится зависимость перепада давления от скорости вращения ротора. Данная зависимость имеет явно выраженный характер: на начальном этапе при увеличении скорости вращения наблюдается сначала снижение перепада давления, а затем рост. Такой характер зависимости ΔP от скорости вращения наблюдается в ряде исследований роторных аппаратов [21, 26, 27]. Здесь имеет место влияние двух факторов на величину перепада давления: это степень перекрытия свободного сечения жидкостью и величина центробежной силы. При увеличении скорости вращения возрастает центробежная сила и уменьшается степень перекрытия свободного сечения (через уменьшение

толщины пленки, размеров капель и т.д.).

На первом этапе уменьшение степени перекрытия свободного сечения насадки жидкостью влияет на ΔP больше, чем рост центробежной силы. Поэтому увеличение числа оборотов приводит к снижению перепада давления. На некотором этапе рост свободного сечения от числа оборотов замедляется (характерные размеры жидкой фазы меняются незначительно) и преобладающим фактором становится возрастающая центробежная сила. Ее рост и приводит к увеличению перепада давления на втором этапе.

Литература:

1. Рамм В. М. Абсорбция газов. - М.: Химия, 1976. - 656 с.
2. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. - М.: Машиностроение, 1975. - 559 с.
3. Гидродинамические и кинетические характеристики высокоэффективной насадки типа колец Диксона. / Я. Д. Зельвенский, А. Е. Коваленко, Т. В. Мухина, В. И. Панфилов. // Хим. пром. - 1977. - № 10. - С. 63-66.
4. Алекперов Г. З. Испытания промышленного абсорбера с псевдоожиженными слоями шаровой насадки. // Переработка газа и газового конденсата: Рефер. сб. - М.: ВНИИЭГАЗПром, 1976. - № 5. - С. 3-10.
5. Насадки массообменных аппаратов для нефтепереработки и нефтехимии: Обзор, инфор. / С. В. Гладилицыкова, В. А. Щелкунов, С. А. Круглов, Ю. К. Молоканов. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1982. - 49 с.
6. Сочешков Н. А., Сидягин А. А., Бахтин Л. А. Оценка рабочих характеристик новой конструкции насадки. // Интенсификация тепло- и массообменных процессов в химической технологии: IV всесоюз. студ. науч. конф.: Тез. докл. - Казань: КХТИ, 1989. - С. 35-36.
7. Тимофеев А. В., Аэров М. Э. Регулярные насадки - перспективные устройства для проведения массообменных процессов. // Инженер-нефтяник. - 1971. - № 5. - С. 185-192.
8. Koch R., Kuciel E., Kuzniar J. Stoffaustausch in Absorptionskolonnen.: VEB Deutscher Verlag fuer Gmndstoffindustrie, Leipzig, 1969. - 200 с
9. Подгорный В. Ф., Хмельницкая И. А. Насадка для массообменных колонных аппаратов. // Химическое и нефтяное машиностроение. - 1971. - № 11. - С. 10-11.
10. Филиппов И. П., Третьяков Н. П., Михалев М. Ф. Высокоскоростной массообменный аппарат с регулярной пакетной насадкой новой конструкции. // Химическое и нефтяное машиностроение: Научно-техн. реф. сб. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978. - № 6. - 12 с.
11. Meier W. Sulzer columns for rectification and absorption. // Sulzer Technical Review. - 1979. - № 2. - P. 46-61.
12. Бельцер И. И., Кочергин Н. А., Олевский В. М. Эффективность регулярной пакетной гофрированной насадки. // III Всесоюзная конференция по теории и практике ректификации. - Северодонецк: б. и., 1973. - Ч. 2. Секция 3-5. - С. 131-135.
13. Промышленные испытания промывной колонны с плоскопараллельной насадкой. / В. Д. Добряк, Е. Я. Дорфман, Н. Я. Чернявская, Е. В. Попова. // Хим.

пром. -1973. -№ 4. -С. 77.

14. Dyduszynski I. Nowe rozwiazanie konstrukcyjne wkładu wypełniajacego dla kolumn desorbcyjnych lub destylacyjnych. // Inzynieria i aparatura chemiczna. - 1970,-№1.-S. 6-9.

15. Стыщенко А. В., Харисов М. А., Баранова М. Ю. Гидравлические и массообменные характеристики регулярной вакуумной насадки. // Хим. пром. - 1978. - № 12. - С. 44-47 (924-927).

16. Федянин Н. А., Живайкин Л. Я., Завакина А. В. О гидравлическом сопротивлении насадки из эластичных нитей при нисходящем движении фаз. // Интенсификация тепло- и массообменных процессов в химической технологии: II всесоюз. студ. науч. конф: Тез. докл. - Казань: КХТИ, 1984. - С. 84.

17. Оловцев С. П., Живайкин Л. Я., Алексеев В. А. Исследование гидравлического сопротивления трубчатой насадки при нисходящем движении фаз. // Интенсификация тепло- и массообменных процессов в химической технологии: II всесоюз. студ. науч. конф: Тез. докл. - Казань: КХТИ, 1984. - С. 84-85.

18. Скоростная насадочная колонна новой конструкции. / Л. И. Баркар, И. М. Аношин, Ю. И. Кочубей, Г. И. Березин. // Химическое и нефтяное машиностроение. - 1975. - № 6. - С. 42-43.

19. Разработка высокоэффективных роторных абсорберов для поглощения газовых выбросов: Отчет о НИР (заключ.) / СПбГТИ(ТУ); Руководитель И. А. Щупляк. - № 01970002129; Инв. № 02.9.70001040. - СПб. - 1996. - 46 с.

20. Юдаев В. Ф. Гидромеханические процессы в роторных аппаратах с модуляцией проходного сечения потока обрабатываемой среды. // ТОХТ. -1994. - Т. 28, № 6. - С. 581-590.

