

УДК 546.46:541.127

Макки А.Ф., Шапорев В.П., Нечипоренко Д.И., Подзолков А.С.

### ЗАКОНОМЕРНОСТИ ПРОЦЕССА КАРБОНИЗАЦИИ СУСПЕНЗИИ ГИДРОКСИДА МАГНИЯ В АБСОРБЕРАХ РАЗЛИЧНОЙ КОНСТРУКЦИИ

**Актуальность и постановка исследования.** Известно много публикаций, посвященных исследованию процесса получения растворов бикарбоната магния  $Mg(HCO_3)_2$ , в основу которого положен процесс карбонизации магниезиальных суспензий, приготовленных обработкой водой обожженных доломитов, магнезитов, бруситов [1–4]. Известны публикации [5–7], которые преследуют ту же цель, но используют в процессе суспензию гидроксида магния, содержащую гипс, приготовленную путем осаждения  $Mg(OH)_2$  из морской рапы. Известны также публикации [8, 9], в которых при исследовании процесса получения растворов бикарбоната магния в качестве исходного сырья используется шламовая пульпа, содержащая  $Mg(OH)_2$  и гамму соединений, таких как  $CaCO_3$ ,  $CaSO_4$ ,  $SiO_2$ . Последняя представляет собой отход производства, например, кальцинированной соды.

Все эти исследования [1–9] преследуют основную цель: установление технологических условий получения чистых растворов  $Mg(HCO_3)_2$ , которые затем перерабатываются в гидрокарбонаты магния и оксид.

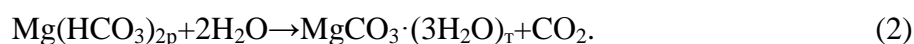
Практически во всех случаях магниезиальная пульпа, поступающая на процесс карбонизации, содержит от 23 до 31 г/дм<sup>3</sup>  $Mg(OH)_2$ , небольшие примеси солей  $CaCO_3$ ,  $CaSO_4$  до 3 % масс от объема, плотность пульпы составляет 1,2–1,3 г/дм<sup>3</sup>.

В случае, если используется шламовая пульпа (отход содового производства со стадии рассолоочистки), содержит 218 г/дм<sup>3</sup>  $CaCO_3$ , 31–32 г/дм<sup>3</sup>  $Mg(OH)_2$ , дисперсионная фаза: водный раствор солей  $NaCl$ ,  $Na_2SO_4$ ,  $NaOH$ , причем содержание хлорида натрия достигает 295–298 г/дм<sup>3</sup> (100 н.д.),  $Na_2SO_4$  – 0,2222 г/дм<sup>3</sup> (0,062 н.д.),  $NaOH$  – 0,0042 г/дм<sup>3</sup> (0,0021 н.д.). Плотность пульпы – 1,6 г/дм<sup>3</sup>.

Сущность процесса карбонизации для всех выше перечисленных магниезиальных пульп [1–9] заключается в проведении реакции:



Процесс осуществляют при температуре среды равной 293–298 К, 100 % углекислым газом или газом, содержащим не менее 60 %  $CO_2$  под давлением 0,2–0,8 МПа. Поскольку растворимость твердых примесей, сопутствующих  $MgO$  в исходном сырье, значительно меньше растворимости  $MgO$ , получают чистый раствор  $Mg(HCO_3)_2$  с содержанием  $Mg(HCO_3)_2$  не менее 96–98 %. Например, растворимость  $CaCO_3$  в 220 раз меньше растворимости  $Mg(OH)_2$ . Далее из полученного раствора осуществляют кристаллизацию гидрокарбонатных соединений магния, в основном  $MgCO_3 \cdot 3H_2O$  (ТГКМ) или  $3MgCO_3 \cdot Mg(OH)_2 \cdot 3H_2O$  (ОКМ), например по реакции:



Этот процесс относится к процессам декарбонизации растворов и осуществляется путем нагревания раствора до температуры кипения 375 К. Известен также процесс

низкотемпературной декарбонизации при температуре менее 330 К [10], однако, физико-химические и технологические основы процесса практически не исследованы.

Основным недостатком известных технологических процессов [1–10] является невозможность использования в процессе карбонизации более концентрированных по  $Mg(OH)_2$  пульп, что связано с образованием наряду с  $Mg(HCO_3)_2$  ТГКМ и ОКМ.

Наряду с этим, технологический процесс может обеспечить степень перевода  $Mg(OH)_2$  в раствор с показателем не более 83 %, с относительно низким коэффициентом использования  $Mg(OH)_2$ . Это приводит к тому, что, например, при переработке шламовых пульп нельзя получить в качестве продукции  $CaCO_3$  и рассол  $NaCl$ , пригодный для производства соды. Кроме прочего процесс отличается высокой энергоемкостью: необходимость высокого давления  $CO_2$ , большим расходом водяного пара на декарбонизацию – 9–10 т пара на 1 т  $MgO$  (острый пар).

