

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Варлаков А.П., Германов А.В. Исследование методов цементирования органических жидких радиоактивных отходов. — Безопасность жизнедеятельности, 2010, № 10, с. 42—48.
2. Варлаков А.П., Горбунова О.А., Невров Ю.В. и др. Способ цементирования жидких радиоактивных отходов, содержащих минеральное масло и/или органические жидкости, и устройство для его осуществления. Патент RU № 2317605, G 21 F 9/16. — Бюл. «Изобретения и полезные модели», 2008, № 5, ч. 3, с. 724.
3. Варлаков А.П., Горбунова О.А., Германов А.В. и др. Способ кондиционирования жидких радиоактивных отходов. Патент RU № 2361300 C1, G 21 F 9/16. — Там же, 2009, № 19, ч. 2, с. 812.
4. Коломацкий С.А. Теплоизоляционный пенобетон на высокодисперсных цементах. Автореф. дис. на соискание ученой степени канд. техн. наук. Белгород, БГТУ им. В.Г. Шухова, 2001. 17 с.
5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971.
6. Матюхин Н.М., Портяной А.Г., Сорокин А.П., Титов П.А. Гидравлическое сопротивление капиллярно-пористых структур (анализ и обобщение данных). ФЭИ-2528, 1996. 40 с.

Поступила в Редакцию 20.02.12

УДК 621.039.73:666

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПОВЕДЕНИЯ ЖИДКИХ РАДИОАКТИВНЫХ ОТХОДОВ В РОТОРНОМ КАЛЬЦИНАТОРЕ

Кащеев В.А., Подымова Т.В. (ОАО «ВНИИНМ», г. Москва)

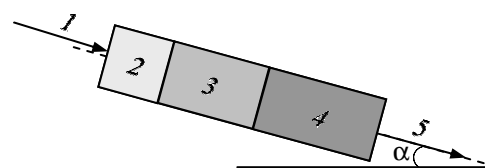
Подготовка жидких радиоактивных отходов к длительному хранению или захоронению предполагает их перевод в твердые формы, обладающие химической, термической, радиационной устойчивостью и долговременной стабильностью при хранении и захоронении [1]. В случае жидких высокоактивных отходов получение материала с указанными свойствами должно предусматривать удаление жидкой фазы, разложение подверженных радиолизу солей и включение оставшегося твердого вещества в стекло- или минералоподобную матрицу.

Одним из перспективных вариантов иммобилизации жидких радиоактивных отходов является двухстадийная схема с роторным кальцинатором для упаривания отходов и индукционным плавителем с холодным тиглем для остекловывания полученного вещества [2]. Для отработки конструкции и выбора оптимального технологического режима работы установки переработки по двухстадийной схеме необходимо создание математических моделей входящих в установку аппаратов. Настоящая статья посвящена описанию математической модели роторного кальцинатора.

Основной частью роторного кальцинатора является вращающаяся цилиндрическая труба (реторта), помещенная во внешнее нагревательное устройство. На вход кальцинатора подаются жидкие отходы (рис. 1). В процессе их продвижения по аппарату происходят нагрев и испаре-

ние жидкой фазы. Оставшееся после испарения твердое сыпучее вещество, соприкасаясь с горячими стенками кальцинатора, претерпевает химические изменения — происходит разложение солей с образованием оксидов (кальцинация). На выходе из аппарата должно сформироваться химически стабильное сыпучее вещество.

Для описания указанных преобразований вещества в кальцинаторе гипотетически выделим небольшой объем из потока вещества, входящего в кальцинатор. Будем считать, что выделенный условный объем вещества мал. Тогда можно считать, что перечисленные процессы трансформации вещества протекают последовательно. В этом случае в кальцинаторе могут быть условно выделены три зоны (см. рис. 1). В первой зоне поступившая в аппарат жидкость нагревается до температуры кипения, во второй свободная вода испаряется, в третьей удаляется связанная вода и происходит кальцинация. Процессы, протекающие в каждой из трех зон, имеют особенности и могут рассматриваться независимо.



Р и с. 1. Схема роторного кальцинатора: 1, 5 — входящий и выходящий поток соответственно; 2, 3, 4 — длина зоны нагрева, испарения, кальцинации соответственно; α — угол наклона оси реторты к горизонту

Основной задачей описываемой модели является определение размеров зон и времени пребывания вещества в каждой из них. К параметрам кальцинатора относятся радиус реторты, угол наклона оси реторты к горизонту и температура внутренней поверхности. Скорость подачи отходов, их химические и термодинамические свойства являются параметрами входящего потока.

