

66
H-76

МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ БССР

Белорусский технологический институт имени С.М.Кирова

На правах рукописи

Новосельская
Людмила Викторовна

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ И МАССООБМЕНА
В ПРЯМОУГОЛЬНО-ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВАХ

05.17.08 – Процессы и аппараты химической
технологии (05.347)

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

Минск 1974

66
И-76

МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ БССР

Белорусский технологический институт имени С.М.Кирова

На правах рукописи

Новосельская
Людмила Викторовна

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ И МАССООБМЕНА
В ПРЯМОУГОЛЬНО-ЦЕНТРОБЕЖНЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВАХ

05.17.08 - Процессы и аппараты химической
технологии (05.347)

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

БИБЛИОТЕКА БТИ
имени С. М. КИРОВА

Минск 1974

Работа выполнена в Белорусском технологическом институте
имени С.М.Кирова.

Научный руководитель

кандидат технических наук, доцент А.И.ЕФИЛОВ

Официальные оппоненты:

доктор технических наук, профессор Э.К.СИЙДЕ,
кандидат технических наук, старший научный сотрудник
А.А.МИХАЛЕВИЧ

Ведущее предприятие: Ордена Трудового Красного Знамени
Институт тепло- и массообмена АН БССР

Автореферат разослан "6" февраля 1974 г.

Защита состоится "13" марта 1974 г.

в 10 часов на заседании Совета Белорусского технологического
института имени С.М.Кирова (220630, г.Минск, ул. Свердлова,
13 а, корп. 4, ауд. 220).

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке института.

Ученый секретарь Совета,
кандидат технических наук

(Е.А.Грушевская)

Успешное решение задач, стоящих перед химической промышленностью, требует создания и внедрения новых высокопроизводительных массообменных аппаратов.

Основным сдерживающим фактором повышения эффективности существующих типов абсорбционных и ректификационных аппаратов является ограниченная производительность по газовой фазе.

Для резкого увеличения допускаемой скорости газа и общей производительности массообменных аппаратов потребовалось перейти к прямоточному движению газо-жидкостного потока на контактных ступенях.

Придание двухфазному потоку закрученного движения дополнительно способствует увеличению скорости взаимодействующих фаз, интенсификации процессов массообмена и позволяет объединить высокоэффективный процесс массообмена с достаточно полной сепарацией фаз после контакта.

Разработка оптимальных конструкций прямоточно-центробежных контактных устройств зависит от выбора и обоснования физической модели взаимодействия фаз в осевых и закрученных потоках, объясняющей причины и условия интенсификации процесса переноса вещества, ее математического описания с целью получения инженерных зависимостей.

Основные трудности, возникающие при описании массообменных процессов, связаны с необходимостью учета чрезвычайно сложных гидродинамических условий. Поэтому представляет интерес метод прямого анализа процесса с помощью системы дифференциальных уравнений. Использование ЭВМ позволяет преодолеть математические трудности, связанные с решением таких систем.

Настоящая работа посвящена исследованию гидродинамических закономерностей и массообмена в контактных устройствах с взаимодействием фаз в закрученном потоке на основе математической модели с последующей экспериментальной проверкой.

Диссертационная работа состоит из введения, четырех глав, выводов, списка использованной литературы и приложения, включающего основные экспериментальные данные.

В первой главе дан обзор литературы по гидродинамике и массообмену в осевом и закрученном двухфазном потоке. Установлено, что использование двухфазных закрученных потоков способствует дальнейшей интенсификации процессов массообмена и позволяет выявить новые возможности применения пленочной аппаратуры. Накопленные экспериментальные данные по гидродинамике и массопереносу в одно- и двухфазном закрученном потоке позволяют перейти к созданию математической модели такого течения и процессов переноса в нем. Трудности, связанные с экспериментальным измерением полей скоростей, концентраций и толщины пленки по высоте контактного элемента, а также с масштабированием внедряемых

процессов, могут быть сняты расчетным путем, который, кроме того, позволяет анализировать физическую картину процесса.

Во второй главе выполнено решение задачи гидродинамики и массообмена при взаимодействии ламинарной пленки жидкости с закрученным турбулентным потоком газа.

В случае двухфазного закрученного потока газ движется по центральной части поперечного сечения канала, а пленка жидкости под действием касательного напряжения со стороны газа перемещается в виде тонкого кольцевого слоя по стенке контактного элемента. Математическая модель гидродинамики и массообмена в двухфазном закрученном потоке в общем случае описывается дифференциальными уравнениями Навье-Стокса, неразрывности и сохранения массы.

Существенная нелинейность системы дифференциальных уравнений в частных производных и граничных условий делает недоступным их аналитическое решение. В то же время, именно нелинейным взаимодействием между газом и пленкой жидкости объясняются особенности, свойственные таким течениям. Учитывая приближения пограничного слоя, решение дифференциальных уравнений проведено при следующих допущениях:

- 1) течение безволновое;
- 2) толщина пленки δ мала по сравнению с радиусом контактного устройства R , поэтому рассматриваем плоскую задачу;
- 3) тангенциальная и осевая составляющие учитываются вектором полной скорости.