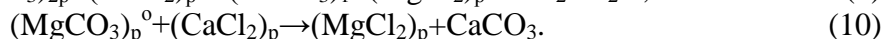
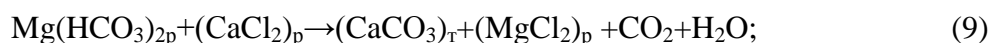
При декарбонизации происходит разбавление суспензии конденсатом, что не позволяет утилизировать раствор  $NaCl$  в производстве кальцинированной соды в случае переработки шламовой пульпы. В наших работах, опубликованных ранее [11,12], показана возможность организации процесса карбонизации магниезиальных пульп и получения ТГКМ или ОКМ, которая позволяет избежать большинства из указанных выше недостатков.

Согласно [11,12] в основу процесса карбонизации положены следующие основные реакции по стадиям.

Первая стадия:



Вторая стадия:



Отфильтрованный раствор  $MgCl_2$  идет на переработку в ТГКМ и ОКМ с использованием сырого бикарбоната натрия, осадок  $CaCO_3$  после промывки идет на сушку с получением кондиционного химически осажденного мела, после осаждения ТГМ и ОКМ фильтрат представляет собой рассол (раствор  $NaCl$ ), отвечающий требованиям производства кальцинированной соды. ТГКМ или ОКМ промываются и подвергаются термической обработке. Все промывные воды направляются на стадию приготовления известкового молока (в производстве соды) или на стадию процесса гашения доломита, если совместное производство соды и магнезии жженой. Согласно [11,12] степень перевода  $Mg(OH)_2$  в раствор в этом процессе может быть достигнута до 100 %, а концентрация  $Mg(OH)_2$  может быть значительно больше 32 г/дм<sup>3</sup>.

При этом давление в реакторе карбонизации не превышает 0,1 МПа, а в качестве газа может использоваться газ известковых печей с концентрацией 40–42 %. Таким об-

разом, технологический процесс [11,12] обладает рядом преимуществ перед технологическим процессом, описанным в [1–9].

Основной стадией в технологии, представленной в работах [11,12], как, впрочем и в работах [1–9], является стадия карбонизации магниезиальной пульпы  $\text{CO}_2$  содержащим газом, т.е. основная стадия – это процесс абсорбции и хемосорбции  $\text{CO}_2$ . Как установлено [11,12], реакция образования  $\text{MgCl}_2$  (9, 10) протекает практически «мгновенно», как только поглощается  $\text{CO}_2$  и образуется  $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ . Таким образом, лимитирующей стадией являются реакции (3–8).

**Цель.** В связи с этим остается важным вопрос о выборе конструкции реактора-карбонизатора, который обеспечивает интенсивное протекание процесса абсорбции и хемосорбции  $\text{CO}_2$  магниезиальной пульпой.

В данной статье приведены результаты экспериментальных исследований процесса карбонизации суспензии гидроксида магния в реакторах различной конструкции.

**Методика эксперимента.** В качестве исходных веществ применялись:

1. Суспензия, состоящая из  $218 \text{ г/дм}^3 \text{ CaCO}_3$ ,  $32 \text{ г/дм}^3 \text{ Mg}(\text{OH})_2$ , дисперсионная фаза водный раствор солей  $\text{NaCl}$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  и  $\text{NaOH}$ , причем содержание хлорида натрия  $295 \text{ г/дм}^3$  (100 н.д.),  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  –  $0,2222 \text{ г/дм}^3$  (0,062 н.д.),  $\text{NaOH}$  –  $0,042 \text{ г/дм}^3$  (0,002 н.д.). Размеры первичных кристаллов твердой фазы 300–1500 А, меньшие размеры характерны для  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ .

2. Раствор  $\text{CaCl}_2$  с концентрацией по хлор иону 160 н.д. ( $143,1 \text{ г/дм}^3$ )

3. Газ содержащий  $\text{CO}_2$ :  $\text{CO}_2$  – 42 %, остальное азот  $\text{N}_2$ .

Эксперименты проводились при постоянном давлении в реакторе 0,1 МПа.

Расход газа варьировался в пределах от  $20$ – $30 \text{ дм}^3 \text{ газа/дм}^3 \text{ пульпы} \cdot \text{мин.}$ , что составило  $0,13$ – $0,2 \text{ дм}^3 \text{ CO}_2/\text{дм}^3 \text{ пульпы} \cdot \text{с.}$  Линейная скорость газа на входе в аппарат соответственно составляла  $0,3$ – $0,45 \text{ м/с.}$  В качестве абсорберов для проведения процесса карбонизации исследуемой системы могут использоваться аппараты с контактной поверхностью, которая образуется при движении фаз, например, тарельчатые колонны и аппараты с внешним вводом энергии – аппараты с мешалками. Это обусловлено следующими обстоятельствами:

- наличием в реакционном объеме твердой фазы и возможностью выделения осадка в процессе реакции;
- необходимостью создания хорошего контакта между газом и суспензией;
- проведением процесса при высоких отношениях объема жидкости к объему

$$\text{газа} \left( \frac{V_{\text{ж}}}{V_{\text{г}}} > 0,02 \right).$$

Согласно этого для проведения процесса карбонизации было выбрано два типа аппарата: барботажный абсорбер с турбинной мешалкой, создающей радиальный поток перемешиваемой жидкости. Чтобы избежать образования воронки у стенок аппарата были расположены четыре отражательных перегородки. Число оборотов мешалки изменялись в пределах  $400$ – $1000 \text{ об/мин}$  ( $6,7$ – $16,7 \text{ об/с}$ ), что соответствовало вводимой мощности  $1,3$ – $4 \text{ кВт/м}^3$ .

