

В.М. МИХАЙЛЮК, аспирант, НТУ "ХПИ", Харьков
В.В. СