

УДК 66.063.8.001:57.519.6

М.И. ВАСИЛЬЕВ, аспирант НТУ «ХПИ»

В.П. ШАПОРЕВ, докт. техн. наук; проф. НТУ «ХПИ».

ИССЛЕДОВАНИЕ СТРУКТУРЫ МНОГОФАЗНОГО ЗАКРУЧЕННОГО ПОТОКА В КРИВОЛИНЕЙНОМ КАНАЛЕ И МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ГАЗОЖИДКОСТНОГО РЕАКТОРА

Наведено результати спостереження еволюції структури закрученого газорідного потоку по криволінійному каналу, розподіл газових пухирців по товщині рідини та потоку маси. Встановлено виникнення й розвиток нестационарності потоків, неоднорідності реакційно-дифузійної зони при хемосорбції оксиду вуглецю розчинами $n\text{Na}_2\text{O}\cdot m\text{SiO}_2$. Розроблена загальна модель елементарного процесу хемосорбції для досліджуваних систем.

The results of observation evolution structure twisted gas - liquid stream on the curvilinear channel, distribution gas bubbles on width a liquid and stream of a mass are submitted. The origin and development not stationarities streams, dissimilarity reactionary - diffusion zone is established at a chemosorption of white damp by solutions $n\text{Na}_2\text{O}\cdot m\text{SiO}_2$. The general model elementary process chemosorption investigated systems is developed.

В некоторых технологических установках для интенсификации тепломассообмена в системах газ – жидкость, газ – жидкость – твердое тело используется комбинация аксиального лопаточного закручивателя с последующим движением потока по криволинейному каналу [1-3]. Структура потока в криволинейном канале имеет сложный пространственный характер, обусловленный действием центробежных сил, продольным градиентом давления, высокой степенью турбулентности потока и т.п. В связи с этим такие течения изучаются, как правило экспериментально с использованием как контактных так и бесконтактных методов измерения. В настоящее время наиболее изучена структура закрученного потока, состоящего из газа с небольшими примесями воды или пыли, движущегося по криволинейному каналу со скоростями от 10 до 100 м/с. Т. е. исследована фактически однофазная система – газ [4-6]. В качестве криволинейного канала в работах [4-6] использовался торообразный канал, а также криволинейный конфузор с круговым сечением. Диаметры криволинейных каналов, на которых проведены исследования, составляли 0,012...0,25 м. В работах [4-6] показано, что за счет эффектов, возникающих при движении по криволинейному каналу, теплообмен через стенку интенсифицируется в 2,5 – 4 раза по сравнению с интенсивностью теплообмена в прямолинейном канале (прямой трубе). Аналогичные исследования, как в работах [4-6], для двухфазных и трехфазных потоков для которых характерны массовые соотношения жидкость / газ ≥ 1 и содержание твердой фазы до 20% в литературе нами не обнаружено.

При реализации различных технологических процессов, в которых на чисто химическую стадию накладываются диффузионные ограничения в части подвода, отвода реагентов и тепла, требуется создание аппаратов (реакторов), которые конструктивно обеспечивают интенсификацию этих процессов. Поэтому исследования, направленные на изучение структуры закрученного потока при движении по криволинейному каналу

актуальны, и могут дать основу для создания принципиально новых массообменных аппаратов.

В настоящей работе рассматривается локальная турбулентная структура предварительно закрученного изотермического газожидкостного потока в криволинейном канале, который установлен после прямого участка трубы, в котором закреплен аксиальный лопаточный закручиватель. Криволинейный канал крепится к прямой трубе аналогичного сечения посредством фланцев, длина прямолинейного участка трубы после аксиального лопаточного закручивателя составляла не более 15 диаметров сечения трубы. Рабочий участок криволинейного канала имел углы поворота 90 и 180°, представлял собой соответственно конфигурацию четверть и полутора. Входное и выходное сечения криволинейного канала были одинаковыми и имели диаметр 0,06 м. Отношение эквивалентного диаметра тора (кривизны канала) к диаметру его сечения составляло 17. вход газожидкостного потока осуществлялся в емкость с сепаратором. Рабочие участки прямых труб и криволинейных каналов выполнены из прозрачного стекла с толщиной стенки 0,002 м. Измерение параметров течения потока проводили в сечениях на входе в криволинейный канал, 1/4 части тора (канала) и на выходе из криволинейного канала, при этом предполагалось, что в каждой части канала течение одинаковое. На выходе из криволинейного канала измерения проводились на расстоянии 2 калибра от тора. Для измерения параметров течения потока применялись датчики двух видов. Двухтрубный датчик с углом среза трубок 70° использовался для измерения двумерного поля скоростей. Большинство измерений проведено с помощью цилиндрического датчика и дифманометра, как наиболее простого при тарировке к работе. Диаметр рабочей части цилиндра датчика составлял $3 \cdot 10^{-3}$ м. Тарировка всех датчиков проведена согласно методикам, описанным в [7-9].

