

УДК 663.13.033

Макки А.Ф., Васильев М.И., Нечипоренко Д.И., Шапоров В.П.

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ И МАССООБМЕННЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ МОДЕЛИ КАРБОНИЗАТОРА ДЛЯ ОБРАБОТКИ СУСПЕНЗИИ ШЛАМА РАССОЛООЧИСТКИ В ПРОИЗВОДСТВЕ СОДЫ

Аппараты для проведения тепло-массообменных процессов в системах газ–жидкость–твердое тело, широко распространены в химической, нефтеперерабатывающей, обогатительной, биохимической, пищевой и смежных отраслях промышленности.

Важное место аппараты занимают при решении экологических проблем, например, в процессе очистки отработанного технологического воздуха или газа, выводимого из технологических аппаратов в атмосферу [1]. Поэтому работы по совершенствованию конструктивного оформления и режимов работы вышеуказанных аппаратов были и остаются актуальными [2,3]. В целях интенсификации массообмена и повышения производительности аппаратов для проведения процессов в трехфазных системах в данной работе выбрана концепция, которая заключается в создании условий, обеспечивающих при локальном вводе энергии в технологическую схему ее дискретное распределение по пространству, и импульсное воздействие по времени [4,5]. В смысле дискретности этот метод состоит в распределении сжимаемой фазы по счетному числу точек технологического объема, в смысле импульсности – в реализации условий, при которых в окрестности этих точек возникают существенные градиенты и даже разрывы значений технологических параметров (давления, скорости, температуры, концентрации и т.п.).

Для проведения исследований по интенсификации массообмена была создана установка с крупномасштабной моделью аппарата, обеспечивающий расход суспензии до 2 м³/ч, расход газа до 30 м³/ч. На этой установке нами был проведен комплекс гидродинамических и массообменных исследований по отработке и совершенствованию конструкции аппарата и режима его работы. В качестве базового аппарата была принята конструктивная схема массообменного аппарата с тороидальными контактными элементами, в которые подается газо-жидкостной поток, предварительно закрученный тангенциальным лопаточным завихрителем, предназначенного для проведения процесса карбонизации суспензии шлама рассолоочистки в производстве кальцинированной соды с целью выделения солей магния. Экспериментальная установка (рис. 1) состоит из стойки с баллонами углекислоты (1), диафрагмы для дозирования углекислоты и воздуха (2), смесителя газов (3), карбонатора (4), нутч-фильтра (5).

Перечень параметров, которые контролировали и измеряли в процессе исследований приведены в табл. 1.

Среднее газосодержание по зонам контактного элемента рассчитываем по формуле:

$$\varphi_{\text{ср}} = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{\varphi_i - \varphi_{i-1}}{2} \Delta l_i}{\sum_{i=1}^n \Delta l_i}, \quad (1)$$

где φ_0 – среднее газосодержание, %; φ_i – газосодержание в i -ом сечении контактного элемента, %; Δl_i - расстояние между точками измерения газосодержания, М.

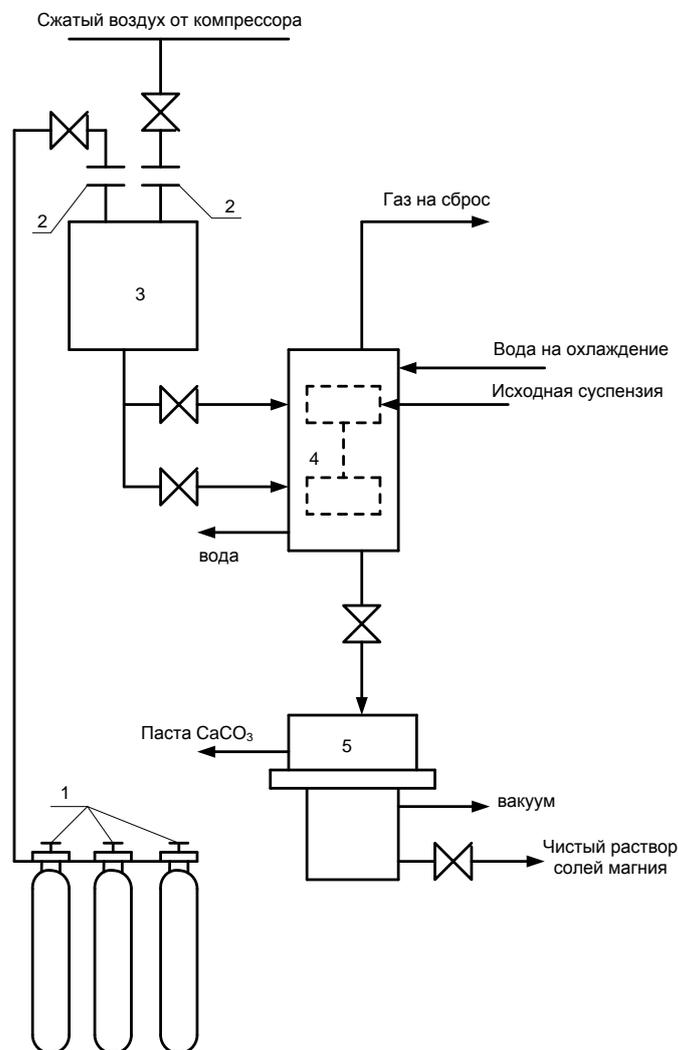


Рисунок 1 – Схема опытной установки по карбонизации суспензии шлама рассолоочистки
1 – стойка с баллонами; 2 – диафрагмы; 3 – смеситель газов; 4 – карбонатор; 5 – нутч-фильтр

Таблица 1 – Контролируемые и измеряемые параметры

Наименование параметра	Обозначение	Диапазон измеряемых величин
1	2	3
Температура, К	T	
суспензия на входе		291...300
газ на входе		300...315
суспензия на выходе		300
газ на выходе		302
Объемный расход, м ³ /ч, (м/с)	V _c	
суспензии на входе		0,5...1,0 (0,00013...0,00027)
газа на входе		40...80 (0,011...0,022)

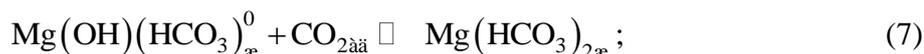
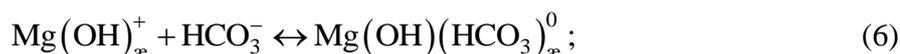
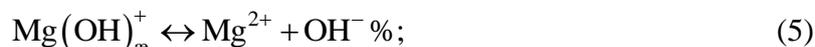
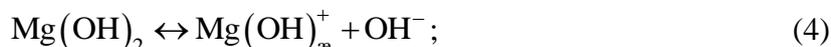
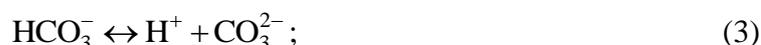
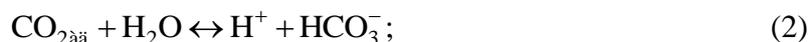
Продолжение таблицы 1

1	2	3
Скорость газожидкостного потока, м/с после завихрителя в контактном элементе	U_g	0,4...16,0
Гидравлическое сопротивление аппарата, Па	ξ	1690...5000
Концентрация компонентов	C	
CO ₂ в газе на входе, %	C_r	40...65
шлама в жидкой фазе, г/л	$C_{ш}$	154...210
Mg(OH) ₂ в шламе, %	$C_{ак}$	14,3...15,0
Скорость карбонизации (скорость поглощения CO ₂), дм ³ /с	M	(0,4...6,0)*10 ⁻³
Степень извлечения ионов Mg из шлама, %	η	0...100

Скорость газожидкостной смеси определяли на выходе из контактного элемента при помощи гидродинамической вертушки.

