
УДК 66-9

М.И. Васильев, А.С. Сурков, В.П. Шапорев д-р техн. наук
НТУ «Харьковский политехнический институт» г.Харьков, Украина

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МАССОБМЕНА ГЕТЕРОГЕННЫХ СИСТЕМ

У багатьох монографіях і вказівках з конвективного тепломасопереносу стверджується, що гідродинамічна обстановка в апараті визначає інтенсивність процесів. Часто це положення детально не розкривається та носить емпіричний характер. Тому в даній публікації на основі теорії процесів тепломасопереносу, відомих моделей межфазної тепломасопередачі конкретизована гідродинамічна сторона процесів переносу. Це дозволяє обґрунтовано підійти до методів інтенсифікації міжфазного переносу: механічний, пульсаційний, тепловий створювання - захоплення пухирців, закручування й рух середовища по криволінійних каналах. Показано, що кожен метод може бути реалізований у відповідній конструкції апарата, розробка й дослідження цих конструкцій є перспективним напрямком.

1. Введение

Преобладающее число материальных технологий, реализуемых в химической промышленности, относится к гетерогенным системам. Даже такие, на первый взгляд гомогенные, технологии, как движение и нагревание воды или газа в канале, емкости, есть результат взаимодействия разнородной пары – текущей среды и твердого тела. С технологической точки зрения наиболее значимые многофазные системы с разными динамическими, термодинамическими, химическими потенциалами взаимодействующих фаз, что предопределяет межфазный обмен массой, импульсом, энергией, веществом. Такие процессы межфазного переноса перечисленных качеств и составляют основу всех материальных технологий, они являются неравновесными процессами (по одному или нескольким из перечисленных выше качеств), протекающими в технологических аппаратах или реакторах. В полной мере к таким процессам, протекающим в технологических аппаратах, относятся процессы, наблюдаемые в сложно-реакционных гетерогенных системах. Особенность этих систем заключается в том, что при движении через технологический аппарат, например гомогенной или дисперсной среды (двухфазной), за счет протекания ряда последовательных или параллельных химических, физических превращений, среда становится трехфазной системой, а в некоторых случаях «четырёхфазной». Последнее, согласно современным представлениям о физикохимии агрегатирования тел переменной массы [1, 2], связано с наличием в гетерогенной системе не только традиционных фазовых компонентов «газ-жидкость-твердое тело», но и коллоидных нанокристаллов. При этом в сложно-реакционной гетерогенной системе наблюдаются явления, когда возникновение и интенсивное развитие одного из параллельных или параллельно-последовательных процессов в общей системе приводит к замедлению или прекращению другого процесса [3]. Кроме того, появление третьей или четвертой фазы коренным образом меняет структуру потока в технологическом аппарате, условия микро и макросмешения, а также кинетические константы основополагающих процессов [4]. Типичными представителями сложно-реакционных гетерогенных систем в технологических аппаратах химической промышленности, в которых появляются вышеотмеченные особенности, являются процессы положенные в основу производства кальцинированной соды методом Сольве – процесс карбонизации аммиачно-соляного раствора в условиях, исключающих значительную десорбцию аммиака, а затем карбонизации карбонат-бикарбонатных растворов. Речь идет о колонне карбонизации в производстве соды.

Проведенные исследования процессов, протекающих в колонне, которые опубликованы в работах [5-11], показали, что при карбонизации аммиачно-соляного раствора максимальная скорость абсорбции достигается только после замедления процесса десорбции NH_3 . Очевидно, что интенсивно протекающий в начальный период процесс десорбции NH_3 тормозит процесс абсорбции CO_2 . После прекращения десорбции аммиака происходит одновременно абсорбция CO_2 и NH_3 , реакция между собой после

поглощения их в жидкой фазе, что вызывает появление второго максимума на кривой скорости абсорбции CO_2 .

При карбонизации карбонат-бикарбонатных растворов в результате максимального пересыщения раствора по бикарбонату натрия начинается процесс его кристаллизации.

В период интенсивного снятия пересыщения по бикарбонату натрия процесс абсорбции диоксида углерода практически прекращается, о чем свидетельствует отсутствие фиксируемого изменения содержания Na_2CO_3 в растворе. Замедление или полное прекращение абсорбции CO_2 происходит спонтанно. Действительно, снятие пересыщения по бикарбонату натрия вызывает снижение метастабильного и равновесного давления CO_2 над карбонат-бикарбонатным раствором и увеличение движущей силы процесса абсорбции CO_2 , что должно способствовать повышению скорости данного процесса. Однако в действительности этого не наблюдается до тех пор, пока несколько не замедлится процесс кристаллизации. При этом система из двухфазной «жидкость-газ» переходит в трехфазную «жидкость - твердое тело - газ», как следствие возрастает в несколько раз вязкость системы, изменяются условия диспергирования газообразной фазы в системе и другие эффекты.