В тех же сечениях канала, где проводились измерения параметров течения потока, отбирались пробы газожидкостного потока для проведения соответствующих химических анализов и исследований структуры потока.

Структура потока (модель) определялись импульсным методом путем ввода трассера (раствор флуоресцентна). Для этого из бачка объемом 5 дм³ раствор перекачивался газом под избыточным давлением за 15с в поток жидкости перед аксиальным лопаточным закручивателем. В отбираемых пробах газожидкостного потока концентрацию флуоресцентна определяли при помощи фотоэлектроколориметра ФЭК – 3м.

Исследование структуры потоков проводилось сразу во всех зонах, т.е. осуществлялся однократный ввод трассера на входе в аппарат и одновременный отбор проб для анализа в каждой зоне. Обработка результатов такого исследования проводилась на основе рециркуляционной модели. Определяли время прохождения смеси от места ввода трассера в ячейку i зоны j до места отбора проб по:

$$\bar{\tau}^{(0)} = 0.94 \bar{\tau}_c \quad (1)$$

При отборе из последней ячейки $\bar{\tau} = \bar{\tau}_{\alpha^0}$;

Доля обратного потока определялась по:

$$f^{(0)} = k \left(\frac{n \sigma_r^0}{\bar{\tau}_c^2 - 1} \right) \quad (2)$$

Достоверность разности генеральных средних значений параметров в разных зонах проверялось с помощью критерия Стьюдента:

$$\left| \bar{Y}_1 - \bar{Y}_2 \right| \left(S_{Y_1}^2 / \nu_1 + S_{Y_2}^2 / \nu_2 \right)^{-0.5} = \tau_p > t_{\alpha} | \nu, B_0 | \quad (3)$$

Визуализация потока осуществлялась двумя способами: с помощью аэрофлюгеров, и введения красящего вещества (синьки) с фотографированием спектров течения. В качестве аэрофлюгеров использовались флажки, в качестве которых служили полиэтиленовые волоски с диаметром $5 \cdot 10^{-4}$ м. и длиной 10 – 15 мм., приклеенные по длине канала через каждые 1 – 1,5 калибра. Хотя вязкий и промежуточный слой у стенок имеет значительно меньшую толщину порядка 10^{-4} м [10], как установлено предварительными экспериментами, волоски при отсутствии пульсации в вязком и промежуточном слое укладывались по ходу движения реагента и находились в спокойном состоянии, а при изменении структуры в приграничном и вязком слое волоски находились в постоянном колебательном процессе. Все опыты выполнены при двух значениях скорости реакционной смеси после аксиального лопаточного завихрителя 0,84 и 2 м/с ($Re = 0,79 \cdot 10^4$ и $1,9 \cdot 10^4$). Расход жидкости (раствор $mNa_2O \cdot nSiO_2$ в пересчете на $SiO_2 - 6\% + 3\% NaCl \cdot Na_2O \cdot SiO_2$) составляет $7,4 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($0,002 \text{ м}^3/\text{с}$), расход газа (60% воздуха + 40% CO_2) – $14 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($0,0040 \text{ м}^3/\text{с}$) и $20 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($0,005 \text{ м}^3/\text{с}$). Расход газа измерялся с целью обеспечения различного количества CO_2 вводимого для осуществления реакции:

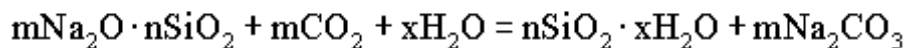


Схема экспериментальной установки приведена на рис. 1.

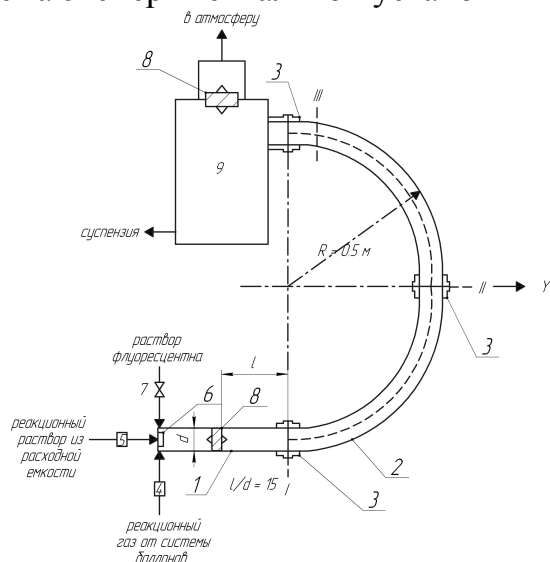


Рис. 1. Схема экспериментальной установки.

1 – прямой участок трубы с аксиальным закручивателем 8; 2 – рабочий участок трубы; 3 – фланцы; 4 – диафрагма; 5 – расходомер жидкости; 6 – смеситель жидкости и газа; 7 – вентиль; 9 – емкость сепаратор. I, II, III – сечения, где проводились замеры.