Конструкция карбонизатора и экспериментальная установка представлены на рис. 1.

В качестве другого типа карбонизатора выбрана пульсационная колонна с насадкой КРИМЗ. Схема установки приведена на рис. 2, а схема элемента насадки на рис. 3.

Колонна (1) рис. 2 имела насадочную часть высотой 1,2 м, внутренний диаметр колонны 0,4 м, над насадочной частью была сепарационная зона высотой 0,5 м, а под насадочной частью – зона для установки барботера и пульсационной камеры (поз. 10, 11), высота зоны 0,6 м. Насадка КРИМЗ (рис. 3) изготовлена из нержавеющей стали, диаметр насадки 250 мм, толщина насадки 2 мм, насадка имеет отверстия размером 10×20 мм, над отверстиями установлены направляющие лопатки (поз. 3 рис. 3) под углом 30°. Лопатки установлены с разворотом по часовой и против часовой стрелки, поочередно. Проходное сечение насадки (1 элемента) – 43 %. Частота пульсаций варьировалась от 40 до 300 кол/мин (1–5 кол/с).

Перед началом процесса карбонизации к шламу рассолоочистки добавлялся раствор  $\text{CaCl}_2$  с таким расчетом, что на каждый г-эквивалент  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  приходилось 0,8–0,85 г-эквивалента  $\text{CaCl}_2$ , компоненты перемешивались и подавались в карбонизатор. Расход суспензии составлял 0,12  $\text{дм}^3/\text{с}$ . Степень заполнения карбонизатора составляла 0,8.

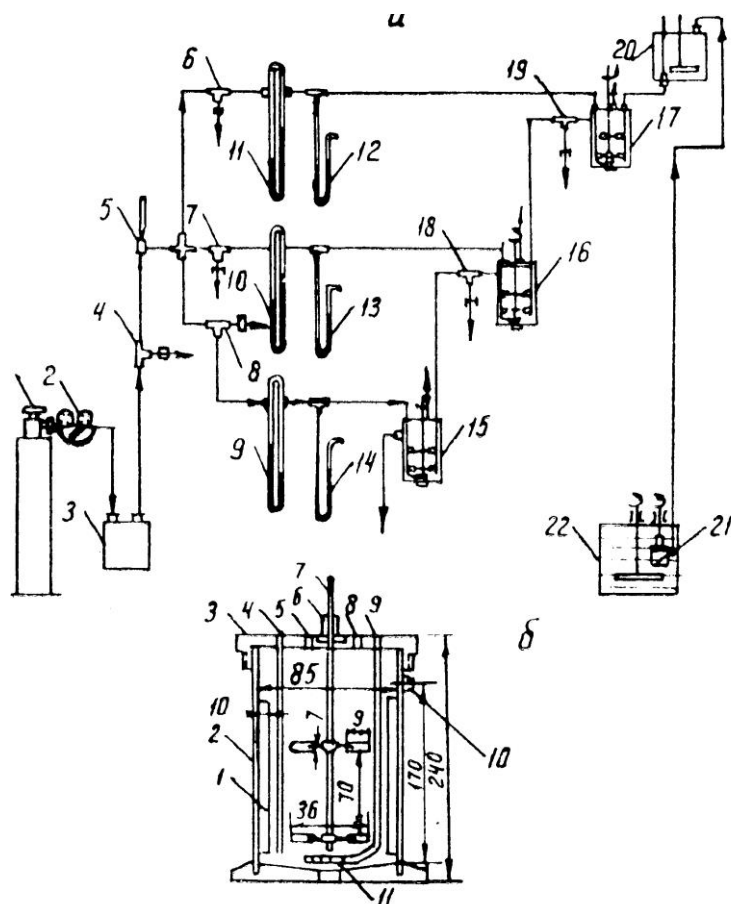


Рисунок 1 – Установка непрерывного действия для карбонизации гидроксида магния

- а) Схема установки: 1 – баллон углекислого газа; 2 – редуктор; 3 – ресивер; 4, 6-8 – тройники для регулировки расхода газа; 5 – термометр; 9-11 – реометры; 12-14 – манометры; 15-17 – карбонизаторы; 18, 19 – пробоотборники; 20 – дозатор; 21 – насос; 22 – сборник пульпы.
- б) Эскиз карбонизатора: 1 – ребра; 2 – корпус; 3 – крышка; 4 – ввод пульпы; 5 – вывод углекислого газа; 6 – сальник; 7 – турбинная мешалка; 8 – отверстие для термометра; 9 – ввод углекислого газа; 10 – вывод пульпы; 11 – барботер

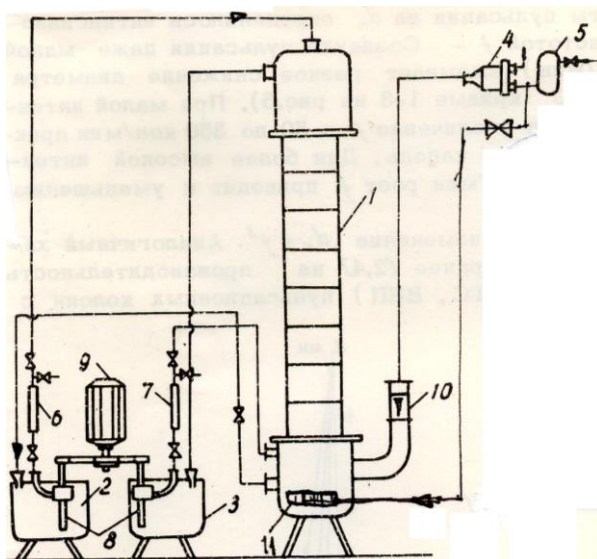


Рисунок 2 – Схема установки:

1 – колонна; 2, 3 – приемная и питающая емкости; 4 – пульсатор; 5 – ресивер; 6, 7 – регуляторы расхода; 8 – погружные насосы; 9 – мотор; 10 – пульсационная камера; 11 – барботер

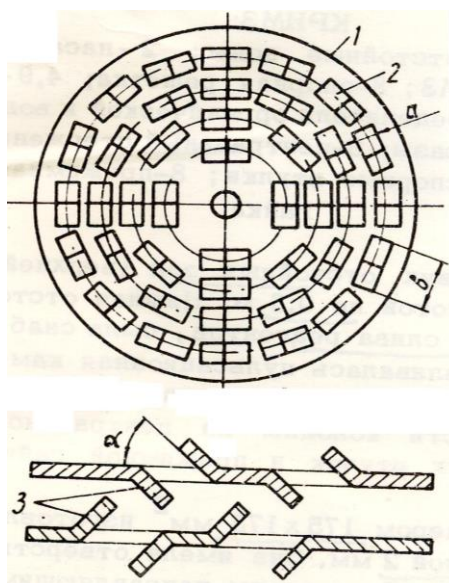


Рисунок 3 – Схема элемента насадки:

1 – диск; 2 – отверстие; 3 – направляющие лопатки

В ходе процесса карбонизации отбирали пробы суспензии, в жидкой фазе которых определялось содержание магния,  $\text{CO}_2$  и pH. Скорость процесса в карбонизаторах определялась по уравнению:

$$r = \frac{Gc_p}{V_p}, \quad (11)$$

где  $G$  – расход суспензии,  $\text{дм}^3/\text{с}$ ;  $c_p$  – концентрация  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  ( $\text{CO}_2$ ) в растворе, моль/ $\text{дм}^3$ ;  $V_p$  – рабочий объем карбонизатора,  $\text{дм}^3$ .

Кроме того, проводили измерения размера газовых пузырей фотосъемкой, для чего использовалась фотокамера с насадочными кольцами. На определенной площади снимка измеряли размер  $d_{\Gamma}$  и число пузырей  $n_{\Gamma}$ . Затем рассчитывали средний поперечно-объемный диаметр газового пузыря:

$$d_{\Gamma} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} d_{\Gamma}^2 n_{\Gamma}}{\sum_{i=1}^{i=n} d_{\Gamma}^3 n_{\Gamma}}. \quad (12)$$

Для описания процесса поглощения  $\text{CO}_2$  использовалось обобщенное уравнение [13] вида:

$$\text{Nu} = B \text{Re}^a \text{Pr}^n, \quad (13)$$

где  $\text{Nu} = \frac{k_{La}D}{D_{\text{ж}}}$ ;  $\text{Pr} = \frac{\mu}{\rho D_{\Gamma}}$ ;  $\text{Re}_I = \frac{WD\rho}{\mu_{\Gamma}}$ ;  $\text{Re}_{II} = \frac{\omega AD\rho}{\mu_{\Gamma}}$ ,

где I – карбонизатор с мешалкой; II – карбонизатор с насадкой КРИМЗ;  $\omega$  – круговая частота 1/с,  $\omega = 2\pi f$ ;  $n$  – коэффициент, равный  $\approx 0,33$  [14];  $\text{Pr} \approx 1500$  [15].

**Результаты экспериментальных исследований и их обсуждение.** На рис. 4 представлены экспериментальные данные по влиянию интенсивности перемешивания и частоты пульсаций столба жидкой фазы на переход в раствор гидроксида магния.

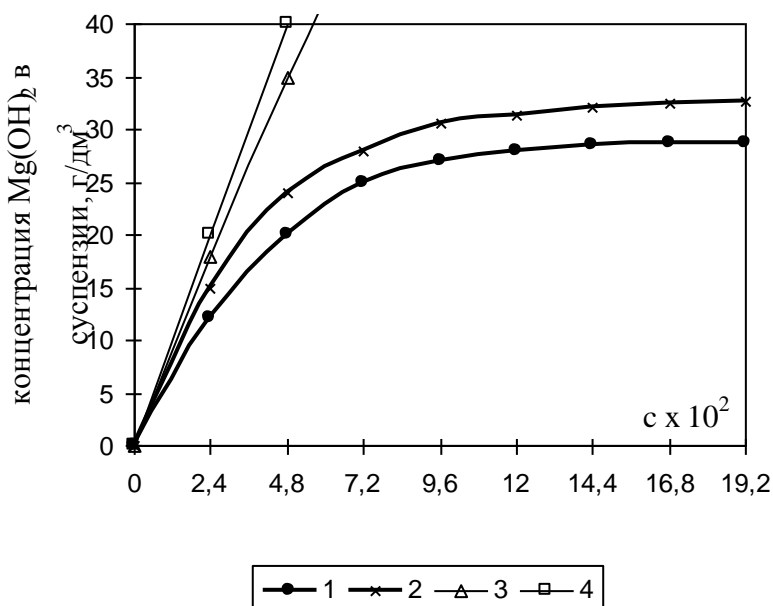


Рисунок 4 – Влияние интенсивности перемешивания на переход в раствор ионов магния  
 1, 2 – реактор с мешалкой, соответственно  $n=400$  об/мин и  $n=800$  об/мин;  
 3, 4 – карбонизатор с насадкой КРИМЗ, соответственно 2 и 5 колебания в секунду,  $w = 0,3$  м/с

На рис. 5 представлена залежність поверхності контакту фаз від інтенсивності перемішування.