При этом поверхностная активность образующейся твердой фазы ($NaHCO_3$) настолько велика, что ход процесса кристаллизации зависит не только от наличия неконтролируемых примесей, но и в значительной степени от рельефа поверхности корпуса колонны, контактных элементов, теплообменной поверхности и их конструкций.

Имеется в виду, что твердая фаза $NaHCO_3$ осаждается на выше указанных поверхностях, происходит инкрустация и зарастание сечения колонны, как следствие коренным образом изменяется гидродинамическая обстановка в колонне и собственно результат процесса. Следует отметить, что колонна в режиме карбонизации работает не более 6 – 7 суток, в конце режима она зарастает настолько инкрустациями, что ее переводят в режим промывки от осевшего $NaHCO_3$.

Аналогичные эффекты по изменению условий массо и теплопередачи в трехфазных системах и эффекты, связанные с влиянием конструктивных особенностей внутри колонны на эти процессы отмечены в работах [12-14].

Другим характерным примером протекания процессов в сложно-реакционных гетерогенных системах является технологический процесс сатурации в свеклосахарном производстве. В работе [15] проведен сравнительный анализ функционирования типовых промышленных аппаратов для осуществления процессов сатурации, которые в основном представляют собой конструкции аппаратов колонного типа. Авторами установлено наличие аналогичных явлений, которые описаны выше. Например к моменту начала кристаллизации $CaCO_3$ образуется коллоидная система с вязкостью до 1 – 1,2 МПа·с, в этот момент скорость сорбции CO_2 уменьшается в 5 – 8 раз, и только после деструкции коллоидной системы и образования кристаллов $CaCO_3$ скорость сорбции CO_2 достигает значений, которые наблюдаются вначале процесса.

Как в предыдущих случаях, так и в этом в момент проявления вышеуказанных особенностей подаваемый газ в аппарат является только средством перемешивания системы и не участвует в процессе. Однако за счет повышения сопротивления в системе (при увеличении вязкости) его необходимо подавать больше, что приводит к значительно меньшему коэффициенту утилизации полезного компонента из газа, повышению энергозатрат и не эффективному использованию рабочего объема аппарата.

В некоторых системах при процессах сорбции вязкость систем возрастает настолько, что сечение аппарата полностью зарастает (забивается) тиксотропной фазой. При этом допустимый расход газа не может преодолеть сопротивление слоя и возникает аварийная ситуация. Такие ситуации описаны в работах [16-18] при исследовании процесса сорбции CO_2 раствором силиката натрия в производстве белой сажи. Для ликвидации этого явления в аппарате устанавливают средства для механического перемешивания системы – мешалки, однако при этом явление замедления или торможения основных массообменных и теплообменных процессов не исключается.

Аналогичные явления, протекающие в системах, характерны для биотехнологии и экобиотехнологии, например, при организации технологий аэробной и анаэробной очистке сточных вод [19, 20]. Согласно [19, 20] явления, описанные выше, проявляются и в этих системах с еще большими

осложнениями, которые возникают за счет параметров, которые необходимо соблюдать для обеспечения эффективной жизнедеятельности микроорганизмов.

Анализ работ [1 - 20] свидетельствует, что массообменные процессы в рассматриваемых системах с химическими превращениями или без них осуществляются по диффузионной кинетике, в том числе и процессы, связанные с изменением структуры систем (кристаллизация, коагуляция и т.п.). Это означает, что скорость процессов состоит из цепи последовательных перемещений и превращений вещества и определяется диффузией (кондуктивной, турбулентной) и конвекцией в фазе, оказывающей наибольшее, преобладающее сопротивление переносу.

Рассмотренные выше массообменные технологии характеризуются в основном легкоподвижной средой – жидкость - газ, твердые частицы, появляются и оказывают влияние на завершающих стадиях. Из работ [1 - 20] также следует, что используемые в технологических процессах аппараты имеют низкую удельную производительность, низкие коэффициенты массоотдачи и характеризуются высокой энергозатратностью для создания необходимой гидродинамической обстановки. Из изложенного выше логично вытекает задача нахождения способов интенсификации процессов массопереноса в данных системах и усовершенствование конструкций технологических аппаратов. Ниже акцентируем внимание на возможных путях решения данной задачи.

2. Проблемы интенсификации массообменных процессов и методы их решения

Как уже отмечалось выше, процессы тепломассопереноса с химическими реакциями (или без них) в легкоподвижных гетерогенных системах определяется гидродинамическими факторами. От последних зависит интенсивность конвективной и турбулентной составляющих переноса в отличие от молекулярной диффузии. Поэтому основным показателем интенсивности является количество массопереноса через межфазную поверхность в системе. Ниже изложены основные подходы к количественному определению массопереноса через межфазную поверхность [21].

