

Розглянуто можливості застосування методу високошвидкісного піролізу для перероблення різних відходів

Ключові слова: високошвидкісний піроліз, підготовленні відходи, параметри речовини, процес, теплообмін

Рассмотрены возможности применения метода высокоскоростного пиролиза для переработки различных отходов

Ключевые слова: высокоскоростной пиролиз, подготовленные отходы, параметры вещества, процесс, теплообмен

The possibilities of application of the high speed method of pyrolysis for the different wastes, treatment are reviewed

Keywords: high-speed pyrolysis, preparing waste material parameters, process, heat transfer

О ВОЗМОЖНОСТИ ПЕРЕРАБОТКИ ОРГАНИЧЕСКИХ ТВЁРДЫХ ОТХОДОВ МЕТОДОМ ВЫСОКО- СКОРОСТНОГО ПИРОЛИЗА

В. М. Михайлюк

Аспирант*

E-mail: himesco@kpi.kharkov.ua

Контактный тел.: (057) 707-66-81

В. В. Себко

Доктор технических наук, доцент, профессор*

E-mail: sebkov@mail.ru

Контактный тел.: (057) 702-33-53

В. П. Шапоров

Доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой*

*Кафедра «Химической техники и промышленной экологии»

Национальный технический университет Харьковский политехнический институт»

ул. Фрунзе, 21. г. Харьков, Украина, 61002

E-mail: himesco@kpi.kharkov.ua

Контактный тел.: (057) 707-66-81

Постановка задачи данного исследования вызвана необходимостью определения возможности применения и организации высокоскоростного пиролиза в процессе переработки твёрдых бытовых отходов (ТБО), осадка очистных сооружений сточных вод (ОСВ) и угольных шламов (УШ) после обогатительных фабрик флотационного обогащения углей. Технология высокоскоростного пиролиза ещё не достигла коммерческого уровня, основные сведения о ней имеют описательный характер. Тем не менее, высокоскоростной пиролиз в перспективе считается основным термохимическим методом переработки биомассы и указанных выше отходов.

Анализ последних публикаций и исследований в области переработки ТБО, ОСВ, УШ или их смесей показывает [1-6], что для организации реальных процессов термохимической переработки отходов в большинстве случаев необходимо обязательное наличие

подготовительных стадий, в результате которых отходы концентрируются по органическому компоненту и приобретают консистенцию и форму, которые позволяют их транспортировать и дозировать в термохимические реакторы.

Так, процесс переработки ТБО во многих случаях начинается с сортировки, при которой из ТБО выделяются материалы, которые после дополнительной очистки (в случае необходимости) используются в качестве вторичного сырья [7, 8]. Количество отбираемых материалов колеблется в довольно широких пределах и в значительной мере зависит от технологии сортировки. При сортировке может отбираться от 20 до 50% материалов в виде вторсырья, что определяется типом сортировочной линии (например, механизированная линия фирмы "Экостанко" позволяет отбирать в виде вторсырья до 30% от массы ТБО, а полумеханизированная линия с элементами ручной сортировки

до 50% [9]). При этом оставшаяся часть (хвосты сортировки) состоит из различных органических и неорганических соединений, при чём органическая часть в зависимости от технологий сортировки составляет от 40 до 85%, свободная влажность составляет 35 – 40%, органическая часть состоит из пищевых, садово-парковых отходов, бумаги, мелкой древесины, текстиля, мелких частей пластмассы и др.

Количество пищевых отходов оценивается в пределах 20 – 25% от всей органики. Химическая формула органической части хвостов сортировки близка к формуле $C_{718,2}H_{1708}O_{759}N_{7,8}S$. Хвосты сортировки, как правило, представляют фракцию менее 10 мм и компоненты входящие в хвосты имеют различный фракционный состав и влажность. Соответственно фракционный состав изменяется от нескольких до 100 мм, а влажность от 5 до 70%. Эти показатели затрудняют транспортировку и дозировку хвостов в агрегаты для дальнейшей переработки, поэтому завершающей операцией подготовки ТБО к переработке является измельчение хвостов и их гомогенизация с получением гомогенизированной усреднённой массы. Для измельчения используются ножевые дробилки, агрегаты роторно-центробежного типа, роторно-акустические мельницы комбинированного действия [10], последнее время рекомендуются двухшнековые реакторы-смесители типа СН со шнеками входящими в зацепление [11, 12]. В этих машинах кроме процессов измельчения и гомогенизации, осуществляется пластическая деформация смеси, обеспечивающая разрушение цепочных структур и гранулирование (брикетирование) смеси на выходе из реактора. Такая обработка хвостов сортировки позволяет уменьшить их объём в 1,8 – 2 раза, активизировать компоненты, входящие в смесь, и получить брикеты с равномерным гомогенным составом. Брикетирование легко транспортируется и не зависают в бункерах.