Тогда, система уравнений движения ламинарной пленки жидкости и турбулентного потока газа имеет вид:

для турбулентного потока газа

$$\left. \begin{aligned} \bar{u}_r \frac{\partial \bar{u}_r}{\partial x} + \bar{v}_r \frac{\partial \bar{u}_r}{\partial y} &= -\frac{1}{\rho_r} \frac{\partial p}{\partial x} \cdot \sin \alpha + \frac{\partial}{\partial y} \left[(\nu_m + \nu_r) \frac{\partial \bar{u}_r}{\partial y} \right] \\ \frac{\partial (\rho_r \bar{u}_r)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho_r \bar{v}_r)}{\partial y} &= 0 \\ \bar{u}_r \frac{\partial \bar{c}_r}{\partial x} + \bar{v}_r \frac{\partial \bar{c}_r}{\partial y} &= \frac{\partial}{\partial y} \left[(\mathcal{D}_m^r + \mathcal{D}_r^r) \frac{\partial \bar{c}_r}{\partial y} \right] \end{aligned} \right\} \quad (1)$$

для ламинарной пленки жидкости

$$\left. \begin{aligned} \bar{u}_x \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial x} + \bar{v}_x \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial y} &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} \cdot \sin \alpha + \frac{\partial}{\partial y} \left(\nu_m^x \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial y} \right) - g \sin \alpha \\ \frac{\partial (\rho_x \bar{u}_x)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho_x \bar{v}_x)}{\partial y} &= 0 \\ \bar{u}_x \frac{\partial \bar{c}_x}{\partial x} + \bar{v}_x \frac{\partial \bar{c}_x}{\partial y} &= \mathcal{D}_m^x \frac{\partial^2 \bar{c}_x}{\partial y^2} \end{aligned} \right\} \quad (2)$$

Краевые условия:

при $y = 0$:

$$\bar{u}_x = \bar{v}_x = 0; \quad (3)$$

$$\frac{\partial \bar{c}_x}{\partial y} = 0, \quad (4)$$

на границе раздела фаз при $y = \delta(x)$:

$$\left. \begin{aligned} \bar{u}_x &= \bar{u}_r; \\ (\mu_r + \varepsilon_r) \frac{\partial \bar{u}_r}{\partial y} &= \mu_x \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial y}; \\ \bar{u}_x \frac{d\delta}{dx} - \bar{v}_x &= 0; \\ c_r^* &= \kappa c_x^*; \\ (\mathcal{D}_M^r + \mathcal{D}_T^r) \frac{\partial \bar{c}_r}{\partial y} &= \mathcal{D}_M^x \frac{\partial \bar{c}_x}{\partial y}; \end{aligned} \right\} \quad (5)$$

в объеме при $y \rightarrow \infty$:

$$\bar{u}_r = \bar{u}_{r\infty} = const; \quad (6)$$

$$\bar{c}_r = \bar{c}_{r\infty} = const. \quad (7)$$

Начальные условия:

$$\left. \begin{aligned} \bar{c}_x(0) &= c_M; \\ \bar{c}_r(0) &= c_{r0}; \\ \bar{c}_r(h) &= \bar{c}_{rk}. \end{aligned} \right\} \quad (8)$$

При решении системы (1), (2) с условиями (3)–(8) необходимо знание ряда физических параметров, входящих в уравнения.

В первом приближении коэффициент турбулентной вязкости ν_T принимался не зависящим от R (Deissler R., Permutter M., *Int. Heat Mass Transfer*, I, 1960), однако, как было установлено экспериментально, ν_T не является строго постоянной величиной и зависит от градиента скорости и радиуса. На основании эксперимента (Гостинцев Ю.А., Зайцев В.М. ИЖ, 20, № 3, 1971) значения коэффициента турбулентной вязкости считались по

$$\nu_T = 6 \cdot 10^{-3} u_\infty Re. \quad (9)$$

В случае создания искусственной турбуликации с помощью тангенциальных завихрителей, интенсивность закрутки потока зависит от угла подъема винтовой линии, который определяется как

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{t}{\pi d}. \quad (10)$$

Так как гидродинамика является определяющей в единой комплексной задаче переноса и представляет самостоятельный интерес, то решение системы уравнений начиналось с интегрирования уравнений гидродинамики.

Данная задача, описанная системой уравнений в частных производных, вырождается в начале координат, поэтому получить ее решение способами, существующими для задач в частных производных, не представляется возможным. В связи с этим для исходной системы уравнений с помощью подобного преобразования осуществлен переход к системе уравнений в обыкновенных производных. В качестве безразмерной координаты выбрана переменная

$$\zeta = \frac{y}{\sqrt{x}} \sqrt{\frac{u_{\infty}}{\nu}} \quad (II)$$

Исходные уравнения (I), (2) и краевые условия (3)-(8) преобразованы с помощью новой переменной. Уравнения движения и неразрывности сведены к уравнению для функции тока третьего порядка и имеют вид:

для газа

$$F''' + \frac{1}{2} F \cdot F'' - \frac{\alpha \beta}{u_{\infty}^2 \rho} \sin \alpha \frac{\partial \rho}{\partial x} = 0, \quad (I2)$$

для жидкости

$$f''' + \frac{1}{2} f \cdot f'' - \left(\frac{\alpha \beta}{u_{\infty}^2 \rho} \frac{\partial \rho}{\partial x} + g \right) \sin \alpha = 0. \quad (I3)$$

Численная реализация уравнений (I2), (I3) с крайними условиями осуществлялась на основании разработанного алгоритма с помощью метода Рунге-Кутты на ЭВМ "Минск-22".

Для решения системы уравнений массообмена на ЭВМ введена безразмерная координата, отличная от предыдущей, и уравнения с помощью интегрального осреднения по координате y преобразованы в обыкновенные дифференциальные уравнения. При этом в уравнения конвективной диффузии входят среднеинтегральные значения скорости.