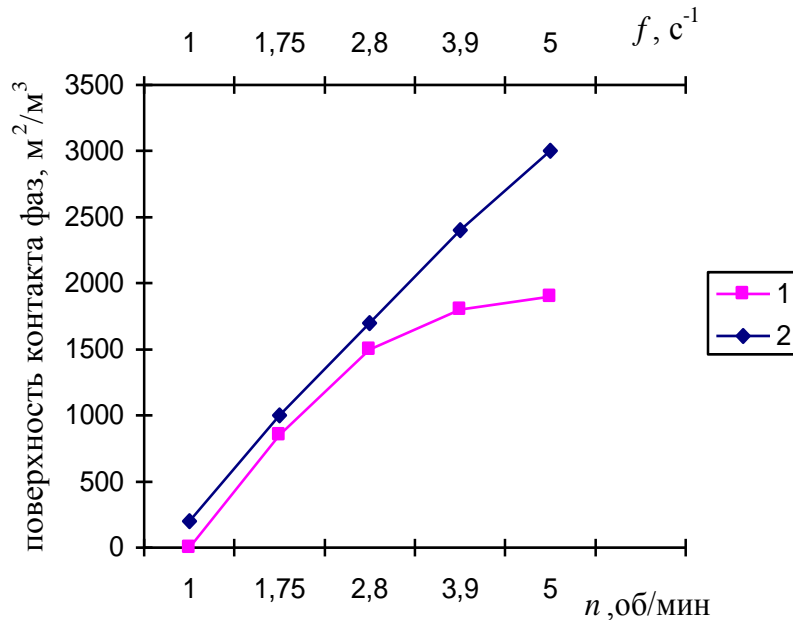


Рисунок 5 – Залежність величини поверхності контакту фаз від інтенсивності перемішування  
1 – реактор з мешалкою; 2 – реактор з насадкою КРИМЗ,  $w = 0,3$  м/с

Як випливає з даних, наведених на рис. 4 і 5, на швидкість процесу при інших рівних умовах визначальне впливає інтенсивність перемішування і дисперсії газу в суспензії. З графіка (рис. 5) очевидно, що інтенсивна дисперсія газу в дисперсійній середі дозволяє значно інтенсифікувати процес. Так в карбонізаторі з мешалкою зафіксований розмір газових бульбашок  $d_r$  знаходився в межах 2–4 мм, який практично не залежить від інтенсивності перемішування в інтервалі 600–800 об/мин. При підвищенні швидкості вище 800 об/мин спостерігалося часткове укрупнення  $d_r$ , т.е. коалісценція. Відповідно поверхність контакту фаз при раціональному режимі 600–800 об/мин не перевищує  $1500 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , що відповідає середньому розміру  $d_r \approx 2,5$  мм.

В карбонізаторі з насадкою КРИМЗ при пульсаціях стовпа рідини в колонні  $2\text{--}5 \text{ с}^{-1}$  розмір газових бульбашок значно менше  $0,5\text{--}0,8$  мм. Це пов'язано з особливістю конструкції насадки (рис. 3). Направляючі лопатки над отворами насадки різко змінюють напрямок потоку газу при одночасній пульсації стовпа рідини, забезпечуючи перерозподіл введеної механічної енергії в просторі і часі, доставляючи її в околиці, де створюється міжфазна поверхність. Чередування насадок з різним напрямком лопаток (по годинній і проти годинної стрілки) забезпечує інтенсивну дисперсію газу в дисперсійній середі і нестационарне рух середовища в реакторі з проявленню інерційності. Оскільки основне опір масопереносу зосереджено поблизу міжфазної поверхності, то таким методом подачі енергії є більш ефективним, ніж в карбонізаторі з мешалкою, що випливає з експерименту (рис. 4,5). Так при частоті пульсацій  $f=3\text{--}5 \text{ 1/с}$  величина меж-

фазной поверхности достигает значений более  $2500 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , что является одной из причин интенсификации процесса массопереноса. Тем не менее, следует отметить, что основными факторами, которые влияют на интенсивность процесса, являются энергетические показатели вводимой энергии, то есть скорость вводимого газового потока  $w$  и частота перемешивания или пульсации столба жидкости  $(n, f)$ .

Это наглядно видно из экспериментальных данных, приведенных на рис. 6 из анализа которых следует, что при увеличении скорости подачи газа на входе в карбонизатор в 2 раза, время достижения полного превращения сокращается в 2–2,5 раза в колонне карбонизатора и в 1,5 раза в карбонизаторе с мешалкой.