21. Сиренко В. И., Кулов Н. Н., Тютюнников А. Б. Гидродинамика и массообмен в аппарате с вращающейся насадкой. // ТОХТ. - 1992. - Т. 26, № 2. - С. 173-186.

22. Луканин А. В., Соломахин Г. П. Гидродинамика течения и массоперенос в продуваемом закрученном слое жидкости. // ТОХТ. - 1988. - Т. 22, № 4.-С. 435-441.

23. Рудаков Н. С., Андреев Е. И. Гидродинамическое сопротивление тепломассообменных аппаратов. // Изв. вузов. Строительство и архитектура. - 1983.-№4.-С. 102-105.

24. Чепура И. В., Толстов В. В., Рудов Г. Я. Гидродинамика массообменного пленочного аппарата с вертикальными вращающимися дисками. // ТОХТ. - 1986. - Т. 20, № 2. - С. 196-200.

25. Lin C.C. Distillation in a rotating packed bed / C.C. Lin, T.J. Ho., W.T. Liu // Journal of chemical engineering of Japan. – 2002. – № 12. – P. 1298–1304.

26. Лазненко Д. О. Розробка та дослідження малогабаритних апаратів для процесів ректифікації. Дис. на здобуття наук. ступеня к. т. н., Сумський державний університет, 2001.

27. Сидоренко С.В. Гідродинаміка в диспергуючому контактному пристрої відцентрового масообмінного апарата. Дис. на здобуття наук. ступеня к. т. н., Сумський державний університет, 2011.

3.6. Исследование процессов массообмена

Целью исследования массообмена являлось изучение эффективности роторного аппарата в процессе десорбции двуокиси углерода из воды в воздух, а также проверка применимости модели нестационарного массообмена в дисковой насадке роторного аппарата.

Лабораторные исследования проводились на экспериментальном аппарате при десорбции CO_2

Изучение эффективности заключалось в определении интенсивности массообмена в зависимости от гидродинамических параметров системы. В качестве таких параметров использовались расходы жидкой и газовой фаз, а также частота вращения ротора. Влияние каждого параметра на массообмен исследовалось отдельно для различных условий. При этом значения двух других параметров оставались постоянными.

Наиболее характерные экспериментальные зависимости объемного коэффициента массопередачи и коэффициента полезного действия ступени контакта от различных гидродинамических параметров показывают, что увеличение расхода жидкой фазы и увеличение частоты вращения насадки приводит к повышению коэффициента массопередачи, характеризующего интенсивность массообмена [1, 2, 3]. Изменение расхода газовой фазы практически не влияет на качество процесса. Это еще раз подтверждает, что в выбранной газожидкостной системе сопротивление массообмену сосредоточено в жидкой фазе. Также можно выделить тот факт, что объемный коэффициент массопередачи увеличивается при уменьшении высоты ступени контакта.

Иначе ведет себя коэффициент полезного действия ступени контакта. Как можно заметить он практически не зависит от высоты ступени и от расходов материальных потоков обрабатываемых фаз, а является функцией от частоты вращения ротора [1]. Причем увеличение частоты вращения приводит к увеличению коэффициента полезного действия ступени.

Обобщить экспериментальные данные, полученные для различных гидродинамических параметров, возможно при использовании, в качестве определяющего фактора, скорости диссипации энергии в рабочем объеме аппарата ε_v . Выбранный в таком виде определяющий фактор универсален тем, что опосредовано, учитывает влияние практически всех параметров, изменяемых и изучаемых в ходе экспериментов.

Анализ экспериментальных зависимостей позволяет установить следующее соотношение

$$k_{Vx} \sim \varepsilon_v^{0,4} \quad (3.34)$$

Полученное соотношение хорошо согласуется с данными, опубликованными в работах [4, 5, 6]. В тоже время осталась неизменной зависимость коэффициента массопередачи от высоты ступени контакта, причем было установлено, что $k_{Vx} \sim h^{-0,4}$.

Коэффициент полезного действия ступени контакта, определяемый согласно выражениям (3.16) и (3.17), отражает качественную сторону массообмена и формально не зависит от геометрических параметров насадки. Поэтому в

данном случае он наиболее объективно описывает динамику процесса. Таким образом, суть противоречия заключена в определении коэффициента массопередачи.

При определении объемного коэффициента массопередачи по формуле (3.13) подразумевается, что массообмен происходит во всем рабочем объеме дисковой насадки. Приведенные выше рассуждения позволяют предположить, что в действительности массообмен протекает в некотором эффективном объеме $V_{эф}$, величина которого не зависит от высоты ступени контакта.

По аналогии с соотношением (3.34) можно записать следующее выражение:

$$k_{V_{эф}} \sim \varepsilon_{V_{эф}}^{0,4} \quad (3.35)$$

где $k_{V_{эф}}$ и $\varepsilon_{V_{эф}}$ – соответственно, коэффициент массопередачи и скорость диссипации энергии, отнесенные к эффективному объему.

Таким образом, исследование массообмена показало высокую эффективность роторного аппарата. В ходе экспериментов [1] степень извлечения компонента достигала 82 %, а коэффициент полезного действия ступени контакта изменялся от 0,5 до 0,8. Эксперименты подтверждают адекватность предложенной методики расчета массообмена по нестационарной модели, и возможность ее применения для предсказания качественных характеристик обменных процессов, а также расчета промышленных образцов роторного аппарата.

Литература:

1. Лебедев С. Н. Гидродинамика и массообмен в двухроторном аппарате для обработки систем газ-жидкость: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 2000. - 174 с.
2. Сиренко В.И. Гидродинамика и массообмен при двухфазных пленочно-дисперсных потоках в высокоскоростном центробежном аппарате: дисс. ... кандидата техн. наук: 05.17.08 / Сиренко Виталий Иванович. – Москва, 1992. – 142 с.
3. Бубликова Є.В. Закономірності гідродинаміки та масопередачі процесу ректифікації у відцентровому апараті : автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук : спец. 05.17.08 «Процеси та обладнання хімічної технології» / Є.В. Бубликова. – Харків, 2007. – 22 с.
4. Брагинский Л. Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. - Л.: Химия, 1984. - 336 с.
5. Костанян А. Е. Диспергирование в колоннах с внешним подводом энергии. // ТОХТ. - 1985. - Т. 19, № 4. - С. 568-571
6. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. - Л.: Химия, 1975. — 384 с.

4. РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ПРАКТИЧЕСКОМУ ИСПОЛЬЗОВАНИЮ РЕЗУЛЬТАТОВ

4.1. Методика определения основных технологических параметров роторных аппаратов

В ходе экспериментов скорость диссипации энергии в рабочем объеме аппарата достигала уровня 50 кВт/м^3 , о котором еще не сообщалось в литературе. Это соответствовало высокой эффективности массопереноса в дисковой насадке.

При исследовании роторных аппаратов объемный коэффициент массопередачи по жидкой фазе не превышал $0,15 \text{ с}^{-1}$ [1, 6 - 8]. При проведении соответствующего эталонного процесса в роторном аппарате объемный коэффициент массопередачи достигал $0,4 \text{ с}^{-1}$, а коэффициент полезного действия ступени контакта изменялся от 0,5 до 0,8.

Высота ступени контакта в аппарате не превышала 10-30 мм [7], а скорость газа в поперечном сечении достигала 2,5 м/с, в то время как для роторных аппаратов со струйно-капельными контактными устройствами [11 - 30] скорость газа находится в пределах 0,8 - 1 м/с.

Гидравлическое сопротивление ступени контакта не превышало 50 Па что сравнимо с величинами, описанными для роторных массообменных аппаратов [6-30], и на порядок меньше величин известных для колонных аппаратов [2, 3-4, 5, 31 -44].

Таким образом, высокая эффективность конструкций роторных аппаратов подтверждается экспериментально.

Ряд исследований гидродинамики и массообмена в роторном аппарате позволяют предложить рекомендации для определения его основных технологических параметров.

Прежде всего, мы не ставим задачи разработать универсальную модель технологического расчета роторных аппаратов. Методы расчета теплообмена и массопереноса в различных системах достаточно широко представлены в литературе. То же самое относится и к методам математического моделирования. Но все они кроме общих, инвариантных относительно конкретного аппарата алгоритмов используют, как правило, данные, относящиеся к определенному типу аппаратов (аппарату). Эти данные представляют собой различного вида зависимости для определения оптимальной конструкции и геометрических размеров аппарата, расчета потребляемой мощности, коэффициентов тепло- и массообмена и так далее. Поэтому далее определяются соответствующие параметры для роторных аппаратов, которые могут быть использованы в известных математических моделях и методиках расчета.

Алгоритм проектирования в общем виде представлен на рис. 4.1.

Исходными данными для расчета (блок 1) являются технологические параметры: физико-химические свойства и расход компонентов, тепловой эффект реакции и т.д. На их основе выбирается конструкция ротора (блок 2), наиболее подходящая для реализации конкретного процесса.



Рис. 4.1. Общая схема алгоритма проектирования роторных аппаратов.

Следующим важным этапом является определение геометрических размеров аппарата и мощности привода (блок 3).

Сформулируем некоторые рекомендации по режимам работы и конструкции роторных аппаратов.

Реализация ламинарного режима течения в роторных аппаратах является неэффективной, так как этот режим не обеспечивает интенсификацию процессов. Наиболее интересным для проведения процессов в жидких средах может быть режим турбулентный с макровихрями. Ввиду того, что в области, близкой к границе устойчивости, течение в значительной мере зависит от внешних источников возмущений, следует выбирать режим работы аппарата по Re на 10-20% отличается от граничных значений.

Расчет роторного аппарата основывается на созданной оптимальной гидродинамической обстановке, достигаемой в режиме турбулентных макровихрей.

Для этих аппаратов можно считать таким режим работы, при котором обеспечивается скорость диссипации энергии от 5 Вт/кг до 100 Вт/кг. При этом достигается максимальное, по сравнению с традиционными емкостными аппаратами, ускорение процессов переноса в рабочих средах. Дальнейшее увеличение скорости диссипации вряд ли оправдано, так как не влечет за собой существенную интенсификацию процессов и, к тому же накладывает жесткие требования на конструкцию аппарата - в первую очередь на его рабочий объем и мощность привода. Хотя в отдельных случаях возможно использование аппаратов в диапазоне при скорости диссипации до 1000 Вт/кг.

При расчете будем полагать, что проектируемый аппарат используется для извлечения целевого компонента из потока жидкой фазы. Алгоритм проектирования аппарата в общем виде представлен на рис. 4.2.



Рис. 4.2. Схема алгоритма проектирования роторного аппарата

При отработке конструктивной схемы вновь создаваемого аппарата необходимо исходить из данных, полученных по условиям материального баланса:

- расхода газовой фазы G , м³/с;
- расхода жидкой фазы L , м³/с;
- начального содержания целевого компонента в жидкой и газовой фазе, соответственно x_i, y_i ;
- содержания целевого компонента в жидкой и газовой фазе, которого требуется достичь в результате проведения массообменного процесса, соответственно x_k, y_k
- функциональной зависимости, используемой для определения равновесного состава фаз, $y^* = f(x)$.

Прежде всего, необходимо определиться с геометрическими размерами поперечного сечения аппарата. Для этого надо задаться приведенной скоростью газа W плотностью орошения l , а также высотой ступени контакта насадки (выбрать вид КУ).

Высота ступени контакта может быть рекомендована в пределах 10-30 мм.

Скорость газа в аппарате должна выбираться с таким расчетом, чтобы обеспечивалась его устойчивая работа при колебаниях нагрузки. Поэтому для практических расчетов скорость газа в аппарате может быть принята из условия

$$W = (0,8 \div 0,9)W_{кр} \quad (4.1)$$

Критическая скорость газа $W_{кр}$ соответствует скорости, при которой начинается значительный рост гидравлического сопротивления аппарата.