Используя опытные данные, с учетом уравнения материального баланса, принято описание кинетики массообмена в газовой фазе с помощью коэффициента массоотдачи, который меняется по высоте контактного элемента.

Система обыкновенных дифференциальных уравнений в жидкой и газовой фазе имеет вид:

$$\frac{\partial \bar{c}_ж}{\partial x} = \frac{\beta}{R u_{\infty}^{*}} (\bar{c}_r - \bar{c}_p); \quad (I4)$$

$$\frac{\partial \bar{c}_r}{\partial x} = \frac{2\beta}{R u_r^{*}} (\bar{c}_p - \bar{c}_r). \quad (I5)$$

В уравнения (I4) и (I5) входит равновесная концентрация \bar{C}_p , определяемая концентрацией в жидкости C_0 на поверхности пленки

$$\bar{C}_p = f(C_0)$$

Уравнения (I4) и (I5) дополнены условием для определения концентрации в жидкости на поверхности раздела фаз:

$$\beta(\bar{C}_r - \bar{C}_p) = \frac{140}{33} \frac{D}{\delta} (\bar{C}_0 - \bar{C}_ж) \quad (I6)$$

Система уравнений (I4), (I5), (I6) с краевыми условиями использована для нахождения распределений концентраций в газовой и жидкой фазе, когда сопротивление массообмену сосредоточено в газовой фазе.

Поскольку при сопротивлении массообмену, сосредоточенном в жидкой фазе, наибольший интерес представляют распределения концентраций в пленке жидкости, то для этого случая решалось уравнение конвективной диффузии:

$$U_{ж} \frac{\partial \bar{C}_ж}{\partial x} = D_{ж} \frac{\partial^2 \bar{C}_ж}{\partial y^2} \quad (I7)$$

с граничными условиями на межфазной поверхности.

Значения β , D взяты на основании опытных данных. Средняя толщина пленки жидкости δ может быть получена либо на основании трудоемкого эксперимента, либо на основании решения гидродинамической задачи. Из уравнения изменения количества движения для восходящей ламинарной пленки жидкости, принимая, что определяющее значение на течение жидкости оказывает осевое касательное напряжение (Алимов Р.З. ИЖХ, IQ, 1966) и, пренебрегая радиальным градиентом давления в пленке, ввиду ее малой толщины, получено нелинейное уравнение для определения средней толщины пленки. В диссертации проведена оценка слагаемых, входящих в полученное уравнение, и найдена зависимость для средней толщины пленки жидкости от параметров закрученного потока. В условиях восходящего закрученного течения пленки жидкости, когда можно пренебречь влиянием силы тяжести, зависимость для средней толщины пленки имеет вид:

$$\delta = 1,41 \sqrt{\frac{\nu \mu Re_{ж}}{L_r Re_r^2}} \quad (I8)$$

Расчетные значения, полученные по формуле (I8), использованы в качестве начального приближения при решении гидродинамической задачи и для выбора значений δ при решении уравнений диффузии.

Наличие среднеинтегральных значений скоростей, полученных на основании решения уравнений гидродинамики и параметров, входящих в уравнения диффузии, позволило проинтегрировать систему уравнений (I4), (I5) и уравнение (I7) при заданных краевых условиях с помощью

метода конечных разностей. Численная реализация уравнений осуществлялась на ЭВМ "Минск-22" с помощью метода Эйлера при выборе постоянного шага.

Использование метода Эйлера обеспечило устойчивость интегрирования. Алгоритм расчета массообмена при сопротивлении, сосредоточенном в газовой фазе и при сопротивлении, сосредоточенном в жидкой фазе, приведен в диссертации.

Численное исследование восходящего двухфазного закрученного потока с помощью предложенной модели проведено с использованием опытных данных для случая абсорбции аммиака водой при изменении расхода жидкости $\mathcal{L} = 11,6 \pm 52$ л/час, скоростей газа $U_r = 10,75 \pm 22$ м/сек и углах подъема шнековых завихрителей $\mathcal{L} = 9^{\circ} - 27^{\circ}$.

Предварительно решена задача гидродинамики при взаимодействии ламинарных потоков закрученного газа и жидкости. Установлено, что при среднерасходной скорости газа $U_r = 7 \pm 10$ м/сек влиянием силы тяжести можно пренебречь. Использование полученных распределений скоростей в качестве начального приближения для решения задачи гидродинамики при обтекании турбулентным закрученным газом ламинарной пленки жидкости, позволило сократить время счета различных вариантов в 1,5-2 раза.

Рассчитаны профили полных, осевых, тангенциальных и радиальных скоростей в пленке жидкости и турбулентном слое газа, примыкающем к межфазной поверхности. При различных $Re_{га}$, Re_r и отношениях шага закручивателя к диаметру контактного элемента максимальные значения радиальной составляющей скорости на два-три порядка меньше полных, осевых и тангенциальных скоростей.

На рис. 1 приведены распределения тангенциальной составляющей скорости по высоте контактного элемента. Расчеты показали, что максимальные абсолютные значения тангенциальных скоростей для различных отношений $\Gamma = \frac{L}{U_r}$ превосходят осевые скорости в 2-4 раза, а при увеличении соотношения $\Gamma = \frac{L}{U_r}$ рост тангенциальной скорости уменьшается. Если в качестве масштаба для полной скорости взять максимальное значение в каждом сечении, то расчетные значения ложатся на единую универсальную кривую (рис. 2), что указывает на наличие подобия закрученных потоков.