Сфокусированный пучок света направляется на поз. 3, свет попадает на экран 4 и дает информацию о структуре потока. Изображение на экране фотографируют с интервалом 2 – 3 с. Диаметр пучка света можно изменять с помощью фокусировки поз. 2 (рис.2) до 30 мм. На рис.3 показана визуализация потока в криволинейном канале, а на рис.4 схема потока по результатам визуализации.

Схема устройства для фоторегистрации структуры потока при проведении экспериментов на установке рис.1 приведена на рис.2. Принцип работы схемы, изображенной на рис.2 заключается в следующем.

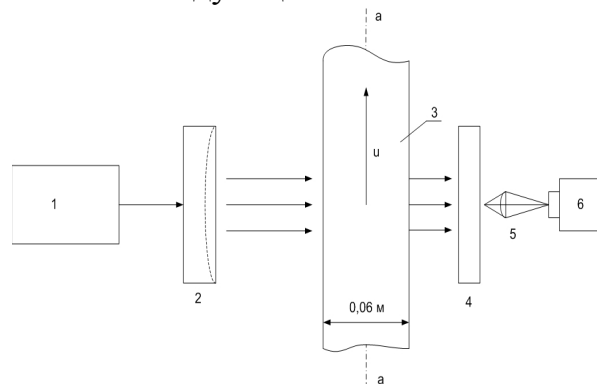


Рис. 2. Схема устройства для фоторегистрации структуры потока. 1 – когерентный источник света; 2 – фокусирующие линзы; 3 – рабочий участок; 4 – матовый полупрозрачный экран; 5 – объектив; 6 – видеокамера.

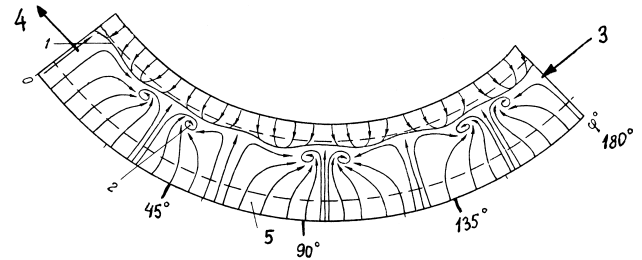
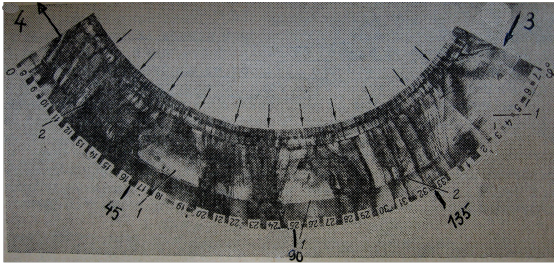


Рис. 3. Результаты визуализации течения закрученного потока в криволинейном канале. а) – картина течения, полученная при помощи впрыска краски; б) – схема течения. 1 – зона (линия) начала отрыва; 2 – присоединенное течение (вихревая зона); 3 – вход в канал; 4 – выход из канала; 5 – зона обратного тока.

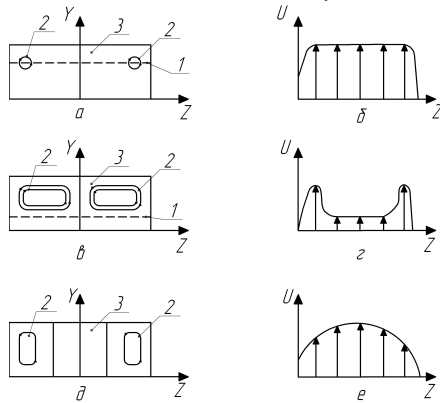


Рис. 4. Схема течения пока в криволинейном канале.

а, б – сечение I - I ; в, г – сечение II - II ; д, е – сечение III - III ; 1 – область обратного течения; 2 – парный вихрь; 3 – сечение измерения.

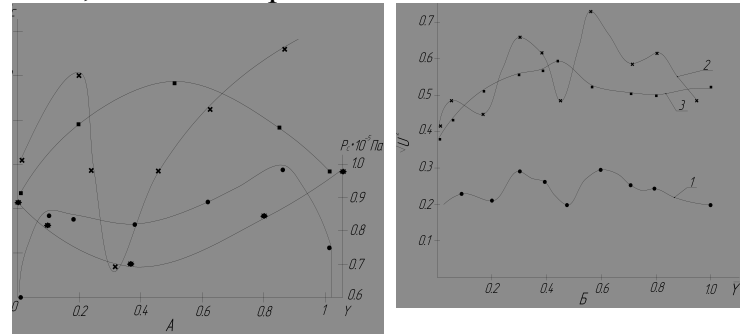


Рис. 5. Распределение осредненной скорости \bar{U} в сечениях криволинейного канала (А), и среднеквадратичных пульсаций скорости $\sqrt{\overline{U'^2}}$. Кривые: 1 – сечение I; 2 – сечение II; 3 – сечение III. * - распределение статического давления в сечении II; $\bar{U}_0 = 2 \text{ м/с}$.