Модель Нернста для системы «легкоподвижная среда – твердое тело». В основу модели положено: сопротивление массопереносу сосредоточено в тонкой пленке текущей среды на границе с твердой межфазной поверхностью; в пленке отсутствует движение; процесс установившийся во времени.

Поток вещества (плотность) определяется выражением:

$$q_c = \frac{D}{\delta}(C_0 - C_S) \quad (1)$$

где, C_0 , C_S - соответственно начальная и текущая концентрации вещества;

D - коэффициент диффузии;

δ - толщина пленки.

Отношение $\frac{D}{\delta} = \beta$ является коэффициентом массоотдачи. Анализ теории показывает, что наиболее

тонкая пленка и равномерное распределение C_0 в объеме среды могут быть только при высоких числах Рейнольдса (Re), то есть при выраженном турбулентном режиме, когда вихри глубоко проникают в пристенную область и турбулентная диффузия D_T сравнима с молекулярной.

Ленгмюр распространил теорию Нернста на случай газо-жидкостной системы и предложил систему уравнений:

$$\begin{aligned} q_c &= \beta_1(C_{10} - C_{1S}) = \beta_2(C_{2S} - C_{20}) \\ \frac{C_{1S}}{C_{2S}} &= \psi_{12} \end{aligned} \quad (2)$$

где индекс 1 - соответствует несущей фазе, 2 - дисперсной фазе, 1, 2 – на межфазной границе.

Согласно этим моделям $\beta \approx D^a$, где $a = 1$.

Модель Хигби. Базируясь на том, что коэффициент β нелинейно связан с коэффициентом D в случае двух текущих сред, Хигби выдвинул предположение, что эта нелинейность обусловлена нестационарностью массопереноса в системе «несущая фаза - частица». Массоперенос к частице осуществляется посредством пленки окружающей среды, которая контактирует с частицей определенный промежуток времени τ , после чего происходит полная замена пленки другой пленкой. Таким образом осуществляется дискретное обновление межфазной поверхности. При таких условиях изменение концентраций описывается уравнением:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (3)$$

где x – координата. При начальных условиях $C(0, x) = C_0$, и граничных $C(\tau, 0) = C_S$, $C(\tau, \infty) = C_0$. Решением (3) будет:

$$q_c = \sqrt{\frac{D}{\pi \cdot \tau}} (C_0 - C_S); \langle q_c \rangle = 2 \sqrt{\frac{D}{\pi \cdot t}} (C_0 - C_S) \quad (4)$$

$$\beta = \sqrt{\frac{D}{\pi \cdot \tau}}; \langle \beta \rangle = 2 \sqrt{\frac{D}{\pi \cdot t}}$$

где $t = \frac{d}{U}$, d - диаметр частицы; U - относительная скорость частицы.

Модель Хигби положила начало серии нестационарных (или пенетрационных) моделей массопереноса.

Наиболее известные:

Модель Кишиневского: уравнение для β :

$$\langle \beta \rangle = 2 \sqrt{\frac{D + D_T}{\pi \cdot t}} \quad (5)$$

То есть автор предложил учесть влияние турбулентности, добавив к D величину D_T .

Модель Данкверста: который обоснованно считал, что обновление поверхности осуществляется непрерывно частичками, имеющими равное время пребывания на межфазной поверхности:

$$\langle \beta \rangle = \sqrt{DS} \quad (6)$$

где $\frac{1}{S}$ - среднестатистическое время контакта совокупности частичек окружающей среды с поверхностью.

Как видно из уравнений (2 – 6) показатель степени a при D принимается равным 1. Однако, согласно ряда опытных данных [22], показатель a существенным образом зависит от числа Прандтля -

$$\text{Pr}_D = \frac{V}{D}$$

Для газов $\text{Pr}_D \sim 1$, значение a порядка 0,5, для жидкости $\text{Pr}_D \sim 100 \dots 3000$, значение a порядка 0.7 ~ 0.8. Таким образом, область значений $a \in [0.5; 1.0]$, эта область приводит к мысли о совместном влиянии нестационарных и «пленочных» факторов.

Модель Левича позволяет войти в отмеченную область изменения показателя a в рамках стационарных представлений о процессе. Предполагается, что в окрестности твердой частицы или пузыря существуют два пограничных слоя: δ , в котором существенно и линейно изменяется концентрация C от C_S до C_0 ; δ_0 - динамический пограничный слой, в котором существенно и почти линейно изменяется продольная скорость U от 0 до U_0 . Получено уравнение:

$$\left[\frac{\delta}{\delta_0} \right] \sim \frac{D}{V} = \frac{1}{\text{Pr}_A} \Rightarrow \frac{\delta_0}{\delta} \sim \text{Pr}_A^{\frac{1}{3}} \quad (7)$$

$$\beta \sim \frac{D^{\frac{2}{3}} V^{\frac{1}{3}}}{\delta_0} \Rightarrow \beta \sim D^{0.67}$$

В случае турбулентного потока по Левичу «пленки» состоят из четырех слоев: диффузионный подслой $D \approx D_T$ на границе; вязкий подслой $D < D_T$; турбулентный пограничный слой $D \ll D_T$; основной подслоем с равномерным распределением концентрации $C = C_0 \approx \text{const}$.