Анализ расчетов полей скоростей в обеих фазах показывает, что для закрученного потока, в отличие от восходящего осевого, распределения отличаются большими значениями градиентов производных скоростей у межфазной поверхности. В диссертации результаты расчетов полей скоростей сведены в таблицу.

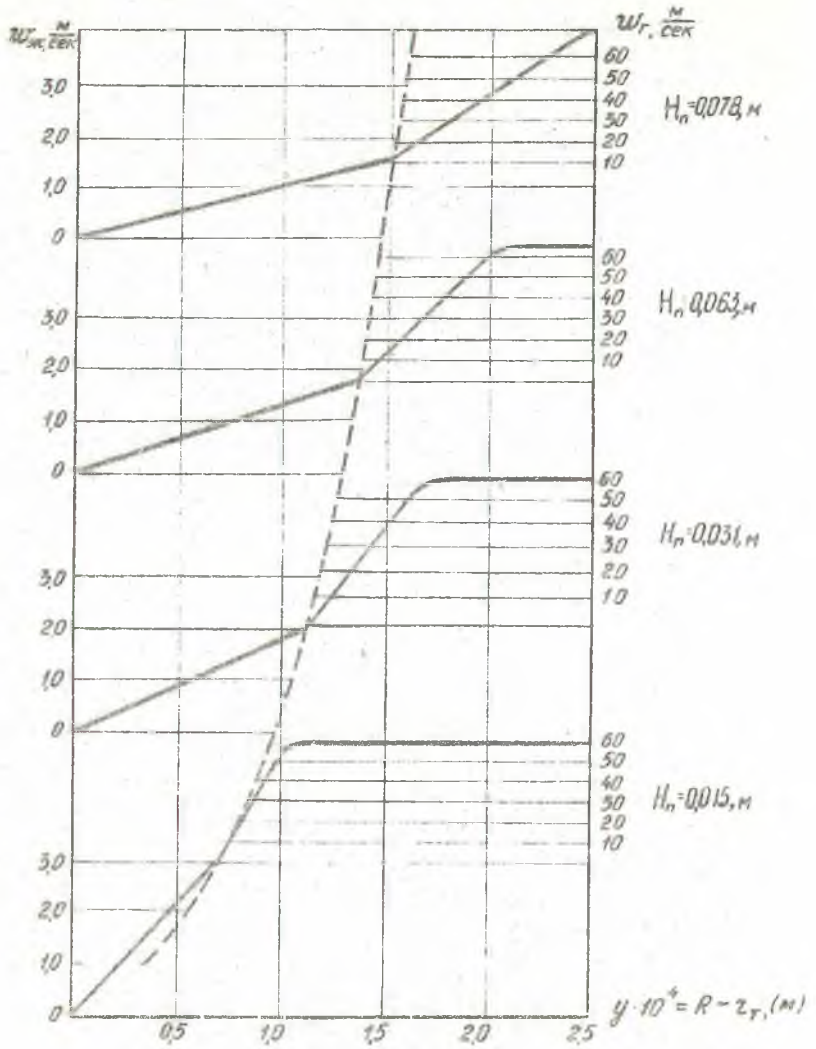


Рис. I. Распределения тангенциальной составляющей скорости по высоте контактного патрубка.

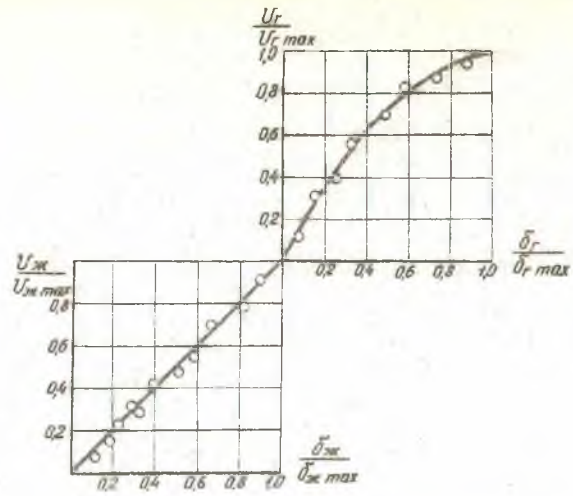


Рис. 2. Универсальный профиль полной скорости

На основании приведенной выше модели течения по полной скорости рассчитаны распределения касательных напряжений τ_{σ} на границе раздела фаз по высоте контактного элемента. Из рис. 3 видно, что наибольшее изменение касательного напряжения τ_{σ} происходит на начальном участке элемента, где имеют место максимальные градиенты производных полной скорости и ее компонент. С увеличением степени закрутки потока, учитываемой параметром $\Gamma_1 = \frac{t}{a_n}$, касательное напряжение снижается, в связи с тем, что уменьшается вклад в τ_{σ} тангенциальной составляющей касательного напряжения.