В сечении I – I на входе в криволинейный канал профиль скорости имеет максимум вблизи вогнутой стенки и область обратного течения, занимающую половину сечения (рис. 5). Осредненная скорость потока по сечению в области прямого течения примерно равна расчетному значению продольной скорости в этой области, что указывает на отсутствие вторичных течений (см. также рис. 4 а, б). В криволинейном канале течение определяется одновременным воздействием на поток продольного и поперечного градиентов давления. Первый возникает в связи с изменением (незначительным при изготовлении канала) поперечного сечения; второй – под действием центробежных сил, в связи с кривизной линии тока. На участках I – II и II – III из за малого изменения сечения канала ($F_2 / F_1 \approx F_2 / F_3 \approx 0.95$) преобладают центробежные силы. На участке I – II и II – III область течения характеризуется турбулентным режимом со вторичными течениями в виде парного вихря. Из за отрывной области течения, первый вихрь формируется в области прямого течения у вогнутой стенки и занимает все сечение (рис 4 в, г). Визуализация потока показала (рис 3 а, б), что в канале появляются три зоны присоединенного течения, расположенные периодически по окружности между тремя зонами отрыва (отрывная область), которые смещаются к выходу из канала. В зоне присоединенного течения (рис. 3, поз. 2) обнаруживаются режимы стекания, свидетельствующие о наличии в этих местах вихрей (рис. 3, зона 2), сходные с вихрями Тейлора – Гертлера. Размеры вихрей и их шаг в этом случае одного порядка с толщиной пограничного слоя ($d/\delta_{ин} \approx 2$). Появление зоны присоединенного вихревого течения может свидетельствовать о том, что вихри, подводя дополнительную энергию

к приграничному слою способствуют повороту потока на больший угол. Это приводит к седловидной форме профиля скорости в направлении Z (рис. 4 в, г) и локальным максимумам скорости у стенок канала (рис. 5а, кривая 2). При этом газ отсасывается в периферийные области канала (к стенкам) и за счет этого наблюдается асимметрия распределения \bar{U} (рис. 5а, кривая 2). Распределение статического давления $P_{ст}$ (рис. 5а, кривая 4) также несимметрично и наблюдается разрежение по центру канала. Увеличение расхода смеси, по видимому, позволило бы получить более сильные градиенты давления.

На участках II – III, сечение III вторичные течения локализируются в торцевой области (рис. 4 д, е). профиль скорости по координате Z выравнивается, газ из периферийных областей отсасывается в центральную область и образуется максимум скорости в центральном сечении канала (рис. 4 е). при этом среднее значение измеренной продольной скорости в сечении III превышает среднерасходное в приблизительно на 40%. Представляет интерес тот факт, что отрывное течение периодически и его период составляет $\sim 60^\circ$ (рис. 3 а, б). Наличие зон присоединенного течения отражается на величине потерь полного давления в канале, которое уменьшается примерно на 40 – 50%. Таким образом, результаты наблюдений свидетельствуют, что в криволинейном канале наблюдается нестационарное турбулентное течение с интенсивными продольными пульсациями (составляющие продольных турбулентных пульсаций скорости U'^2).

Об этом свидетельствует распределение среднеквадратичных пульсаций продольной скорости потока (см. рис. 5 б). сложный характер изменения пульсаций в сечении криволинейного канала и по его длине связан с влиянием факторов, воздействующих на среднее течение (отрывная область, продольные градиенты давления) и на перенос энергии турбулентности вниз по течению.

Таким образом, очевидно, что возмущенный поток при движении по криволинейному каналу не затухает, и представляет собой нестационарное турбулентное течение с периодическим проявлением областей, отличающихся значительными градиентами давления и скоростей.

Картину течения закрученной газожидкостной системы в криволинейном канале с учетом эффекта от аксиально-лопаточного закручивателя можно классифицировать, как комбинированную модель потока идеального смешения – вытеснения, в которой зона идеального смешения в десятки раз меньше зоны идеального вытеснения. Как показали замеры по изменению концентрации трассера, по длине исследуемого реактора кривая отклика описывается уравнением [11]:

$$\bar{\theta}_i = b; \quad \bar{\theta}_m = m; \quad C(\theta) = \frac{1}{m} \exp \left[\frac{1}{m} (\theta - b) \right] \quad (4)$$

$\theta = \frac{\tau W_c}{V}$; соотношение $\frac{b}{m} = \frac{\bar{\theta}_i}{\bar{\theta}_m} \approx 150$, где θ - безразмерное время; τ - текущее время; W_c - объемная скорость потока; V - объем системы; b, m - доли зон вытеснения и смешения.