Осадки сточных вод после вторичных отстойников имеют влажность до 95%, в настоящее время они в основном складываются и хранятся на территории очистных сооружений, что оказывает негативное воздействие на окружающую среду. Химическая формула сухой части ОСВ близка к $C_{92,7}H_{22,4}O_{97,9}N$. Последнее время перед складированием ОСВ частично обезвоживаются на шнековых центрифугах, после механического обезвоживания влажность ОСВ составляет 65 – 80% [13]. Рекомендуется при подготовке ОСВ к процессу переработки [14, 15], введение в ОСВ перед центрифугированием коагулянта или флокулянта, например, Praestol – 650 или Zetag – 64 и/или молотого каменного угля (или штыба) в количестве до 10% от объёма осадка с последующим интенсивным механическим перемешиванием ($Re \sim 10^4$). После этого ОСВ подаётся на центрифугу и шнековый пресс. В конечном итоге объём ОСВ уменьшается в 35 – 40 раз, а после пресса выходят брикеты с влажностью менее 40%. Практически аналогичную по сути технологию подготовки ОСВ к переработке, используют в работе [16]. Брикетирование получают смешиванием ОСВ влажностью 80%, опилок (стружки) влажностью не более 65% и нефтесодержащего шлама. Смесь загружают в шнековый пресс-экструдер. Геометрические формы и размеры брикета регулируются формирующей фильерой на выходе их пресса.

Технология подготовки УШ к переработке также может быть аналогичной вышеописанной, но вместо опилок и нефтесодержащего шлама применяется лигнин. Таким образом, приоритетным направлением технологий по подготовке вышеуказанных отходов к дальнейшей переработке, в том числе и депонированию является их гомогенизация и брикетирование, что согласуется со стратегией обращения с твёрдыми отходами в Украине [16].

Подготовленные отходы тем или иным способом поступают на термохимическую обработку. Под термохимической обработкой следует понимать множество технологических приемов, начиная от щелочного и кислотного гидролиза, аэробного, анаэробного брожения, до процессов сжигания, газификации, пиролиза. Одним из качественно новых процессов является высокоскоростной пиролиз, который может осуществляться практически в реакторах любого типа (шахтных, вращающихся печей, реакторах взвешенного слоя и др.) [18-22]. Если процесс обычного пиролиза известен, по крайней мере, два столетия, то процесс высокоскоростного пиролиза разработан примерно 20 лет назад.

Процесс высокоскоростного пиролиза возникает при приближении параметров вещества к параметрам границы существования его в конденсированной фазе, то есть в условиях практической потери межмолекулярного взаимодействия. В этих условиях химические реакции протекают в отдельных молекулах, в то время как при обычном пиролизе в реакции участвуют ассоциированные и неассоциированные участки молекул, что приводит к побочным дополнительным реакциям, в частности, к химическому сшиванию линейных молекул. Вследствие этого для обеспечения экологически чистого процесса простого пиролиза требуется более сложная обработка полученного состава продуктов реакции.

С изменением параметров вещества наблюдается изменение локального межмолекулярного взаимодействия: изменяются количество ассоциированных участков молекул и прочность межмолекулярной связи, характеризуемой отношением энергии связи к параметрам системы, например, к произведению RT .

