

66
E80

МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
РСФСР

ЛЕНИНГРАДСКИЙ ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО ЗНАМЕНИ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ ИМЕНИ ЛЕНСОВЕТА

На правах рукописи

Ершов Александр Иванович

РАЗРАБОТКА, ИССЛЕДОВАНИЕ И ПРИМЕНЕНИЕ ЭЛЕМЕНТНЫХ
СВЯЗЕЙ КОНТАКТА С ВЗАИМОДЕЙСТВИЕМ ФАЗ В
ЗАКРУЖЕННОМ ПРЯМОТОКЕ

(специальность 05.17.08 — процессы и аппараты
химической технологии)

А в т о р е ф е р а т
диссертации на соискание ученой степени
доктора технических наук

Ленинград
1975

66
E 80

МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
РСФСР

ЛЕНИНГРАДСКИЙ ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО ЗНАМЕНИ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ ИМЕНИ ЛЕНСОВЕТА

К.Х.

На правах рукописи

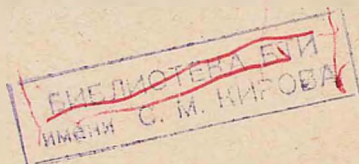
Ершов Александр Иванович

РАЗРАБОТКА, ИССЛЕДОВАНИЕ И ПРИМЕНЕНИЕ ЭЛЕМЕНТНЫХ
СТУПЕНЕЙ КОНТАКТА С ВЗАИМОДЕЙСТВИЕМ ФАЗ В
ЗАКРУЧЕННОМ ПРЯМОТОКЕ

(специальность 05.17.08 -- процессы и аппараты
химической технологии)

А в т о р е ф е р а т
диссертации на соискание ученой степени
доктора технических наук

Ленинград
1975



Работа начата в Ленинградском технологическом институте имени Леновета на кафедре оборудования химических заводов и завершена в Белорусском технологическом институте имени С.М.Кирова на кафедре процессов и аппаратов химических производств.

Научный консультант:

доктор технических наук, профессор В.Н.СОКОЛОВ

Официальные оппоненты:

член-корреспондент АН СССР, доктор технических наук В.А.МАЛЮСОВ,

член-корреспондент АН БССР, доктор технических наук, профессор И.И.САЛАМАТОВ,

доктор физико-математических наук, профессор И.Н.ТАГАНОВ

Ведущее предприятие: Гродненский химический комбинат им. С.О.Притыцкого.

Автореферат разослан 17-июня 1975 г.

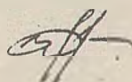
Защита диссертации состоится "19-сентября 1975 г. в 16 часов на заседании Ученого Совета химической техники Ленинградского технологического института им. Леновета.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке института (Загородный пр. 49).

Отзывы и замечания просим присылать в 2-х экземплярах по адресу: Ленинград, 198013, Загородный пр., 49, ЛТИ им.Леновета, Ученый Совет.

Диссертация на русском языке.

Ученый секретарь Совета,
доцент



(Г.Ф.ФРОЛОВ)

Решение задач, поставленных XXIV съездом КПСС по созданию агрегатов большой единичной мощности в химической и нефтехимической технологии возможно на основе комплексных исследований и разработки новых контактных устройств и аппаратов с взаимодействием фаз в скоростных потоках.

Постоянное совершенствование непрерывно-противоточных и ступенчато-противоточных массообменных аппаратов по пути улучшения распределения фаз и снижения уноса жидкости, способствуя дальнейшей интенсификации процессов взаимодействия газо-жидкостных систем, не решает главного вопроса, т.е. не позволяет добиться заметного повышения пропускной способности по газу и производительности установок в целом. В результате чего диаметры типовых тарельчатых ректификационных колонн на крупнотоннажных нефтеперерабатывающих установках типа АТ-6 достигли 7-8 метров, а насадочных абсорберов в азотно-туковых производствах 16 метров и являются фактически пределом дальнейшего увеличения габаритов по условиям изготовления, транспортировки и обслуживания.

Для существенного увеличения допустимых скоростей газа в массообменных аппаратах потребовалось перейти от противотока к прямоточному движению газо-жидкостного потока в зоне контакта и разработке прямоточных контактных устройств. Начало этому направлению у нас в стране положено работами Н.М.Жаворонкова, В.А.Малюсова, П.А.Семенова. В аппаратах с такими насадками, по сведениям авторов, удается достичь скоростей газа на полное сечение 5-6 м/сек.

Однако при чисто прямоточном движении системы в контактных устройствах сохраняется проблема уноса жидкости потоком газа. Унос, наряду со снижением движущей силы процессов тепло-массообмена, приводит к нежелательным промышленным выбросам, являющимися частью исходных, промежуточных или конечных продуктов, участвующих в технологических процессах. С одной стороны, эти вещества представляют собой ценные материалы и их утилизация может заметно снизить расход реагентов, а также себестоимость выпускаемой продукции. С другой стороны, они загрязняют окружающую среду, вызывают разрушение строительных сооружений и оборудования, вредно влияют на здоровье людей.

Одним из перспективных методов, позволяющим значительно повысить скорость газа в аппаратах при хорошей сепарации фаз, является взаимодействие газ-жидкостных систем в закрученном потоке, поступательное движение которого сопровождается вращательным, происходящим в

его поперечных сечениях. Такой поток образуется при вводе газа или жидкости в контактное устройство через тангенциальные щели или закручивающие розетки и затухает после них за счет сил вязкостного трения. При этом достигается значительная интенсификация процессов переноса количества движения, тепла и вещества.

О перспективности практического применения контактных устройств с взаимодействием фаз в закрученном потоке свидетельствуют исследования и разработки, проводимые в научных коллективах под руководством Жаворонкова Н.М., Малюсова В.А., Романкова П.Г., Николаева А.М., Николаева Н.А., Планоковского А.Н. и др.

Большое внимание изучению закономерностей закрученного потока уделили за последние годы советские исследователи Щукин В.К., Алимов Р.З., Ермолин В.К., Устименко Б.П., Гостинцев Ю.А. и зарубежные — Рочино, Лэвен и др.

Вместе с тем сложность механизма взаимодействия фаз, определяющим в котором является гидродинамика, затрудняет объяснение физической сущности многих явлений в закрученном потоке, препятствует созданию инженерных методов расчета и сдерживает разработку и внедрение совершенных аппаратов.

Вышеизложенные обстоятельства послужили причиной выполнения настоящей работы, направленной на изучение характеристик одно- и двухфазного закрученного потока, на разработку конструкций и методов расчета скоростных контактных ступеней элементного типа для газо-жидкостных систем и на практическое использование результатов в химической технологии и технике.

I. Анализ взаимодействия фаз в закрученном потоке

Условия формирования внутренних закрученных потоков весьма многообразны и их классификация базируется пока на чисто внешних признаках, что затрудняет выбор единого подхода к их описанию. Нами за основу взята модель закрученного газо-жидкостного потока в короткой вертикальной цилиндрической трубе, когда сопротивление массообмену преобладает в жидкой фазе. Последнее условие обуславливается тем, что применение скоростных контактных устройств с взаимодействием фаз в закрученном потоке наиболее целесообразно для проведения процессов, требующих максимальной турбулизации менее подвижной жидкой фазы. Направление движения потока на первых порах допускается нисходящее и восходящее.

Здесь необходимо отметить, что возможны два принципиально различ-

ных способа закрутки потока в трубе: с помощью статических закручивателей на всей ее длине и только на входном участке. Соответственно образуется поток I вида, с постоянным шагом винтовой линии движения, и поток II вида, у которого угол подъема винтовой линии и крутка являются переменными по длине. В поле центробежных сил характерен кольцевой режим течения, т.е. газ движется по центральной части канала, а жидкость течет по стенке в виде кольцевой пленки.

Реальный закрученный поток в большей части поперечного сечения канала близок к винтовому и некоторые закономерности его течения могут быть использованы для характеристики закрученного газо-жидкостного потока.

Согласно теории, винтовое движение вызывает вихреобразования, причем оси вихрей совпадают с линиями тока, а вихревые линии с направлением движения потока. Элементарные жидкие и газовые объемы, расположенные вдоль вихревой линии, играющей роль криволинейной оси вращения, вращаются вокруг касательных к ней в соответствующих точках. Отсюда можно сделать очень важный вывод для рассматриваемой модели взаимодействия фаз. Возникающие в тонком слое жидкости вихревые контуры должны быть либо замкнутыми (что весьма сомнительно, ввиду малых толщин пленки), либо заканчиваться у стенки канала и на границе с газовой фазой, что неизбежно приводит к интенсивному вихревому переносу вещества.

В свою очередь наличие поверхности раздела между жидкостью и газом является причиной образования неупорядоченных вихрей. Представления о межфазной турбулентности, условиях необходимых и достаточных для ее возникновения развиты в научных работах В.В.Кафарова и зарубежных ученых.

В принятой модели основной лимитирующей зоной конвективного переноса вещества является эффективный диффузионный пограничный слой жидкости вблизи поверхности раздела фаз, толщина которого определяется величиной характерной скорости турбулентных пульсаций и физико-химическими свойствами жидкости

$$\delta_0'' = \left(\frac{D \cdot \sigma}{\rho_{ж} \cdot v_0^3} \right)^{1/2} \quad (1)$$

Поскольку скорость пульсаций выражается через величину касательных напряжений на границе раздела

$$v_0 = \sqrt{\frac{\tau}{\rho}}, \quad (2)$$

нами проанализировано влияние закрутки потока и направления его движения на величину δ_0'' и интенсивность переноса.

При равенстве средних осевых скоростей движения, т.е. при равных производительностях по газу, касательные напряжения на границе раздела фаз в закрученном потоке выше чем в незакрученном. Во-первых, при углах закрутки $\alpha \leq 45^\circ$ дополнительное усилие, обусловленное круткой потока, превышает усилие для незакрученного движения пленки. Во-вторых, возрастает касательное напряжение вблизи стенки трубы, так как для вязкого подслоя справедливо записать

$$\zeta_0 = \sqrt{\zeta_{ox}^2 + \zeta_{oy}^2}, \quad (3)$$

где $\zeta_{ox} = \mu \frac{\partial u}{\partial \delta}$, $\zeta_{oy} = \mu \frac{\partial w}{\partial \delta}$

Увеличение же касательных напряжений на границе раздела фаз приводит к уменьшению толщины эффективного диффузионного пограничного слоя и к интенсификации процесса переноса вещества, скорость которого зависит также от направления перемещения фаз. В случае восходящего закрученного потока проекция силы тяжести, направленная противоположно направлению движения, способствует увеличению ζ и уменьшению толщины диффузионного слоя, по сравнению с нисходящим потоком.

2. Сравнительные экспериментальные исследования характеристик восходящего и нисходящего закрученного газо-жидкостного потока

Исследования проводили в специально разработанном контактном устройстве, до минимума сокращавшем взаимодействие фаз вне закрученного потока. Оно включало (рис. 1 а и б) короткую вертикальную цилиндрическую трубу - контактный элемент, статический закручиватель, а также узлы подвода и разделения фаз. Конструкция позволяла исследовать характеристики как восходящего, так и нисходящего закрученных потоков без существенных переделок, путем лишь поворота контактного устройства на 180° .