Отклонение между расчетной кривой по уравнению (4) и экспериментальными точками составило в пределах 10 – 15% для исследуемых скоростей потоков, что позволяет применять комбинированную модель потока: идеального смешения – вытеснения. В этом потоке распределение газообразного компонента в массе жидкости фрагментально представлено на рис. 6.

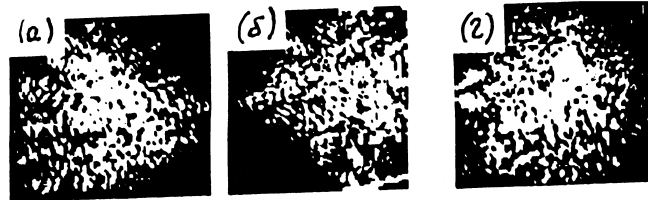


Рис. 6. Изображение межфазной поверхности по длине криволинейного канала.
а – участок I – II; б – участок II; в – участок II – III.

Картина на кадрах рис. 6 позволяет предположить существование вблизи межфазной поверхности в жидкой фазе неоднородностей размером порядка 1 – 2 мкм. В этой связи можно допустить, что при хемосорбции газа жидкостью первоначально происходит образование новой квазифазы (продукты реакции в мессах с диоксидом углерода). Эта квазифаза характеризуется большей плотностью по сравнению с начальным раствором и некоторым поверхностным натяжением на границе квазифаза – раствор, которое и удерживает ее вблизи межфазной границы. Согласно [12] в этом случае возникает возможность проявления гравитационной неустойчивости и формирования систем капель с некоторым распределением по размерам. Дальнейшее развитие процесса хемосорбции связано, по-видимому, с увеличением размера и проникновением капель продукции реакции вглубь жидкой фазы и последующим распространением диффузионно-реакционных фронтов от реакционной поверхности [13].

Такое определение обменного потока для каждого реагента позволяет корректно решить задачу хемосорбции в объеме жидкости. Это решение должно представлять собой решение задачи хемосорбции для единичного газового включения с учетом хемосорбции от всех других газовых включений в единице рассматриваемого объема газожидкостной системы. Начало сферической системы координат помещали в центр пузырька газа, а полярную ось совмещали с направлением обтекающего потока. Такой подход к моделированию процесса хемосорбции позволяет получить согласованное поле концентраций реагентов в ядре потока жидкости [14].

Как уже было определено нами ранее, процесс переноса в ядре потока жидкой фазы описывается моделью реактора идеального смешения – вытеснения. Принимая, что обмен компонентами между пограничным слоем и ядром потока жидкости определяется известным из литературы [15] выражением:

$$J_{i\dot{a}i} = \frac{3}{2} U \frac{\dot{a}}{\dot{a}_0} \int_0^\pi C(\dot{a}, \theta) \sin \theta \cos \theta d\theta \quad (5)$$

Модель реактора запишется в виде:

$$U_0 \frac{d\bar{C}_2}{dZ} = -k\bar{C}_1\bar{C}_2 + \frac{3}{2} a_v U \frac{\dot{a}}{\dot{a}_0} \int_0^\pi C_2(\dot{a}, \theta) \sin \theta \cos \theta d\theta \quad (6)$$

Здесь $J_{i\dot{a}i}$ - обменный поток; b - величина пограничного слоя; U - скорость жидкости относительно межфазной поверхности; U_0 - скорость жидкой фазы в реакторе; a - размер газового пузырька; C_i , \bar{C}_i - безразмерные концентрации i -го компонента в пограничном слое и массе жидкости; k - константа скорости необратимой реакции; Z - продольная координата реактора; a_v - удельная межфазная поверхность; θ - угол

совмещения полярной оси в сферической системе координат с направлением обтекающего потока.

Для легкорастворимых газов (например NH_3) систему (6) следует дополнить уравнением:

$$\text{He} \cdot U_r \frac{dC_r}{dZ} = D_1 \frac{a_v}{2} \int_0^\pi \frac{\partial C_1}{\partial y} \langle 0, \theta \rangle \sin \theta d\theta \quad (7)$$

$$C^* = \text{He} \cdot C_r$$

где He - постоянная Генри; C_r , C^* - концентрации переходящего реагента в газовой фазе и на межфазной поверхности; U_r - скорость газовой фазы в реакторе.

Система уравнений (5 - 7) представляет собой полную двухуровневую модель газо-жидкостного реактора, позволяющую провести расчет хемосорбционных характеристик для любого типа реакций, протекающих в исследованной конструкции аппарата. В эту модель в качестве параметра входит средняя толщина пограничного слоя δ на межфазной поверхности, поэтому для полного определения модели необходимо рассчитать δ через физико-химические и гидродинамические характеристики двухфазной системы.