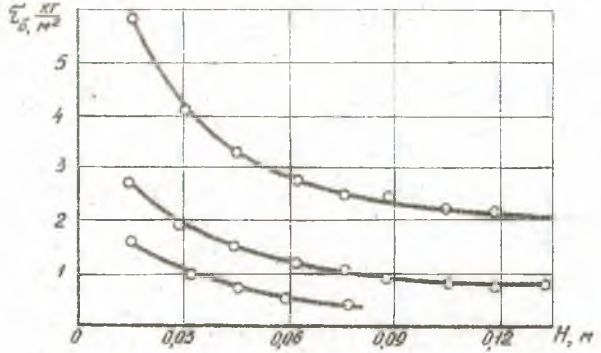


Рис. 3. Изменение касательного напряжения τ_{σ} на межфазной поверхности по высоте контактного элемента

- 1 - $U_r = 36,8$ м/сек,
 - 2 - $U_r = 69$ м/сек,
 - 3 - $U_r = 112$ м/сек.
- $\mathcal{L} = 0,115 \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}};$

На основании решения системы дифференциальных уравнений движения и неразрывности с использованием условия постоянства расхода в каждом сечении получены распределения толщины пленки жидкости по высоте контактного элемента в зависимости от скорости газа, плотности орошения и степени закрутки потока. Так как касательные напряжения на межфазной поверхности в закрученном потоке выше, чем для осевого течения, то средняя толщина пленки меньше. Расчетные данные показали, что с увеличением скорости газа при постоянном орошении и отношении $\Gamma_1 = \frac{t}{a_n}$ толщина пленки уменьшается. Поскольку средняя толщина пленки жидкости убывает с увеличением скорости газа при $\Gamma_1 = const$ и $\mathcal{L} = const$, то средняя осевая скорость в пристенном слое для закрученного потока выше, чем для осевого. В результате расчетов получено, что с увеличением степени закрутки потока при постоянной скорости газа и плотности орошения толщина пленки жидкости увеличивается.

Сопоставление расчетных значений средней толщины пленки жидкости с экспериментальными данными (Собин В.М. Канд.дисс., Минск, 1972) показало их хорошее совпадение.

Полученные данные численного решения задачи гидродинамики для восходящего двухфазного закрученного потока и сопоставление их с экспериментальными данными других авторов свидетельствуют о том, что рассмотренная математическая модель дает физическое представление о гидродинамической обстановке и может быть использована для анализа и расчета процессов массопередачи в прямоточно-центробежных контактных устройствах, а также для обобщения экспериментальных результатов в виде критериальных зависимостей.

Кроме того, зависимость для средней толщины пленки жидкости (18) позволяет также с привлечением теории подобия теоретически получить обобщенное критериальное уравнение для коэффициента массопередачи в двухфазном закрученном потоке.

Частный коэффициент массопередачи в жидкой и газовой фазе имеет вид:

$$\beta = \frac{Nu_g \cdot \mathcal{D}}{\ell_n} \quad (19)$$

где $Nu_g = A Re^c Sc^d$ определяется режимом течения, а за определяющий размер принимается $\ell_n = \delta$ для пленки жидкости и $\ell_n = R - \delta$ для газовой фазы.

Теоретическая зависимость (18) позволяет записать выражение для толщины пленки жидкости в виде

$$\delta = A, \frac{Re_{nn}^d}{\tau, Re_r} \quad (20)$$

где $A_1 = 1,41 \rho^2 v$.

Используя выражение для касательного напряжения, на границе раздела фаз для закрученного потока:

$$\tau_t = B \cdot Re_r^e \left(\frac{H}{d_n}\right)^f \cos \alpha, \quad (21)$$

где $B = \frac{0,516 \cdot K_1 \cdot K_2}{\beta}$, а K_1 и K_2 константы, определяемые экспериментально и, подставив (21) в (20), получим

$$\delta = \frac{A_1}{B} \cdot Re_{nn}^a \cdot Re_r^{-(ae+1)} \left(\frac{H}{d_n}\right)^{f \cdot a} (\cos \alpha)^{-a}. \quad (22)$$

Учитывая влияние угла подъема винтовой линии параметром $\Gamma_1 = \frac{t}{d_n}$, на основании (10) имеем

$$\cos \alpha = \frac{1}{\sqrt{1 + tg^2 \alpha}} = \frac{\sqrt{2}}{\sqrt{\Gamma_1^2 + 2}} \sim \frac{1}{\Gamma_1} \quad (23)$$

Подставляя (23) и (22) в (19), обобщенное критериальное уравнение для β и K_v в двухфазном закрученном потоке запишется в виде:

$$\beta \sim \frac{AB^a D Re_r Sc^d}{A_1 Re_{nn}^a Re_r^{-1(ae+1)} \left(\frac{H}{d}\right)^{fa} \Gamma_1^{2a}} \quad (24)$$

и

$$K_v \sim A_2 Re_{nn}^{a_1} Re_r^{b_1} \Gamma_1^{c_1} \Gamma_2^{c_2} Sc^d, \quad (25)$$

где $\Gamma_2 = \left(\frac{H}{d_n}\right)^{fa}$.

Значение показателей степеней в уравнении (25) определены при обработке опытных данных по абсорбции аммиака водой.

Анализ рассчитанных гидродинамических параметров и характер их изменения показывает, что условия массообмена по длине контактного элемента являются разными. Наибольшее изменение полной, тангенциальной, осевой скоростей и касательного напряжения в зависимости от степени закрутки, скорости газовой фазы и плотности орошения происходит на начальной длине контактного элемента $l_n = 1-1,5 d_n$. Интенсивность массообмена на этом участке выше, чем в других сечениях элемента. Увеличение коэффициента массопередачи вдоль длины рабочего участка, очевидно, существенно зависит от изменения характеристик пленки жидкости при $\alpha = const$. Поскольку указанные гидродинамические параметры стабилизируются по длине элемента, коэффициент массопередачи K также будет иметь тенденцию к стабилизации. Как показали расчеты, распределения средних концентраций в пленке жидкости и в слое газа, прилегающем к межфазной поверхности, когда сопротивление массообмену сосредоточено в газовой фазе, наибольшее изменение их происходит на

начальном участке контактного элемента. Изменение концентраций в газе и пленке зависит от скорости газа и толщины пленки жидкости. Численные значения концентраций определяются параметром $\frac{t}{a_0}$, что связано с зависимостью значений скоростей и характером их профилей от степени закрутки потока.