При этом окружная скорость ротора должна соответствовать

$$U_d = 8 \div 12, \text{ м/с.} \quad (4.2)$$

Плотность орошения можно принять из условий устойчивой работы аппарата в пределах

$$l = 15 \div 40, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}). \quad (4.3)$$

Далее находится площадь поперечного сечения аппарата, которая обеспечивала бы заданную скорость газового потока

$$S = \frac{G}{W} \quad (4.4)$$

По размерам поперечного сечения принимается диаметр дисков D_d ротора. При этом для нормальной работы аппарата необходимо обеспечить зазор между кромкой ротора и внутренней поверхностью обечайки. Величина зазора, с точки зрения гидродинамики, должна быть как можно меньшей, и поэтому он определяется точностью изготовления и сборки аппарата.

К важным геометрическим параметрам насадки относится также рабочий объем ступени контакта V_{cm} , который в последствии используется при оценке массообменных характеристик. V_{cm} зависит от геометрии конкретного контактного устройства или насадки.

В последующем расчете определяется мощность, затрачиваемая на перемешивание газожидкостного слоя и приходящаяся на единицу ступени контак-

та. В связи с этим находятся, соответственно, доля дисперсной фазы φ , приведенные плотность ρ и кинематическая вязкость ν газожидкостного слоя.

$$\varphi = \frac{L}{G+L} \quad (4.5)$$

$$\rho = \rho_{ж}\varphi + \rho_{г}(1-\varphi) \quad (4.6)$$

$$\nu = \frac{1}{\frac{\varphi}{\nu_{ж}} + \frac{1-\varphi}{\nu_{г}}} \quad (4.7)$$

Вычисляется частота вращения ротора аппарата

$$\omega = 2 \frac{U}{D_d} \quad (4.8)$$

Затем из выражения для газожидкостного слоя определяется значение критерия Рейнольдса,

$$Re = \frac{\omega \cdot D_d^2}{\nu}$$

которое подставляется в формулу для определения коэффициента скорости диссипации энергии Ke .

Полученный коэффициент используется в формуле (4.9) для определения скорости диссипации энергии ε_v .

$$\varepsilon_v = \frac{\rho \cdot \nu^3}{D_d^4} \quad (4.9)$$

Мощность на перемешивание газожидкостного слоя, приходящаяся на единицу ступени контакта вычисляется из выражения

$$N_{cm} = \varepsilon_v V_{cm} \quad (4.10)$$

Определенная таким образом мощность используется для нахождения объемного коэффициента массопередачи. Здесь необходимо заметить, что последующий расчет массообмена будет основываться на данных связанных с нагрузками по жидкой фазе.

Для определения объемного коэффициента массопередачи можно воспользоваться, предложенной в работе [46], методикой расчета нестационарного массообмена в дисковой насадке. При этом по формуле (2.48) вычисляется диаметр капель $\delta_{кан}$, образующихся во время работы контактного устройства

В соответствии с принятой моделью среднее время жизни капли τ находится из выражений (2.40), (2.41). Коэффициент пропорциональности A_τ принимается равным 1. Затем из выражения (2.39) определяется относительная доля целевого компонента в капле \bar{C} , достигаемая в ней за время τ . Само выражение (2.39) представляет собой бесконечный ряд и поэтому вычисление относительной доли целевого компонента, без привлечения ЭВМ является довольно трудной задачей. При использовании ЭВМ бесконечный ряд может быть заменен конечным с достаточно большим числом членов ряда. Например, при обработке экспериментальных данных хорошая сходимость наблюдается для 1000 членов ряда.

Эффективный объемный коэффициент массопередачи определяется, согласно уравнениям (2.36), (2.44) и (2.45), из выражения.

$$k_{V\text{эф}} = -\frac{\varphi}{\tau} \ln(\bar{C}) \quad (4.11)$$

Значение объемного коэффициента массопередачи отнесенного к рабочему объему аппарата k_{Vx} в этом случае вычисляется из соотношения

$$k_{Vx} = \frac{k_{V\text{эф}}}{V_{an}} \quad (4.12)$$

Объемный коэффициент массопередачи может быть определен и другими известными методами.

Полученное значение объемного коэффициента массопередачи используется при определении числа ступеней контакта z , необходимого для проведения массообмена с заданной эффективностью. Принимая во внимание, что $V_{an} = V_{cm} z$, число ступеней контакта найдется из выражения

$$z = \frac{L(x_n - x_k)}{k_{Vx} V_{cm} \Delta x} \quad (4.13)$$

где средняя движущая сила $\bar{\Delta x}$ рассчитывается с учетом равновесной линии процесса по формуле (3.14) или (3.15). Рассчитанная величина z округляется до ближайшего большего целого значения.

При проведении предварительных расчетов количество ступеней контакта может быть найдено путем использования коэффициента полезного действия ступени контакта (3.16). Например, принимая $KПД_{cm} = 0,5$ можно записать, что

$$z = 2n_{ox} \quad (4.14)$$

Число единиц переноса в данном выражении определяется по формуле (3.17) или по одному из известных графических методов [1].

На данном этапе расчета из условий конструктивной целесообразности некоторые геометрические и кинематические характеристики насадки могут быть изменены. В этом случае проведенный расчет следует повторить.

Зная число ступеней контакта можно определить мощность, необходимую для перемешивания газожидкостного слоя в рабочем объеме аппарата

$$N = N_{cm} z$$

Полный расчет роторного массообменного аппарата необходимо дополнить расчетом прочности и выносливости элементов конструкции, а также оценкой критерия качества с учетом экономических показателей. Последнее может основываться на положениях, предложенных в методике [45].

В заключение отметим несколько замечаний, связанных с проектированием элементов конструкции аппарата.

Подвод жидкой фазы следует осуществлять вблизи КУ внутри аппарата. При этом равномерность распределения жидкости практически не зависит от количества точек ввода, так как она обеспечивается за счет вращения насадки. В связи с этим жидкость должна подаваться по возможности ближе к внутренней кромке дисков.