Для приближения параметров вещества к параметрам границы существования его в конденсированной фазе можно использовать любой параметр, характеризующий границу, однако, наиболее простым изменяемым параметром является температура, её изменение обеспечивает достижение условий возникновения и протекание высокоскоростного пиролиза. Поскольку реакции деструкции могут наблюдаться и при более низкой температуре, то скорость достижения температуры, при которой протекает высокоскоростной пиролиз, должна быть таковой, чтобы за время её достижения, изменения химического состава смеси было минимальным (менее 5%). В противном случае пиролизу будет подвергаться не исходная смесь, а химически модифицируемый в процессе продукт. Скорость подъёма температуры образцов до достижения температуры высокоскоростного пиролиза должна составлять по оценкам [18-22] $10^3 - 10^5$ град/с. Энергия локальной межмолекулярной связи D связана с температурой достигаемого перегрева T_p уравнением [22]:

$$D = a R T_p, \quad (1)$$

где a – коэффициент, связывающий температуру достижимого перегрева и температуру границы существования вещества в конденсированной фазе T_r , $T_r = a T_n$; R – универсальная газовая постоянная.

Поскольку $T_n < T_r$, то $a > 1$, различие значений температур обусловлено кинетическим характером процесса нагрева и процесса протекания химических реакций. Авторы [22] оценивают значение a не выше 1,05.

Таким образом, стадия высокоскоростного процесса включает мгновенный нагрев исходной смеси (отхода) и последующее разложение, возникающее при достижении T_n с образованием газообразной и твёрдой фаз. В процессе наблюдается разрыв цепи линейных высокомолекулярных соединений по закону "случая" и отрыв боковых групп цепи, "взрывное" вскипание низкомолекулярных соединений, например, воды, или их химическая модификация, сшитые полимеры подвергаются термической деструкции. Неорганические соединения в большинстве случаев остаются в виде конденсированной фазы, а органика (продукт) выделяется в виде газообразной фазы.

Для разработки конструкции или выбора реактора, в котором реализуются стадии предварительного нагрева и термоудара, необходимы уравнения (модели) для определения характера изменения температуры в слое материала и грануле (в брикете), длительности процесса и величины тепловых потоков, которые необходимо подвести к материалу для обеспечения необходимой скорости нагрева. Таких зависимостей, которые можно использовать для конкретных расчётов, в литературе не обнаружены. Поэтому, базируясь на фундаментальных работах по процессам обезвоживания и термической деструкции органических и неорганических веществ [23-25], а также на основных положениях теории тепло и массопереноса при химических превращениях [26] необходимо установить такие зависимости и соотношения.

Основные стадии процесса при реализации высокоскоростного пиролиза. Согласно [18-22] высокоскоростной пиролиз подготовленных отходов осуществляется в три этапа без доступа кислорода. На первом этапе осуществляется процесс обезвоживания брикетов при интенсивном подводе тепла – процесс "взрывного" кипения. На втором этапе (реакторе термоудара) обезвоженный гранулят нагревается мгновенно до температуры пиролиза, при этом выделяется все летучие. На третьем этапе коксовый остаток подвергается конверсии при температурах более 1400 К в атмосфере газов, образовавшихся при пиролизе. Как установлено в работах [26] на первых двух стадиях форма брикетов сохраняется и практически изменяется только их пористость. На третьем этапе протекают реакции между коксовым остатком и компонентами газа пиролиза, брикеты оплавляются и разрушаются. После завершения процесса остается неорганический осадок, который выводится из реактора. Учитывая, что на первых двух этапах форма брикетов сохраняется, то рационально нагрев материала на этих этапах осуществлять в фильтрующем слое при прокачке газов, образующихся на последующих этапах. Соответственно на первом этапе – газами после второго, а на втором – газами после третьего этапа.

Как на первом, так и на втором этапах при нагреве материала можно рассматривать теплообмен между пограничным слоем и испаряющимся компонентом с поверхности твёрдого тела.

Схематично это можно представить в виде схемы (рис. 1).

