Список литературы: 1. Енергетична стратегія України на період до 2030 р. – Киев: 2006 г. **2.** *Порфирьев К. П.* Общесистемная среднесрочная программа по окружающей среде на период 1990-1995 гг. // Проблемы окружающей среды и природных ресурсов / ВИНИТИ.- М., 1989.- № 3.– с. 1 – 25. **3.** Общая геоэкология: Учебное пособие для студентов высших учебных заведений. Петров К.М. – СПб: 2004. – 440 с. **4.** Оценка и управление рисками влияния окружающей среды на здоровье населения. *А.М. Большаков, В.Н. Крутько, Е.В. Пуцилло.* – Москва: Эдиториал УРСС, 1999. – 255 с. **5.** Оценка риска для здоровья. С.М. Новиков и соавт.; М., 1998 г. **6.** *Гражданкин А.И., Белов П.Г.* Экспертная система оценки техногенного риска опасных производственных объектов // Безопасность труда в промышленности. – 2000. – № 11. – С.6 – 10. **7.** Экологические аудирование управления рисками: Учебное пособие / *Л.М. Хурнова, Д.Х. Мамина.* – Пенза: ПГАСА, 2003. – 100 с.

Поступила в редколлегию 17.04.07

УДК 666.924.2.661.321.3.001.2

Е.Г. КАРЗУН, аспирант, ***Д.В. БОГЛАЕНКО***, ассистент,
В.П. ШАПОРЕВ, проф., ***П.В. ШАПОРЕВ***, аспирант, НТУ «ХПИ»

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУХОЙ ГИДРАТАЦИИ ИЗВЕСТИ ВОДОЙ В ПРОИЗВОДСТВЕ ВЫСОКОДИСПЕРСНОГО ГИДРОКСИДА КАЛЬЦИЯ И "ПУШОНКИ" В ПРОИЗВОДСТВЕ КАЛЬЦИНИРОВАННОЙ СОДЫ МЕТОДОМ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ

В наданій статті розглядаються теоретичні положення процесу сухої гідратації окису кальцію та відомі експериментальні відомості щодо процесу. Отримана універсальна математична модель усіх стадій процесу сухої гідратації в барабанному гідраторі та проведений аналіз процесу на основі моделі.

Theoretical positions of dry hydratation of oxide of calcium and known experimental information of process are examined in this article. The universal mathematical model of all stages of process of dry hydratation is got in a drum hydratore and the analysis of process is conducted on the basis of model.

1. Введение. Известно, что процесс сухой гидратации извести осуществляется после поглощения известью на стадии предварительного смачивания водой в мольном соотношении CaO/H_2O = 1/ (2…3), [1]. Известно также, что процесс протекает с интенсивным выделением тепла, температура реакционной смеси может достигнуть 400 °С. От значения температуры и интенсивности ее подъема зависят дисперсность продукта и степень использования извести, [1]. Очевидно, что в процессе сухой гидратации изменяются во времени все тепловые и физико-химические характеристики реагирующих компонентов. Поэтому для анализа процесса сухой гидратации и расчета основных размеров реакционной зоны реактора необходимо иметь универсальную математическую модель процесса в реакторе-гидраторе. Построение такой модели является целью данной работы.

2. Тепловая модель процесса взаимодействия извести с водой. Изменение энтальпии в исследуемой системе описывается уравнением [2]:

$$\frac{dt}{d\tau} = k \cdot (h - T), \qquad (1)$$

в развернутом виде уравнение (1) можно представить так:

$$C_{p_{(p,m)}} \cdot M \cdot \frac{dt}{d^2} - \frac{dQ}{d^2} + C_{p_{(H_2O)}} \cdot \frac{dM_2}{d^2} \cdot T_2 + C_{p_{(CaO)}} \cdot \frac{dM_3}{d^2} \cdot T_3 - \\ -(C_{p_{(H_2O)}} \cdot \frac{dM_2}{d^2} + C_{p_{(CaO)}} \frac{dM_3}{d^2} = 0 \qquad (2)$$

Здесь T – температура в реакторе, К; T_1 – температура в реакторе в начале процесса, К; T_2 – температура воды при смачивании извести, К; T_3 – температура негашеной извести, К; M, M_2, M_3 – соответственно количество реакционной массы в реакторе, кг, количество впитываемой воды при смачивании и поступающей в реактор, количество извести, поступающей в реактор, кг/час; Q – количество теплоты, выделяющееся из негашеной извести в процессе реакции с водой, кДж/кг; $C_{p(H_2O)}$ – удельная теплоемкость воды (4,19 кДж/кг·К), $C_{p(CaO)}$ – удельная теплоемкость негашеной извести (0,80 кДж/кг·К); τ – время, (час).