При работе роторной насадки вместе с газом могут уноситься мелкие капли жидкости, поэтому в проектируемом аппарате следует предусмотреть несколько отбойных ступеней контакта, играющих роль сепараторов. Они должны устанавливаться выше места ввода жидкой фазы. Наличие отбойных ступеней позволяет, кроме того, улучшить устойчивость работы аппарата при повышении нагрузки, как по газовой, так и по жидкой фазе. Например, могут быть реализованы режимы, когда отбойные ступени функционируют как дополнительные рабочие ступени, также повышая эффективность процессов.

При использовании отбойных ступеней необходимо провести дополнительные гидравлические расчеты. Перепад давления на такой ступени рассчитывается, как для сухой насадки.

Роторный аппарат предназначен в первую очередь для проведения процессов абсорбции, ректификации и дистилляции. Вследствие малого гидравлического сопротивления он особенно эффективен в случаях, когда по технологическим соображениям в аппарате должен быть вакуум или перепад давления близкий к нулю (например, при очистке газовых выбросов или при вакуумной ректификации, в том числе нестойких продуктов).

Сформулированные рекомендации могут быть полезны при проектировании роторных аппаратов, работающих при больших скоростях диссипации энергии.

Литература:

1. Рамм В. М. Абсорбция газов. - М.: Химия, 1976. - 656 с.
2. Интенсивные колонные аппараты для обработки газов жидкостями. / Под общей ред. Э. Я. Тарата. - Л.: Изд-во. ЛГУ, 1976. - 240 с.
3. Гелперин Н. Н., Пибалк В. Л., Костянян А. Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. - М.: Химия, 1977.-261с.
4. Броунштейн Б. И., Щеголев В. В. Гидродинамика, массообмен и теплообмен в колонных аппаратах. - Л.: Химия, 1988. - 335 с.
5. Коган В. Б., Харисов М. А. Оборудование для разделения смесей под вакуумом. - Л.: Машиностроение, 1976. - 376 с.
6. Филиппов И. П. Исследование и расчет аппаратов с вертикальными решетками (сетками): Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук. / ЛТИ им Ленсовета. - Л., 1975.-126 с.
7. Сиренко В. И. Гидродинамика и массообмен при двухфазных пленочно-дисперсных потоках в высокоскоростном центробежном аппарате: дисс. кандидата техн. наук: 05.17.08 / Сиренко В.И. – Москва, 1992. – 142 с.
8. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура. / В. М. Олевский, В. Р. Ручинский, А. М. Кашников, В. И. Чернышев - М.: Химия, 1988. - 240 с.
9. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. - Киев: Технжа, 1970. -208 с, ил.
10. А.с. 768410 СССР, МКИ В01 D3/30. Роторная массообменная колонна. Р. Ручинский, Б. А. Турнов, Ю. Т. Нечаев и др. (СССР). - № 2676217; Заявл. 23.10.78; Оpubл. 07.10.80, Бюл. № 37. - 2 с, ил.

11. Кафаров В. В. Основы массопередачи. - М.: Высшая школа, 1972. - 494 с.
12. Neimann F. Rotationskolonnen und andere Bauarten fur die Rektifikation bei Drucken von 20 bis 1 Torr. // Chem. Ing. Techn. - 1961. - Bd. 33, №7. - S. 485-491.
13. Reichle L., Billet R. Vacuum Rectification in High Efficiency Equipment. // Ind. Eng. Chem. - 1965. - V. 52, № 4. - P. 52-60.
14. Kirschbaum E. Neues aus der Rektifizierttechnik. // Zeitschrift VDJ6. - 1956. — Bd. 98, №32.-S. 1797-1804.
15. Харисов М. А., Петров Ю. А. Исследование гидравлических и массообменных характеристик роторных ректификационных колонн. // Материалы III Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации. 4.2. - Северодонецк, 1973. С. 55-61.
16. Галаган Н. К., Никитин И. С. Исследование разбрызгивающих роторов. // Проблемы химического машиностроения. - М.: ЦИНТИнефтехим, 1968. - С. 32-33.
17. Петров Ю. А., Харисов М. А. Исследование оптимальных соотношений конструктивных и гидравлических характеристик при моделировании гидродинамических условий в роторных колоннах. // Теор. основы хим. технол. - 1975. - вып. 2. - С. 77-81.
18. Николаев В. С. Вертикальный роторный аппарат для проведения физикохимических процессов между газами и жидкостями. // Материалы межвузовской конференции по машинам и аппаратам диффузионных процессов. - Казань, 1961. - С. 263-269.
19. Аношин И. М. Об энергии динамического состояния поверхности массопередачи в роторных аппаратах. // Изв. вузов. Пищевая технология. -1962. - №6. -С. 105-108.
20. Аношин И. М., Малин В. Н. Массообмен в ректификационных аппаратах роторного типа и методика их расчета. // Изв. вузов. Пищевая технология. - 1966.-№6.-С. 117-121.
21. Лозовой А. С., Бреднев В. М., Александровский А. А. Роторный массообменный аппарат с рециркуляцией жидкой фазы. // Труды КХТИ. -1973.-вып. 5. -С. 75-83.
22. Сафин Р. Ш., Николаев А. М., Жаворонков Н. М. Ротационный аппарат для проведения процессов массообмена. // Материалы межвузовской конференции по машинам и аппаратам диффузионных процессов. - Казань, 1961. — С.292-296.
23. А.с. 1606137 СССР, МКИ В01 D3/30. Роторная массообменная колонна./ Ю. Г. Нечаев, Е. М. Михальчук, А. В. Овсяков, Н. С. Щербакова (СССР). - № 464479/31-26; Заявл. 01.12.88; Оpubл. 15.11.90, Бюл. № 42. - 4 с.
24. А.с. 1212450 СССР, МКИ В01 D3/30. Тепломассообменная колонна./ Ю.Г.Нечаев, Е. М. Михальчук, В. Р. Ручинский, Ю. А. Басков (СССР).-№ 3738288/23-26; Заявл. 08.05.84; Оpubл. 23.02.86, Бюл. №7.-3 с.
25. А.с. 1230617 СССР, МКИ В01 D3/30. Роторная массообменная колонна./ Ю. Г.Нечаев, Е. М. Михальчук, А. В. Авсюков (СССР). - №3739222/23-26;

Заявл. 11.05.84; Оpubл. 15.05.86, Бюл. № 18.-3 с.