На основании расчетов распределений концентраций по толщине пленки и высоте контактного элемента для случая, когда сопротивление массообмену сосредоточено в жидкой фазе, видно, что быстрое изменение концентраций происходит в эффективном диффузионном пограничном слое. При средних толщинах пленок $\delta = 572$ мкм и $\delta = 408,5$ мкм толщины эффективного диффузионного пограничного слоя составляли $\delta^* = 16,15$ мкм и $\delta^* = 15$ мкм соответственно.

Заданная степень приближения к равновесию и полученные изменения концентрации позволяли определить длину прямоточно-центробежного контактного элемента. Расчетные значения показали хорошее совпадение с экспериментом и представлены в работе в виде графических зависимостей и таблицы.

В третьей главе приведены результаты экспериментального исследования массообмена на примере абсорбции аммиака водой.

Кинетика массообмена изучена при абсорбции аммиака водой в контактном элементе со шнековыми завихрителями с целью проверки соответствия предложенной модели гидродинамики и массообмена в закрученном потоке. Опытные данные позволяют определить необходимые значения параметров, входящих в уравнения переноса массы, и задать граничные условия.

Опыты проведены в контактных элементах с различными диаметрами ($d_n = 20$ мм, 24 мм, 28 мм), длинами ($l_n = 150$ мм, 180 мм, 210 мм) и с различным отношением $\Gamma_i = \frac{t}{a_n} = 0,5; 1; 1,6$ при числе заходов шнекового завихрителя $Z = 1, 2$. Скорость газо-воздушной смеси, отнесенная к свободному сечению патрубка, менялась в диапазоне 10-28 м/сек, а расход воды 7-51,8 л/час, что соответствовало числам $Re_{пл}$ в пределах 68-307.

Исследование гидравлического сопротивления контактных элементов показало, что минимальное значение ΔP соответствует $\Gamma_i = \frac{t}{a_n} = 1,6$ и $Z = 1$. С уменьшением параметра $\frac{t}{a_n}$ и увеличением числа заходов гидравлическое сопротивление растет.

Движущая сила процесса абсорбции $\Delta y_{ср}$ принята как среднелогарифмическая разность концентраций NH_3 в газовой фазе в начале и конце процесса. При этом равновесное содержание NH_3 в газе определено согласно проведенным опытам по фазовому равновесию, что связано с недостоверностью и противоречивостью имеющихся данных в литературе.

Эффективность работы контактного элемента оценена с помощью объема

ного коэффициента массопередачи K_V .

Опытные исследования показывают, что наибольшее изменение концентраций происходит на начальном участке контактного элемента $l_n = d_n$, что соответствует расчетным данным. Установлено, что коэффициент массопередачи K_V увеличивается с уменьшением $\Gamma_1 = \frac{t}{d_n}$ и увеличением числа заходов Z закручивателя. Максимальное значение K_V достигается при $\Gamma_1 = \frac{t}{d_n} = 0,5$ и $Z = 2$. Сопоставление результатов опытов по гидравлическим потерям и зависимости K_V от различных параметров, с учетом результатов расчета профилей скоростей, касательных напряжений, концентраций и условий сепарации фаз, позволяет рекомендовать для практического применения закручиватели с $\Gamma_1 = \frac{t}{d_n} = 1+1,5$ и $Z = 1$, контактные элементы высотой $l_n = 3,5+4,0 d_n$. При обработке опытных данных на основе обобщенного уравнения (25) для двухфазного закрученного потока получена зависимость:

$$K_V \cdot a = 5,2 \cdot 10^{-2} Re_{mn}^{0,125} Re_r^{0,06} \Gamma_1^{-0,1} \Gamma_2^{1,0} \quad (26)$$

Среднее отклонение экспериментальных данных от расчетных по уравнению (26) не превосходит 7-10%. Для характеристики эффективности процесса перехода вещества из одной фазы в другую и представления о завершенности процесса по экспериментальным данным рассчитывалась степень приближения к равновесию E . Установлено, что E незначительно уменьшается с ростом U_r , так как активного объема жидкости становится недостаточно для полного поглощения. Исходя из условий сепарации для данной конструкции соотношение жидкой и газовой фаз менялось в пределах $\frac{G}{G} = 0,4+3,8$ кг/кг. Снижение эффективности массообмена наблюдалось по мере удаления от зоны формирования двухфазного закрученного потока.

Полученные опытные значения эффективности выше, чем расчетные. Расхождение их находится в допустимых пределах и обосновывается отличием расчетной и действительной схем.

В четвертой главе изложены результаты экспериментального исследования массообмена в прямоточно-центробежном контактном устройстве при ректификации системы этанол-вода.

В диссертации не ставилась задача получения обобщенных зависимостей для расчета коэффициентов массопередачи, а изучалось влияние основных гидродинамических параметров на эффективность массообмена. Для изучения процесса ректификации в восходящем закрученном потоке сконструирована экспериментальная установка.