При установившемся режиме процесса величины $\frac{dM_2}{d^2}, \frac{dM_3}{d^2}, T_2, T_3$ остаются постоянными, тогда $\frac{dQ}{d^2}$ также является константой и соответственно можно записать:

$$\frac{dM_2}{d^2} = m_2; \frac{dM_3}{d^2} = m_3; \frac{dQ}{d^2} = q,$$

где m_2, m_3 – количества воды и извести, кг/час; q – количество теплоты, выделившееся в результате реакции, кДж/кг·К.

Вместе с этими значениями становятся константами в уравнении (2) и выражения:

$$C_{p(H_2O)} \cdot m_2 \cdot T_2 = w_2; C_{p(CaO)} \cdot m_3 \cdot T_3 = w_3; C_{p(H_2O)} \cdot m_2 + C_{p(CaO)} \cdot m_3 = m_A.$$

Тогда уравнение (2) можно записать в виде:

$$C_{p(H_2O)} \cdot M \cdot \frac{dT}{d^2} = q + w_2 + w_3 - m_A \cdot T. \qquad (3)$$

После преобразования уравнение (3) примет вид:

$$\frac{dT}{d^2} = \frac{q + w_2 + w_3}{C_{p(H_2O)} \cdot M} - \frac{m_{A \cdot T}}{C_{p(H_2O)}}. \qquad (4)$$

Первый член уравнения (4) умножим на коэффициент $\frac{C_{p(H_2O)} \cdot M}{m_A}$ и получим константу h:

$$h = \frac{q + w_2 + w_3}{m_A}. \qquad (5)$$

Введя (5) в уравнение (4) получим:

$$\frac{dT}{d^2} = \frac{m_A}{C_{p(H_2O)} \cdot M} \cdot h - \frac{m_A}{C_{p(H_2O)} \cdot M} \cdot T = \frac{m_A}{C_{p(H_2O)} \cdot M} \cdot (h - T). \qquad (6)$$

Обозначив в уравнении (6) член $\frac{m_A}{C_{p(H_2O)} \cdot M}$ через K, получим уравнение (1).

Решение дифференциального уравнения (1) известно и может быть достигнуто интегрированием в виде:

$$T = h - C \cdot exp(-K \cdot ^2). \qquad (7)$$

Приняв начальные условия: $\tau = 0$, температуру в реакторе T_1, получим значение:

$$C = h - T_2 , \tag{8}$$

а затем уравнение (7) в виде:

$$T = h - (h - T_1) \cdot exp(-K^2). \tag{9}$$

После соответствующих подстановок h и K, а также численных значений $C_{p_{(H_2O)}}$ и $C_{p_{(CaO)}}$, получим:

$$T = \frac{q + 4{,}19 \cdot m_2 \cdot T_2 + 0{,}8 \cdot m_3 \cdot T_3}{4{,}19 \cdot m_2 + 0{,}8 \cdot m_3} - (\frac{q + 4{,}19 \cdot m_2 \cdot T_2 + 0{,}8 \cdot m_3 \cdot T_3}{4{,}19 \cdot m_2 + 0{,}8 \cdot m_3} - T_1) \cdot$$
$$\cdot exp(\frac{-4{,}19 \cdot m_2 + 0{,}8 \cdot m_3}{4{,}19 \cdot M} \cdot {}^2), \tag{10}$$

которое является решением уравнения (1). Оно описывает эволюцию температуры реакционной массы в реакторе в зависимости от количества впитываемой жидкости, ее температуры, содержания $CaO_{акт}$, то есть чистоты и реакционной способности извести, определяемой по величине q.

Отклонения от установившегося режима в уравнении (10) описывается функцией ($\frac{-4{,}19 \cdot m_2 + 0{,}8 \cdot m_3}{4{,}19 \cdot M}$) или:

$$exp(\frac{-4{,}19 \cdot m_2 + 0{,}8 \cdot m_3}{4{,}19 \cdot M} \cdot {}^2). \tag{11}$$

Эта функция определяет продолжительность пускового периода, время наступления установившегося режима.