26. А.С. 1599036 СССР, МКИ В01 Д3/30. Роторная массообменная колонна./ Ю. Г. Нечаев, Е. М. Михальчук, М. А. Шепидько, Н. С. Щербакова (СССР).-№ 4611372/31-26; Заявл. 01.12.88; Оpubл. 15.10.90; Бюл. № 38.- 3 с.

27. А.С. 1801541 СССР, МКИ В01 Д3/30. Роторный теплообменный аппарат. / А. Е. Рабко, А. И. Ершов, В. А. Марков, В. К. Волков (СССР). -№ 4917104/26; Заявл. 05.03.91; Оpubл. 15.03.93; Бюл. № 10. - 4 с.

28. Пат. 2009685 Россия, МКИ В01 Д3/30. Роторная массообменная колонна. / Ю. Г. Нечаев, Г. П. Есипов, К. В. Малашихин, А. Ю. Нечаев (Россия) -№ 4945948/26; Заявл. 18.06.91; Оpubл. 30.03.94; Бюл. № 6. -3 с.

29. Гнилуша И. И. Гидродинамика и массопередача в роторно-импульсном аппарате: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук. / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 1995. - 193 с.

30. Пат. 2032442 Россия, МКИ В01 Д3/30. Теплообменный аппарат. / А. Г. Басе- № 5006986/26; Заявл. 29.10.91; Оpubл. 10.04.95; Бюл. № 10.- 3 с.

31. Насадки массообменных аппаратов для нефтепереработки и нефтехимии: Обзор, инфор. / С. В. Гладилицыкова, В. А. Щелкунов, С. А. Круглов, Ю. К. Молоканов. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1982. - 49 с.

32. Сочешков Н. А., Сидягин А. А., Бахтин Л. А. Оценка рабочих характеристик новой конструкции насадки. // Интенсификация тепло- и массообменных процессов в химической технологии: IV всесоюз. студ. науч. конф.: Тез. докл. -Казань: КХТИ, 1989. - С. 35-36.

33. Тимофеев А. В., Аэров М. Э. Регулярные насадки - перспективные устройства для проведения массообменных процессов. // Инженер-нефтяник.- 1971. -№5.-С. 185-192.

34. Koch R., Kuciel E., Kuzniar J. Stoffaustausch in Absorptionskolonnen.: VEB Deutscher Verlag fuer Gmndstofflndustrie, Leipzig, 1969. - 200 с

35. Подгорный В. Ф., Хмельницкая И. А. Насадка для массообменных колонных аппаратов. // Химическое и нефтяное машиностроение. - 1971.- №11. - С. 10-11.

36. Филиппов И. П., Третьяков Н. П., Михалев М. Ф. Высокоскоростной массообменный аппарат с регулярной пакетной насадкой новой конструкции. // Химическое и нефтяное машиностроение: Научно-техн. реф. сб. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978. - № 6. - 12 с.

37. Meier W. Sulzer columns for rectification and absorption. // Sulzer Technical Review. - 1979. -№ 2. - P. 46-61.

38. Бельцер И. И., Кочергин Н. А., Олевский В. М. Эффективность регулярной пакетной гофрированной насадки. // III Всесоюзная конференция по теории и практике ректификации. - Северодонецк: б. и., 1973. - Ч. 2. Секция 3-5. -С. 131-135.

39. Промышленные испытания промывной колонны с плоскопараллельной насадкой. / В. Д. Добряк, Е. Я. Дорфман, Н. Я. Чернявская, Е. В. Попова. // Хим. пром. -1973. -№ 4. -С. 77.

40. Dyduszynski I. Nowe rozwiazanie konstrukcyjne wkładu wypełniajacego dla kolumn desorbujących lub destylacyjnych. // Inzynieria i apparatus chemiczna. -

1970,-№1.-С. 6-9.

41. Стыщенко А. В., Харисов М. А., Баранова М. Ю. Гидравлические и массообменные характеристики регулярной вакуумной насадки. // Хим. пром. - 1978. - № 12. - С. 44-47 (924-927).

42. Федянин Н. А., Живайкин Л. Я., Завакин А. В. О гидравлическом сопротивлении насадки из эластичных нитей при нисходящем движении фаз. // Интенсификация тепло- и массообменных процессов в химической технологии: II всесоюз. студ. науч. конф: Тез. докл. - Казань: КХТИ, 1984. - С. 84.

43. Оловцев С. П., Живайкин Л. Я., Алексеев В. А. Исследование гидравлического сопротивления трубчатой насадки при нисходящем движении фаз. // Интенсификация тепло- и массообменных процессов в химической технологии: II всесоюз. студ. науч. конф: Тез. докл. - Казань: КХТИ, 1984. - С. 84-85.

44. Скоростная насадочная колонна новой конструкции. / Л. И. Баркар, И. М. Аношин, Ю. И. Кочубей, Г. И. Березин. // Химическое и нефтяное машиностроение. - 1975. - № 6. - С. 42-43.

45. Экономическое моделирование аппаратов химических производств./ Гнилуша И. И., Незамаев Н. А., Веригин А. Н., Лежанин А. П. // Современные аппараты для обработки гетерогенных сред: Межвуз. сб. науч. трудов. - Л.: ЛТИ, 1988.-С. 27-33.