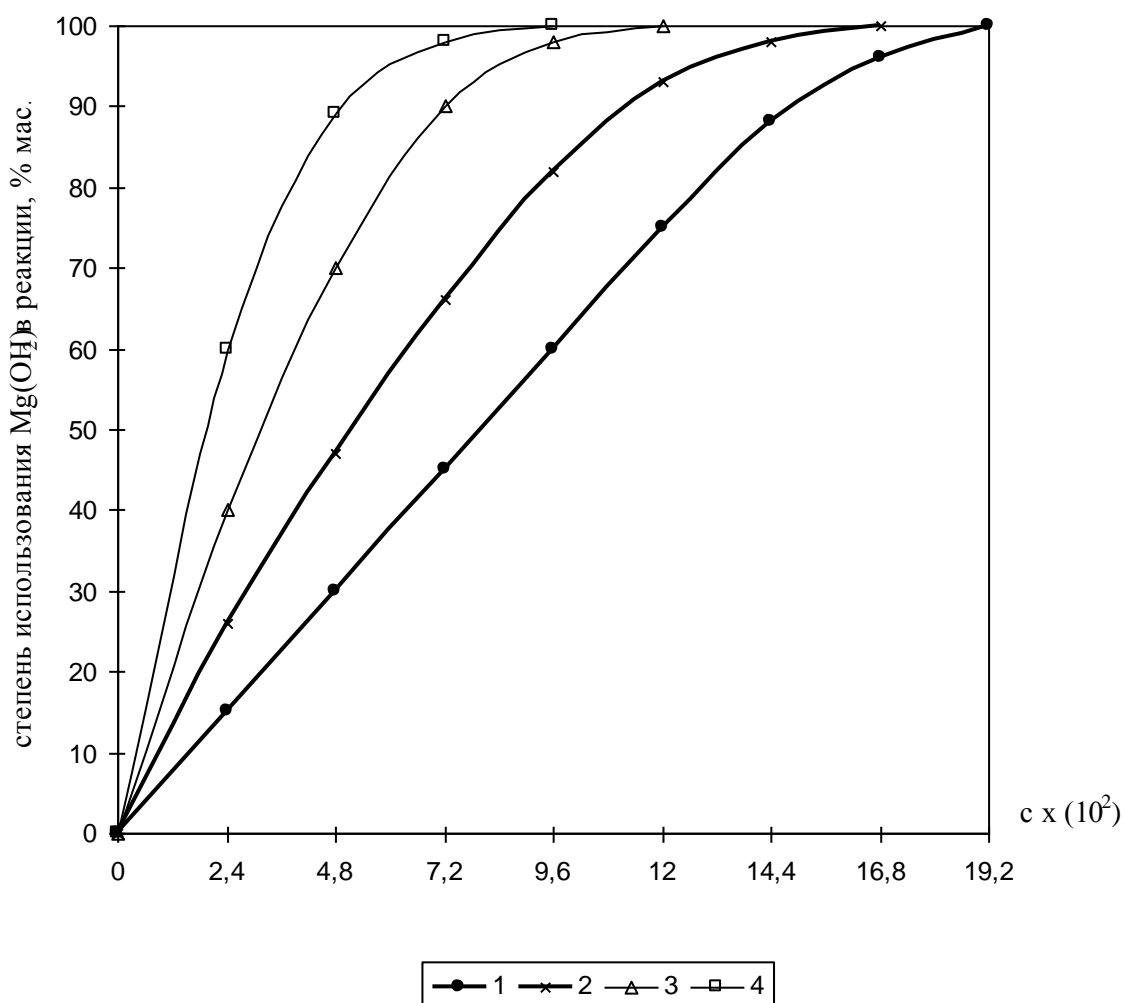


Рисунок 6 – Влияние скорости газового потока на процесс карбонизации гидроксида магния в карбонизаторах

1, 2 – колонна с насадкой КРИМЗ;  $f = 3 \text{ 1/с}$ ; 1–0,4 м/с; 2–0,22 м/с  
 3, 4 – карбонизатор с мешалкой;  $n = 800 \text{ об/мин}$ ; 3–0,4 м/с; 4–0,22 м/с

Наблюдаемое явление закономерно, поскольку известно, что при контактировании потоков вещества различных фаз увеличение относительной скорости потоков приводит к интенсификации процессов теплообмена [16]. Большая эффективность от этого в колонном карбонизаторе с насадкой КРИМЗ является следствием того, что ин-



тенсивная диспергация газа в дисперсионной фазе за счет эффектов инерционности и нестационарности потоков проявляется в момент образования и развития межфазной поверхности, в то время как в карбонизаторе с мешалкой введенная энергия равномерно распределяется по объему аппарата.

На рис. 7 приведены результаты экспериментов, показывающие влияние добавок поверхностно-активных веществ на интенсивность процесса карбонизации магниезальных суспензий. Проведение этих экспериментов обусловлено тем, что для интенсификации осветления суспензии после реактора рассолоочистки в производстве кальцинированной соды вводится полиакриламид.