Для вычисления β получено уравнение:

$$\beta = (\gamma Ni)^{0.25} \frac{D^{1-\frac{1}{m}} V^{\frac{1}{m}}}{\delta_0} \quad (8)$$

где γ - динамический коэффициент; m - еще до сих пор предмет дискуссий о физической сути, область значений $m \in [1; 6]$; Ni - число Никурадзе, $Ni = \frac{v^* \delta_0}{V} \approx 11.5$; v^* - динамическая скорость.

Модель межфазной турбулентности Кафарова предполагает, что в случае взаимодействия двух взаимонерастворяющихся текущих сред их межфазная поверхность деформируется. При разной плотности сред их совместное перемещение возможно только когда $U_1 \neq U_2$. Разрыв скоростей обуславливает неустойчивость межфазной поверхности. Возникают слои смешения, которые турбулизируются при очень малых числах Re ($Re_{kp} \sim 50$). Влияние межфазной турбулентности учитывается с помощью «фактора гидродинамического состояния двухфазной системы» f в качестве дополнительно коэффициента, входящего в критериальное уравнение массоотдачи.

В общем случае для всех моделей уравнение массоотдачи при переносе вещества из первой фазы во вторую запишется так:

$$M_{1,2} = \beta_k S_{1,2} \Delta C_k \quad (9)$$

где $k = 1, 2$, и $\Delta C_k \begin{cases} C_{10} - C_{1S}, k = 1 \\ C_{2S} - C_{20}, k = 2 \end{cases}$, здесь $S_{1,2}$ - межфазная поверхность.

Анализ уравнения (9) показывает, что если задана движущая сила переноса ΔC_k , то очевидный способ увеличения скорости процесса состоит в увеличении двух сомножителей в правой части уравнения (9).

Представленный выше анализ, получивший признание моделей массопереноса, а также модели изотропной турбулентности Колмогорова [23], которая в настоящее время достаточно широко применяется для анализа трехфазных систем [5 - 11] – однозначно свидетельствует о влиянии аэрогидродинамической обстановки на значение β_k и однозначно необходимом повышении числа Re , либо об уменьшении «времени обновления межфазной поверхности» в пенетрационных моделях, что также достигается при возрастании числа Re .

Увеличение межфазной поверхности $S_{1,2}$ не столь безальтернативно, как увеличение β_k . Так рост $S_{1,2}$ приводит к уменьшению размера дисперсии, усложняет разделение фаз и уменьшает число Re , которое зависит от размера частиц (пузырей и т.п.). Кроме того, при увеличении $S_{1,2}$ возрастает лапласовская составляющая давления в частице, что препятствует массопереносу в ней. Гидродинамическая обстановка определяется конструкцией аппарата.

Для проведения массообменных процессов в трехфазной системе в основном используется три типа аппаратов [24]: аппараты с фиксированной поверхностью межфазного контакта (пленочные,

распылительные колонны); аппараты с контактной поверхностью, которая образуется при движении фаз (насадочные, тарельчатые колонны); аппараты с внешним вводом энергии (роторные аппараты, с мешалками, аппараты со статическими перемешивающими устройствами).

Аппараты первого типа имеют низкую удельную производительность на единицу объема аппарата. В аппаратах второго типа примерно 50% массопереноса осуществляется в период формирования дисперсии (капли, пузыри). К такому выводу можно прийти на основании модели Хигби. В этой связи создавать в аппарате «долгоживущие» дисперсии не целесообразно. Очевидно, следует осуществлять процесс в режиме инверсии фаз, когда непрерывно происходит обновление межфазной поверхности и поочередно каждая из фаз становится то дисперсной, то дисперсионной. Эти положения подтверждаются для колонных аппаратов в работах Кафарова [25], в которых установлено, что явления, происходящие в режиме инверсии фаз, обеспечивают интенсификацию процессов на порядок и более.