С целью выявления геометрических характеристик на процесс массопереноса использованы контактные элементы $d_n = 20$ мм, 25 мм, 28 мм и

одно- и двухзаходные закручиватели с различными углами подъема винтовой линии. Геометрические параметры исследуемых контактных устройств сведены в диссертации в таблицу. Исследования проведены при изменении скорости газа от 12 до 22 м/сек, и расходе жидкости от 6,1 до 20,6 л/час.

За определяющий критерий эффективности принята высота единицы переноса (ВЕП). В связи с тем, что расчет движущей силы процесса, косвенно выраженный через число единиц переноса (ЧЕП), и нахождение средней мольной доли спирта в паре представляет собой трудоемкий процесс, число единиц переноса $\int_{y_{in}}^{y_{out}} \frac{dy}{y^2 - y^*}$ и высота единиц переноса определены с помощью алгоритма, реализованного на ЭВМ "Минск-22". Установлено, что ВЕП в осевом прямолинейном движении значительно больше, чем при взаимодействии фаз в закрученном потоке, что объясняется существенным перераспределением полей скоростей и изменением структуры в закрученном потоке. В результате проведенных опытов установлено, что при изменении скорости пара от 12 м/сек до 20 м/сек ВЕП не превышает 0,5 м, что в 1,5-2 раза ниже, чем в тарельчатых аппаратах. С увеличением флегмового числа ВЕП заметно падает и при $R = 2+3$ остается постоянным.

Исследование изменения концентрации показало, что условия массообмена различны по высоте контактного элемента и наибольшее изменение концентраций происходит в зоне формирования потока, что согласуется с результатами численного расчета полей скоростей в потоке. Опытные данные подтвердили результаты расчетов и показали зависимость интенсивности массообмена от степени закрутки. С изменением угла подъема винтовой линии происходит увеличение тангенциальной составляющей скорости, что ведет к увеличению касательных напряжений на границе раздела фаз и уменьшению диффузионного пограничного слоя, что способствует интенсификации переноса массы в закрученном потоке.

С целью обеспечения наиболее экономичной работы скоростных аппаратов с закрученным потоком, рекомендуется использовать закручиватели с $1,0 \leq R_1 < 1,5$.

Результаты опытных данных представлены в виде графиков зависимости ВЕП и ЧЕП от R , $W_{пара}$ при $\frac{L}{D_0} = 0,5+1,5$, которые позволяют использовать их при расчете контактных устройств.

В ы в о д ы

1. В работе проведено теоретическое и экспериментальное исследование гидродинамики и массообмена при взаимодействии фаз в восходящем закрученном потоке.

2. На основании приближения пограничного слоя получена система

дифференциальных уравнений гидродинамики и массообмена при обтекании ламинарной пленки жидкости турбулентным потоком газа и предложена методика решения на ЭВМ. Задача гидродинамики решена путем преобразования исходной системы с помощью переменной $\zeta = \frac{y}{\sqrt{x}} \sqrt{\frac{u_{\infty}}{\nu}}$ к системе обыкновенных дифференциальных уравнений и применения метода Рунге-Кутты. Задача массообмена решена с помощью метода Эйлера.

3. В результате решения гидродинамической задачи получен обобщенный профиль полной скорости, а также распределение осевой, тангенциальной и радиальной скорости в пленке жидкости и пограничном потоке газа. Численные значения составляющих скоростей и характер их профилей определяется степенью закрутки потока.

Согласно результатам расчетов, градиенты скорости у межфазной поверхности, а следовательно и касательные напряжения на границе раздела фаз, для закрученного потока значительно выше, чем для осевого, что ведет к более интенсивному массопереносу.

4. Исследована динамика развития средней толщины пленки жидкости по высоте контактного устройства под воздействием турбулентного закрученного потока газа и ее зависимость от орошения и геометрических параметров.

Расчитанные по уравнениям значения толщины пленки хорошо согласуются с экспериментальными значениями.

5. Получены распределения концентраций в жидкой и газовой фазах, а также расчетная высота контактных устройств.

6. Установленные зависимости по гидродинамике и массообмену с использованием теории подобия позволили теоретически получить обобщенное критериальное уравнение для коэффициента массопередачи в двухфазном закрученном потоке.

7. Экспериментальное исследование процесса абсорбции аммиака водой в контактном устройстве с взаимодействием фаз в закрученном потоке показало резкое увеличение коэффициента массопередачи по сравнению с осевым потоком. С уменьшением шага закручивателя растет интенсивность массообмена и гидравлическое сопротивление. Исходя из оптимальных условий, рекомендуется проводить процесс при отношении шага закручивателя к диаметру $V' = 1$.

Сравнение экспериментальных данных с геометрическими показало их удовлетворительную сходимость.

8. Проведено экспериментальное исследование процесса ректификации системы этанол-вода. Сравнительный анализ интенсивности массообмена по ВЕИ показал также преимущество закрученного потока перед осевым.

9. Экспериментально установлено, что наиболее интенсивно процесс

массообмена осуществляется в зоне формирования закрученного потока, что также согласуется с результатами теоретического исследования.

10. Проведенные теоретические и экспериментальные исследования были использованы при проектировании прямоточно-центробежных тарелок элементного типа в колоннах по разделению лактам-вода и остаточных продуктов окисления циклогексана на Гродненском химкомбинате имени С.О.Притыцкого. Эффективность и пропускная способность таких тарелок при внедрении оказалась значительно выше, чем применяемых ситчатых.