В основу методики положены следующие основные реакции по стадиям:

Первая стадия



Вторая стадия



Ранее нами показано [6], что на первом этапе лимитирующей стадией является сорбция CO₂ по реакциям (2,3), константы диссоциации отвечают значениям $K_{a1} \approx 10^{-4}$, $K_{a2} \approx 4,8 \cdot 10^{-11}$, следовательно какое бы ни было узкое место процесса абсорбции, кинетика процесса зависит от концентрации ионов OH⁻ в растворе и потенциальной концентрации ионов H⁺, поскольку это основные движущие силы процесса. Что касается концентрации ионов магния в растворе (реакции 4–7), то существует корреляция между величиной pH и концентрацией ионов Mg в растворе, которая практически не зависит от давления карбонизации и для данных концентраций гидроокиси магния в исходной

суспензии и температуры, при определенных гидродинамических условиях, описывается уравнением прямой типа [7]:

$$pH = a - b \cdot C, \quad (10)$$

где C – концентрация ионов Mg в пересчете на MgO в растворе; a и b – коэффициенты, зависящие температуры и концентрации $Mg(OH)_2$ в суспензии. Для исследуемых условий коэффициенты колеблются в пределах $(-0,8) \dots (-0,9)$, а концентрация ионов магния сохраняется постоянной в широком диапазоне давлений карбонизации. Основным результатом сорбции CO_2 на первом этапе, это образование соединений по реакциям (6,7).

Таким образом кинетическое уравнение для первого этапа, которое описывает скорость поглощения CO_2 и образования бикарбоната магния в растворе имеет вид:

$$M = 0.5k_{ia} \sqrt{P_a^*} (P - 1.3P_a^*), \quad (11)$$

где k_{ia} – коэффициент массоотдачи от газа к жидкости, c^{-1} ; P_a^* , P – соответственно равновесное давление CO_2 , и рабочее давление в аппарате, КПа.

Кинетику образования $MgCl_2$ по реакциям 8,9 оценивают по уравнению:

$$y = a(1 - e^{-k_1 \tau}), \quad (12)$$

где $a = nM$, $n \rightarrow 0,9$; $I = 1,2$ (соответственно реакции 8,9).

Установлено, что $k_1 \approx k_2$, то есть $k_8 \approx k_9$. Соответственно сути уравнения (12) в этом случае (при $k_1 \approx k_2$) реакции образования $MgCl_2$ протекают практически мгновенно, как только поглощается CO_2 и образуется $Mg(HCO_3)_2$.

Массообменные исследования

Исследование массообменных характеристик проводили на аппарате, конструкция которого представлена на рис. 2. большой диаметр контактного элемента (тора) составлял 2 м, внутренний диаметр контактного элемента (тороидальной камеры) составлял 0,15 м. Результаты массообменных исследований сравнивались с результатами, полученными в прямотрубных реакторах аналогичных размеров (с механическими завихрителями) и в барботажной колонне ($d = 0.15$ м, $H_{раб} = 7,5$ м), работающей под зливом с барботером колпачкового типа.

Во всех случаях замеры проводились на расстоянии 2,5 калибра от завихрителя или барботера, а также на выходе из реактора. На рис. 3 приведена зависимость скорости сорбции углекислоты от приведенной скорости газа для различных карбонаторов (реакторов).

Полученные экспериментальные данные рис. 3 обработанные методом наименьших квадратов позволили получить уравнение:

$$M = B_i W_S^{0.9}, \quad i = 1, 2, 3, \dots, \quad (13)$$

где коэффициент B зависит от типа реактора; соответственно $B_1 = 4,69$; $B_2 = 7,68$; $B_3 = 10,1$.

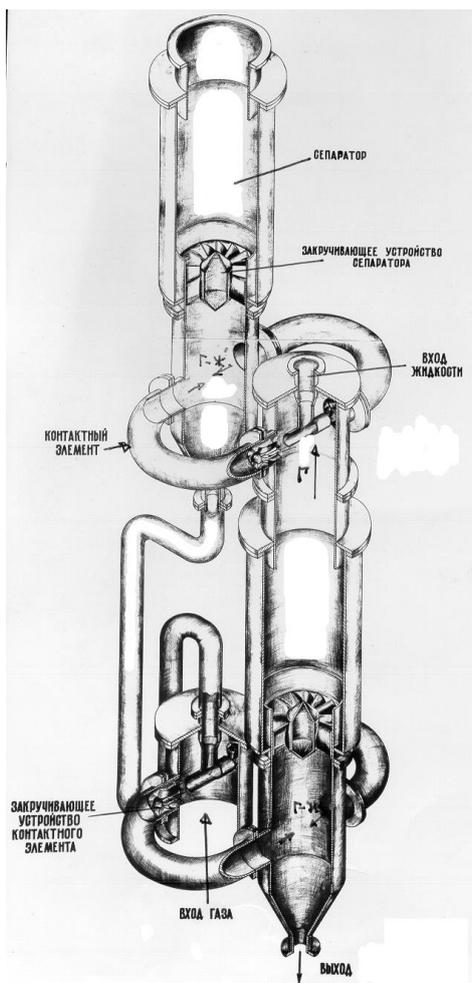


Рисунок 2 – Конструкция сепаратора

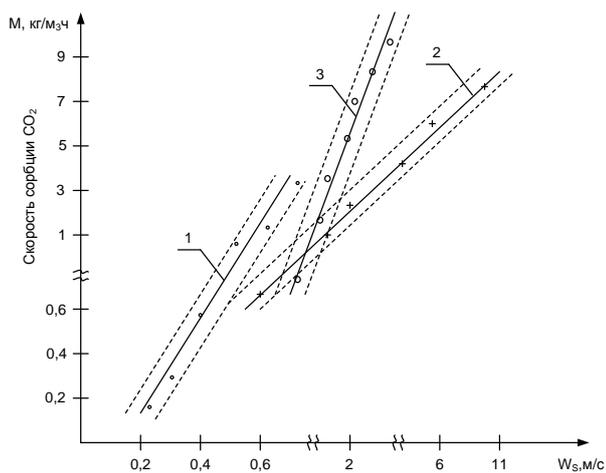


Рисунок 3 – Зависимость скорости сорбции CO₂ от приведенной скорости газового потока W_S (CO₂ – 40%)

- 1 – барботажная колонна; 2 – прямотрубный реактор;
- 3 – реактор с торообразными контактными элементами

Очевидно коэффициент V_i косвенно характеризует значение k_{1a} (используя теорию размерностей V можно представить как $V = (k_{1a} \cdot \rho) / W_S$) и показывает, что в исследуемом реакторе его конструкция обеспечивает перераспределение и концентрацию вводимой энергии в пространстве и времени, что способствует многократному обновлению межфазной поверхности (S), увеличению межфазной турбулентности и соответственно возрастанию основных составляющих переноса k_{1a} и S . Действительно, лопаточный завихритель приводит газожидкостной поток к нестационарному движению с проявлением инерционности, что приводит к созданию устойчивого режима инверсии фаз. Однако, как известно [8] этот режим на расстоянии 3...5 калибров от завихрителя затухает. Для поддержания этого режима необходима или установка еще одного завихрителя, или других механических устройств для интенсификации и возбуждения потока. Этот метод приводит к резкому возрастанию гидравлического сопротивления аппарата. В предложенной конструкции карбонизатора для достижения эффекта устойчивого режима инверсии фаз после лопаточного завихрителя реакционная камера выполнена в виде криволинейного канала. В этой части контактного элемента многократно происходит перестройка профиля скоростей и характера течения газожидкостной фазы. Все действующие на поток силы многократно меняют знак, при этом возникает эффективная турбулизация потока по всему сечению контактного устройства за счет парных вихрей по типу Тейлора–Гортлера. Это приводит к поддержанию устойчивого режима инверсии фаз. Аналогичные явления экспериментально наблюдались в конструкциях реакторов подобного типа [9,10] и не противоречат теории. В карбонизаторе колонного типа скорости газового потока ограничены интервалом 0,2...0,6 м/с при котором возможен устойчивый барботажный режим. В нижней части под барботером величина M приближается к нулю. Выше барботера при вышеуказанных скоростях создать режим инверсии фаз, когда несущая и дисперсные фазы взаимно и многократно обратимы практически невозможно, поэтому коэффициент V_i ограничивается значением 4,65, что в 2,2 раза меньше чем в исследуемом новом карбонизаторе. Преимущества последней конструкции подтверждаются также тем, что, например, при скорости газожидкостного потока 6 м/с для достижения значений M более 7 кг/м³*ч в прямотрубном реакторе необходимо через 5–6 калибров установить еще один лопаточный завихритель. Это приводит к увеличению гидравлического сопротивления реактора до 6500 Па. В то же время гидравлическое сопротивление применяемой конструкции не превышает 2000 Па. Важным показателем процесса, характеризующим интенсивность массообмена, является степень извлечения ионов Mg из шлама, то есть степень превращения $Mg(OH)_2$ в $MgCl_2$ (η) на выходе из карбонизатора. Для колонного карбонизатора при максимально возможной скорости газового потока 0,6 м/с эта величина не превышает $\eta = 0,57$, в прямотрубном реакторе с одним лопаточным завихрителем и скоростью газового потока 6 м/с – $\eta = 0,7$, в реакторе с торообразными контактными элементами при аналогичной скорости $\eta = 0,94$.

Таким образом, значение степени извлечения ионов Mg из шлама коррелируется со значениями коэффициента V_i , то есть степень извлечения в новой конструкции карбонизатора в 1,7 раза выше, чем в колонном карбонизаторе, и в 1,35 раза выше, чем в прямотрубном реакторе. Вышеприведенные результаты однозначно свидетельствуют о значительном увеличении скорости сорбции CO_2 в исследованной конструкции карбонизатора.

Гидродинамические исследования

Гидродинамические параметры определялись с целью оценки равномерности распределения газовой и твердой фазы, а также скорости газожидкостного потока по

объему аппарата и выявления застойных зон. Фрагменты распределения газовой фазы по длине исследуемых аппаратов представлены на рис. 4.

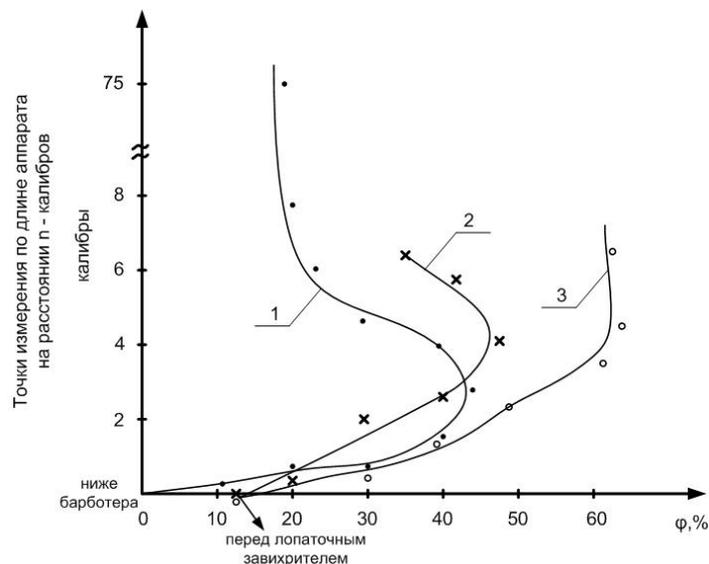


Рисунок 4 – Распределение газосодержания по длине карбонаторов
 1 – колоновый карбонатор, $W_S = 0,6 \text{ м/с}$; 2 – прямотрубный реактор карбонатор, $W_S = 6 \text{ м/с}$;
 3 – карбонатор с торообразными контактными элементами, $W_S = 6 \text{ м/с}$

Анализируя данные, приведенные на рисунках 3, 4 (кривая 1) следует отметить, что для колонового карбонатора в нижней зоне аппарата под барботером газосодержание равно нулю. Наиболее эффективный барботажный режим с точки зрения массопереноса наблюдается на высоте 3–4 диаметров (калибров) аппарата от барботера, выше идет коалесценция газовых пузырей, уменьшается газосодержание и, очевидно, межфазная поверхность. Характерным для реакторов 2, 3 является то, что введение в контакт газовой и жидкой фаз до лопаточного завихрителя уже обеспечивает газосодержание на входе в завихритель до 15 %. В прямотрубном карбонаторе достигается $\varphi \approx 45\%$ и удерживается на этом значении практически до выхода из реактора. В карбонаторе с торообразными контактными элементами сразу же после завихрителя величина $\varphi \approx 50\%$, а далее резко возрастает до 62–65 % и это значение постоянно.