Особенности поведения жидкости во вращающемся цилиндре. Поскольку рассматривается некоторый выделенный малый объем, то основной характеристикой движения этого объема как целого может быть средняя скорость движения вещества вдоль оси реторты. Движение жидкости во вращающемся горизонтальном цилиндре [3, 4] имеет два предельных режима — жидкость равномерно распределена по внутренней поверхности вращающейся реторты или вся жидкость сосредоточена на дне вращающейся реторты (рис. 2). Реализация режимов движения зависит от соотношения сил, действующих на жидкость. В рассматриваемой системе на жидкость действуют сила тяжести, центробежная сила, связанная с вращением реторты кальцинатора, и вязкие силы. С учетом параметров реальных технологических режимов (диаметр аппарата, частота вращения) можно определить, что сила тяжести, действующая на любой выделенный объем жидкости, гораздо больше центробежной силы вращения жидкости, поэтому большая часть жидкости располагается на дне реторты.

Для анализа движения жидкости вдоль оси реторты можно использовать данные о движении слоя жидкости со свободной поверхностью по наклонной плоскости [5]. Сходство указанной задачи с рассматриваемым движением по наклонному цилиндру обусловлено тем, что при

используемых на практике режимах переработки жидких радиоактивных отходов лишь малый объем реторты заполняется веществом. Таким образом, максимальную толщину слоя жидкости и среднюю скорость движения жидкости вдоль оси кальцинатора можно определить по формулам

$$h_m = 1,28 \left(\frac{Q}{\sqrt{R}} \frac{v}{g \sin \alpha} \right)^{2/7}; \quad (1)$$

$$\langle V \rangle = 0,37 \left(\frac{Q}{\sqrt{R}} \right)^{4/7} \left(\frac{g \sin \alpha}{v} \right)^{3/7}, \quad (2)$$

где Q — количество жидкости, подаваемой на вход в единицу времени; R — внутренний радиус реторты; v — кинематическая вязкость; g — ускорение свободного падения; α — угол наклона оси реторты к горизонту.

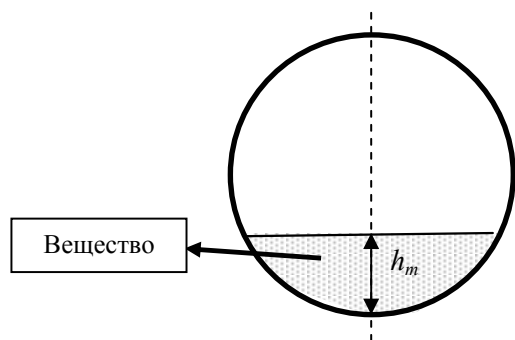
Выражения (1), (2) не учитывают вращение реторты. Принимая во внимание, что в реальных условиях переработки частота вращения реторты не превышает 1 об./с, введем поправку к выражению (2), учитывающую вращение. При вращении реторты средняя толщина движущегося слоя жидкости уменьшается за счет смачивания жидкостью ее внутренней поверхности и увеличения средней ширины движущегося слоя. С увеличением угловой скорости вращения этот эффект возрастает. В результате среднюю скорость движения жидкости во вращающейся реторте можно определить по формуле, использующей экспериментальные данные:

$$\langle V(\omega) \rangle \sim \frac{\langle V \rangle}{1,2(1 + \omega/2)}, \quad (3)$$

где ω — угловая скорость вращения реторты, об./с.

Нагрев движущейся жидкости. Для определения размера зоны нагрева будем считать, что некоторый объем поступившей жидкости движется со скоростью, определяемой выражением (3). В результате контакта с горячей стенкой реторты температура вещества будет повышаться. Определим зависимость температуры вещества от времени пребывания в реторте.

Из условия теплового баланса можно заключить, что изменение внутренней энергии рассматриваемого объема жидкости в единицу времени равно тепловому потоку через поверхность соприкосновения объема жидкости с поверхностью реторты. Тепловой поток про-



Р и с. 2. Сечение реторты плоскостью, перпендикулярной оси кальцинатора: h_m — максимальная толщина слоя жидкости

порционален градиенту температуры на поверхности. Как отмечалось, в реальных технологических условиях толщина слоя жидкости мала по сравнению с радиусом реторты. Поэтому градиент температуры вблизи ее внутренней поверхности можно заменить разностным соотношением

$$q = -\theta S \frac{\partial T}{\partial x} \Big|_s \approx -\theta S \frac{T - T_n}{\delta}, \quad (4)$$

где θ — теплопроводность вещества; S — площадь соприкосновения; T — средняя температура выделенного объема жидкости; T_n — температура поверхности реторты в точке контакта вещества с поверхностью; δ — характерная толщина слоя вещества, на котором изменяется температура.