Устойчивый и длительный режим инверсии фаз можно организовать при введении в аппарат внешней энергии и поддержания высоких чисел Re , поэтому аппараты третьей группы наиболее широко распространены, а кроме того большинство аппаратов второй группы имеют устройства для ввода внешней энергии. Тем не менее и этим аппаратам присущи недостатки. Они состоят в том, что при высоких значениях Re введенная в аппарат энергия равномерно распределяется по объему аппарата, в то время, как основное сопротивление массопереносу сосредоточено в окрестности межфазной поверхности, куда и необходимо вводить энергию. В результате равномерного распределения инверсионный режим быстро затухает. В этой связи технологический КПД аппаратов мал, а затраты энергии на создание необходимых режимов существенно велики при резком увеличении гидравлического сопротивления аппарата. Таким образом, создается ситуация, когда рост коэффициентов теплообмена существенно отстает от роста гидравлического сопротивления аппарата, что приводит к значительным энергозатратам при достижении цели. Следует отметить, что этот недостаток присущ практически всем вышепересмотренным категориям аппаратов, а также различной теплообменной аппаратуре.

Из вышеизложенного вытекает задача нахождения способов перераспределения энергии в пространстве и времени и «доставке» ее в заданные области. Эта задача технически может быть осуществлена при организации нестационарного движения в аппарате с проявлением инерционности. Для достижения необходимого эффекта нестационарное движение должно быть колебательным, то есть реализовываться многократно. Неоднократно повторяющиеся разгонно-тормозное движение среды есть движение периодическое, пульсационное, которое в общем случае характеризуется изменением скорости и вектора ее направления, изменением давления.

Одним из методов организации пульсационной обработки гетерогенной среды есть использование пульсационных устройств при проведении тепло- массообменных процессов в аппаратах. Впервые предложение об использовании пульсационных устройств при проведении массообменных процессов было сделано Ван Дийком [26]. Внедрение в промышленную практику пульсационного метода обработки было сделано коллективом исследователей, возглавляемых С.М. Карпачевой [27 – 29]. В работах [30 - 32] представлены результаты лабораторных и опытно промышленных исследований процесса карбонизации содового раствора в производстве очищенного бикарбоната натрия. В лабораторных условиях получены экспериментальные результаты, которые свидетельствуют о существенной интенсификации процесса массопереноса. В опытно - промышленных условиях авторы не подтвердили эффекты, наблюдаемые при лабораторных исследованиях, что связано с ограниченностью технических решений при организации пульсационных режимов. Результаты вышеуказанных работ [26 - 32] имеют ярко выраженный эмпирический характер, ограниченность технических решений не позволяет создать на их основе методику, устанавливающую степень целесообразности применения пульсационных методов в каждом конкретном случае. В монографии [33] подробно на основе теории массопереноса и колебательного движения гетерогенной среды (жидкость – твердые частицы, жидкость – жидкость, жидкость – газ) показано, что организация пульсационного процесса должна быть более эффективной, чем стационарная. Исходя из модели локальной изотропной турбулентности Колмогорова [23] авторы получили зависимости:

$$\beta_{m\epsilon} \approx a_{m\epsilon} \epsilon^{0.25}; \beta_{j\epsilon} \approx a_{j\epsilon} \epsilon^{0.3}; \beta_2 \approx a_2^\gamma \quad (10)$$

где $a_{m\epsilon}$, $a_{j\epsilon}$, a_2 - размер частиц; ϵ - удельная скорость диссипации турбулентной энергии:

$$S_j \approx \frac{\sigma a_j V}{B_j} \left[\frac{\rho_j \epsilon^{2/3}}{\sigma} \right]^{0.6} \approx b_{j1} \epsilon^{0.4} \quad (11)$$

$$\Delta S_j \approx \frac{a_j V}{2} d_j^{2/3} \left[\frac{\rho_j \epsilon^{2/3}}{\sigma} \right] \approx b_{j2} \epsilon^{0.67}$$

где V - объем аппарата; d - диаметр частиц; σ - поверхностное натяжение; a, b - числовые коэффициенты; γ - показатель степени, $\gamma \in [0.2; 1.0]$.

На основании анализа этих зависимостей авторами [33] установлено, что безусловное увеличение массопереноса при пульсационной организации процесса будет, когда сумма показателей степеней пары зависимостей из (10 и 11) окажется не меньше единицы. Авторы считают, что эти положения выполняются для систем, не склонных к расслоению фаз. Например для системы «жидкость – твердые частицы - газ» или «жидкость – твердые частицы» вышеприведенные условия могут быть иными.

Для оценки эффективности межфазного теплообмена в пульсирующем потоке авторами [33] получены соотношения:

$$\frac{\langle Nu \rangle}{Nu_0} = \frac{\frac{1}{\tau} \int Nu dt}{Nu_0} \quad (12)$$

$$\frac{\langle U_2 \rangle}{U_{20}} = \frac{\frac{1}{\tau} \int U_2 dt}{U_{20}}$$

где при $Re/B_1 < 161.6$ $Nu = 1.6 \cdot 10^{-2} \left(\frac{Re}{B_1} \right)^{1.33} Pr^{0.33}$;

при $Re/B_1 \geq 161.6$ $Nu = 0.4 \left(\frac{Re}{B_1} \right)^{0.667} Pr^{0.33}$;

$$Re = |U_1 - U_2| \cdot \frac{d_2}{V_1}, \quad Pr = \frac{V_1}{D_1}, \quad Nu = \frac{\beta d_2}{D_1};$$

U_{20} - скорость дисперсной фазы при отсутствии внешних гидродинамических воздействий; B_1 - параметр, $B_1 \in [0.7; 1.0]$; $\tau = \frac{2\pi}{\omega_1}$, ω_1 - угловая скорость; t - время.