Таким образом, комбинируя форму реакционной камеры с закруткой потока и ее ориентацию в пространстве, можно достичь наиболее эффективных условий проведения массообменного процесса. Учитывая известную аналогию между массо и теплопереносом [11] можно утверждать, что метод интенсификации процесса, который заложен в конструктивное оформление исследуемого реактора (карбонатора) обеспечит интенсивное протекание теплообмена.

Литература

1. Соколов В.Н., Доманский Н.В. Газожидкостные реакторы. – Л. Машиностроение, 1976 – 241 с.
2. Иванов Ю.А. Разработка процесса и конструкции карбонизационной колонны, обеспечивающей повышение степени утилизации сырья в производстве кальциниро-

ванної соди / Автореф. дисертації на соискание учен. степени к.т.н. по спец. 05.17.08 – Харьков – НТУ «ХПИ» – 2000 – 19 с.

3. Мохаммед Абдалах Жабер Горизонтальний реактор турбулентного смешения для интенсифікації процесу тепломасопереносу в гетерогенних системах / Автореферат дисертації на соискание учен. степени к.т.н. по спец. 05.17.08 – Харьков – НТУ ХПИ – 2007 – 22 с.

4. Накорчевский А.И., Басок Б.И. Гидродинамика и тепломасоперенос в гетерогенных системах и пульсирующих потоках – Киев. Наукова думка – 2001 – 347 с.

5. Накорчевский А.И. Метод механики многофазных потоков с крупномасштабными дисперсиями / Некоторые вопросы математического описания процессов гидродинамики, теплообмена в многофазных системах – К: Ин-т кибернетики АН. УССР, 1977 – с 3–17.

6. Ткач Г.А., Шапоров В.П., Титов В.М. Производство соды по малоотходной технологии. Харьков. ХГПУ – 1998 – 430 с.

7. Шойхет Б.А., Сологубенко Л.Е., Ляхов В.Д., Колесова А.Н. Некоторые закономерности получения растворов бикарбоната магния карбонизацией суспензии гидроксида магния // Вопросы технологии получения магниевых продуктов. Сб. статей под ред. С.С. Маркова, Б.А. Шойхета. Ленинград ГИПХ – 1973 – с 64–76.

8. Назмеев Ю.Г. Интенсификация конвективного теплообмена при местной закрутке потока аномально вязкой жидкости аксиальным лопаточным закручивателем // Инженерно – физический журнал – 1986 – т 51 – №2 – с 386–391.

9. Каганский И.М., Андрианов Ю.И., Лозовский А.А. и др. Поглощение диоксида углерода растворами углеаммонийных солей в абсорбере змеевикового типа // Одесский политех. ин-т. Одесса – 1989 – 16 с – Рук. – Деп. в УкрНИИТИ 24.10.89 № 2256 – Ук89.

10. Padmanabhan. N. Entry flow in heated curved pipes // Int. Heat and Mass Transfer – 1989 – 30 – №7, p. 1453–1463.

11. Лыков А.В. Тепломассообмен: Справочник – М: Энергия, 1971 – 560 с.

УДК 663.13.033

Маккі А.Ф., Васильєв М.І., Нечипоренко Д.І., Шапоров В.П.

ГІДРОДИНАМІЧНІ ТА МАСООБМІННІ ДОСЛІДЖЕННЯ МОДЕЛІ КАРБОНІЗАТОРУ ДЛЯ ОБРОБКИ СУСПЕНЗІЇ ШЛАМУ РАСОЛООЧИЩЕННЯ У ВИРОБНИЦТВІ СОДИ

На основі методу елементного моделювання створена великомасштабна установка (модель) карбонізатору, на якій проведено комплекс гідродинамічних та масообмінних досліджень на системі газ–рідина–тверде тіло, що дозволяє рекомендувати нову конструкцію апарату для проведення процесу карбонізації суспензії шламу расолоочищення у виробництві кальцинованої соди.