Уравнение теплового баланса с учетом условия (4) определяет следующую зависимость средней температуры выделенного объема вещества от времени:

$$T = T_n - (T_n - T_0) \exp \left(-\frac{3\chi t}{h_m^2(1+\beta)} \right); \quad \chi = \frac{\theta}{c\rho},$$

где T_0 — температура подаваемого на вход кальцинатора вещества; χ , c , ρ — температуропроводность, удельная теплоемкость и плотность поступающего вещества соответственно; β — коэффициент, учитывающий тепловые потери за счет обмена между жидкой и газовой фазой.

Используя это уравнение, можно оценить время τ_h , необходимое для нагрева вещества до температуры испарения жидкой фазы T_k :

$$\tau_h = \frac{0,55(1+\beta)}{\chi} \left(\frac{Q}{\sqrt{R}} \frac{v}{g \sin \alpha} \right)^{4/7} \ln \frac{T_n - T_0}{T_n - T_k}. \quad (5)$$

Кроме того, с помощью выражения (3) можно оценить длину участка реторты l_h , на котором происходит нагрев вещества до температуры кипения жидкой фазы:

$$l_h = \frac{1}{6(1+\omega/2)} \frac{1+\beta}{\chi} \left(\frac{Q}{\sqrt{R}} \right)^{8/7} \left(\frac{v}{g \sin \alpha} \right)^{1/7} \ln \frac{T_n - T_0}{T_n - T_k}. \quad (6)$$

Таким образом, искомые величины — длину зоны нагрева и время пребывания вещества в зоне можно найти по формулам (5), (6).

Испарение жидкой фазы. Пусть выделенный объем нагрет до температуры кипения T_k и движется по поверхности реторты, имеющей температуру T_n . Если $T_n > T_k$, то движущееся вещество поглощает тепло. Поглощаемое веществом тепло расходуется на испарение жидкой фазы и тепловой обмен с газом, заполняющим свободное пространство реторты.

Определим количество тепла, поглощаемого веществом при движении. В штатном технологическом режиме роторного кальцинатора реализуется пузырьковый механизм кипения жидкой фазы. Количество тепла, поглощенного рассматриваемым объемом вещества в единицу времени, может быть определено по формуле

$$\frac{dq}{dt} = \gamma S (T_n - T_k) / (1 + \beta_1),$$

где q — поглощенное веществом тепло; γ — коэффициент теплоотдачи, зависящий от типа испаряющейся жидкости и теплоотдающего материала, контактирующего с жидкостью; β_1 — коэффициент, учитывающий тепловые потери за счет теплообмена вещества с заполняющим пространство реторты газом. Для оценки коэффициента теплоотдачи можно воспользоваться, например, эмпирической формулой для описания динамики испарения воды [6].

При движении выделенного объема по реторте жидкая фаза испаряется. При разработке модели не уточнялся состав того потока, который входит в аппарат. В случае, если входящий поток является раствором, при испарении жидкой фазы изменяется концентрация растворенных веществ, а с ней и температура кипения раствора. Концентрация растворенных веществ меняется до тех пор, пока раствор не станет насыщенным. Дальнейшее испарение жидкой фазы приводит к выпадению осадка. В этом случае выделенный объем можно рассматривать как двухфазную систему, состоящую из твердой и жидкой фаз. В случае, если в аппарат поступает суспензия, выделенный объем с самого начала можно рассматривать как систему, состоящую из жидкой и твердой фаз.

Поиск времени испарения и размера зоны испарения выполнен в предположении, что поступающее в аппарат вещество представляет совокупность твердой и жидкой фаз, что верно для случая, когда этим веществом является сус-

пензия. В случае, если поступающее вещество — раствор, дальнейшие выкладки также могут быть использованы, с той лишь разницей, что в приведенных формулах температура T_k является параметром, зависящим от состава поступающего в аппарат вещества, а не температурой кипения.