46. Лебедев С. Н. Гидродинамика и массообмен в двухроторном аппарате для обработки систем газ-жидкость: Диссерт. на соискание ученой степени к-та. техн. наук / СПбГТИ(ТУ). - СПб., 2000. - 174 с.

4.2. Методика расчета мощности роторных аппаратов

Для определения мощности роторного аппарата можно предложить следующую методику расчета.

На стенде подобном экспериментальной установке (рис. 3.2) снимаются значения мощности при работе сконструированного аппарата (новый тип контактных устройств определяет новый аппарат) на режиме близком к рабочему. В качестве модельных веществ лучше (дешевле) использовать водопроводную воду и воздух.

Затем по формуле (4.15) определяется скорость диссипации энергии в сконструированном аппарате.

$$e = \frac{N}{z \cdot \pi D^2 h \rho \cdot \frac{v^3}{D^3 h}} \quad (4.15)$$

По модельной кривой или аналитически определяется значение Re^* , соответствующее данной скорости диссипации энергии.

После этого определяется значение константы аппарата a , характеризующее данный конкретный аппарат, по формуле

$$a = \sqrt{\frac{D}{h}} \log_{\frac{h}{D}} \left(\frac{Re^*}{Re} \right) \quad (4.16)$$

По заданному рабочему значению Re легко вычисляется или снимается с графика соответствующее значение Re^* , а по нему определяется скорость диссипации энергии при рабочем режиме.

Наконец, по формуле (4.17) вычисляется мощность при перемешивании рабочей газожидкостной системы.

$$N = e \cdot z \cdot m \cdot \frac{v^3}{D^3 h} = e \cdot z \cdot \rho \cdot \pi \cdot D^2 h \cdot \frac{v^3}{D^3 h} = e \cdot z \cdot \rho \cdot \pi \cdot v^3 D^{-1} \quad (4.17)$$

4.3. Использование результатов при оптимизации конструкций аппаратов

Конструкции роторных аппаратов могут быть оптимизирована главным образом за счет изменения контактных устройств: геометрия корпуса остается неизменной.

Не смотря на то, что совершенствование конструкции контактных устройств является одной из основных задач аппаратостроения во всем мире, и постоянно предлагаются их новые конструкции [1-4], на современном уровне развития науки и техники попытки теоретического описания влияния геометрии контактных устройств на эффективность процессов можно считать неконструктивными из-за сложности рассматриваемой системы.

Здесь может иметь место только экспериментальный путь исследования. Исследовать влияние геометрии контактных устройств на эффективность конкретного процесса (теплообмен, массообмен, смешение) достаточно дорого, в тоже время, как отмечалось в предыдущих разделах интенсивность обменных процессов напрямую связана со скоростью диссипации энергии в аппарате, а

следовательно константа a может рассматриваться как интегральный критерий эффективности аппарата и может являться целевой функцией оптимизации.

Такой подход удешевляет эксперименты: достаточно измерить мощность при заданной частоте вращения роторов, причем в качестве рабочей жидкости можно использовать простую водопроводную воду.

Последовательно изменяя геометрию контактных устройств и, устанавливая на экспериментальном стенде соответствующие значения a , можно выявить методом проб и ошибок наиболее эффективную конструкцию аппарата (контактных устройств).



Рис. 4.4. Блок-схема алгоритма оптимизации

Литература:

1. Surface Effects in a Rotating Disk Contactor. Prof. J.T. Daveis, Ph.D., D.Sc, M.A. (member), I.M.Ritghie, M.A., and D.C. Southward, M.A. Chemical Engineering Research and Design - Volume 38a. 1960. P. 67 - 80.

2. Пат. 1678410 Советский Союз, МКИ В 01 D 3/30. Контактное устройство для тепло-массообменного аппарата / В.И. Сиренко и др. №4781028/26 Заявл. 11.01.90; Оpubл 23.09.91; Бюл. № 35.- 3 с.

3. Пат. 2191056 Россия, МКИ В 01 D 3/30. Диспергирующее устройство распылителя / Сорокопуд А.Ф. (RU) № 2001109793/12 Заявл. 2001.04.11; Оpubл 2002.10.20; Бюл. №39. - 4 с.

4. Пат. 2237508 Россия, МКИ В 01 D 3/30. Массообменное контактное устройство / Малета В.Н. и др. (UA) № 2003108850/15 Заявл. 2003.03.28; Оpubл 2004.10.10; Бюл. №38. - 3 с.

5. ОСНОВНЫЕ ТЕХНОЛОГИИ И СФЕРЫ ПРИМЕНЕНИЯ РОТОРНОЙ ТЕХНИКИ

В качестве примеров процессов для проведения которых роторные аппараты были бы по-видимому весьма эффективны можно привести очистку газов от хорошо растворимых примесей, извлечение аммиака из газов коксования углей, охлаждение коксового газа, процессы утилизации и улавливания хлора, хлористого водорода, HF, аммиака, фосгена, твердых частиц и капель различных кислот.

Аппарат будет полезен для абсорбционной очистки газовых выбросов от CO₂. В частности при производстве аммиака при получении CO₂ из дымовых газов. Для этого используется водный раствор моноэтаноламина (МЭА). Поскольку эффективность аппарата существенно зависит от степени турбулизации газожидкостного потока, то с увеличением вязкости интенсивность может несколько снизиться. Однако аппарат не исключает применения вязких концентрированных растворов (МЭА), которые в этом случае необходимо подогревать.

Одним из направлений использования роторных аппаратов может быть утилизация шахтного газа – газа с различной концентрацией метана, который образуется в угольных пластах и концентрируется в стволах шахт при добыче угля, а также, выделяется законсервированными угольными шахтами. Выброс метана в атмосферу оказывает губительное влияние на окружающую среду и является одной из причин возникновения явления глобального потепления на планете (его воздействие на окружающую среду в 21 раз выше чем у CO₂).