Закономерности потока I вида изучались в сменных трубах трех диаметров 20, 25 и 29 мм со статическими закручивателями, характеристика которых приведена в табл. I. Длина трубок равнялась 170 мм, а длина двухзаходных статических закручивателей 150 мм.

Закономерности потока II⁰ вида изучались в трубе диаметром 25 мм с двухзаходным статическим закручивателем длиной 45 мм и шагом 28 мм.

При определении влияния длины контакта закручиватель устанавливали в элементе через каждые 20 мм. При этом входной патрубок для подвода газа соответственно перемещался на такое же расстояние, что исключало предварительное взаимодействие фаз до закручивателя. Незначительное взаимодействие фаз в узле сепарации было общим для восходящего и нисходящего потоков и приводило лишь к небольшой абсолютной погрешности эксперимента, давая относительную ошибку близкой к нулю.

Таблица I

d , мм	20	25	25	25	25	29
$\Gamma_1 = t/d$	1,1	2,6	1,76	1,12	0,8	1,1

Опыты по гидродинамике и массообмену велись при средних осевых скоростях газа в контактном элементе от 8 до 32 м/сек и плотностях орошения от 0,35 до 1,56 м³/мчас.

Поскольку при абсорбции труднорастворимого газа СО₂ водой основное сопротивление переносу вещества сосредоточено в жидкой фазе, то при обработке опытных данных вместо коэффициента массоотдачи $\beta_{жк}$ рассчитывался объемный коэффициент массопередачи по формуле

$$K_{Vжк} = \frac{G \cdot C_{02}}{V \Delta T_{ср}} \quad (4)$$

В результате обработки получены следующие зависимости: при восходящем потоке I вида

$$K_{Vжк} = 121 U^{0,77} L^{0,46} \Gamma_1^{-0,21} \quad (5)$$

при нисходящем потоке I вида

$$K_{Vжк} = 34,4 U^{1,2} L^{0,5} \Gamma_1^{-0,6} \quad (6)$$

при восходящем потоке II вида

$$K_{Vжк} = 716 U^{0,58} L^{0,23} \Gamma_2^{-0,7} \quad (7)$$

при нисходящем потоке II вида

$$K_{Vжк} = 125 U L^{0,4} \Gamma_2^{-0,4} \quad (8)$$

Ниже приведена сравнительная таблица 2 коэффициентов массопередачи в зависимости от скорости газа и плотности орошения в исследованных вариантах с сохранением постоянными геометрических характеристик контактных элементов, из которой видно, что коэффициенты массопередачи для восходящего потока с закруткой на начальном участке выше, чем для других вариантов.

Таблица 2

L м ³ /мчас	U м/сек	K _{VЖ} , I/час			
		воох. I	нисх. I	воох. II	нисх. II
0,390	10	452	334	571	324
0,390	13	553	459	666	420
0,390	16	648	590	752	515
0,624	10	559	420	638	385
0,624	13	684	578	743	498
0,624	16	802	744	839	611
0,858	16	646	492	686	433
0,858	13	790	677	800	560
0,858	16	927	872	933	687

Средняя погрешность полученных расчетных зависимостей составляет 5,4 и 5,8% соответственно для нисходящего и восходящего потоков.

Важным показателем для оценки различных вариантов является перепад давления на гидравлическое сопротивление, экспериментальное исследование которого проводилось на системе воздух-вода, воздух-растворы глицерина в воде, воздух-растворы этилового спирта в воде, смесь CO₂ и воздуха - вода. Как показала обработка опытных данных, гидравлическое сопротивление восходящего закрученного потока несколько больше, чем нисходящего, однако разница с увеличением скорости газа уменьшается и при определенных числах Re_r доходит до нуля. Это объясняется тем, что при малых расходах газа действие собственного веса жидкой фазы соизмеримо с прочими затратами кинетической энергии несущего газового потока, а при $Re_r > 30000$, оно становится незначительным по сравнению с остальными источниками гидравлических потерь и в пределах погрешности опыта разницей можно пренебречь.

Для объективной оценки важно было провести сравнение вариантов, взяв за показатель некоторую величину, учитывающую интенсивность процесса и затраты энергии на транспортировку двухфазной системы. В качестве такого показателя нами принято количество абсорбируемого вещества в единицу времени с единицы объема, приходящееся на единицу затрат энергии.

$$E = \frac{V_{\text{абс}}}{\Delta P F U_r V} \cdot \frac{\text{кг/час}}{\text{м}^3 \text{кВт}} \quad (9)$$

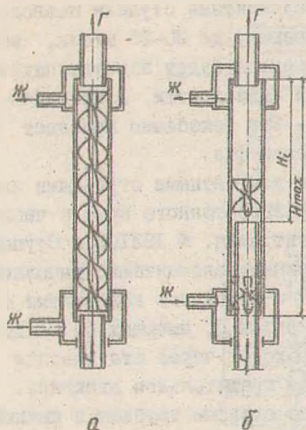


Рис. 1

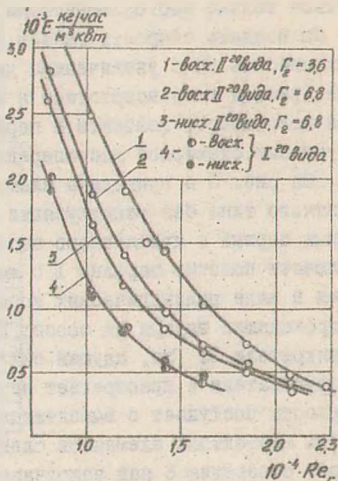


Рис. 2

Как следует из представленной графической зависимости (рис. 2), наиболее эффективным является восходящий закрученный поток П^{IV} вида, для которого получены максимальные значения E .

3. Разработка новых контактных ступеней элементного типа

Анализ взаимодействия фаз в закрученном газо-жидкостном потоке и результаты сравнительных исследований послужили основой для создания новых контактных ступеней, позволяющих значительно увеличить пропускную способность массообменных аппаратов. Под ступенью контакта здесь понимается такое устройство, которое соответствует по своим функциям обычным массообменным тарелкам, если даже ступень включает один контактный элемент.

При всем многообразии газо-жидкостных систем, технологических режимов ведения процессов и внешних условий любое контактное устройство не может быть универсальным. Поэтому нами созданы конструкции, отвечающие различным назначениям.

Элементные ступени контакта без рециркуляции жидкости.

В случае отсутствия рециркуляции жидкости эффективность ступени практически равняется эффективности отдельного элемента. Учитывая малое время контакта обеих фаз, из-за высоких скоростей движения,

конструкции такого принципа действия, по нашему мнению, должны выполняться только многоэлементными. Хотя одноэлементные ступени позволили бы поднять скорость газа в целом по аппарату до 20-25 м/сек, эффективность их с увеличением диаметра элементов будет заметно падать, т.е. расход газа возрастает в квадратичной зависимости, а приведенная поверхность контакта в первой степени. Это неизбежно приведет к ухудшению суммарной массопередачи и сепарации фаз.

На рис. 3 а приведена схема аппарата с контактными ступенями элементного типа без рециркуляции жидкости, разработанного нами в числе самых первых и признанного изобретением (авт.свид. № 182108). Ступень включает полотно тарелки 1 с жестко заделанными элементами, выполненными в виде цилиндрических коротких труб 2 с отбойными колпачками 4 и проходящих внутри их соосно переливных трубок 5, имеющих на концах закручители 3. Газ, идущий снизу вверх, проходит через статические закручители и приобретает наряду с осевым вращательное движение. Жидкость поступает с вышележащей тарелки по сливным трубкам в нижнюю часть контактных элементов следующей по счету ступени и выводится через отверстия 6 над закручивателями. В поле центробежных сил она отбрасывается к внутренней стенке контактных элементов и увлекается в виде кольцевой пленки закрученным потоком газа, взаимодействуя с ним при высоких скоростях. На выходе из элементов жидкость сепарируется и с помощью отбойных колпачков отводится в межтрубное пространство, где теряет скорость, скапливается на полотне тарелки и по переливным трубкам перетекает на нижележащую ступень. Газ направляется на вышележащую ступень.

Другое разработанное и защищенное авторским свидетельством № 401376 решение элементной ступени контакта фаз ^{газ} рециркуляции приведено на рис. 3 б. Ступень состоит из полотна тарелки 1, на котором укреплены трубчатые контактные элементы 2, снабженные статическими закручивателями 3 на входе, отбойными колпачками 4 на выходе и воротниками 6, одеваемыми на группы или все элементы ступени. При установке воротников на отдельные ряды элементов рециркуляция частично сохраняется. Охватывая элементы одним общим воротником, можно полностью устранить не всегда желаемую рециркуляцию жидкости через них. В последнем случае жидкость поступает одинакового состава во все элементы. Вместо индивидуальных сливных трубок в каждый элемент предусмотрены общие сливные устройства, широко используемые в других типах ступеней.

Элементные ступени контакта с рециркуляцией жидкости.

Увеличение скорости газа в зоне контакта приводит к интенсификации процесса переноса, но при этом уменьшается время контакта и не-

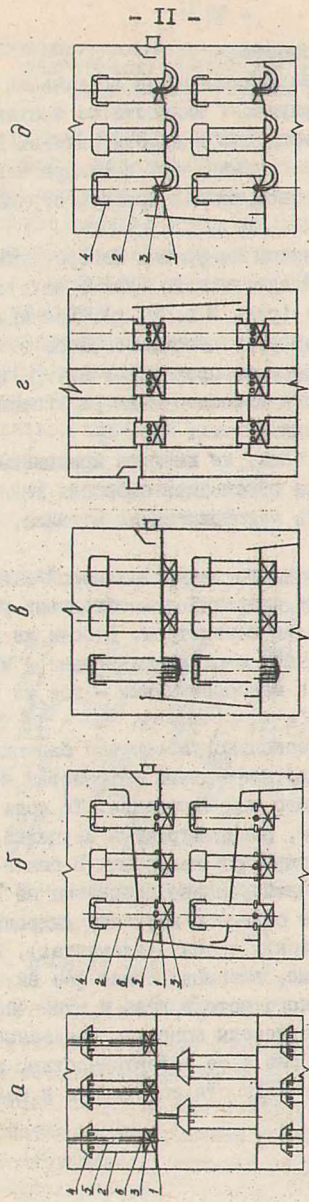


Рис. 3

редко разделительная способность.

Одним из наиболее приемлемых способов увеличения времени взаимодействия фаз является рециркуляция жидкости на контактной ступени. Возникающее при этом перемешивание жидкости снижает движущую силу, однако дополнительное время контакта при высокоразвитой межфазной турбулентности может с избытком компенсировать отрицательное влияние перемешивания.

С участием автора выполнены на уровне изобретений конструктивные решения контактных ступеней элементного типа с некоторыми отличиями по подводу и разделению фаз (рис. 3 в, г, д). Для них характерно то, что при противотоке по аппарату в целом, основное взаимодействие газ-жидкостной системы на ступенях происходит внутри элементов в восходящем закрученном потоке с последующим разделением фаз в поле центробежных и гравитационных сил.

Элементные ступени контакта, не имеющие принципиальных ограничений по диаметру, в состоянии обеспечить скорость газа на полное сечение до 10 м/сек и могут быть изготовлены из металла, пластмасс и керамики.