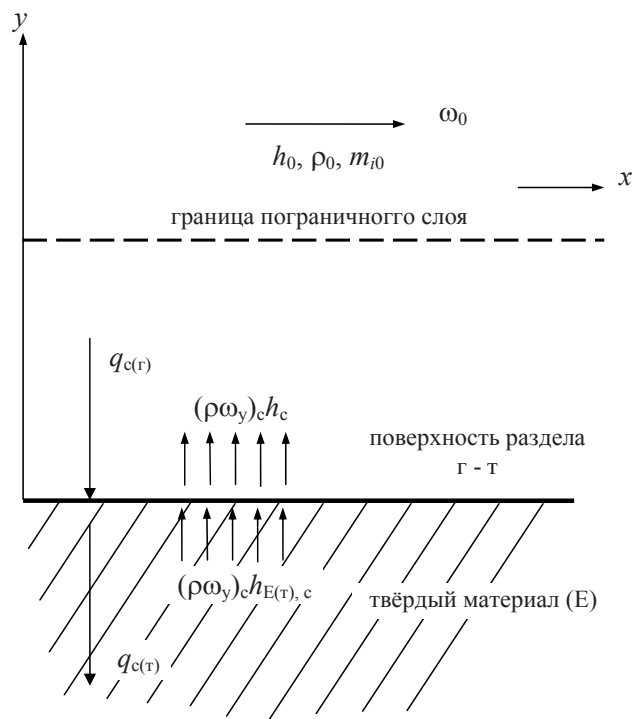


Рис. 1. Схема теплообмена между реагирующим газовым слоем и испаряющимся с поверхности компонента

За пределами пограничного слоя параметры газа – плотность смеси ρ_0 , тангенциальная скорость $\omega_x = \omega_0$, концентрации компонентов смеси $m_{i0} = \text{const}$. Будем полагать, что число Прандтля газового потока равно единице и соответственно равен 1 коэффициент восстановления.

Молекулярный массообмен осуществляется только концентрационной диффузией. Будем считать, что процесс стационарен.

Тогда уравнение теплового баланса для поверхности раздела газ – твёрдое (рис. 1) запишется в виде:

$$q_{c(r)} = q_{c(r)} + (\rho\omega_y)_c h_{E(r),c} - (\rho\omega_y)_c h_c \quad (2)$$

здесь $q_{c(r)}$ – плотность теплового потока на границе раздела фаз; $q_{c(r)}$ – тоже, но в газе; $(\rho\omega_y)_c$ – плотность потока массы смеси на границе раздела фаз; h_c – энтальпия газовой смеси на границе раздела фаз; $h_{E(r),c}$ – тоже для материала поверхности (твёрдой фазы).

Как известно $q_{c(r)} = \frac{\alpha}{C_p} (h_0 - h_c)$, тогда с учётом испарения $h_{E(r)} = h_{E(r)} + r_n$, где r_n – удельная теплота испарения материала с поверхности твёрдого материала E .

Тогда можно записать:

$$q_{c(r)} = \frac{\alpha}{C_p} [(h_0 - h_c) - Br_n - Bh_c + Bh_{E(r),c}]. \quad (3)$$

Здесь $B = \frac{C_p(\rho\omega_y)_c}{\alpha} = 1/St$, St – критерий Стантона.

Таким образом, расчёт теплового потока, уходящего в твёрдое тело, сводится к вычислению параметров газовой смеси на границе раздела фаз и вдали от неё. Физическая природа самого процесса перемещения влаги, летучего компонента определяется структурой твёрдого тела. В коллоидном теле это будет диффузия, а в капиллярно-пористом теле – движение по капиллярам. В телах со структурой смешанного типа, к которым относятся гранулированные, гомогенизированные хвосты имеют место оба вида перемещения летучих.

Приближенный расчёт процесса сушки или удаления летучих можно выполнить, исследуя зависимость между средними значениями температуры и влагосодержания (содержание летучих) тела. Эти величины связаны уравнением, вытекающим из закона сохранения энергии.

$$\rho_0 [c_0 + c_v u(\tau)] \frac{dT}{d\tau} = (q_{c(\tau)}) - \beta [T(\tau) - T_{нач}] + \rho c_0 \frac{du}{d\tau}, \quad (4)$$

где ρ_0 – плотность сухого вещества; плотность коксового остатка;

c_0 и c_v – удельные теплоёмкости сухого вещества и влаги; коксового остатка и летучих;

ρ – удельная теплота парообразования; удельная теплота сублимации летучих;

$\beta = S/V$ – приведенный коэффициент теплоотдачи;

α – коэффициент теплоотдачи с поверхности тела;

S и V – поверхность и объем тела;

$u(\tau)$ – влагосодержание, содержание летучих.