Предполагая, что поглощенная веществом энергия расходуется на перевод жидкой фазы в газообразное состояние, можно определить время, необходимое для полного испарения жидкой фазы:

$$\tau_k = 1,28 \frac{r\rho(1+\beta_1)}{A\Delta T^3} \left(\frac{Q}{\sqrt{R}} \right)^{2/7} \left(\frac{v}{g \sin \alpha} \right)^{2/7} \times \left[1 - \left(\frac{c_0}{\rho_s} \right)^{2/3} \right], \quad (7)$$

где r — теплота парообразования; ρ — плотность испаряемой жидкости; $\Delta T = T_n - T_k$; ρ_s , c_0 — плотность вещества и концентрация твердых частиц в жидкости.

Длина участка реторты l_k , на котором испаряется жидкая фаза, определяется как

$$l_k = \int_0^{\tau_k} V_{av}(t) dt, \quad (8)$$

где $V_{av}(t)$ — средняя скорость движения выделенного объема жидкости, определяемая по формуле (3).

При интегрировании выражения (8) следует учитывать, что средняя скорость движения выделенного объема вещества (2) зависит от толщины слоя, которая уменьшается с течением времени в результате испарения жидкой фазы. Кроме того, при испарении жидкой фазы меняется вязкость. Зависимость вязкости суспензии от характеристик твердой и жидкой фаз имеет следующий вид [5]:

$$v = v_{ж} \left(1 + \frac{v_0 - v_{ж}}{v_{ж}} \frac{c}{c_0} \right), \quad (9)$$

где $v_{ж}$ — вязкость жидкой фазы; v_0 — вязкость поступающего вещества (суспензии); c — концентрация твердого вещества во входящем потоке.

Подстановка средней скорости (3) с учетом выражения (9) в интеграл (8) и его вычисление позволяют определить длину участка реторты, на котором испаряется жидкость:

$$l_k = \frac{0,125}{1 + \omega/2} \frac{r\rho(1+\beta_1)}{A\Delta T^3} \left(\frac{Q}{\sqrt{R}} \right)^{6/7} \times \left(\frac{g \sin \alpha}{v_{ж}} \right)^{1/7} f \left(\frac{v_0 - v_{ж}}{v_{ж}} \frac{c_0}{\rho_1} \right); \quad (10)$$

$$f(K, M) = 1 - 2K - M^2 + 2KM + 2K^2 \ln \frac{1+K}{M+K}.$$

По уравнению (10) совместно с уравнением (7) определяются искомые величины данной части модели, описывающей поведение вещества в зоне испарения.

Движение твердого вещества в роторном кальцинаторе. Для простоты математического описания будем предполагать, что после испарения жидкой фазы оставшееся вещество движется в виде твердого сыпучего продукта. В связи с тем, что при переработке отходов кальцинация протекает именно на последнем участке реторты, определим время прохождения вещества по оставшейся части.

Поведение частиц твердого вещества в аппарате описывается системой уравнений, в которой учитываются действующие на частицу силы тяжести, трения и центробежная сила, обусловленная вращением реторты. В качестве переменных выбраны радиальная v_r и продольная (вдоль оси реторты) скорость v_z движения твердой частицы, а также полярная координата φ :

$$\begin{cases} \frac{dv_z}{dt} = g \sin \alpha - \mu \left(g \cos \alpha \cos \varphi + \frac{v_r^2}{R} \right) \times \\ \times \frac{v_z}{\sqrt{v_z^2 + (v_r - \omega R)^2}}; \\ \frac{dv_r}{dt} = -g \cos \alpha \sin \varphi - \mu \left(g \cos \alpha \cos \varphi + \frac{v_r^2}{R} \right) \times \\ \times \frac{(v_r - \omega R)}{\sqrt{(v_r - \omega R)^2 + v_z^2}}; \\ \frac{d\varphi}{dt} = \frac{v_r}{R}, \end{cases}$$

где μ — коэффициент трения между движущейся твердой частицей и поверхностью реторты.