Необходимым условием быстрого внедрения новой аппаратуры в промышленность является наличие сведений и необходимых расчетных зависимостей по основным техническим параметрам. Работа же любых контактных ступеней определяется очень многими факторами - конструктивными, гидродинамическими, тепло- и массообменными - все из которых учесть весьма трудно.

В нашем случае задача несколько упрощается благодаря тому, что эти ступени относятся к числу контактных устройств, позволяющих использовать принцип элементного моделирования. То есть результаты, полученные на одном элементе, распространяемы на целый ряд элементов или на всю ступень без рециркуляции жидкости. В связи с чем общая задача последующих исследований условно разделена на внутреннюю и внешнюю. К внутренней задаче отнесено изучение гидродинамики и массообмена в коротких цилиндрических трубах (элементах), как самостоятельной контактной подсистеме, взаимодействие фаз внутри которой зависит от структуры закрученного потока газа и пленочного течения жидкости. К внешней задаче отнесены вопросы, связанные с гидродинамической обстановкой на ступени и ее эффективностью, которые определяются распределением газа и жидкости по ступени в целом (циркуляция, байпас, просок).

4. Закономерности распределения скоростей в закрученном потоке при ламинарном и турбулентном режимах движения

Степень интенсификации процессов переноса в закрученном потоке определяется в основном абсолютным значением и характером распределения тангенциальной скорости по радиусу и длине трубы, величина которой оказывает сильное влияние также на сепарацию жидкости. В связи с чем вопрос о затухании тангенциальной скорости в потоке при закручивании его только на начальном участке приобретает важное теоретическое и прикладное значение.

Характер затухания тангенциальной составляющей ламинарного течения ранее исследовался посредством линеаризации полной системы уравнений Навье-Стокса. Существующие в настоящее время численные методы расчета течения вязкой жидкости дают возможность решить задачу в нелинейной постановке.

Нами рассмотрена задача, когда поток имеет на входе в трубу постоянную по сечению осевую скорость U_{cp} и закручивается по закону твердого тела.

Система уравнений Навье-Стокса для стационарного ламинарного течения несжимаемой жидкости записана в цилиндрических координатах

$$\begin{aligned} \rho \left(v \frac{\partial v}{\partial r} + u \frac{\partial v}{\partial z} - \frac{w^2}{r} \right) &= - \frac{\partial p}{\partial r} + \mu \left(\nabla^2 v - \frac{v}{r^2} \right) \\ \rho \left(v \frac{\partial w}{\partial r} + \frac{vw}{r} + u \frac{\partial w}{\partial z} \right) &= \mu \left(\nabla^2 w - \frac{w}{r^2} \right) \\ \rho \left(v \frac{\partial u}{\partial r} + u \frac{\partial u}{\partial z} \right) &= - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \nabla^2 u \\ \frac{\partial v}{\partial r} + \frac{v}{r} + \frac{\partial u}{\partial z} &= 0 \end{aligned} \quad (10)$$

Граничные условия приняты следующими:

$$v = w = u = 0 \quad \text{при} \quad r = R \quad (11)$$

$$u = U_{cp}, v = 0, w = \omega \cdot r \quad \text{при} \quad z = 0 \quad (12)$$

$$v = w = 0, u = 2U_{cp}(1 - r^2/R^2) \quad \text{при} \quad z = L, \quad (13)$$

Условие (13) означает, что на достаточно большом расстоянии от входа течение считается гидродинамически стабилизированным и тангенциальная составляющая скорости отсутствует.

Для решения системы (10) применен разностной метод, предложенный Сполдинггом и его сотрудниками, обладающий достаточной простотой, экономичностью, универсальностью.

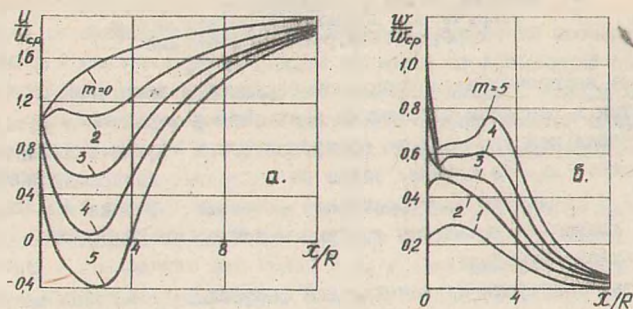


Рис. 4

Конечно-разностной формой преобразованных уравнений (10) является система нелинейных алгебраических уравнений, которая решена численно методом Зейделя. При решении использована неравномерная сетка 21×15 . $X_c = 100$. Критерием сходимости служила величина

$$\lambda = \left[\frac{y^{(N)} - y^{(N-1)}}{y^{(N)}} \right]_{\text{макс}} < 0,005, \quad (14)$$

где N — номер итерации.

Полученное в результате решения распределение осевой и тангенциальной скорости по длине показано на рис. 4 а и б, из которого видно, что закрутка потока сохраняется на небольшом участке длины трубы. При степени закрутки $m > 4$ в районе оси появляется зона обратных токов.

Определено полное касательное напряжение на стенке по уравнению:

$$\bar{\tau}_o = \frac{4}{Re} \sqrt{\left(\frac{\partial u}{\partial r}\right)^2 + \left(\frac{\partial w}{\partial r}\right)^2} \quad (15)$$

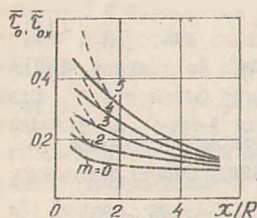


Рис. 5

При этом установлено (рис. 5), что вклад тангенциальной составляющей касательного напряжения заметен лишь на входе ($x < 1,5R$). В свою очередь перераспределение осевой скорости по радиусу также увеличивает значение касательных напряжений.

Для проведения массообменных процессов в скоростном закрученном потоке особый интерес представляют закономерности течения при турбулентном режиме движения.

Уравнение турбулентного осесимметричного движения вязкой жидкости для тангенциальной составляющей скорости после оценки порядка входящих в него членов записано нами в виде

$$u \frac{\partial w}{\partial x} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left[r^2 \nu_r \left(\frac{\partial w}{\partial r} - \frac{w}{r} \right) \right] \quad (16)$$

С помощью (16) возможен расчет затухания тангенциальной скорости, если известно распределение ν_r . Для ν_r , не зависящим от r , выполнено аналитическое решение (16) при следующих граничных условиях:

$$w = 0 \text{ при } r = 0 \quad w = 0 \text{ при } r = 1 \quad (17)$$

$$w = f(r) \text{ при } x = 0 \quad (18)$$

При решении использовано конечное интегральное преобразование Ханкеля. После преобразований окончательно получено

$$w = 2 \sum_p \frac{J_1(\rho r)}{J_2^2(\rho)} \left\{ \int_0^1 f(r) r J_1(\rho r) dr \right\} \exp \left(- \frac{2 \nu_r}{u Re} \rho^2 x \right), \quad (19)$$

где суммирование происходит по всем положительным корням, из которых первые три равны: 3,83; 7,02; 10,17. Ряд (19) быстро сходится и для расчетов достаточно провести суммирование по двум корням. Значения ν_r и $f(r)$ определяются из эксперимента.

В действительности ν_r не является постоянной величиной даже в области вне пограничного слоя. На основе гипотезы пути перемешивания Прандтля принята следующая связь между ν_r и градиентом скорости

$$\nu_r = \ell^2 r \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{w}{r} \right), \quad (20)$$

где ℓ - путь перемешивания, являющийся функцией r .

При кинематическом подобии тангенциальную скорость можно представить

$$w = w_{\max}(x) \varphi(r) \quad (21)$$

Подставив (20) и (21) в (16) и разделив переменные, имеем

$$w_{\max}^{-2} \frac{dw_{\max}}{dx} = \frac{1}{r^2 u \varphi} \frac{\partial}{\partial r} \left[r^2 \ell^2 \left(\frac{\partial \varphi}{\partial r} - \frac{\varphi}{r} \right)^2 \right] = -\lambda^2 \quad (22)$$

Отсюда для w_{\max} получено

$$w_{\max} = \frac{1}{\lambda^2 x + C} \quad (23)$$

Из (23) видно, что затухание тангенциальной скорости происходит по гиперболе, в то время как в (19) затухание определяется экспонентой.

Если ограничиться одним членом ряда, то из выражения (19) следует зависимость

$$w_{\text{макс}} = w'_{\text{макс}} \exp(-C_2 x), \quad (24)$$

где $w'_{\text{макс}}$ — максимальная тангенциальная скорость в сечении при $x=0$.
Значения постоянных λ , C , C_2 и $w'_{\text{макс}}$ доступнее всего определить из экспериментальных данных.

5. Экспериментальное исследование полей скоростей и давлений в закрученном потоке

Поля скоростей и давлений исследованы на лабораторной установке, позволяющей изучать гидродинамику одно- и двухфазного закрученного потока. Опты велись в трубах разных диаметров — 30, 40, 51 мм, относительной длиной $l/d = 4+5$, с закруткой потока на входе тангенциальными щелями при соотношении суммарной площади щелей и площади сечения трубы (критерий крутки) $F_{\text{щ}}/F = m = 1,0; 0,612; 0,383$. Расход газа соответствовал изменению числа Re_r , подсчитанному по средней осевой скорости, в пределах $(3,33+8,33) \cdot 10^4$.

Принят способ раздельных замеров направления вектора полной скорости (угол закрутки), полного и статического давлений пневмометрическими трубками типа "лебединой шеи". Замеры проводились в 4-х сечениях по высоте трубы. Первое из них располагалось непосредственно за входными щелями при исследовании однофазного потока и за питателем при исследовании двухфазного потока. Последующие — через интервалы длины, равные диаметру. Ориентация зондов в потоке выполнялась с помощью специально спроектированного и изготовленного координатника.

В результате обработки экспериментальных данных получено распределение осевой и тангенциальной скоростей (рис. 6 и 7) в элементах. Профиль осевой скорости, мало изменяясь по длине, существенно зависит от степени крутки потока. Для $m = 1$ зона обратных токов располагается на оси трубы, а для $m = 0,383$ — в виде узкого кольца на некотором расстоянии от оси. При $m = 0,612$ имеем профиль подобный предыдущему, но без возвратного течения. Для тангенциальных скоростей установлено подобие профилей в различных сечениях, что согласуется с результатами (Гостинцев Ю.А., Зайцев В.М. ИЖ, 20, № 3, 1971), полученными в трубах с завихрителями в виде скрученной ленты. По абсолютному значению максимум тангенциальной скорости превышает среднюю осевую скорость в 2-4 раза, соответственно степени закрутки, и с уменьшением m смещается к стенке. Дальнейшая обработка позволила определить затухание крутки по длине и оценить применимость рассмотренных выше двух выражений для V_r . С помощью опытных данных зависимости (23) и (24) приводятся к следующему виду:

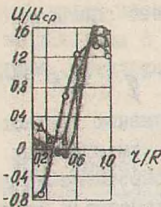


Рис. 6

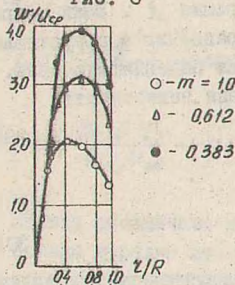


Рис. 7

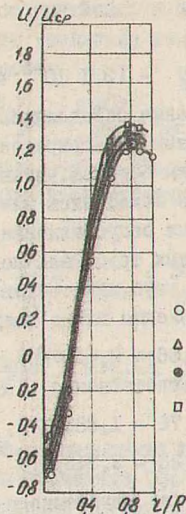


Рис. 8

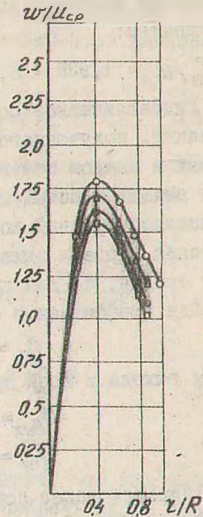


Рис. 9

$$W_m/U_{cp} = 2.14 \exp(-0.016 \cdot z/R) \quad (25)$$

$$W_m/U_{cp} = \frac{1}{0.0135 \cdot z/R + 0.444} \quad (26)$$

Трудность сравнения (25) и (26) состоит в том, что мы располагаем сведениями, полученными на коротких трубах. Экспериментальные данные других авторов, выполненные на длинных трубах лучше согласуются с (26), что и следовало ожидать, т.к. $V_r \neq const$.