Плотность источников тепла $q_{c(\tau)}$ является функцией времени, и её следует рассматривать как управляющее воздействие. Уравнение (4) содержит две неизвестные функции: $u(\tau)$ и $T(\tau)$, Задаваясь одной, можно найти другую.

Большинство материалов, подвергающихся промышленной сушке или сублимации, имеет кривую сушки, близкую к кривой на рис. 2. Характерной особенностью этой кривой является линейное снижение влагосодержания от начального значения $u_{нач}$ до гигроскопического влагосодержания u_r . дальнейшее снижение и $u(\tau)$ происходит по экспоненциальному закону до конечного влагосодержания u_k . В случае удаления просто летучих наблюдается линейное удаление компонентов от $u_{нач}$ до u_k .

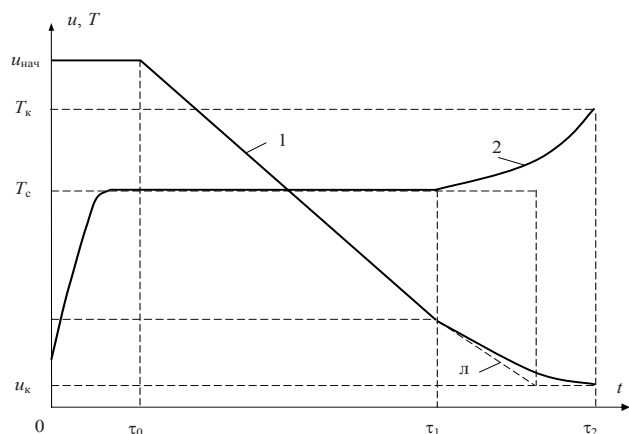


Рис. 2. Идеализированная кривая сушки и удаления летучих (1) и кривая роста температуры (2), л – летучие

Физическая природа связи влаги (летучих) и материала достаточно разнообразна. Каждый вид связи характеризуется энергией, которую надо сообщить телу для разрыва этой связи.

Влага в теле, избыточная по сравнению с влагой, соответствующей гигроскопическому влагосодержанию, называется свободной. Для ее удаления нужны затраты энергии только на испарение (аналогия для летучих).

Масса тела начинает заметно уменьшаться лишь с момента разогрева тела до температуры сушки T_c или $T_{суб}$.

При начальном разогреве $u = u_{нач}$ и $du/d\tau = 0$. Подставляя эти значения в уравнение (4) и решая его, находим закон температуры при $0 \leq \tau \leq \tau_0$

$$T(\tau) - T_{нач} = \frac{q_{c(\tau)}}{\beta} \left\{ 1 - e^{-\beta \tau [c_0 + u_{нач} c_v]} \right\}. \quad (5)$$

При $\tau = \tau_0$ и $T = T_c$ эта формула дает связь между плотностью источников тепла на стадии разогрева $q_{c(\tau)}$ и временем разогрева τ_0 .

В интервале $\tau_0 \leq \tau \leq \tau_1$, как видно из рис. 2, функция $u(\tau)$ уменьшается по линейному закону и скорость удаления массы

$$\sigma = (u_{нач} - u_r) / (\tau_1 - \tau_0), \quad (6)$$

– постоянная величина.

Температура материала на стадии постоянной скорости удаления массы, когда удаляется свободная влага или летучие, практически не возрастает и остается равной T_c . Подставляя в уравнение (4) величины $T = T_c$, $dT/d\tau = 0$ и $du/d\tau = -\sigma$, находим плотность источника тепла

$$q_{c(\tau)1} = \rho \rho_0 \sigma + \beta (T_c - T_{нач}), \quad (7)$$

которую следует поддерживать на стадии постоянной скорости.

Длительность этой стадии ($\tau - \tau_1$) находится из формулы (6) по заданному значению σ . Скорость удаления массы σ выбирают в зависимости от прочности материала и размеров тела, скорость должна коррелироваться с $dT/d\tau$.