При нахождении δ межфазную границу можно считать плоской с характерным линейным размером $l = 2 \cdot a$, что имеет место при выполнении условий $\delta \ll a$. Если допустить, что скорость жидкости остается постоянной в пределах диффузионно-реакционного пограничного слоя, то есть $S_c = \nu / D_1 \gg 1$, то для оценки δ можно использовать решение, найденное в работе [16] в виде:

$$\delta_2 = b_1 \left(\sqrt{\frac{D_2}{u/l}} - \sqrt{\frac{D_2}{u/l + kC_1^*}} \right) \quad (8)$$

Здесь ν - коэффициент кинематической вязкости жидкости; $E = 2,23$ [16], $b \rightarrow 3,61 \dots 1,765$ (при $a = l/2$); S_c - число Шмидта; C_{20} - начальная концентрация реагента в массе жидкости. Если ввести в уравнения 6, 7 значения δ из 8, и ввести в рассмотрение время контакта фаз: $\tau_k = l/U$ и характерное время химической реакции $\tau_k = 1/(k \cdot C_{20})$, то из анализа вышеотмеченных уравнений можно определить режимы работы реактора: пограничного слоя, в ядре потока, промежуточного режима.

Согласно вышеприведенного в данной работе нас интересует режим ядра потока в жидкости. Для быстрых и умеренных реакций он реализуется в случае, когда:

$$\frac{\tau_k a_v}{2} b \sqrt{\frac{D_1}{u/l} \cdot \frac{C_1^*}{C_{20}}} \gg 1 \quad (9)$$

Выполнение условия 8 соответствует интенсивному массообмену в реакторе. Если к тому же будет выполняться неравенство

$$\frac{\tau_k a_v}{2} b \sqrt{\frac{D_1}{u/l} \cdot \frac{C_1^*}{C_{20}}} \gg 10 \quad (10)$$

то для любого типа реакций скорость процесса будет лимитироваться скоростью химической реакции и весь реактор будет работать в кинетическом режиме $\bar{C}_1 = 1$.

Очевидно, что переходная область (между кинетической и диффузионной) будет реализовываться в реакторе при выполнении условия:

$$1 < \frac{\tau}{\tau_k} \frac{a_v}{2} b \sqrt{\frac{D_1}{u/l}} \cdot \frac{C_1^*}{C_{20}} < 10 \quad (11)$$

Применительно к исследуемому случаю, а именно протеканию реакции:

$$m\text{Na}_2\text{O} \cdot n\text{SiO}_{2\text{p}} + m\text{CO}_{2\text{з}} + x\text{H}_2\text{O} = n\text{SiO}_2 \cdot x\text{H}_2\text{O}_{\text{б}} + m\text{Na}_2\text{CO}_{3\text{р}} \quad (12)$$

в качестве переходящего реагента (компонента) следует считать $\text{CO}_{2\text{з}}$ с концентрацией C_1 , а в качестве хемосорбента следует считать раствор $m\text{Na}_2\text{O} \cdot n\text{SiO}_2$ с концентрацией C_2 , продуктом реакции до начала процесса коагуляции и осаждения $n\text{SiO}_2 \cdot x\text{H}_2\text{O}_{\text{б}}$ можно принять содержание Na_2CO_3 в коллоидном растворе C_3 . таким образом в этом приближении реакция формально описывается уравнением:



или имеет второй порядок.

Коэффициенты молекулярной диффузии реагентов принимались независимыми от концентраций C_1 и C_2 и по переходящему (CO_2) и расходуемому $m\text{Na}_2\text{O} \cdot n\text{SiO}_2$ реагентам составляли соответственно: $D_1 = 2 \cdot 10^{-4} \text{ см}^2/\text{с}$, $D_2 = 3 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{с}$.

На рис.7 представлены результаты расчета величины пограничного слоя на межфазной поверхности по переходящему (1) и расходуемому (2) реагентам для исследуемого случая.

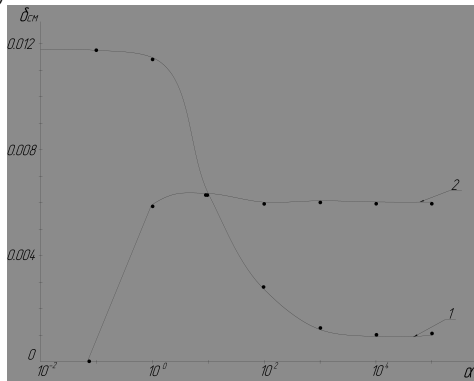


Рис. 7. Величина пограничного слоя по переходящему (1) и расходуемому (2) реагентам (расчет по ф. 5)

По оси α_1 отложим комплекс $\alpha_1 = \frac{k \cdot l \cdot \bar{C}_2}{U} = \frac{k \cdot 2a \cdot \bar{C}_2}{U}$. Анализ кривых рис.