Изучено влияние орошения на структуру турбулентного закрученного потока газа в трубе диаметром 51 мм, $m = 1$, на системе воздух-вода при $Re_r = (5,1+8,5) \cdot 10^4$ и плотности орошения $q = 0,25+2,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$. Замеры проводили по принятой методике с периодической продувкой зондов.

Согласно опытам (рис. 8 и 9) в исследованном диапазоне орошений у поверхности раздела фаз происходит увеличение осевой скорости в результате оттеснения газа пленкой жидкости. При $q = 2,3$ зона обратных токов в четвертом сечении исчезает, что является следствием затухания тангенциальной скорости, которая, в отличие от осевой, уменьшается по всему сечению, но профили ее в первом приближении остаются подобными.

Изменение максимальной тангенциальной скорости по длине описывается выражением:

$$w_m/u_{cp} = 1,935 - 6,8 \cdot 10^{-2} q - (3,1 \cdot 10^{-2} + 2,12 \cdot 10^{-2} q) x/R \quad (27)$$

Гидравлическое сопротивление определялось по изменению полного давления, полученного численным интегрированием экспериментальных данных в каждом сечении. Таким образом, установлено сопротивление входа и выхода. Потери на трение находились для всего элемента и по ним вычислялся средний коэффициент сопротивления трения λ . Если сопротивления входа и выхода длинных труб малы по сравнению с сопротивлением трения, то для коротких труб они составляют подавляющую долю.

Для коэффициента сопротивления входа получена зависимость

$$\xi_{вх} = \exp(3,66 - 2,53 m), \quad (28)$$

а для выхода и всей трубы соответственно

$$\xi_{вых} = \exp(2,76 - 1,865 m), \quad (29)$$

$$\xi_m = \exp(4,23 - 2,345 m) \quad (30)$$

Гидравлическое сопротивление двухфазного закрученного потока изучалось на системе воздух-вода и воздух-водные растворы оксиэтилцеллюлозы (ОЭЦ-7) при расходе газа 40+200 м³/час и жидкости 25+1100 л/час.

Согласно обработке, опытные данные с точностью $\pm 10\%$ описываются выражениями:

$$\xi_{оп} = \xi + 3,22 \left(\frac{L}{G} \right) \left(\frac{v_{жк}}{v_r} \right)^{0,35} \quad (31)$$

для $q < 0,9$;

$$\xi_{оп} = (\xi + 1) + 1,31 \left(\frac{L}{G} - 1 \right) \left(\frac{v_{жк}}{v_r} \right)^{0,215} \quad (32)$$

для $q > 1$.

По результатам экспериментального исследования структура потока в основном определяется степенью закрутки и мало зависит от диаметра трубы и расхода в принятом диапазоне скоростей. Максимум осевой и тангенциальной составляющих скорости смещается в пристенную зону и их значения значительно превосходят среднерасходную скорость, что по-ложительно сказывается на интенсивности процессов переноса.

6. Закономерности течения пленки под действием закрученного потока газа

Со стороны газового потока к пленке приложены касательные напряжения, обеспечивающие вынужденное движение жидкости. Допуская, как и другие авторы, что определяющее влияние на течение оказывает осевая

составляющая касательного напряжения, и пренебрегая радиальным градиентом давления в пленке, из уравнения изменения количества движения получена следующая зависимость

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\delta} \rho_{ж} u^2 dy = \delta \frac{d\rho}{dx} - \tau_{ox} - \delta \rho_{ж} g + \tau_x \quad (33)$$

Если представить профиль осевой скорости в пленке в виде полинома третьей степени, то после промежуточных преобразований будем иметь

$$\begin{aligned} -1,243 \frac{\rho_{ж} g^2 \delta^3}{\rho} - 0,146 \frac{g \tau_x \delta^3}{\nu_{ж}} - 0,146 \frac{g \delta^3 \tau_x'}{\nu_{ж}} - 0,0561 \frac{\tau_x^2 \delta^3 \delta'}{\nu_{ж} \mu_{ж}} \\ - 0,0374 \frac{\tau_x \delta^3 \tau_x'}{\nu_{ж} \mu_{ж}} - 2,4 \frac{\mu_{ж} g}{\delta^2} - \frac{2 \delta \tau_x}{R} + 1,2 \tau_x - \delta \rho_{ж} g \end{aligned} \quad (34)$$

где штрихи обозначают дифференцирование по x .

Оценка порядка величин уравнения (34) показывает, что для коротких труб можно, без существенной погрешности, пренебречь левой частью и вторым слагаемым в правой части, тогда

$$\delta^3 \rho_{ж} g - 1,2 \tau_x \delta^3 + 2,4 \mu_{ж} g = 0 \quad (35)$$

и

$$\delta = 0,4 \frac{\tau_x}{\rho_{ж} g} + \sqrt{-\frac{m}{2} + \sqrt{\frac{m^2}{4} - \frac{e^3}{27}}} + \sqrt{-\frac{m}{2} - \sqrt{\frac{m^2}{4} - \frac{e^3}{27}}}, \quad (36)$$

где $m = -0,127 \frac{\tau_x^3}{\rho_{ж}^3 g^3} + \frac{2,4 \mu_{ж} g}{\rho_{ж} g}$; $e = -0,48 \frac{\tau_x^2}{\rho_{ж}^2 g^2}$

Толщина пленки в закрученном потоке определяется зависимостями, подобными для осевого потока, но с другими касательными напряжениями, которые заранее должны быть известны.

Для сравнения проведена серия расчетов по формуле (36), при этом τ находилось по потерям давления в двухфазном потоке. Расчетные данные удовлетворительно согласуются с экспериментальными при небольших плотностях орошений. С увеличением нагрузок по жидкости расчетные значения, как и для осевого потока, становятся меньше опытных.

Более исчерпывающие сведения по толщине пленки получены нами экспериментально путем непосредственных замеров в элементах диаметром 30, 40 и 51 мм, относительной длиной $e/d = 5$, при соотношении суммарной площади тангенциальных входных щелей к площади сечения элемен-

та (критерий крутки) $m = 1,0; 0,612; 0,363$ в диапазоне изменения $q = 0,3+4 \text{ м}^3/\text{час}$, $U_{cp} = 12+30 \text{ м/сек}$ и $\gamma_{ж} = 1+7 \text{ ост.}$

В процессе опытов замерялась минимальная, характеризующая непрерывный слой жидкости у стенки, средняя и максимальная толщины пленки. Замеры осуществлялись контактным методом иглы с наружным диаметром $0,7 \text{ мм}$. Для выяснения влияния "мостика" поверхностного натяжения на точность измерений проведены поверочные опыты с иглой наружным диаметром $1,5 \text{ мм}$. Данные, полученные двумя иглами, полностью совпали и подтвердили отсутствие влияния "мостика".

В зависимости от q выявлено 3 характерных режима. Первый из них C - наблюдается до $q < 1$, второй D - для $1 < q < 2,2$, третий E - при $q > 2,2$. Режим C характеризуется относительно стабильным волнообразованием, срыв капель с поверхности пленки практически отсутствует и, очевидно, это соответствует ламинарно-волновому течению жидкости. Толщины δ_{cp} и δ_{max} с увеличением q изменяются слабо. Режим D характеризуется турбулентным течением пленки, при этом δ_{cp} и δ_{max} резко возрастают с увеличением q . В режиме E происходит срыв капель жидкости с поверхности пленки потоком газа, что приводит к незначительному изменению δ_{cp} и δ_{max} при увеличении нагрузки по жидкости. Следует отметить, что при $q < 0,3$ наблюдается неустойчивый режим течения; выражающийся в периодических разрывах сплошности пленки.

Согласно результатам обработки $\delta_{мин}$ не зависит от расхода жидкости и величины x/d . Данные с точностью 12% обобщаются зависимостью

$$\delta_{мин} = \frac{1,52}{U_{cp}^{1,3} d^{0,3}} \quad (37)$$

По δ_{cp} и δ_{max} опытные данные с точностью 17% обобщаются расчетными зависимостями:

$$\delta_{cp} = \frac{Aq^b}{U_{cp}^a} \gamma_{ж}^c m^d \left(\frac{x}{d}\right)^e \quad (38)$$

$$\delta_{max} = \frac{Bq^n}{U_{cp}^e} \gamma_{ж}^d m^t \left(\frac{x}{d}\right)^k \quad (39)$$

Соответствующие постоянные и показатели степеней приведены в таблицах 3 и 4.

Результаты по толщине пленки, полученные в зависимости от режимных параметров могут быть использованы для определения конструктивных размеров узла сепарации контактных элементов.

Таблица 3

Режим	<i>A</i>	<i>a</i>	θ	<i>c</i>	<i>d</i>	<i>e</i>
<i>C</i>	19,6	1,7	0,12	0,15	0,74	0,2
<i>D</i>	3,5	1,1	1,60	0,12	1,50	0,3
<i>E</i>	5,0	1,0	0,60	0,40	1,70	0,2

Таблица 4

Режим	<i>B</i>	<i>e</i>	<i>n</i>	<i>s</i>	<i>t</i>	<i>κ</i>
<i>C</i>	33	1,6	0,5	0,16	0	0,33
<i>D</i>	12	1,2	2,0	0	1,6	0,26
<i>E</i>	55	1,4	0,75	0,5	2,0	0,13

С целью изучения внутренней структуры пленочного течения в контактных элементах, нами применена индикаторная методика исследования. При этом в качестве индикатора использован раствор хлористого калия. Для реализации методики разработана специальная схема организации входного сигнала и оботродействующее переключающее устройство (рис. III), обеспечивающее четкость входного сигнала при высоких скоростях движения потока.

Опыты проводились при изменении нагрузок по жидкости от 65 до 440 л/час и скорости газа от 18,0 до 27,5 м/сек.

Первичные функции отклика получены в виде зависимости "ток-время" и при помощи тарировочной кривой "концентрация-ток" пересчитаны в зависимость "концентрация-время". По полученным выражениям $C = \varphi(\tau)$ найдены кривые вымывания $C/C_0 = I(\tau)$, а затем рассчитаны значения функции интенсивности

$$\lambda(\tau) = - \frac{d}{d\tau} \ln [I(\tau)] , \quad (40)$$

анализ которых показал, что часть жидкости в пленке движется значительно медленнее основной массы, а часть движется в поршневом режиме, близком к идеальному вытеснению.