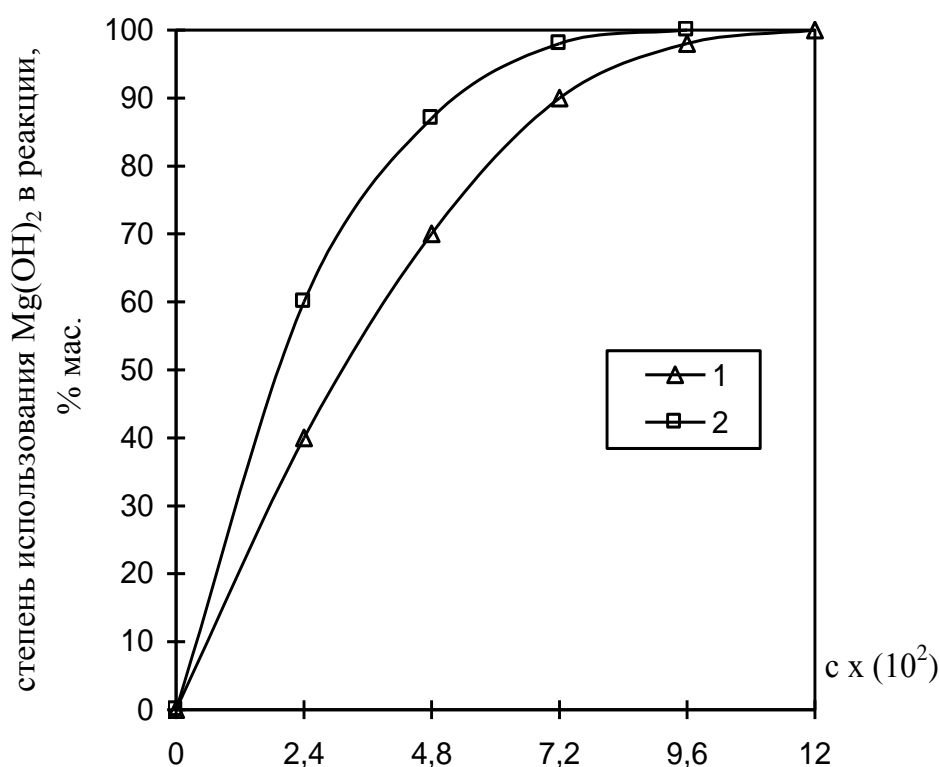


Рисунок 7 – Влияние присутствия поверхностно-активных веществ на процесс карбонизации гидроксида магния

1 – колонна с насадкой КРИМЗ,  $f = 3$  л/с,  $w = 0,22$  м/с;

2 – карбонизатор с мешалкой,  $n = 800$  об/мин;  $w = 0,22$  м/с

Концентрация полиакриламида в магниезальной пульпе может достигать 0,002 % масс.

Из сопоставления экспериментальных данных приведенных на рис. 5–7 следует, что присутствие добавки полиакриламида в магниезальной пульпе несколько интенсифицирует процесс поглощения  $\text{CO}_2$  при прочих равных условиях. Это явление согласуется с опубликованными данными о влиянии поверхностно-активных веществ на абсорбцию углекислоты растворами аммиака [17]. Тем не менее следует отметить, что в работах [1–4] при исследовании влияния целой гаммы поверхностно-активных веществ на процесс карбонизации магниезальных суспензий (процесс ограничен только протеканием реакций 1–7) было установлено, что поверхностно-активные вещества (триполифосфат натрия, полиакриламид, гипан, гексаметафосфат и др.) существенно снижают

интенсивность процесса хемосорбции  $\text{CO}_2$ . Авторы работ [1–4] считают, что замедление процесса хемосорбции  $\text{CO}_2$  обусловлено уменьшением скорости растворения  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  (реакции 5, 6) вследствие блокировки поверхности частиц  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  этими веществами. Концентрации поверхностно-активных веществ при проведении исследований [1–4] составляли 0,05–0,1 % масс. Положительное влияние добавки полиакриламида, наблюдаемое в наших экспериментах (рис. 7), по-видимому, связано с ускорением реакций (3, 4), что как уже отмечалось [17] не противоречит известным данным. Блокировка поверхности частиц  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  в нашем случае отсутствует из-за разбавления пульпы концентрированным раствором  $\text{CaCl}_2$  и протекания реакций (9, 10)

**Выводы.** Таким образом, результаты представленных исследований свидетельствуют, что при одинаковых условиях проведения процесса карбонизации интенсивность процесса в колонном аппарате с насадкой КРИМЗ в несколько раз выше, чем в аппаратах с мешалкой. Это связано главным образом с тем, что в колонном аппарате посредством насадки КРИМЗ наблюдается нестационарное движение потока контактирующих фаз с проявлением инерционности. Интерпретация такого способа перераспределения вводимой в колонну энергии во времени и пространстве обсуждается в работах [18, 19] и считается целесообразной. Следовательно, для организации процесса карбонизации магниезальных суспензий по технологии [11, 12] необходимо использовать реакторы, в которых движение потоков контактирующих фаз нестационарное с проявлением инерционности. В конкретном случае это колонный аппарат с насадкой КРИМЗ и пульсацией столба жидкости в колонне.