7 свидетельствует о том, что при всех прочих равных условиях, чем меньше размер газового пузыря a , тем меньше толщина пограничного слоя по второму реагенту δ_2 (кривая 2). В случае переходящего реагента δ_1 пропорционально величине $\sqrt{\frac{D_1}{k \cdot \bar{C}_2}}$ и минимальное значение достигается в определенном интервале величины a .

По-видимому, увеличение a_v (величины межфазной поверхности) для достижения эффекта интенсификации не столь безальтернативно, как например, увеличение коэффициентов массоотдачи, поскольку рост межфазной поверхности приводит к уменьшению размера дисперсий и усложняет задачу последующего разделения фаз, а кроме того с уменьшением размера газового пузыря уменьшается число Re и возрастает значение лапласовой составляющей давления в пузыре, что препятствует массопереносу в ней.

При моделировании газожидкостного реактора для реакции (9) величина диффузионно - пограничного слоя выбиралась наибольшей из δ_1 и δ_2 (рис. 7). При этом решение задачи хемосорбции для плоской и сферической межфазных поверхностей ($2a = 1$) совпали с достаточной точностью. Величины потоков обмена (ф. 2) отличались не более чем на 15% для любых скоростей поглощения CO_2 . Результаты расчета зависимостей скорости поглощения CO_2 по реакции (9) и количества образовавшегося продукта во времени представлены на рис. 8, там же на профиль расчетных кривых нанесены экспериментальные точки.

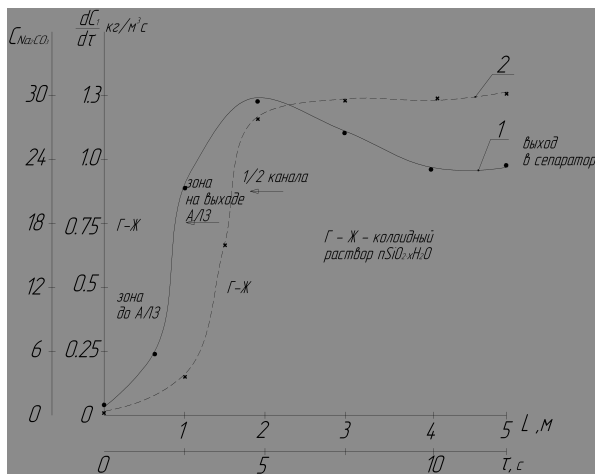


Рис. 8. Зависимость скорости поглощения CO_2 раствором $n\text{Na}_2\text{O} \cdot n\text{SiO}_2$ (C_2) до начала процесса коагуляции продукта реакции (9) – кр. 1; Количество образовавшегося продукта реакции (9) – C_3 (Na_2CO_3) – кр. 2 в реакторе с криволинейными каналами.

реакторе с криволинейными каналами почти в 50 раз выше, а время обработки сокращается почти на 2 порядка. При этом степень использования CO_2 в первом случае [17] не превышает 78 %, а во втором достигает 92 – 95 %.

Выводы. В заключении отметим, что предложенная конструкция реактора и математическая модель реактора позволяет интенсифицировать процесс хемосорбции и адекватно его описывать как в пограничном слое, так и в ядре потока жидкой фазы при протекании сложных химических превращений. При этом удастся отказаться от многих упрощающих предположений, в частности о размерах пограничного слоя, равенстве коэффициентов диффузии, наличии локального равновесия. Модель реактора может быть с успехом применена для расчета реактора – абсорбера CO_2 растворами аммиака, NaOH , моноэтаноламина.

Список литературы: 1. Каганский И. М., Андрианов Ю. И., Лозовский А. А., Горнев В. А., Рябых В. Г. Поглощение диоксида углерода растворами углеаммонийных солей в абсорбере змеевикового типа // Одесск. политехн. ин-т. – Одесса, 1989 – 16 с. ил. – Библиогр: 11 назв. – Русск. – Деп. В УкрНИИТИ. 24.10.89, № 2256 – Ук 89. 2. Padmanabhan N. Entry flow in heated curved pipes // Int. J. Heat and Mass. Transfer – 1987, 30, № 7, P. 1453 – 1463. 3. Chavez M., Zhixue W., Sen M. Turbulent convection in helicoidal tubes // Wärme – und Stoffübertrag, 1987, 22 № 1 – 2, s 55 – 60. 4. А. С. Васильковская, И. М. Уланов. Некоторые вопросы экспериментального исследования вихревых течений газа в цилиндрическом канале и тороидальной камере // Изв. СО АН СССР сер. техн. наук – 1982, в 2, № 8, с 76 – 84. 5. А. А. Халатов, Г. П. Величко, В. С. Цвиклис. Исследование структуры потока в криволинейном конфузоре с помощью лазерного анемометра // Промышленная теплотехника – 1986, т. 8, № 1 с 23 – 26. 6. Щукин В. К. Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. – М, машиностроение, 1980 – 329 с. 7. Г. Лукс. Экспериментальные методы в неорганической химии. Пер. с нем. под ред. акад. В. Н. Спицына. Изд. Мир. Москва – 1965 – 641 с. 8. Горлин С. М., Слезингер И. И. Аэромеханические измерения. М. Наука, 1964 – 432с. 9. Повх И. Л. Аэродинамический эксперимент в машиностроении. М. Машгиз. 1959 – 280 с. 10. Кутагеладзе С. С. Основы теории теплообмена. Новосибирск. 1970 – 180 с. 11. В. В. Кафаров. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М. Химия – 1985 – 448 с. 12. А. М. Кутенов, Б. Г.