На второй стадии сушки удаляется связанная влага и влагосодержание тела уменьшается по экспоненциальному закону

$$u(\tau) = u_r e^{-\sigma(\tau - \tau_1)/u_r}. \quad (8)$$

Скорость сушки тоже уменьшается

$$\frac{du}{d\tau} = -\sigma e^{-\sigma(\tau - \tau_1)/u_r} = -\sigma \frac{u(\tau)}{u_r}. \quad (9)$$

Длительность стадии падающей скорости сушки ($\tau_2 - \tau_1$), находим из формулы (8) после подстановки $u = u_k$ и $\tau = \tau_2$ (см. рис. 2). Общая длительность процесса сушки (удаления летучих) складывается из времени разогрева и длительности обеих стадий

$$\tau_2 = \tau_0 + (\tau_1 - \tau_0) + (\tau_2 - \tau_1) = \tau_0 + \frac{u_{нач} - u_r}{\sigma} + \frac{u_r}{\sigma} \ln \frac{u_r}{u_k}. \quad (10)$$

Для реализации принятой зависимости $u(\tau)$ необходимо на второй стадии сушки снижать плотность источников тепла.

Температура на второй стадии сушки возрастает от T_c до T_k (см. рис. 2). Средняя скорость этого возрастания $(dT/d\tau)_{cp} = (T_k - T_c) / (\tau_2 - \tau_1)$. Величина $\beta(T - T_{нач})$, стоящая в правой части уравнения (4), характеризует тепловые потери.

С некоторым преувеличением тепловых потерь примем в данном расчете $T = T_k$. Тогда из уравнения (4) находим, что плотность источников тепла в интервале $\tau_1 \leq \tau \leq \tau_2$ должна регулироваться по следующему закону

$$q_{c(\tau)2} = \rho' \rho_0 \sigma \frac{u(\tau)}{u_r} + \beta(T_k - T_{нач}) + \rho_0 [c_0 + c_a u(\tau)] \frac{T_k - T_c}{\tau_2 - \tau_1}, \quad (11)$$

где $u(\tau)$ вычисляется по формуле (5);

$$\rho' = \rho + \rho_1;$$

ρ_1 – удельная энергия, идущая на разрыв гидроскопических связей или удаления летучих, и как следует из (1) равна $aRT_{п}$.

Основываясь на том, что плотность источников тепла равнозначна плотности теплового потока от газа к материалу, можно утверждать, что принудительная прокачка газа не содержащего паров воды, который образуется в реакторе термоудара, через слой движущегося гранулята в камере обезвоживания позволит создать необходимые условия по соотношению величин $q_{c(\tau)1}$ и $q_{c(\tau)2}$ (уравнения 7, 11). Согласно модельным представлениям (уравнения 5 – 11) $q_{c(\tau)1} > q_{c(\tau)2}$, а для случая, когда хвосты подвергнуты механической обработке [11, 12] $q_{c(\tau)2} \rightarrow 0$, поскольку отсутствует связанная влага.

В общем случае

$$q_{c(\tau)} = \frac{\alpha}{C_p} [(h_0 - h_c) - Br_{п} - Bh_c + Bh_{E(r),c}] = q_{0c(\tau)} + q_{1c(\tau)} + q_{2c(\tau)} \quad (12)$$

Основным (превалирующим) тепловым потоком будет $q_{0c(\tau)}$, то есть тепловой поток, который обеспечит нагрев материала до $T_{п}$ с заданной скоростью $dT/d\tau \geq 10^3$ град/с.

Если принять в уравнении 5, что $T(\tau) - T_{нач} \approx T_{п}$, а $q_{0c(\tau)}$ является некоторой постоянной величиной, которая приблизительно будет удовлетворять уравнению (12) с некоторым коэффициентом A , то величина $dT/d\tau = f(\beta)$, то есть функцией величин α , S , V . В этом случае для определения $q_{c(\tau)}$ можно использовать преобразованный закон Ньютона – Рихмана:

$$q_{c(\tau)} = \frac{\alpha}{C_p} (h_{эф} - h_c). \quad (13)$$

Значение $h_{эф}$ должно подбираться так, чтобы удовлетворять значениям $q_{c(\tau)}$, получаемым из уравнения (12).

Практически $h_{эф}$ должно определяться экспериментально, величина эффективной полной энтальпии может существенно изменяться в зависимости

от условий процессов тепло – массообмена. При этом можно не рассматривать задачу определения коэффициентов теплоотдачи с учетом химических реакций.