Для описания поперечной неравномерности и продольного рассеяния в потоке жидкости предложена комбинированная гидродинамическая модель (рис. II), включающая зону поршневого течения *A* с долей потока через нее φ и долей занимаемого объема \mathcal{L} , а так же зону *B* с числом ячеек полного перемешивания n и долей потока через нее $1 - \varphi$. Мо-

дель позволяет отразить различные упрощенные случаи и обладает большой гибкостью при достаточной наглядности. В соответствии с моделью передаточная функция имеет вид

$$W(p) = \varphi \exp\left(-p \frac{\lambda}{\varphi} \tau\right) + (1 - \varphi) \left(\frac{1 - \lambda}{1 - \varphi} \frac{1}{n} p \bar{\tau} + 1\right)^{-n} \quad (41)$$

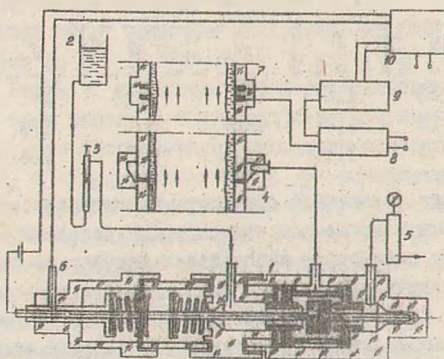


Рис. 10

1 - переключающее устройство; 2 - емкость с индикатором; 3 - микроамперметр; 4 - коллектор; 5 - накопитель вакуума с вакуумметром; 6 - фиксирующий стержень; 7 - кольцевые электроды; 8 - генератор I3-33; 9 - блок выпрямления и демодуляции; 10 - регистрирующее устройство

Выражение для статистических моментов, полученное из передаточной функции по методу Ван-дер-Лаана

$$\bar{M}_{n,1} = \lambda \left(\frac{\lambda}{\varphi}\right)^n + (1 - \lambda) \left(\frac{1 - \lambda}{1 - \varphi}\right)^n \prod_{i=1}^n \left(1 + \frac{1}{n}\right) \quad (42)$$

позволяет, при подстановке в левую часть значений моментов, найденных по экспериментально полученным кривым распределения, определить параметры φ , λ и n . Решение выполнено численно методом Ньютона на ЭВМ. Значения параметров аппроксимированы полиномами в зависимости от режимных и конструктивных параметров. Сравнение экспериментальных и расчетных значений (по величине и положению максимумов функций и их предельным значениям) по 120 опытам показало работоспособность выбранной модели.

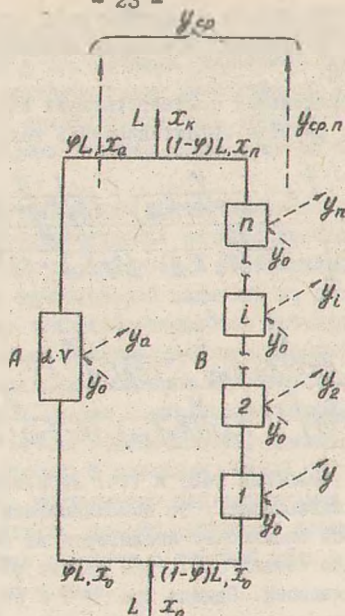


Рис. II

Для исследованного диапазона изменения режимных параметров получены следующие значения: λ - от 0,03 до 0,23; ψ - от 0,016 до 0,036.

Параметры λ и ψ имеют вполне определенный физический смысл: в частности, λ характеризует относительную толщину поршневой зоны. Сравнение рассчитанных значений толщины этой зоны δ_A со значениями минимальной толщины пленки δ_{min} показало, что их изменение аналогично при изменении скорости газа и для проведенных опытов $\delta_A < \delta_{min}$. Основная масса жидкости, согласно исследованиям, перемещается в волнах.

7. Эффективность контакта фаз в кольцевом закрученном прямотоке

В основу описания эффективности контакта фаз в закрученном газожидкостном потоке положена разработанная и проверенная комбинированная гидродинамическая модель (рис. II), допускающая полное перемешивание газа на входе в контактный элемент. Это часто принимаемое допущение в данном случае совершенно оправдано, вследствие интенсивной

турбулизации газового потока и наличия зоны обратных токов. Равновесная зависимость в пределах изменения концентраций в одном элементе принята линейной.

В результате применения соответствующих способов обработки получены выражения для расчета эффективности в газовой фазе

$$E_y = \frac{L}{mG} \left[\frac{1 - \frac{\varphi}{\exp(\lambda_a E_{va})} - \frac{1 - \varphi}{(\lambda_b E_{vb} + 1)^n}}{\frac{\varphi}{\exp(\lambda_a E_{va})} + \frac{1 - \varphi}{(\lambda_b E_{vb} + 1)^n}} \right] \quad (43)$$

и в жидкой фазе

$$E_x = \frac{1 - \frac{\varphi}{\exp(\lambda_a E_{va})} - \frac{1 - \varphi}{(\lambda_b E_{vb} + 1)^n}}{1 - \frac{L}{mG} \left[1 - \frac{\varphi}{\exp(\lambda_a E_{va})} - \frac{1 - \varphi}{(\lambda_b E_{vb} + 1)^n} \right]} \quad (44)$$

Так как параметры уравнений (43) и (44) исследованы ранее и для них имеются расчетные зависимости, то использование данных уравнений не представляет большой сложности. Анализируя их не трудно установить, что увеличение числа секций n , при прочих равных условиях, приводит к росту эффективности. Однако при $n > 5$ этот прирост становится незначительным. Влияние параметра E_v на E_y и E_x не является проблематичным.

Например, при абсорбции труднорастворимого газа основное сопротивление массопереносу сосредоточено в жидкой фазе и справедливы соотношения:

$$E_{va} = 1 - \exp\left(-N_L \frac{L\varphi}{E \cdot mG}\right), \quad (45)$$

$$E_{vb} = 1 - \exp\left(-N_L \frac{(1-\varphi)Ln}{(1-E)mG}\right), \quad (46)$$

где $N_L = \frac{x_0 - x_1}{\Delta x_n}$ - число единиц переноса в жидкой фазе.

Локальные эффективности в зонах могут быть определены также исходя из известной связи их со временем контакта фаз (в нашем случае - это среднее время пребывания жидкости в элементе).

Для подтверждения адекватности принятой комбинированной модели реальному процессу проведено сравнение значений эффективности, рассчитанных по модели и экспериментально найденных при десорбции CO_2

из водного раствора воздухом в элементах с тангенциальными целевыми закручивателями ($F_{\text{ц}}/F = 1$). Среднее отклонение результатов составило 10,6%, что является подтверждением необходимого условия адекватности. Достаточное условие адекватности было выявлено проверкой известных простых моделей, давших большее отклонение по сравнению с комбинированной моделью.

Таким образом, полученная при помощи индикаторной методики информация для описания гидродинамических неоднородностей и эффективности контакта, является вполне достоверной и исчерпывающей.

Результаты замеров концентраций жидкости по высоте элемента свидетельствуют о том, что основной массообмен происходит на начальном участке. На длине, превышающей три диаметра, концентрация изменяется слабо и дальнейшее увеличение размеров контактной зоны не представляется целесообразным, т.к. ведет к увеличению расстояния между ступенями. Относительное снижение эффективности, приходящейся на единицу прироста длины зоны контакта в элементе, можно объяснить затуханием крутки, вследствие чего уменьшается тангенциальная составляющая, стабилизирующая течение пленки, растет амплитуда низкочастотных волн, начинается срыв частичек жидкости с гребней волн и их унос с газом, характерный для осевого потока.

8. Гидродинамика элементных ступеней

Гидродинамика ступени во многом определяется расходом фаз и равномерностью их распределения по сечению.

Используя уравнения Бернулли для жидкости и газа с учетом неравномерности профилей скоростей и давлений, получили

$$u_{\text{ж}} = \psi \sqrt{2gH + K_L u_{\text{сп}}^2 - \frac{2\Delta P_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}} \quad (47)$$

где $K_L = \frac{\Delta P_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} u_{\text{ж}}^2} (1 - \xi_{\text{ср}} + \xi_{\text{вх}} - a^2 + 2K_L)$

$\Delta P_{\text{ж}}$ — потери давления на транспортировку жидкости;

K_L — константа, зависящая от места ввода жидкости вдоль радиуса: в районе оси $K_L > 0$, в районе стенки $K_L < 0$.

При обработке опытных данных по гидравлическому сопротивлению ступени установлено для $L/G = 0,5+4$ следующее соотношение

$$\xi_{\text{ср}} = \xi_{\text{ср}} + K_C \frac{1}{G} \quad (48)$$

где K_C — зависит от вязкости жидкости и способа подвода (для воды $K_C = 1$).

Выражая $\Delta P_{ж}$ через $\xi_{оп}$ и подставляя в (47), после преобразований имеем

$$U_{ж} = -a_1 U_{ср} + \sqrt{(a_1^2 + a_2) U_{ср}^2 + a_3 H} \quad (49)$$

где $a_1 = \varphi^2 K_c \frac{F_{ш}}{F}$, $a_2 = \varphi^2 K_i$, $a_3 = 2g \cdot \varphi^2$

Полученная расчетная зависимость (49) связывает количество поступающей жидкости со скоростью газа в элементе и уровнем слоя на тарелке, а также учитывает физические свойства обеих фаз, сечение элементов и способы подвода фаз.

Для сравнительной оценки различных способов подвода жидкости нами проведены экспериментальные исследования гидродинамики элементных ступеней на системе воздух-вода при средних скоростях газа в элементах 15-30 м/сек и уровне жидкости на тарелке 15-75 мм. Опытные данные обработаны на ЭВМ и представлены в табл. 5 для ступеней с тангенциальными щелевыми закручивателями.

Таблица 5

Способы подвода жидкости	a_1	$a_2 \cdot 10^{-3}$	a_3
По центральной U-образной трубке	0,013	3,03	4,72
По загнутым радиальным трубкам	0,041	10,60	13,21
По прямым радиальным трубкам	0,019	3,50	5,50

Для ступеней с лопастными закручивателями получена упрощенная расчетная зависимость, справедливая при угле наклона лопастей 30-45°, диаметре подводящей трубки 10-25 мм и диаметре контактного элемента 100-150 мм.

$$U_{ж} = \varphi \sqrt{2gH + 1,09 \cdot 10^3 \frac{F}{F_{ж}} \cdot \frac{U_{ср}}{d_r^{1,5} H^{0,25} \varphi^2}} \quad (50)$$

где d_r - диаметр подводящей трубки;
 α - угол наклона лопастей.