Соотношение (12) отражает изменение осредненного коэффициента массоотдачи при пульсациях смеси по сравнению со случаями чистого гравитационного ее осаждения или всплытия, а также характеризует увеличение времени пребывания пульсирующей смеси в колонном аппарате.

Эффект нестационарности и инерционности в гетерогенной системе можно достичь при движении закрученного потока по криволинейным каналам, или каналам, имеющим периодическое сужение-расширение по типу «конфузор - диффузор». Привлекательность этого метода заключается в том, что отпадает необходимость вводить в аппарат специальные пульсационные устройства (поршневого типа, газоимпульсных непосредственного действия, с гибкой разделительной мембраной и т.п.), а кроме того этот метод дает эффект для всех типов гетерогенных систем, в том числе и для систем «жидкость –

твердые частицы - газ». Таким образом, изложенный метод более универсален, чем метод с использованием пульсационных устройств.

В работе [34] показано, что конструкция аппарата, имеющего последовательные периодические сужения типа «конфузор - диффузор» для системы «газ - жидкость» при значении $Re = 3.56 \cdot 10^4$ позволяет интенсифицировать тепло- массообмен в 1,5 раза. Оценка проводилась по значению чисел Nu для аппаратов с гладкими стенами, и аппарата, имеющего сужения.

В работе [35] проведены исследования гидродинамики и интенсивности процессов тепло-массообмена в торообразном газожидкостном реакторе. Установлено, что криволинейная конфигурация камеры реактора позволяет интенсифицировать теплообмен. Показано, что коэффициент теплопередачи в торообразном реакторе в 3 – 3,5 раза выше, чем в прямотрубном реакторе такой же длины. При этом, как показано в работе [35], интенсивность увеличения коэффициента теплопередачи в 1, 2 раза опережает темп роста гидравлического сопротивления аппарата, что свидетельствует о меньших энергетических затратах, которые необходимы для достижения эффекта. Аналогичные эффекты подтверждаются и рядом зарубежных последователей [36, 37]. Влияние конфигурации реакционной камеры на создание эффекта нестационарности процесса и достижения высокой интенсивности протекания тепло- массообменных процессов отмечается в работах [38 - 49]. В работе [38] исследовался процесс поглощения диоксида углерода растворами углеаммонийных солей в абсорбере змеевикового типа. Установлено, змеевиковая конфигурация реакционной камеры позволяет дополнительно турбулизовать газожидкостной поток и существенно интенсифицировать массообменный процесс.

Змеевиковая конфигурация аппарата, согласно [39], позволяет интенсифицировать теплообмен за счет возникновения вторичных течений, вызванных изгибом камеры, и за счет немонотонного изменения осевого касательного напряжения в потоке. Работа [40], посвященная исследованию турбулентной конвекции в спиральных изогнутых трубах, качественно подтверждает, что при $Re = (7.1 \dots 19) \cdot 10^3$ интенсивность тепло- массообмена в несколько раз выше, чем в традиционных аппаратах. Анализ работ [34 - 40] свидетельствует, что последний метод организации нестационарного движения потока в аппарате более прост и позволяет достичь высокой эффективности тепло- массообменных процессов в аппаратах по сравнению с классическими схемами. Однако эмпирический характер этих работ не позволяет создать на их основе методику расчета и создания конструкции аппарата. Необходимы исследования для получения универсальных зависимостей, позволяющих рассчитывать тепло-массообмен в аппаратах и их гидродинамику.

3. Выводы

Если подытожить, то согласно анализу, проведенному выше, влияние эффектов нестационарности и инерционности на межфазовый перенос приводит к:

- ✓ обновлению межфазной поверхности, увеличению межфазной турбулентности, что увеличивает основные составляющие переноса β и S ;
- ✓ предупреждению проскока не прореагировавших частиц в аппаратах (предотвращение «туннельных» эффектов);
- ✓ перераспределению и концентрации вводимой энергии в пространстве и времени;
- ✓ видовой трансформации вводимой энергии (тепловой в механическую, кинетической в потенциальную);
- ✓ повышение производительности за счет формальной пульсационной организации процесса.