Основные обозначения

- x, y - продольная и поперечная координаты в декартовой системе;
- $u_{ж}, v_{ж}, w_{ж}$ - осевая, радиальная и тангенциальная составляющие скорости жидкости, м/сек;
- u_r, v_r, w_r - осевая, радиальная и тангенциальная составляющие скорости газа, м/сек;
- u - полная скорость движения, м/сек;
- z - безразмерная координата;
- l - путь перемешивания, м;
- δ - средняя толщина пленки жидкости, м;
- r - текущий радиус, м;
- $\psi(x, y)$ - функция тока;
- $F(z)$ - безразмерная функция тока для газовой фазы;
- $f(z)$ - безразмерная функция тока для жидкой фазы;
- τ_0, τ_1 - осевое касательное напряжение на стенке и на межфазной поверхности соответственно, Н/м²;
- τ_s - касательное напряжение на межфазной поверхности, равное сумме осевого и тангенциального, Н/м²;
- P - давление в системе, кг/м²;
- $Re_r = \frac{u d_r}{\nu_r}$ - критерий Рейнольдса для газа;
- $Re_{ж} = \frac{u z}{\nu_{ж}}$ - критерий Рейнольдса для жидкости;
- $Nu_g = \frac{\beta d}{D}$ - критерий Нуссельта диффузионный;

- $Sc = \frac{v}{D}$ - критерий Шмидта;
- $L_i = \frac{Z}{\pi d_n}$ - плотность орошения, м²/сек;
- Y - объемный расход жидкой фазы, м³/сек;
- μ - коэффициент динамической вязкости, н.сек/м²;
- $\rho_r, \rho_{жс}$ - плотность газа и жидкости соответственно, кг/м³;
- $\nu_{жс}, \nu_r$ - коэффициент кинематической вязкости жидкости и газа, м²/сек;
- ν_r' - коэффициент турбулентной вязкости газа, м²/сек;
- R, d_n - радиус и диаметр контактного устройства, м;
- l - угол подъема винтовой линии статического закручивателя, град.;
- t - шаг винтовой линии, м;
- Z - число заходов статического винтового закручивателя;
- $\Gamma_1 = \frac{t}{d_n}$ - геометрический параметр;
- $\Gamma_2 = \frac{H_0}{d_n}$ - геометрический параметр;
- $D_{жс}, D_r$ - коэффициент молекулярной диффузии в жидкости и газе соответственно, м²/сек;
- $\beta_r, \beta_{жс}$ - коэффициент массоотдачи в газовой и жидкой фазе соответственно, м/сек;
- $\bar{C}_r, \bar{C}_{жс}$ - средняя концентрация компонента в газе и пленке жидкости, кг/м³;
- C_r^* - равновесная концентрация компонента в газовой фазе, кг/м³;
- E - степень приближения к равновесию;
- V_n - объем контактного элемента, м³;
- K - константа Генри;
- K_v - объемный коэффициент массопередачи, I/час;
- Y_0, Y_n, Y^* - начальная, конечная и равновесная концентрации легколетучего компонента, кг/м³.

Основное содержание диссертации опубликовано в следующих работах:

1. Новосельская Л.В., Гухман Л.М., Ершов А.И. Об одной приближенной физической модели массообмена. Инженерно-физический журнал, том XXIII, № 4, 1972.
2. Новосельская Л.В., Ершов А.И. Исследование взаимодействия фаз в однонаправленном закрученном потоке. Тепло- и массоперенос, т. IV. Тепло- и массоперенос в технологических процессах и аппаратах химической технологии, ИТМО, Минск, 1972.
3. Ершов А.И., Новосельская Л.В. Исследование процесса ректификации в прямоточных контактных устройствах. Сб. Общая и прикладная химия, вып. 5, Минск, 1972.
4. Ершов А.И., Новосельская Л.В. Прямоточно-центробежная тарелка элементного типа для массообменных процессов. Сб. Оборудование, его эксплуатация, ремонт и защита от коррозии в химической промышленности, вып. 4, НИИТЭИ, Москва, 1973.
5. Собин В.М., Новосельская Л.В., Ершов А.И. Восходящее течение тонкой пленки жидкости под воздействием закрученного потока газа в коротких трубах. Сб. Общая и прикладная химия, вып.6, Минск, 1973.
6. Ершов А.И., Собин В.М., Новосельская Л.В. Вопросы гидродинамики, массообмена и аппаратурного оформления процессов при взаимодействии фаз в закрученном потоке. Сб. трудов, Шебекино, 1973.
7. Ершов А.И., Новосельская Л.В. Исследование гидродинамики, тепло- и массообмена при ректификации и сепарации в скоростных контактных аппаратах. Сб. Рефератов НИР, сер. 0.3, № 27-28, 1971.

Содержание основных разделов диссертации докладывалось и обсуждалось на:

1. IV Всесоюзном совещании по тепло- и массообмену. Минск, май, 1972.
2. IV Всесоюзной конференции по перспективам развития и совершенствования производств СЛК, ВЭС и ПАВ. Шебекино, сентябрь, 1972.
3. Отчетных научно-технических конференциях Белорусского технологического института им. С.М.Кирова в апреле 1970, 1971 и 1973 гг.

~~БТ 4000~~ - Подписано к печати 7. I. 1974 г.
Объем I п. л. Заказ 001. Тираж 120 экз.

Отпечатано на ротапринте БТИ им. С. М. Кирова,
г. Минск, ул. Свердлова, 13.