Из приведенных на рис.8 данных следует, что основной эффект по интенсификации процесса сорбции достигается за счет обновления межфазной поверхности, увеличения межфазной турбулентности, что увеличивает основные составляющие переноса: коэффициент массоотдачи и межфазную поверхность. Так максимальная скорость поглощения CO_2 при проведении аналогичного процесса в барботажной колонне составляла $0,02 \text{ кг} / (\text{м}^3\text{с})$, при этом максимальная концентрация $\text{C}_{\text{Na}_2\text{CO}_3}$ степень превращения в реакции 9 равна 98%) достигалась за время обработки 840 с (14 мин) [17]. Как следует из рис. 8 максимальная скорость поглощения CO_2 в

Покусаев, Д. А. Казенин, С. П. Карлов, А. В. Вязьмин. Экспериментальные исследования межфазного массопереноса в системе газ – жидкость оптическими методами // Теоретические основы химической технологии 2001, т 35 № 3 с. 227 – 231. 13. Lemarchand A., Naivillt J., Mareschal M. Fractal dimension of reaction – diffusion wave fronts // Europhys. Letters, 1996, v 36, № 3, p 227. 14. А. Я. Федоров, И. П. Романовский. Математическое моделирование газожидкостных реакторов с быстрыми химическими реакциями // Теоретические основы химической технологии, 1995 т 29 № 3 с. 309 – 315. 15. Ермакова А., Гарцман А. Н., Холдерит И., Слинко М. Г. Математическое моделирование газожидкостных реакторов // Теоретические основы химической технологии, 1979 т 13 № 3 с. 451. 16. Дильман В. В., Полянин А. Д. Методы модельных уравнений и аналогий в химической технологии. М. Химия, 1988 – 200 с. 17. Е. И. Далматская. Кинетика и статика карбонизации растворов силиката натрия // Работы по технологии производства наполнителей и адсорбентов минерального происхождения. Л. госхимиздат 1963 – с. 83 – 96.

Поступила в редколлегию 16.09.2009

УДК 66.074

И.В. ХИТРОВА, канд. техн. наук, НТУ “ХПИ”

Ю.М. ГАРБУЗ, инженер, ОАО “УкрНИИхиммаш”

Т.Б. НОВОЖИЛОВА, старший преподаватель, НТУ “ХПИ”

ВЫБОР МЕТОДА ОЧИСТКИ ВЫБРОСОВ НЕФТЕПЕРЕРАБОТКИ, СОДЕРЖАЩИХ КАНЦЕРОГЕННЫЕ ВЕЩЕСТВА

У даній роботі на підставі накопиченого в літературі експериментального матеріалу проведений порівняльний аналіз методів, що застосовуються для знешкодження викидів, що містять поліциклічні ароматичні вуглеводні, у тому числі канцерогенні, і зроблений висновок, що найбільш ефективним і доцільним для проведення подальших досліджень по знешкодженню викидів від установок вироблення бітумів є термokatалітичний.

In the given work the comparative analysis of the methods applied to deactivation of emissions containing polycyclic aromatic hydrocarbons, including cancerogenic is carried out on the basis of the experimental data cumulated in the literature, and the conclusion is drawn that the most effective and reasonable for carrying out the further researches on emissions deactivation from units of bitumen producing is thermocatalytic method.

Проблема загрязнения атмосферы вредными выбросами промышленных производств в последние годы становится всё более актуальной. Предприятия нефтеперерабатывающей промышленности являются одними из наиболее крупных источников загрязнения воздушного бассейна. Битумные установки нефтеперерабатывающих заводов дают наиболее вредные выбросы в атмосферу [1]. Основным процессом производства битумов является окисление остатков нефтепереработки кислородом воздуха при температуре 240–300 °С. Газы, выходящие из окислительного аппарата, состоят из азота, кислорода, двуокиси углерода, смеси углеводородов и их кислородных производных [2]. В отходящих газах имеются следующие примеси: оксиды азота, оксид углерода, сероводород. Выделяющиеся из горячих битумов пары содержат парафино-нафтовые и полициклические ароматические углеводороды, а также гетероциклические соединения, среди которых наиболее канцерогенен 3,4-бензапирен [3].

Бензапирен, попадая в организм человека, постепенно накапливается до критической концентрации и стимулирует образование злокачественных опухолей. Характер-