Равномерность распределения фаз по элементам исследована в зависимости от точности изготовления и угла наклона тарелки в аппарате диаметром 1 м при скорости газа в контактных элементах 12-30 м/сек. Испытывались тарелки, предназначенные для промышленного внедрения на установках дистилляции лактема, с элементами диаметром 102,5 мм. Установлено, что отклонение расхода жидкости через каждый элемент от

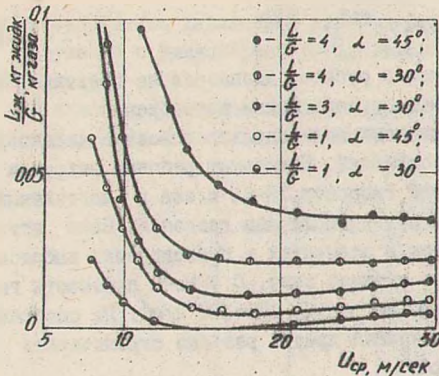


Рис. 12

приведенные ранее. Для ступеней с лопастными закручивателями получено эмпирическое расчетное выражение вида

$$\xi = 4.9 (\operatorname{tg} \alpha)^{0.8} + \frac{1}{G} \quad (51)$$

При соотношении нагрузок $\frac{1}{G} \leq 0.5$ в диапазоне устойчивой работы коэффициент сопротивления орошаемой контактной ступени равен коэффициенту сопротивления без орошения.

Межтарельчатый унос является одним из факторов, сдерживающих производительность барботажных ступенчатых аппаратов. Достоинство новых ступеней состоит в том, что при движении газо-жидкостной системы в закрученном потоке происходит процесс сепарации и разделения фаз непосредственно в контактных элементах, благодаря чему величина уноса значительно меньше, чем на других ступенях.

У элементных ступеней (рис. 3) узлы разделения одинаковые, а узлы формирования потока и подвода отличаются. Последнее не дает возможности получить единую аналитическую зависимость, поэтому унос определялся экспериментально. Поскольку самые благоприятные условия для уноса в элементах с центральным подводом жидкости на ступенях с такими элементами и проведена основная серия опытов. Результаты по уносу, представленные на рис. 12, характерны и для других вариантов.

Попытки обработать результаты в виде обычных степенных зависимостей приводят к выражениям, дающим большую погрешность при расчетах из-за того, что зависимость величины уноса от скорости газа заметно меняется при различных плотностях орошения. Учесть такое нелинейное взаимодействие параметров удалось с помощью эмпирического уравнения вида

среднего значения не превышает 6%, причем с увеличением скорости газа эта неравномерность уменьшается.

Гидравлическое сопротивление элементных ступеней в основном определяется сопротивлением отдельного элемента. Для ступеней с тангенциальными шелевыми закручивателями можно использовать зависимости (31) и (32),

$$e = 2781q^{0,22} u^{-\frac{2,7}{q^{0,22}}} \quad (52)$$

Согласно исследованиям, унос в рабочем диапазоне не превышает 2% и влияние его на эффективность ступени можно пренебречь.

Исследования гидродинамики позволили сделать выводы о диапазоне устойчивой работы элементарных ступеней. Начальные рабочие нагрузки по газу соответствуют среднеосевой скорости 10-13 м/сек в контактных элементах диаметром 30+150 мм при атмосферном давлении. Ниже этих скоростей жидкость скапливается в элементах и периодически выбрасывается из них вверх или свободно стекает вниз. С учетом плотности газа нижний предел следует принимать до $\rho u_{ср}^2$ 150+180 н/м². Из соображений приемлемых потерь напора верхний предел разумно ограничивать значениями $\rho u_{ср}^2$ 900+1200 н/м².

Нагрузки по жидкости, исходя из требования полного смачивания поверхности контакта, должны быть выше 0,2+0,3 м³/мчас. Верхний предел орошения определяется уносом и q следует принимать меньше 5 м³/мчас.

9. Эффективность элементарных ступеней

Методы описания эффективности, получившие распространение при исследовании барботажных ступеней контакта и базирующиеся на применении моделей гидродинамической структуры потоков фаз, могут быть применены и к ступеням элементарного типа. Как отмечалось выше, влияние неоднородностей структуры потоков на эффективность контакта наиболее полно учитывается с помощью комбинированных моделей. Однако расчетные выражения для эффективности, получаемые обычно при последовательном определении концентраций от зоны к зоне с учетом материальных балансов для потоков, весьма трудоемки. Процедура упрощается с применением модели функции распределения, позволяющей учесть сложные структуры с небольшими затратами времени. В диссертации достаточно полно освещены некоторые уточняющие моменты применения этой модели и последовательность получения расчетных выражений для элементарных ступеней.

Математическое описание работы ступени основывается на следующей гидродинамической модели (рис. 13). Поток жидкости, поступающей на ступень, частично байпасирует от начала к концу (доля βL). Часть потока проскакивает мимо отдельных элементов (KL), остальная попадает в элементы. Некоторая доля (γL) потока после выхода из элемента снова попадает в тот же элемент за счет рецикла. Для упрощения описания параметром модели служит не локальная эффективность, как обычно, а эффективность отдельного элемента E_x , что позволяет зара-

нее не задаваться характером взаимодействия фаз внутри элемента.

Допущение о равномерном распределении газа по элементам оставлено в силе.

На основании вышесказанного выражение для эффективности по предложенной модели с использованием МЭР имеет вид для жидкой фазы

$$E_{mL} = \frac{1-\beta}{1-\frac{\beta}{n}(1-\beta)} \quad (53)$$

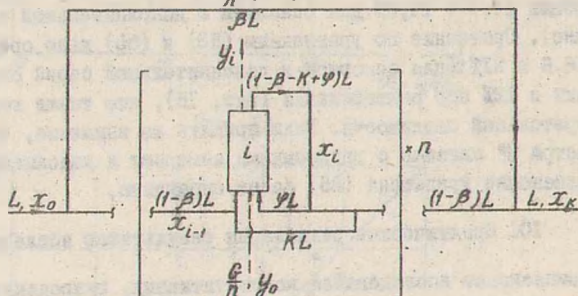


Рис. 13

где $\beta = \beta(1-\beta) \left\{ \frac{K\psi E_x \lambda + (1-\beta)(1-\beta-K)[E_x n(1-\beta-K+\psi)\lambda] - (1-\beta-K)^2 E_x \lambda}{1-\beta[\psi E_x \lambda + (1-\beta-K)[E_x n(1-\beta-K+\psi)\lambda]]} \right\} \cdot \beta \quad (54)$

Параметры модели могут быть определены по статистическим характеристикам кривых распределения, как это было проделано для единичного элемента.

Исследования гидродинамики ступени по индикаторной методике позволили установить, что байпас жидкости от начала к концу тарелки отсутствует, а доля рецикла ψ очень мала. Преваляющим фактором является проскок. В этом случае $K = 1 - \frac{\beta}{L}$ и выражения (54) и (54) заметно упрощаются, т.е.

$$\beta = \left[\frac{E_x(1-K)(n-\lambda) + \lambda}{E_x n(1-K) + \lambda} \right]^n \quad (55)$$

Наконец, при $\beta = K = \psi = 0$ и $n = 1$, т.е. для ступени без циркуляции имеем

$$E_{mL} = E_x \quad (56)$$

Экспериментальное исследование эффективности проводили на лотковой с 4-мя элементами $\phi 20$ мм и круглой с 7-ю элементами $\phi 102$ мм

ступенях, соответственно: при десорбции CO_2 из водного раствора воздухом и ректификация системы уксусная кислота - вода. При этом установлена важная для практики особенность: эффективность элементной ступени контакта очень мало зависит от скорости и в рабочем диапазоне нагрузок остается практически постоянной (рис. 14, данные получены при ректификации).

Сравнение опытных данных с расчетными по уравнениям (53) и (54) показывает их хорошую сходимость (среднее отклонение составило при десорбции 14,3 и 19,9% для основной и дополнительной серий соответственно). Сравнение по уравнениям (53) и (55) дало среднее отклонение 16,6 и 21% (для основной и дополнительной серий опытов) при десорбции и 12% при ректификации (рис. 15), что также говорит об удовлетворительнойходимости. Если принять во внимание, что определение параметра ψ связано с трудоемкими замерами и усложнением расчета, то применение уравнения (55) более оправдано.

10. Практическая реализация результатов исследования

Комплексные исследования конструктивных, гидродинамических и массообменных характеристик элементных ступеней позволили перейти к стадии их промышленных испытаний на холодных и горячих стендах и внедрению в производство в качестве контактных тарелок и сепараторов.

В период пуска и освоения производства капролактама на Гродненском химическом комбинате им.С.О.Притыцкого было установлено, что часть массообменного оборудования не обеспечивает проектных показателей. Это обстоятельство потребовало проведения обследования и реконструкции ряда установок, в том числе и установок концентрирования водного раствора лактама, включающих по три тарельчатые колонны $\varnothing 1\text{ м}$.

Несмотря на большой запас реальных тарелок, качество разделения при работе установок на нагрузках близких к проектным ухудшалось и содержание лактама в дистилляте достигало 4% при норме 0,01%. Причиной этому являлась ограниченная пропускная способность колонн по сравнению с остальным оборудованием технологической схемы.

На основании проведенных испытаний реконструированы две промышленные установки. В шести колоннах вместо двенадцати ситчатых смонтировано по пять тарелок с 16 прямоточно-центробежными контактными элементами диаметром 100 мм на каждой из них. После чего содержание лактама в дистилляте снизилось до следов, а скорость пара по сечению колонны достигнута 6 м/сек.

Экономический эффект только за счет снижения потерь лактама составил 67 тысяч руб. в год.

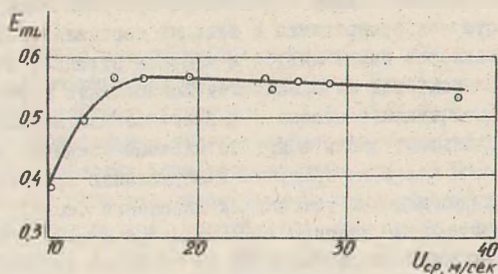


Рис. 14

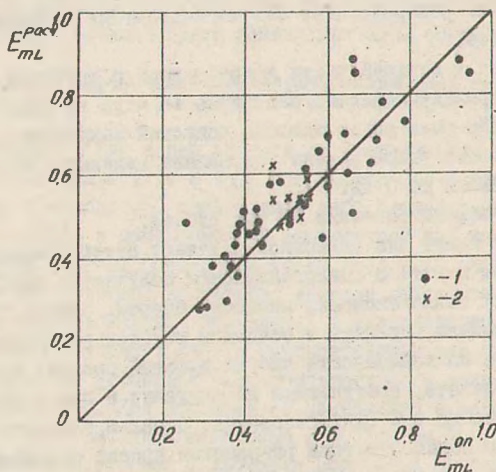


Рис. 15

- 1 - при десорбции CO_2 из воды;
2 - при ректификации смеси "уксусная кислота - вода"

В связи с расширением производства капролактама на 20% проектом реконструкции предусматривалось строительство третьей установки концентрирования лактама, сметная стоимость которой - 140 тысяч рублей. Замена ситчатых тарелок на элементные ступени контакта позволяет увеличить производительность двух существующих установок примерно в 2 раза, поэтому отпала необходимость в строительстве третьей колонны.

Одним из основных промежуточных продуктов в производстве капро-лактама является циклогексанон, получаемый при окислении циклогексана. Поскольку степень превращения в реакции составляет 6%, реакционная смесь из реакторов направляется в колонны отгонки, откуда циклогексан снова возвращается на окисление. Возвращение в реакторы вместе с циклогексаном циклогексанона и циклогексанола нежелательно, т.к. они окисляются дальше в смолы и другие сложные соединения. Последнее приводит к потерям целевого продукта и зарастанию поверхности стенок аппаратов и трубопроводов в установках окисления смолы.