Обычно традиционное абсорбционное и ректификационное оборудование отличается большими габаритными размерами и ориентировано на обработку двухфазных потоков со значительными нагрузками по газу или жидкости. Использование таких аппаратов для очистки локальных загрязнений рабочих сред или в малотоннажном производстве неэкономично. Кроме того, при работе с двухфазными потоками, пребывание которых в контактном элементе ограничено во времени или физическими или химическими процессами, возникают дополнительные трудности. Преимущества применения роторного аппарата в этих случаях высоки, а также при проведении процессов массообмена, скорость которого лимитируется скоростью диффузии.

Результаты экспериментальных исследований и опыт работы подобных аппаратов позволяют рекомендовать следующие области применения роторной тепломасообменной техники.

- Реализация пленочного гидродинамического режима для обработки двухфазных потоков с небольшими нагрузками по фазам (скорость газа не превышает 1-1,5 м/с), для которых необходима чрезвычайно высокая степень разделения компонентов.

- Реализация пленочно-дисперсных течений, связанных с большими скоростями (более 5 м/с) фазовых потоков, а следовательно с высокими расходами фаз. В данном случае роторный аппарат будет эффективен в процессах с невысокими требованиями к извлечению целевого компонента, но с необходимо-

стью обрабатывать большие потоки. Следует также учесть, что степень извлечения целевого компонента составит до 0,6-0,7 при отсутствии рецикла.

Максимальный эффект в аппаратах данной конструкции достигается:

1. При реконструкции предприятий имеющих ограничение в площадях;
2. При необходимости изготавливать аппараты из дорогостоящих материалов;
3. При протекании между газом и жидкостью быстрой химической реакции;
4. Для абсорбционной очистки вентиляционных выбросов от вредных газов (SO_2 , CO_2 , NO_2 , HCl , H_2S и др.);
5. Технологические процессы взаимодействия газа и жидкости;
6. Мокрое улавливание тонкодисперсного аэрозоля и пыли;
7. Охлаждение (нагрев), увлажнение (осушка) газа жидкостью.

Конструкции аппаратов, а также методика расчета были использованы в процессе проектирования тепломасообменного оборудования мини установок по переработке попутных нефтяных газов нефтедобычи. При разработке новых нефтегазовых месторождений выделяемый попутный нефтяной газ (ПНГ), как правило, утилизируется путем сжигания из-за отсутствия оборудования, способного качественно отделить имеющийся в газе газоконденсат, что наносит значительный вред экологии. Очищенный газ может быть использован как продукт для реализации или в качестве топлива для газо-поршневых или газотурбинных электростанций, в целях его дальнейшей генерации в электроэнергию. Применение роторного аппарата позволило дополнительно извлекать и перерабатывать попутные нефтяные газы, которые ранее подвергались сжиганию в факелах.

Востребованность данного оборудования является очень высокой. В первую очередь это связано с вводом в эксплуатацию новых скважин, которые должны комплектоваться, в соответствии с современными требованиями, оборудованием, позволяющим проводить качественную первичную подготовку газового углеводородного сырья, и, в особенной степени, попутного нефтяного газа, для целей его промышленной утилизации.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Проведен анализ способов интенсификации массообмена в газожидкостных средах и анализ существующих конструкций роторных аппаратов, в которых взаимодействие фаз происходит в поле центробежных сил при интенсивном перемешивании газожидкостного слоя, с развитой и быстро обновляемой межфазной поверхностью, наряду с принудительным током жидкости. В результате доказана эффективность конструкций роторных аппаратов, показана неприменимость существующих методик расчета, показан подход к расчету скорости диссипации энергии в роторном аппарате.

Проанализированы существующие методы описания процессов, происходящих при работе роторных аппаратов в условиях различных гидродинамических режимов.

Показана возможность учета неоднородности поля диссипации энергии путем определения соответствующей фрактальной размерности. Дан метод определения фрактальной размерности поля диссипации энергии в турбулентном потоке на основе эмпирических данных по скорости диссипации.

На основании теории локальной изотропной турбулентности и понятия о скорости диссипации энергии предложена методика определения мощности, затрачиваемой на перемешивание газожидкостного слоя. Показана зависимость коэффициента скорости диссипации энергии от критерия Рейнольдса.

С учетом представлений о неоднородности поля диссипации энергии приведены зависимости, связывающие скорость диссипации энергии с коэффициентами теплоотдачи и массоотдачи в системах жидкость-твердое, жидкость-жидкость, жидкость-газ.

Теоретическое обобщение ряда исследований позволило привести физико-математическую модель гидродинамических процессов протекающих в роторных аппаратах. Модель опирается на элементы теории диссипативных структур и отличается тем, что единая зависимость описывает все режимы работы роторных аппаратов. В модели использован критерий геометрического подобия, дающий возможность применять единую методику расчета для роторных аппаратов различной геометрии.

Приведена экспериментальная установка для исследования скорости диссипации энергии в роторных аппаратах при различных режимных параметрах.

Предложены практические рекомендации по выбору конструкции роторных аппаратов в зависимости от областей их применения. Даны рекомендации по расчету основных геометрических размеров и технологических параметров роторных аппаратов для проведения массообменных процессов в двухфазных системах. Опора на приведенную физико-математическую модель позволила привести научно обоснованную методику инженерного расчета роторных аппаратов.

Определены области применения аппарата в технологических процессах различных отраслей промышленности.

Научное издание

ОСНОВЫ ГИДРОДИНАМИКИ И МАССОПЕРЕНОСА В РОТОРНЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТАХ

**Пляцук Л.Д., Шапорев В.П., Моисеев В.Ф., Манойло Е.В.,
Питак И.В., Васильев М.И., Васькин Р.А.**

Монография

Ответственный за выпуск Л.Д. Пляцук
Редактор
Компьютерная верстка И.В. Питак

Формат 60x84/16.

Издатель и изготовитель
Сумский государственный университет,
ул. Римского-Корсакова, 2, г. Сумы, 40007
Свидетельство субъекта издательского дела ДК № 3062 от 17.12.2007