В установившемся режиме функция (11) равна нулю, тогда температуру реакционной массы можно выразить следующим образом:

$$T_{(^2)} = \frac{q + m_2 \cdot T_2 + 0{,}19 \cdot m_3 \cdot T_3}{m_2 + 0{,}19 \cdot m_3}. \tag{12}$$

Запишем далее изменение температуры в зоне реакции с учетом начальных условий и замены q на энтальпию реакции ($CaO + H_2O$) – $аH^R$, а также численные значения $C_{p_{(H_2O)}}$ и $C_{p_{(CaO)}}$:

$$T - T_1 = \Delta T(\tau) = \frac{m_3 \cdot \Delta H^R}{(m_2 - 0{,}321 \cdot m_3) + 0{,}595}. \tag{13}$$

Используя уравнения (12, 13) рассчитывается эволюция температуры в гидраторе в зависимости от концентрации $CaO_{акт}$ в извести и температуры жидкости при смачивании. При этом следует учитывать, что температура извести T_3 в производстве не превышает 308 К после процесса смачивания водой.

2. Физическая модель гидратора. Физическая модель гидратора при моделировании процесса гидратации в установившемся режиме и постоянстве $\frac{dQ}{d\tau}$ будет выражаться уравнениями материального баланса:

$$\begin{aligned}
&V_p \frac{d}{d\tau} \cdot (\rho_A \cdot C_A) + G \cdot C_A + W_A - L_A = 0;\\
&V_p \frac{d}{d\tau} \cdot (\rho_A \cdot C_P) + G \cdot C_P - x \cdot W_A = 0;\\
&V_p \frac{d}{d\tau} \cdot (\rho_H \cdot C_H) + G \cdot C_н = 0;\\
&V_p \frac{d}{d\tau} \cdot (\rho_N \cdot C_N) + G \cdot C_N - L_N = 0;\\
&V_p \frac{dP}{d\tau} + G - L_A - L_N - U = 0,
\end{aligned} \tag{14}$$

где C_A, C_P, C_H, C_N – относительные концентрации CaO, $Ca(OH)_2$, $CaCO_3$ и примесей; G – массовый расход реакционной смеси на выходе гидратора; L_A, L_N – расходы активной CaO и примесей соответственно; U – количество образовавшегося пара; V_P – объем реакционной зоны; W_A – скорость процесса гидратации.

В системе уравнений (14) неизвестной является величина W_A, которая зависит от многих параметров согласно уравнению:

$$W_A = \varphi\,(L_{1_0} .. L_{m_0}; C_{1_0} .. C_{J_0}; Q; \omega; D; N; r_{m_0}; \beta_{r_0}; \tau; \gamma; \rho); \tag{15}$$

здесь D – диаметр аппарата; N – скорость вращения; τ – продолжительность пребывания реакционной смеси в зоне реакции; r_{m_0} – средний размер кусков; b_{r_0} – отклонение от среднего размера куска; g – ускорение силы тяжести; ρ – плотность.

Проведя анализ размерностей [4] с учетом системы уравнений материального баланса и приняв в качестве критерия теплового подобия равенство скорости выделения теплоты $\frac{dQ}{d^2}$, получаем в критериальном виде:

$$\frac{W_a}{L_{1_0}} = (D_{ir})_{2\,0} = A_0.(\frac{L_N}{L})^a \cdot (\frac{Q}{L})^b \cdot (\frac{° \cdot L_i}{° \cdot Q})^c \cdot (\frac{r_{m_0}}{D})^{a} \cdot (\frac{b_{r_0}}{D})^n \cdot H_0^m \cdot R_e^k \cdot F_r^L . \quad (16)$$

В установившемся режиме критерий гомохромности H_0 исключаем, $\frac{L_N}{L}$; $\frac{Q}{L}$; $\frac{r_{m_0}}{D}$; $\frac{b_{r_0}}{D}$ переводим в разряд относительных констант, критерии Рейнольдса и Фруда (Re, Fr) объединяем, $\frac{L_{N_0}}{L_A}$ - представим в виде: $\frac{1 - a_0}{a_0}$, где a_0 – активность извести. В результате получаем уравнение:

$$\frac{W_A}{L_{1_0}} = (D_{ir})_{2\,0} = B \cdot N^{1} \cdot D^{2} \cdot a_0^{3} , \quad (17)$$

где $(D_{ir})_{2\,0}$ – критерий Дьяконова (аналог Дамклера) выражает отношение массы вещества, расходуемого в единицу времени на реакцию образования $Ca(OH)_2$, ко всей массе вещества, поступающего в зону реакции.