Две ректификационные колонны диаметром 3,4 м для отгонки циклогексана из реакционной смеси имеют по 26 ситчатых тарелок, Несмотря на то, что укрепляющая часть включает 20 тарелок, содержание циклогексанона в дистилляте доходило до 0,3%. Основная причина заключалась в неравномерном распределении фаз на контактных ступенях и в межтарельчатом уносе.

Было предложено в верхней части колонны вместо ситчатых установить контактные тарелки элементного типа по 48 штук на каждой с диаметром патрубков 150 мм и углом наклона лопастей закручивателя 36 градусов. В результате такой замены содержание целевых продуктов в циклогексане снизилось до 0,1%.

Экономический эффект составил 62 тыс. рублей.

Как отмечалось выше, циклогексанон получают путем окисления циклогексана. При этом вместе с циклогексанолом получается целый ряд побочных продуктов: циклогексанол, кислоты, спирты, эфиры, смолы. Их приходится в дальнейшем отделять в основном методом ректификации. Стремление получить по возможности чистый кубовый продукт приводило к тому, что в дистилляте, поступающем на сжигание в цех переработки отходов, содержалось до 40% циклогексанона. С целью его извлечения из спиртовой фракции с нашим участием разработан проект опытно-промышленной колонны с 30 тарелками элементного типа.

После установки дополнительной колонны в производство возвращается почти весь циклогексанон. Экономический эффект при этом составил 110 тыс. рублей в год.

По имеющимся сведениям аналогичные реконструкции установок произведены на Ново-Кемеровском и ряде других комбинатов.

Высокая разделительная способность прямоточно-центробежных элементов позволила создать на их базе элементные сепараторы, обеспечивающие эффективную сепарацию фаз в широком диапазоне расходов.

Элементные сепараторы просты в изготовлении и могут быть легко установлены как внутри аппаратов, так и в отводящих трубопроводах.

Это обеспечило им широкое применение в различных отраслях производства.

Например, замена инерционных сепараторов в колоннах дистилляции карбамида на элементные позволила устранить потерю карбамида и увеличить производительность установок в 1,5 раза. Хорошие результаты получены при использовании таких сепараторов в абсорберах моноэтаноловой и щелочной очистки конвертированного газа от CO_2 вместо калужийских. Замена их позволила снизить унос поглотителей в 10-12 раз, что, кроме снижения расхода абсорбентов, привело к увеличению срока службы катализатора в два раза. Элементные сепараторы, внедренные на вакуум-выпарных установках в производстве искусственного волокна при упаривании осадительной ванны, помогли своевременно достичь проектной мощности выпуска высокопрочного корда и существенно снизить потери реагентов. Экономический эффект при этом составил 837 тыс.рублей.

II. О перспективе применения элементных контактных ступеней и сепараторов

Поступающие в наш адрес запросы от промышленных и проектных организаций свидетельствуют о том, что окоростные элементные контактные ступени и сепараторы привлекли к себе внимание специалистов, занимающихся тепло- и массообменной аппаратурой для взаимодействия газ-жидкостных систем. Основанием этому послужили очевидные достоинства новых конструкций: достаточно высокая эффективность, простота устройства и изготовления, надежность в эксплуатации.

Элементные ступени признаны перспективными для применения в колоннах этиленовых установок низкотемпературного разделения большой производительности. Для проверки их надежности и работоспособности совместно с НИИССом, ЛенНИИХиммашем и ИОНХом им.Н.А.Курнакова АН СССР составлена программа и методика испытания на стенде опытного завода НИИССа при разделении пропан-пропиленовой смеси под давлением 20 атм.

Не менее перспективным является применение исследованных конструкций для осушки сланцевого бытового газа.

Особенно перспективно применение элементных контактных ступеней для абсорбционной очистки природного газа, которая получает в настоящее время широкое распространение с использованием в качестве поглотителя диэтиленгликоля. Как правило, очистка природного газа от сернистых соединений, влаги и др. проводится при высоком давлении (60-100 атм) и размеры аппаратов при этом предусматриваются компактными из условий изготовления и эксплуатации.

Наряду с рассмотренными выше примерами внедрения элементарных сепараторов они могут применяться во многих технологических схемах, содержащих выпарные, абсорбционные и ректификационные аппараты, реакторы, в которых происходит взаимодействие пара (газа) и жидкости.

Применение элементарных сепараторов дает следующие положительные результаты: увеличение производительности существующих аппаратов, снижение расходных коэффициентов на сырье и материалы, предотвращение загрязнений воздушного бассейна и сточных вод, увеличение надежности и устойчивости работы оборудования.

Выводы и обобщения

1. Современные промышленные аппараты для проведения процессов абсорбции, ректификации и десорбции обладают ограниченной пропускной способностью по газу (пару), сдерживающей дальнейшую интенсификацию явлений переноса и ведущей к применению технологических установок чрезвычайно больших габаритов и металлоемкости.

2. Одним из перспективных методов совершенствования массообменных процессов, позволяющим наряду с увеличением производительности установок интенсифицировать явления переноса, является способ взаимодействия газо-жидкостных систем в однонаправленном закрученном потоке.

3. Путем теоретического анализа и сравнительных экспериментальных исследований характеристик восходящего и нисходящего закрученного потока в коротких трубах установлен совершенный вариант скоростного контактного элемента и разработаны на уровне изобретений элементные ступени контакта с рециркуляцией и без рециркуляции жидкой фазы.

4. Поскольку интенсификация процессов переноса и разделение фаз в закрученном потоке определяются абсолютным значением и характером распределения тангенциальной скорости по радиусу и длине контактного элемента, вопрос о ее затухании при закручивании потока только на входе имеет важное теоретическое и прикладное значение.

Для стационарного ламинарного течения несжимаемой жидкости, показано, что чистый вклад тангенциальной составляющей касательного напряжения для любых степеней закрутки заметен лишь на входном участке при $\chi < 1,5 R$.

Для турбулентного режима движения на основании рассмотрения двух выражений коэффициента турбулентной вязкости установлено затухание тангенциальной скорости по экспоненте для первого выражения и по гиперболе для второго. Вклад тангенциальной составляющей касательного

напряжения в этом режиме более существенный и выгодный для практического применения.

5. Экспериментальное исследование профилей скоростей по разработанной методике показало, что максимальные значения осевой и тангенциальной составляющих в контактном элементе смещаются от оси к отенке и значительно превосходят средние осевые скорости. С увеличением степени крутки $m = F_{\text{т}}/F$ относительный прирост тангенциальной скорости уменьшается и, поэтому, приемлемым с практической и выгодным с энергетической точек зрения является применение контактных устройств с $m = 1$.

6. Результаты исследования гидравлического сопротивления свидетельствуют о преобладающей роли местных сопротивлений на входе и выходе контактного элемента, потери же на трение составляют незначительную долю (10+15%) от общего сопротивления ступени.

7. Данные по толщине пленки, полученные в зависимости от режимных параметров двумя разными методами, идентичны и пригодны для определения конструктивных размеров сепарационных устройств.

Контактным методом иглы установлено, что поверхность пленки всегда возмущена нерегулярными волнами различного вида и основная масса жидкости перемещается в волнах.

По индикаторной методике движение жидкой пленки не соответствует режиму полного вытеснения или полного перемешивания, а осложнено продольным перемешиванием и поперечной неравномерностью.

8. Для описания эффективности контактного элемента предложена комбинированная модель и показана ее адекватность реальному процессу. Экспериментально установлено при абсорбции (десорбции) и ректификации, что наиболее интенсивно процессы переноса протекают в зоне формирования закрученного потока при $l/d \leq 2$, в результате чего выданы рекомендации по выбору оптимальных размеров контактного элемента с учетом закономерностей сепарации фаз.

9. Получена расчетная зависимость, которая связывает количество поступающей жидкости со скоростью газа в элементе и уровнем слоя на тарелке, а также учитывает физические свойства обеих фаз, рабочее сечение тарелки, способы подвода жидкости и газа. Равномерность распределения фаз по ступени мало зависит от неточности изготовления отдельных элементов и улучшается с увеличением скорости газа по сечению. Наиболее устойчивый режим работы обеспечивается при $120 < \rho v_{\text{ср}}^2 < 1200 \text{ н/м}^2$ и $0,25 < q < 5 \text{ м}^3/\text{час}$.

10. Важным достоинством разработанных элементных ступеней является то, что сепарация и разделение фаз происходит непосредственно в

контактных элементах. Благодаря высокому центробежному фактору разделения, величина уноса в рабочем диапазоне нагрузок составляет менее 2% и практически не влияет на эффективность.

11. Гидравлическое сопротивление орошаемых элементных ступеней выше чем ситчатых или клапанных, что является неизбежным при взаимодействии фаз в скоростных потоках.

12. Анализ известных методов получения зависимостей для расчета эффективности тарелок позволил уточнить условия применения модели функции распределения для описания работы элементной ступени контакта с использованием комбинированных гидродинамических моделей.

13. Предложено математическое описание общей эффективности элементной ступени, учитывающее сложную гидродинамическую обстановку - байпас, проскоки и циркуляцию жидкости через элементы, а также эффективность отдельного элемента. Расчетные выражения обеспечивают соответствие результатов по эффективности с экспериментальными данными, полученными при деоборции и ректификации бинарных систем с различными сопротивлениями переносу в фазах.

14. Испытания опытно-промышленных образцов элементных ступеней и сепараторов подтвердили справедливость большинства установленных закономерностей и расчетных зависимостей по гидродинамике и массообмену.

15. Успешная эксплуатация элементных контактных ступеней и сепараторов в производстве аммиака, карбамида, капролактама, искусственного волокна и др. свидетельствует о высокой пропускной способности, устойчивости работы и перспективности их широкого применения.

Экономическая эффективность при внедрении таких конструкций только на предприятиях Белоруссии составила свыше 1,5 миллиона рублей.

Содержание диссертации опубликовано в следующих работах.

1. Ершов А.И., Гухман Л.М. К вопросу интенсификации процессов тепло- и массообмена при взаимодействии газо-жидкостных систем. ИЖ, т. X, №4, 1966.

2. Ершов А.И., Козулин Н.А., Трофимов В.М. Массообменный аппарат для взаимодействия газа с жидкостью. Авт.свид. СССР № 181041. Бюлл. изобр. №9, 1966.

3. Ершов А.И., Плехов И.М. Массообменный аппарат для взаимодействия газа с жидкостью. Авт.свид. СССР № 182108. Бюлл. изобр. №11, 1966.

4. Ершов А.И., Трофимов В.М., Карлин А.В. Извлечение "летучих" из низкомолекулярных силиконовых каучуков. Промышленность СК, №1, 1966.

5. Ершов А.И., Гухман Л.М. Кожухотрубный колонный аппарат. Авт. свид. СССР № 207870. Бюлл. изобр. № 3, 1967.

6. Гухман Л.М., Ершов А.И., Плеков И.М. Исследование гидродинамики и массообмена при взаимодействии фаз в закрученном потоке. Изд-во АН БССР, Тепло- и массообмен, т.4, 1968.