Следует считать перспективным достижение эффекта нестационарности и инерционности в гетерогенных системах за счет комбинации закручивания потоков и их движений по криволинейным каналам переменного сечения. Исследования в данном направлении позволяют создать интенсивные массообменные аппараты, в которых можно достичь ситуации, когда темп роста коэффициентов тепло-массопередачи будет опережать темп роста гидравлического сопротивления аппаратов.

Список литературы

1. И.В. Мелихов, А.М. Кутепов. Наука о кристаллизации на пороге третьего тысячелетия// Теоретические основы химической технологии.- 2001, т 35-№5- с 451 – 456.
2. Dinsmore A.D. Crocker J. Yodh A.G. Self assembly of colloidal crystals// Curr. Opin. Colloid Interface Sci.- 1998-V3-№1 – P 5.
3. М.Г. Слинько. Некоторые тенденции развития теории химической технологии// Химическая промышленность.- 2000-№2 (69)- с 3 – 8.
4. Б.Г. Покусаев. Процессы переноса в многофазной среде// Теоретические основы химической технологии.- 2007 – т 41 - №1 – с 35 – 43.
5. Беляев Э.К., Томенко В.М. Некоторые вопросы карбонизации аммиачно-соляного раствора// Сб. Вопросы химии и химической технологии.- Харьков, В.Ш. – 1978–в32–с 83-90.
6. Беляев Э.К. Основные направления интенсификации процесса карбонизации в производстве очищенного бикарбоната натрия// Сб. Технология соды и содопродуктов. Тр. НИОХИМ – Харьков – 1980 – т 52 – с 74 – 84.
7. Шаповрев В.П., Титов В.М., Лопухина О.А. и др. Пути интенсификации процессов массопереноса в барботажных колоннах (БСК) противоточного типа с контактными элементами перекрестноточного типа// Вестник ХГПУ – Харьков – 1999 – в 33 – с 3 – 13 (сообщение 1), с 13 – 19 (сообщение 2).
8. Шаповрев В.П., Титов В.М., Иванов Ю.А. Влияние начального пересыщения на интегральные характеристики дисперсной фазы, осаждающейся в карбонизационной колонне содового производства// Вестник ХГПУ – Харьков – 1999 – в 28 – с 49 – 56.
9. Шаповрев В.П., Лопухина О.А., Иванов Ю.А. Моделирование процесса роста кристаллов из раствора кристаллизанта, образуемых взаимодействием солевых растворов с газообразным CO_2 // Вестник ХГПУ – Харьков – 1998 – в 25 – с 97 – 103.
10. Иванов Ю.А., Шаповрев В.П., Титов С.В., Долкарт А.Ф. Исследование кинетики кристаллизации твердой фазы из пересыщенного раствора// Сб. Химия и технология производства основной химической промышленности. Труды НИОХИМ.- Харьков 1998 – т 61 – с 82 – 84.
11. Иванов Ю.А., Титов В.М., Шаповрев В.П. К вопросу о влиянии поверхностно-активных веществ (ПАВ) на абсорбцию углекислоты и процесс кристаллизации NaHCO_3 в карбонизационной колонне (КЛ) содового производства// Вестник ХГПУ – Харьков – 1999 – в 66 – с 11 – 17.
12. Deckwer W.– D., Schumpe A. Blasensäulen. Erkenntnisstand und Entwicklung stendenzen// Chem. – Jng. – Tech. – 1985 – 57 – № 9 – s 754 – 767.
13. O'Dowd W., Smith D.N., Ruether J.A., Saxena S.C. Gas and solids behavior in a baffed and un baffled slurry column// “AIChE Journal” – 1987 – 33 – № 12 – p 1959 – 1970.
14. Schumpe A., Deckwer W.– D., Nigam K., D., P. Gas – liquid mass transfer in three – phase fluidized beds with viscous pseudoplastic liquids// Can. J. Chem. Eng. – 1989 – 67 – № 5 s 873 – 877.
15. О.А. Лопухина, В.П. Шаповрев. Сравнительный анализ типовых промышленных аппаратов для процесса сатурации в свеклосахарном производстве// Интегрированные технологии и энергосбережение: Харьков – НТУ ХПИ – 2002 – № 4 – с. 30 – 43.
16. Е.И. Далматская. Кинетика и статика карбонизации растворов силиката натрия// Сб. Работы по технологии производства наполнителя и адсорбентов минерального происхождения: Харьков Труды НИОХИМ – 1963 – т XV – с 83 – 96.
17. Е.И. Далматская. Исследование процесса карбонизации растворов силиката натрия/ Автореф. диссертации на соискание учен. степени к.т.н.: Харьков ХПИ – 1966 – 20 с.
18. А.Н. Козлов. Исследование гидродинамических и кинетических характеристик процесса карбонизации раствора силиката натрия в аппарате с подвижной насадкой/ Диссерт. на соиск. учен. степени к.т.н. по спец. 05.17.08: Харьков ХПИ – 1974 – 162 с.
19. В.П. Шаповрев, Ф.А. Вахаб, О.А. Лопухина. Механизм и математическая модель процесса биологической очистки сточных вод от органических соединений в аэротенках// Восточно – Европейский журнал передовых технологий: Харьков. Технологический центр – 2004 – №2 (8) – с 45 – 52.
20. Вахаб Ф.А., Новожилова Т.Б., Шаповрев В.П. Инженерные аспекты очистки сточных вод// Вестн. НТУ ХПИ: Харьков НТУ ХПИ – 2004 – №13 – с 57 – 70.
21. Д.Ж. Астарита. Массопередача с химической реакцией. Изд. Химия. Л. – 1971 – 224 с
22. Броунштейн Б.И., Щеголев В.В. Гидродинамика, массо-теплообмен в колонных аппаратах – Л. Химия – 1988 – 336 с.
23. Kawase Y., Moo – Young M. Mathematical models for desing of bioreactors applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence// Chem. Eng. J. – 1990 – 43 – № 5 – с В 19 – В 41.
24. В.В. Кафаров. Методы кибернетики в химии и химической технологии М. Химия – 1985 – 445 с.
25. Кафаров В.В. Принципы создания безотходных химических производств. М. Химия, – 1982 – 228 с.
26. Трейбал Р. Жидкостная экстракция – М: Химия – 1966 – 724 с.
27. Карпачёва С.М., Захаров Е.И. Основы теории и расчета пульсационных колонных реакторов – М: Атомиздат – 1980 – 256 с.
28. Карпачёва С.М., Рагинский Л.С., Муратов В.М. Основы теории и расчёта горизонтальных пульсационных аппаратов – М: Атомиздат – 1981 – 192с.
29. Карпачёва С.М. Рябчиков Б.Е. Пульсационная аппаратура в химической технологии – М: Химия – 1983 – 224 с.