Таким образом, в результате физической модели получаем уравнение для производительности гидратора.

3. Взаимосвязь тепловой и физической модели. Проанализируем уравнение (13) и преобразуем его к виду:

$$m_3 = \frac{aT_{(2\ )} \cdot [(m_2 - 0{,}321 \cdot m_3) = 0{,}594 \cdot m_3]}{aH^R} . \quad (18)$$

Ранее показано, что $m_3 = \frac{dM_3}{d_2}$. Это выражение идентично (с некоторым коэффициентом пропорциональности β) величине W_A, то есть масса вещества CaO_A, расходуемого в единицу времени на образование $Ca(OH)_2$. Разделив правую и левую части уравнения (10) на L_{n_0}, получим:

$$(D_{ir})_{2\,0} = \frac{\cdot\, aT_{(2\,)} \cdot \left[(m_2 - 0{,}321 \cdot m_3) = 0{,}594 \cdot m_3\right]}{aH^R \cdot L_{n_0}} \qquad (19)$$

Или

$$(D_{ir})_{2\,0} = \frac{aT_{(2\,)} \cdot B_1}{L_{n_0}}. \qquad (20)$$

Подставив (20) в (17), уравнение преобразуем к виду:

$$aT_{(2\,)} = A \cdot L_{n_0} \cdot N^{\ 1} \cdot D^{\ 2} \cdot a_0^{\ 3}. \qquad (21)$$

Оценка A, $_i$ по экспериментальным данным, приведенным в работе [2] для извести шахтных печей со средней активностью на ЭВМ дала следующие результаты:

$$A = 3{,}3 \cdot 10^{-2}, \quad _1 \approx 0{,}5; \quad _2 \approx 0{,}99; \quad _3 \approx 0.$$

Тогда уравнение (21) запишем в виде эмпирического:

$$aT_{(2\,)} = 3{,}3 \cdot 10^{-2} \cdot L_0 \cdot N^{0{,}5} \cdot D^{0{,}99}. \qquad (22)$$

Рассмотренные модели гидратора и процесса гидратации позволяют рассчитать размеры зоны гидратации, температурный режим в гидраторе, а также установить, что производительность гидратора будет зависеть от его поперечного размера и скорости вращения барабана, то есть от величины «W_m», характеризующей скорость перемещения материала. Подставив «W_m» из [4] в (22), получим следующую зависимость:

$$aT_{(2\,)} = 1{,}5 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{L_{n_0} \cdot L_n}{D^{0{,}01} \cdot «Wm»} = \frac{L_{n_0} \cdot L_n}{1{,}5 \cdot 10^2 \cdot D^{0{,}01} \cdot «Wm»}, \qquad (23)$$

где «W_m» – скорость перемещения материала в зоне реактора.

Отсюда длина реакционной зоны определяется уравнением:

$$Z_n = \frac{1{,}5 \cdot 10^2 \cdot D^{-0{,}01} \cdot «Wm» \cdot \text{а}T_{(2\ )}}{L_{n_0}}. \tag{24}$$

Таким образом, при определенных расходах L_{n_0}, задаваясь желаемым $\text{а}T_{(2\ )}$, можно также вычислить размеры зоны гидратации материала.

4. Зона классификации продукта на выходе из гидратора. Общеизвестно, что у всех барабанных гидраторов за зоной гидратации следует перфорированная зона для первоначальной классификации реакционной массы, выходящей из зоны гидратации, и отделения от нее не прореагировавших крупных кусков и кусков необожженного $CaCO_3$ (недопал). Как правило, эту зону принято называть «сортировочный барабан», а с точки зрения теории процессов и аппаратов [5], эту зону можно назвать «круговое сито». Для технологии важна величина выхода подситной фракции *Q*, а для расчета гидратора важны величины, определяющие размеры сита *R* (радиус), *B* (длина), величины свободного сечения сита *S*.

В общем случае для расчета количества подситной фракции *Q* можно записать критериальное уравнение [5]:

$$Q = k \cdot W \cdot B^2 \cdot \left(\frac{W \cdot \circ}{\circ \cdot B^2}\right)^{\sim 1} \cdot \left(\frac{g \cdot B}{W^2}\right)^{\sim 2} \cdot \left(\frac{W \cdot a}{\mu \cdot B}\right)^{\sim 3} \cdot \left(\frac{W \cdot \text{t}}{\mu \cdot B}\right)^{\sim 4} \cdot \left(\frac{R}{B}\right)^{\sim 5} \cdot \left(\frac{h_0}{B}\right)^{\sim 6} \cdot \left(\frac{S}{B}\right)^{\sim 7}, \tag{25}$$

где *k* – константа; *W* – линейная скорость подачи материала на сито; *a* – длина сектора сита, заполняемого материалом (рад.); *ω* – угловое ускорение; h_0 – начальная толщина слоя материала на сите; t – степень заполнения материалом колосниковой решетки (сита).