Согласно [26], могут быть использованы коэффициенты, полученные для случая отсутствия химических реакций.

Для выше отмеченного случая (нагрев слоя при принудительной прокачке газа полученного в реакторе термоудара через слой) $h = \sum_{i=1}^{i=h} m_i h_i$ и, следовательно,

$$h_0 - h = \sum m_{i0} h_{i0} - \sum m_{i,c} h_{i,c} = \sum (m_{i0} h_{i0} - m_{i,c} h_{i,c}) = \sum (m_{i0} h_{i0} - h_{i,c}) + h_{i,c} (m_{i0} - m_{i,c}) \quad (14)$$

Здесь $m = \rho_i / \rho_c$ – относительная массовая концентрация i -го компонента газа; ρ_i – массовая концентрация i -го компонента смеси, кг/м³; ρ_c – плотность смеси, кг/м³.

Тогда уравнение (3) запишется в виде:

$$q_{c(\tau)} = \frac{\alpha}{C_p} \left[\sum m_{i0} (h_{i0} - h_{i,c}) - Br_{п} + \sum_{i=E} h_{i,c} (m_{i0} - m_{i,c} - m_{i,c} B) + h_{E(r),c} (B - B_{m_{E,c}} - m_{E,c}) \right] \quad (15)$$

Учитывая принятые ранее допущения при описании схемы 1, коэффициент B может быть представлен в виде:

$$B = \frac{1}{St} = \frac{N_{п}}{Re P_r} = \frac{N_{п}}{Re} \quad (16)$$

При $P_r = 1$ согласно [26] имеем:

$$N_{пх} = 0,0296 Re_x^{0,18} \quad (17)$$

Как отмечается в [26] гидродинамическая теория теплообмена достаточно хорошо описывает теплоотдачу газов, поскольку у газов величина критерия Прантля близка к единице или равна ей.

Поэтому формула (17) может быть использована как расчётная для определения α , а величина $h_{эф}$ примерно должна соответствовать $h_0 - h_c$ (уравнение (4)).

Таким образом, в случае реализации высокоскоростного пиролиза в реакторах с фильтрующим слоем расчёт условий нагрева слоя до требуемой температуры и условий протекания процесса определяется достаточно простым соотношениями.

Главным аспектом является то, что при расчёте $q_{c(\tau)}$ используется разность энтальпий, а не температур. При этом учёт полноты переноса к твёрдому телу теплоты химической реакции учитывается при определении коэффициента теплоотдачи.

Дальнейшие исследования должны быть направлены на разработку конструкции непрерывно действующего реактора высокоскоростного пиролиза и определения для конкретных отходов температурных режимов и тепловых потоков.