Полученная система уравнений является нелинейной. Анализ уравнений показал, что при соотношении параметров, удовлетворяющем условию $\mu > \operatorname{tg} \alpha$, она имеет стационарное ре-

шение. Если это условие выполняется, время движения твердой частицы по реторте в стационарном режиме определяется как

$$\tau_s = \frac{L}{\omega R t g \alpha} \sqrt{\frac{\mu^2 - \operatorname{tg}^2 \alpha}{\mu^2 + 1}}, \quad (11)$$

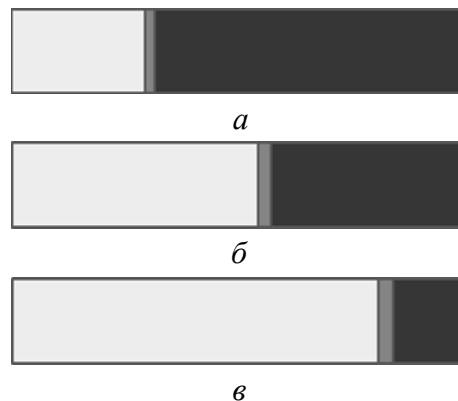
где L — длина части реторты вдоль оси цилиндра, по которой движется частица.

При условии малости угла наклона оси реторты кальцинатора к горизонту α (характерно для реальных условий переработки отходов) и выполнении ограничения на коэффициент трения $1 \ll \mu \ll \alpha$ выражение для определения времени прохождения частицей участка длины L существенно упрощается

$$\tau_s = L\mu/\omega R \alpha. \quad (12)$$

Как отмечалось, одним из важных параметров является время нахождения перерабатываемого вещества в зоне кальцинации. Величина L , входящая в уравнения (11), (12), характеризует размер зоны движения твердого продукта и определяется путем вычитания из общей длины реторты длины зон нагрева и испарения. Однако реальная зона кальцинации при переработке отходов характеризуется высокой температурой прогрева стенок реторты (до 700 °С) и оказывается меньше величины L , поскольку в реальном процессе не удастся прогреть окончную область реторты до столь высокой температуры.

Применение полученных результатов для оценки работы роторного кальцинатора. Оценим с помощью полученных в настоящей работе выражений (6), (10) размеры зон нагрева, испарения и кальцинации (рис. 3). Пусть на вход кальцинатора подается суспензия гидроксида алюминия концентрацией 100 г/л. Радиус реторты 8, длина 180 см, частота вращения 3 об./мин. Согласно выражению (12) время пребывания твердого сыпучего вещества в зоне кальцинации при скорости подачи 3, 5, 7 мл/с составляет 700, 442, 169 с соответственно. Увеличение концентрации гидроксида алюминия в суспензии приводит к повышению зоны нагрева и уменьшению зон испарения и кальцинации. Так, при повышении концентрации от 100 до 500 г/л время пребывания вещества в зоне кальцинации для расхода 3, 5, 7 мл/с уменьшится на 2, 4, 15% соответственно.



Р и с. 3. Расчетная длина зоны роторного кальцинатора для скорости подачи жидких радиоактивных отходов 3 (а), 5 (б), 7 мл/с (в), длины зоны нагрева 54, 98, 44 см, зоны испарения 3, 5, 7 см, зоны кальцинации 123, 77, 29 см соответственно

Результаты моделирования позволяют эффективно управлять переработкой жидких радиоактивных отходов путем регулирования параметров роторного кальцинатора — частоты вращения реторты и температурного режима ее нагрева, а также скорости подачи отходов для получения заданных характеристик конечного продукта (кальцината), таких, как влажность и степень кальцинации. Разработанную модель можно использовать для решения практических задач, возникающих при оптимизации технологических режимов переработки отходов.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Дмитриев С.А., Баринев А.С., Батюхнова О.Г. и др. Технологические основы системы управления радиоактивными отходами. М., МосНПО «Радон», 2007.
2. Borisov G.B., Kascheev V.A., Mityanin A.S. Optimisation of processes in a two-stage installation for liquid radioactive waste immobilization. — Intern. J. Nuclear Energy Sci. Technol., v. 6, № 2, p. 121—126.
3. Deiber J., Cerro R. Viscous flow with a free surface inside a horizontal rotating drum. 1. Hydrodynamics. — Ind. Engng Chem. Fundam., 1976, v. 15, № 2, p. 102—110.
4. Науменко Ю.В. Численный расчет режимов течения жидкости, частично заполняющей горизонтальный вращающийся теплообменный цилиндр. — Инж.-физ. журн., 2001, т. 74, № 3, с. 145—150.
5. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Теоретическая физика. Т. 6. Гидродинамика. М.: Наука, 1986.
6. Кириллов П.Л., Юрьев Ю.С., Бобков В.П. Справочник по теплогидравлическим расчетам (ядерные реакторы, теплообменники, парогенераторы). М.: Энергоатомиздат, 1984.

Поступила в Редакцию 11.10.11