7. Гухман Л.М., Ершов А.И., Плеков И.М. Исследование гидродинамики контактной тарелки с взаимодействием фаз в восходящем закрученном потоке. Изв. ВУЗов СССР "Энергетика", № 6, 1968.

8. Гухман Л.М., Ершов А.И., Плеков И.М. Исследование массообмена на контактной тарелке с взаимодействием фаз в восходящем закрученном потоке. Изв. ВУЗов СССР "Энергетика", № 5, 1969.

9. Ершов А.И., Плеков И.М. и др. Центробежный сепаратор. Авт. свид. СССР №237102. Бюлл. изобр. №8, 1969.

10. Ершов А.И., Елькина Е.Д., Трофимов В.М. Исследования по интенсификации процессов извлечения непревращенных циклосилоксанов из полимеров СКТИ. Общая и прикладная химия, вып. 2, Минск, 1970.

11. Ершов А.И., Плеков И.М., Гухман Л.М. Разработка и исследование скоростного тарельчатого аппарата для проведения тепло- и массообменных процессов. Общая и прикладная химия, вып. 2, Минск, 1970.

12. Гухман Л.М., Ершов А.И. О процессе переноса массы в двухфазном закрученном потоке. Общая и прикладная химия, вып. 3, Минск, 1970.

13. Гухман Л.М., Ершов А.И., Плеков И.М. Исследование гидродинамики и массопередачи в цилиндрическом контактном устройстве при двухфазном закрученном потоке. Общая и прикладная химия, вып. 3, Минск, 1970.

14. Гусейнов Ч.С., Ершов А.И., Плеков И.М., Гухман Л.М., Донской Ф.Н. К вопросу совершенствования процесса сепарации влаги и конденсата из природного газа. Развитие газовой промышленности, вып. IV(8) Изд. "Недра", 1970.

15. Ершов А.И., Плеков И.М. и др. Контактная тарелка. Авт. свид. СССР № 257439. Бюлл. изобр. № 36, 1969.

16. Ершов А.И., Гухман Л.М., Блякер Е.С. Исследование гидродинамики восходящего двухфазного закрученного потока. Изв. ВУЗов СССР "Энергетика", № 10, 1971.

17. Плеков И.М., Ершов А.И. Исследование прямоточного центробежного сепаратора. Химическое и нефтяное машиностроение, № 9, 1971.

18. Ершов А.И., Елькина Е.Д. Влияние некоторых факторов на гидродинамику осевого двухфазного потока в контактных элементах. Общая и прикладная химия, вып. 4, Минск, 1972.

19. Сивенков В.П., Плехов И.М., Ершов А.И. Исследование распределения скоростей газа в закрученном потоке. Общая и прикладная химия, вып. 5, Минск, 1972.

20. Ершов А.И., Новосельская Л.В. Исследование процесса ректификации в прямоточных контактных устройствах. Общая и прикладная химия, вып. 5, Минск, 1972.

21. Собин В.М., Ершов А.И. Исследование структуры и гидравлического сопротивления турбулентного закрученного потока в коротких трубах. Изв. АН БССР, сер. физ.-энергетич., 3, 1972.

22. Собин В.М., Ершов А.И. Влияние жидкости на структуру турбулентного закрученного газового потока в коротких трубах. Изв. ВУЗов СССР "Энергетика", № 12, 1972.

23. Собин В.М., Ершов А.И. Исследование гидродинамики одно- и двухфазного закрученного потока в коротких трубах. Изд. АН БССР. Тепло- и массоперенос, т. I, ч. I, 1972.

24. Ершов А.И., Гухман Л.М. Центробежный сепарационный элемент. Авт.свид. СССР № 348215. Бюл.изобр. № 25, 1972.

25. Новосельская Л.В., Ершов А.И. Исследование взаимодействия фаз в однонаправленном закрученном потоке. Изд. АН БССР. Тепло- и массоперенос, т.4, 1972.

26. Новосельская Л.В., Ершов А.И., Гухман Л.М., Новосельский А.В. Об одной приближенной физической модели массообмена. Изв., том XXIII, № 4, 1972.

27. Ермакович Н.П., Ершов А.И. Исследование гидродинамики и массообмена в трубчатой ректификационной колонне. Труды III Всесоюзной конференции по ректификации, ч.П, Северодонецк, 1973.

28. Кацашвили В.Г., Зорина Г.И., Ершов А.И. Исследование гидродинамических и массообменных характеристик двухфазного закрученного потока. Труды III Всесоюзной конференции по ректификации, ч. II, Северодонецк, 1973.

29. Левданский Э.И., Плехов И.М., Ершов А.И., Карпович А.И. Исследование причин уноса с реакционными газами продуктов окисления циклогексана и возможности их улавливания. НИИТЭХИМ, Азотная промышленность, вып. I, 1973.

30. Левданский Э.И., Плехов И.М., Ершов А.И., Иванов В.А. Применение контактных тарелок с прямоточно-центробежными элементами для интенсификации массообменных процессов. НИИТЭХИМ. Азотная промышленность, вып. 6, 1974.

31. Левданский Э.И., Плехов И.М., Ершов А.И. Исследование скоростной ректификации в аппаратах с прямоточно-центробежными контактными

32. П्लехов И.М., Левданский Э.И., Ершов А.И., Иванов В.А. Применение скоростной ректификации для разделения ряда систем в производстве капролактама. Труды Ш Всесоюзной конференции по ректификации, ч. II, 1973.

33. Ершов А.И., П्लехов И.М., Бершевиц А.И. Новые конструкции сепараторов для очистки промышленных газов. Изд-во БелНИИТИ, Минск, 1973.

34. Ершов А.И., П्लехов И.М. и др. Контактная тарелка. Авт.свид. СССР № 401376. Бюлл. изобр. № 41, 1973.

35. Собин В.М., Ершов А.И. Исследование восходящего течения пленки жидкости под действием закрученного потока газа. ИЖ, т. XXIV, № 3, 1974.

36. Кацашвили В.Г., Зорина Г.И., Ершов А.И. Исследование структуры пленочного течения и эффективности контакта в восходящем двухфазном закрученном прямотоке. Изв. ВУЗов СССР. Химия и химическая технология, № 2, 1975.

37. Кацашвили В.Г., Зорина Г.И., Ершов А.И. Математическое описание эффективности прямоточной контактной ступени с учетом отепания продольного перемешивания жидкости. Общая и прикладная химия, вып. 6, Минск, 1974.

38. Кацашвили В.Г., Зорина Г.И., Ершов А.И. Исследование эффективности элементной ступени контакта. Химия и химич. технология, вып. 7, Минск, 1974.

39. Собин В.М., Ершов А.И. О затухании тангенциальной скорости турбулентного закрученного потока в трубах. Химия и химич. технология, вып. 7, Минск, 1974.

40. Ершов А.И., Кацашвили В.Г. Влияние структуры пленки жидкости на эффективность контакта фаз. Химия и химич. технология, вып. 8, Минск, 1975.

41. Зорина Г.И., Кацашвили В.Г., Ершов А.И. Математическое описание эффективности прямоточной контактной ступени с рециркуляцией жидкой фазы. Химия и химич. технология, вып. 8, Минск, 1975.

42. Шнайдерман М.Ф., Ершов А.И. О влиянии закрутки потока на распределение скоростей и температур в круглой трубе. ИЖ, т. XXIII, № 4, 1975.

43. Ершов А.И., Кацашвили В.Г., Зорина Г.И. Математическое моделирование прямоточной ступени контакта. Изд. АН БССР, сер. физ.-энергетич., 3, 1975.

По материалам диссертации сделаны доклады на следующих конференциях и совещаниях.

1. Вторая и третья Всесоюзные конференции по теории и практике ректификации. Баку, 1966, Северодонецк, 1973.

2. Третье и четвертое Всесоюзные совещания по тепло- и массообмену. Минск, 1968 и 1972 гг.

3. Четвертая Всесоюзная конференция по перспективам развития и совершенствования СЖК и ПАВ. Шебекино, 1972.

4. На Научно-техническом Совете Миннефтехимпрома СССР, Москва, 1971.

5. На секции Научного Совета по теоретическим основам химической технологии. Москва, 1973 и 1975 гг.

Обозначения

- D - коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{сек}$;
 d, R - диаметр и радиус элемента, м ;
 C - концентрация;
 x - концентрация распределяемого вещества в жидкой фазе;
 $F_{\text{ц}}$ - суммарная площадь тангенциальных щелей, м^2 ;
 F - площадь свободного сечения элемента, м^2 ;
 V - объемный расход, $\text{м}^3/\text{час}$;
 G - нагрузка по газу, $\text{кмоль}/\text{сек}$, $\text{м}^3/\text{час}$;
 L - нагрузка по жидкости, $\text{л}/\text{час}$, $\text{м}^3/\text{час}$, $\text{кмоль}/\text{сек}$;
 H - длина контактной трубы, м ; высота слоя на тарелке, м ;
 $J_n(x)$ - функция Бесселя первого рода n -го порядка;
 e - расход жидкости через элемент, $\text{л}/\text{час}$, $\text{м}^3/\text{час}$;
 m - степень закрутки потока; константа равновесия;
 ΔP - гидравлическое сопротивление, $\text{н}/\text{м}^2$, мм в.ст. ;
 t - шаг винтовой линии, мм ; температура, $^{\circ}\text{C}$;
 U_0 - полная скорость движения, $\text{м}/\text{сек}$;
 u, w, v - осевая, окружная и радиальная составляющие скорости, $\text{м}/\text{сек}$;
 α - отношение скоростей газа в аппарате и в элементе;

- $u_{ж}$ - скорость жидкости в подводной трубе, м/сек;
 τ - касательное напряжение, н/м²; время размерное, сек;
 τ_0 - касательное напряжение на стенке, н/м²;
 $у$ - концентрация распределяемого компонента в газовой фазе;
 $у$ - доля циркулирующей жидкости;
 β - доля байпаса;
 δ - толщина пленки;
 K - доля проскока;
 μ - коэффициент динамической вязкости, нсек/м²;
 ν - коэффициент кинематической вязкости, м²/сек; момент распределения;
 ν_T - коэффициент турбулентной вязкости газа, м²/сек;
 ξ - коэффициент гидравлического сопротивления;
 $\xi_{ор}$ - коэффициент гидравлического сопротивления орошаемого контактного элемента;
 σ - коэффициент поверхностного натяжения, н/м;
 ρ - плотность, кг/м³;
 $\Gamma_1 = \frac{t}{d}$ - геометрический симплекс;
 $\Gamma_2 = \frac{H}{d}$ - геометрический симплекс;
 E_v - локальная эффективность.

Индексы нижние

- p - расчетное значение.
 $оп$ - экспериментальное значение.
 $г$ - относящийся к газу.
 $ж, л, х$ - относящийся к жидкости.
 $макс, ср, мин.$ - максимальное, среднее и минимальное значения.

Индексы верхние

- - среднее значение.
* - равновесное (концентрация) значение.

АТ 10153. Зак. 215. Тир. 150 экз. Объём 2 п. л. Формат 60x84 1/16

Подписано к печати 4/5-75г. Отпечатано на ротапринте

БТИ им. С. М. Кирова.

Минск, Свердлова, 13