Литература

1. В.П. Шапоров, М.А. Жабер, В.А. Кансо, П.В. Шапоров Методы, технологии и концепции утилизации твёрдых бытовых отходов (ТБО) и осадков сточных вод (ОСВ), образуемых при биологической очистке // Вестник Национального технического университета "ХПИ" – Харьков, НТУ "ХПИ". – 2005, 14. – С. 3-30.
2. Щербак А.О. Технологія переробки та використання вторинних матеріальних ресурсів (ресурсозберігаючі технології). Тернопіль: АСТОН. – 1999, 292 с.
3. Шапоров В.П., Лопухина О.А., Жабер М.А., Кансо В.А., Шапоров П.В. Проблемы, возникающие при обращении с твёрдыми отходами и возможные пути их решения // Интегрированные технологии и ресурсосбережения – Харьков. – 2005. №1. – С. 3-9.
4. Материалы Международной конференции "Рециклинг, переработка отходов и чистые технологии". В рамках выставки WA-SMA – 2005 / Управление отходами. – М.: 7 декабря 2005 г. "Передовые технологии для переработки различных видов промышленных отходов". Докл., представ. фирмы "Austsmeet" (Австрия). М. – 2006.
5. Шапоров В.П., Малюга Ю.Е., Жабер М.А., Шапоров П.В. Процесс переработки твёрдых бытовых отходов и осадков сточных вод на органоминеральные удобрения // Восточно-Европейский журнал передовых технологий – Харьков. – 2005. 3(15). – С. 56-64.
6. Бондар О.І., Горох М.П., Корінько І.В. та інші Утилізація та рекуперація відходів. – Київ – Харків. – 2005. – 450 с.
7. Шубов Л.Я., Ставровский И.И., Шехирёв Д.В. Технология отходов мегаполиса. – М. – 2002 г.
8. Горох Н.П. Эколого-экономическая оценка комплексной переработки твёрдых бытовых отходов // Восточно-Европейский журнал передовых технологий – Харьков. – 2005. 3/1 (15). – С. 72-83.
9. Б.И. Адамчук, Е.К. Сметанюк, Д.В. Боглаенко, В.П. Шапоров Обоснование эффективной технологии управления твёрдыми бытовыми отходами // Вестник Национального технического университета "ХПИ" – Харьков, НТУ "ХПИ". – 2007, №8. – С. 63-71.
10. Севастьянов В.С., Качаев А.Е., Королёв И.Г. Агрегаты роторно-центробежного типа для комплексной переработки техногенных материалов / Материалы VII Международной конференции "Сотрудничество для решения проблемы отходов". Харьков. – 2010, 7-8 апреля. – С. 35-37.
11. Герман Х. Шнековые машины в технологии. – Л., 1975. – 230 с.
12. Е.К. Сметанюк, О.А. Лопухина, В.П. Шапоров Исследования процесса высокотемпературного пиролиза отходов, содержащих органику // Вестник Национального технического университета "ХПИ" – Харьков, НТУ "ХПИ". – 2006, №27. – С. 138-150.
13. Мамонтов В.А., Павлов И.М. Обезвоживание осадков на канализационных очистных сооружениях Волгограда // ВСТ: Водоснабжение и санитарная техника. – 2000, №9. – С. 6-7.
14. Жвакина О.А., Гельфанад Е.Д. Интенсификация процесса уплотнения активного ила с использованием каменного угля // Международная научно-техническая конференция "промышленные и бытовые отходы: проблемы хранения, захоронения, утилизации и контроля". Сборник материалов. Приволжский дом знаний. – Пенза: Изд-во приволжского дома знаний. – 2000. – С. 27-29.
15. Туровский И.С. Обработка осадков сточных вод. – М.: Стройиздат. – 1992. – 220 с.
16. Вострова Р.Н., Тонконог А.В. Использование осадков сточных вод для получения топливных брикетов / Материалы VII Международной конференции "Сотрудничество для решения проблемы отходов". – Харьков. – 2010, 7-8 апреля. – С. 158-159.
17. В.В.Станкевич, І.О. Тетеньова, С.Б. Тарабарова Гігієнічні аспекти національної стратегії поводження з твердими побутовими відходами в Україні // Экология и промышленность. – 2005, №3(4). – С. 43-45.
18. Л.Л. Товажнянский, Б.А. Левченко Проблемы энергетики на рубеже XXI столетия. – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2004. – 173 с.
19. Л.Л. Товажнянский, Б.О. Левченко Паливно-енергетичний комплекс. Стратегія розвитку. – Харків: НТУ «ХПІ». – 2009. – 399 с.
20. Э.Ф. Вайнштейн Высокоскоростной пиролиз – стадия процессов переработки отходов // Экология промышленного производства ФГУП "ВИМИ", 2007, в. 4. – С.28-32.
21. Вайнштейн Э.Ф. Переработка органических полезных ископаемых и биомассы путём высокоскоростного подвода энергии // Экология промышленного производства, 2007, № 1. – С. 33-39.
22. Вайнштейн Э.Ф. Использование "предспиольных" процессов в экологии // Конструкции из композиционных материалов, 1999, № 2. – С. 12-20.
23. М. Браун, Д. Доллимор, А Галвей Реакции твёрдых тел. М.: Мир. – 1983. – 360 с.
24. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. – М.: Химия, 1976. – 432 с.
25. Серов Е.П., Корольков Б.П. Динамика процессов в тепло- и массообменных аппаратах. Изд-во Энергия. – 1967.
26. В.П. Исаченко, В.А. Осипова, А.С. Сукомел Теплопередача. Изд-во Энергия. М. – 1969. – 439 с.