#### Литература

1. Разработка технологии получения металлургической окиси магния в сочетании с производством соды на базе доломитов Неграмского месторождения. Изучение процесса карбонизации окиси магния под давлением и декарбонизации растворов бикарбоната магния/ Отчет о НИР по теме №368-69 фонд НИОХИМ. Руков. Э.К. Беляев № госрегистрации 69022510 Харьков – 1971 – 109 с.
2. Шойхет Б.А., Сологубенко Л.Е., Ляхов В.Д., Колесова А.Н. Некоторые закономерности получения растворов бикрбоната магния карбонизацией гидроокиси магния / Сб. Вопросы технологии получения магниезальных продуктов под ред С.С. Маркова, Б.А. Шойхета, ГИПХ Ленинград 1973, с. 64–75.
3. Сологубенко Л.Е., Шойхет Б.А., Ляхов В.Д. О кинетике образования бикарбоната магния при карбонизации суспензий тригидрокарбоната и гидроксида магния./ Сб. Технология производства магниезальных продуктов. Под ред. Б.А. Шойхета, В.И. Кузнецова, ГИПХ Ленинград, 1974, с. 26–41.
4. Тихомиров Е.Ф., Андрущенко И.В., Якименко Т.Н. и др. Предполагаемые пути развития сырьевой базы для производства оксида магния/ Огнеупоры, 1991, №10, с. 22–25.
5. Шойхет Б.А., Ланге Б.Ю., Сологубенко Л.Е. Комплексное использование соляных ресурсов Сиваша и Перекопских озер. Киев, изд. АН УССР, 80, 1958.
6. Шойхет Б.А., Сологубенко Л.Е., Колесова А.Н. Магниезальные продукты из природных рассолов и минералов. –М. изд. Химия, 1966, с. 87.
7. Позин М.Е. Технология минеральных солей (удобрений, пестицидов, промышленных солей, окислов и кислот). 4.1. Изд. 4-е, испр.: Химия, 1974.
8. Беляев Э.К., Томенко В.М., Самойленко В.И., Мельникова В.Ю. Исследование процесса карбонизации гидроксида магния шлама рассолоочистки

содового производства / Вопросы химии и химической технологии. Харьков, т. 64, 1981, с. 29–33.

9. Беляев Э.К., Самойленко В.И., Томенко В.М. Опытная проверка технологии получения MgO из шлама рассолоочистки содового предприятия на полузаводской установке/ Харьков, 1981. Рук.деп. в ОНИИТЭХИМ г. Черкассы, 26.03.81г. №233ХП-Д81.

10. Телитченко В.А. Исследование процесса низкотемпературной декарбонизации растворов бикарбоната магния/ Автореф. на соиск. уч. степени к.т.н. по спец. 05.17.01. М. МХТИ, 1977, 10 с.

11. Шаповрев В.П., Сердюков О.Э., Макки А.Ф., Нечипоренко Д.И. Один из возможных способов извлечения и производства оксида магния из шлама рассолоочистки содового производства/ Вестник НТУ «ХПИ». Сб. химия, химическая технология и экология. Харьков, 2008, №.41, с.102–111.

12. Макки А.Ф., Васильев М.И., Нечипоренко Д.И., Шаповрев В.П. Гидродинамические и массообменные исследования модели карбонатора для обработки суспензии шлама рассолоочистки в производстве соды./ Интегрированные технологии и энергосбережение. Харьков, НТУ «ХПИ», 2008, №. 4, с. 3–10.

13. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. –М. Химия, 1971, 784 с.

14. Рамм В.М. Абсорбция газов. –М. Химия. 1976, 656 с.

15. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. –М. Физматгиз. 1959, 700 с.

16. Астарита Д.Ж. Массопередача с химической реакцией –Л. Химия, 1971, 224 с.

17. Иванов Ю.А., Титов В.М., Шаповрев В.П. К вопросу о влиянии поверхностно-активных веществ (ПАВ) на абсорбцию углекислоты и процесс кристаллизации NaHCO<sub>3</sub> в карбонизационной колонне содового производства./ Вестник ХГПУ, 1999, в. 6, с. 11–17.

18. Накорчевский А.И. Влияние нестационарности на межфазную массопередачу/ Теор. основы хим. технологии. 1997 – 3, №5, с. 552–555.

19. Накорчевский А.И., Басок В.И. Гидродинамика и тепломассоперенос в гетерогенных системах и пульсирующих потоках. Под ред. А.А. Долинского Киев. Наукова думка. 2001, 349 с.

УДК 546.46:541.127

Маккі А.Ф., Шаповрев В.П., Нечипоренко Д.І., Подзолков А.С.

### **ЗАКОНОМІРНОСТІ ПРОЦЕСУ КАРБОНІЗАЦІЇ СУСПЕНЗІЇ ГИДРОКСИДУ МАГНІЮ В АБСОРБЕРАХ РІЗНОЇ КОНСТРУКЦІЇ**

Досліджувалася кінетика утворення розчинів бікарбонату магнію при карбонізації суспензії гідроокису магнію в барботажному механічному абсорбері з турбінною мішалкою й колонним апаратом з насадкою КРИМЗ із одночасною пульсацією стовпа рідкої фази в колоні. Установлено істотну відмінність у характері зміни швидкостей карбонізації гідроокису, а також у складі бікарбонатних розчинів магнію, що утворюються. Установлена висока ефективність процесу в колонному апараті з насадкою КРИМЗ.

*стаття надійшла до редакції 10.11.2008 р.*