30. В.Г. Карпов, Л.П. Шапарева, В.Г. Гереминевич и др. К вопросу о применении пульсационных колебаний в процессе карбонизации содобенкарбонатного раствора// Сб. Интенсификация технологических процессов и аппаратов содового и смежных производств: Харьков Тр. НИОХИМ – 1983 – т LIX – с 35 – 40.
31. Шапарева Л.П. Серый Б.Г., Каршенбойм В.И., Карпов В.Г. Исследование процесса карбонизации содобенкарбонатных растворов в пульсационном режиме// Сб. Интенсификация технологических процессов и аппаратов содового и смежных производств. – Харьков Тр. НИОХИМ – 1985 – т LX – с 42 – 46.
32. Шапарева Л.П., Письмен Л.М., Каршенбойм В.И., Карпов В.Г. Особенности кинетики процесса карбонизации содобенкарбонатных растворов при наложении пульсационных колебаний// Сб. Процессы и аппараты производств основной химической промышленности: Харьков Тр. НИОХИМ – 1987 – т LXV – с 22 – 27.
33. А.И. Накорчевский, Б.И. Басок. Гидродинамика и тепломассоперенос в гетерогенных системах и пульсирующих потоках: Киев Наукова думка – 2001 – 331 с.
34. Г.А. Ткач, В.П. Шаповров, Д.В. Маслов. Перспективные пути интенсификации теплообменных процессов// Сб. Экология химической техники и биотехнологии: Харьков ХГПУ – 1996 – т.1 – с 96 – 98.
35. В.П. Шаповров, Г.А. Ткач, И.В. Хитрова, С.А. Минек. Экспериментальное исследование тороидального реактора с закруткой потоков// Вестник ХПИ – 1989 – в 2 – № 269 – с 37 – 41.
36. Gaur Y.N., Menta D.M. Viscous fluid flow and heat transfer in a circular wavy tube// “Indian J. Technol.” – 1984 – 22 – № 3 – с 81 – 85.
37. Rocha F.A.N., Guedes de Carvalho J.R.F. Absorption during gas injection through a submerged nozzle. Part II Interfacial aress// Chem. Eng. Res. and Des. – 1987 – 65– № 3 – S 279 – 284.
38. Каганский И.М., Андрианов Ю.И., Лозовский А.А. и др. Поглощение диоксида углерода растворами углеаммонийных солей в абсорбере змеевикового типа. Одес. политехнический ун-т – Одесса – 1989 – 16 с Деп. в УкрНИИИТИ 24.10.89. № 2256 – Ук 89.
39. Padmanabhan N. Entry flow in heated curved pipes// Int. J. Heat and Mass Transfer – 1987 – 30 – № 7 p. 1453 – 1463.
40. Chavez M., Zhixue W., Sen M. Turbulent convection in helicoidal tubes// Wärme – und Stoffübertrag – 1987 – 22 – № 1 – 2 – с 55 – 60.