Определяющим фактором для величины *Q* является суммирующая величина равнодействующих сил, прижимающих материал к колосникам, то есть величина давления *P*, которое оказывает поток материала при прохождении его по просеивающей части.

Тогда:

$$Q = f(W, \circ, L, P), \tag{26}$$

здесь *L* – длина просеивающей части.

После подстановки в (26) получаем:

$$Q = k \cdot W \cdot L^2 (Re \cdot Eu)^n, \text{ или } Q = k \cdot W \cdot L^2 \left(\frac{L \cdot P}{W \cdot \circ}\right)^{\tilde{}}, \tag{27}$$

Таким образом, для кругового сита зависимость $lg \frac{Q}{W \cdot L^2}$ от $lg \frac{L \cdot P}{W \cdot \circ}$ должна быть прямой линией с наклоном *n*:

$$lg \frac{Q}{W \cdot L^2} = lg\, k + n \cdot lg \frac{P \cdot L}{W \cdot \circ}. \tag{28}$$

Коэффициент *к* определяется из соотношения:

$$k = \frac{Q}{W \cdot L^2} \Big/ \left(\frac{P \cdot L}{W \cdot \circ}\right)^n . \tag{29}$$

P определяется из:

$$P = \circ \cdot h_i \cdot \left(\frac{W}{g \cdot R^2} \pm sin\, \ddot{}\ \right), \tag{30}$$

а $W_{ист}$ из уравнения :

$$W_{\text{ист}} = « \cdot \sqrt{2 \cdot h_i \cdot \left(\frac{W^2}{R} \pm g \cdot \sin \ddot{}\ \right)}, \tag{31}$$

где *μ* – коэффициент истечения.

Время прохождения заданной фракции между колосниками определим из уравнения:

$$2 = \frac{S'}{W}. \tag{32}$$

где $S' = \frac{S}{N} - r_{max}$, *N* – число отверстий в барабане, r_{max} – максимальный поперечный размер частиц (кусков),

$$r_{\max} = \frac{\mathrm{W}_{\text{ист}} \cdot \dfrac{S}{N}}{\mathrm{W}_{\text{ист}} + W}. \qquad (33)$$

Последнее уравнение позволяет определить изменение величины r_{max} по длине сита.

Величина μ определяется по уравнению:

$$\text{«} = 1 - 0{,}01 \cdot (P_1 - Q_1), \qquad (34)$$

где P_1 – суммарный остаток на сите для исходного материала, Q_1 – суммарный остаток на сите для подситной фракции.

Таким образом, находя решение для вышеперечисленных уравнений, можно определить необходимые размеры сортировочного барабана.

Выводы. Рассмотрены теоретические положения, которые позволили получить математические зависимости, отражающие характер изменения температуры реакционной массы в гидраторе, устанавливающие связь производительности гидратора с его характерными размерами и свойствами извести. Установлена связь между физической и тепловой моделями гидратора, выведено обобщенное уравнение для описания процесса гидратации в гидраторе. Приведена модель расчета сортировочного барабана гидратора.

Список литературы: **1.** *Шапорев В.П., Долкарт А.Ф., Булат А.Е.* Производство гидроксида кальция**.** НИИТЭХИМ. – М., 1981. – 90 с. **2.** *Ткач Г.А., Шапорев В.П., Титов В.М.* Производство соды по малоотходной технологии. – Харьков, ХГПУ, 1998. – 430 с. **3.** *Вейлас С.* Химическая кинетика и расчеты промышленных реакторов. – М.: Химия, 1967. – 412 с. **4.** *Чегель П.С.* Процессы и аппараты химической технологии. – Киев: ВШ, 1974. – 190 с. **5.** *Товажнянский Л.Л.., Готлинская А.П., Лещенко В.А.и др.* Процессы и аппараты химической технологии. Часть 2. Харьков: НТУ ХПИ, 2005. – 532 с.

Поступила в редколлегию 22.03.07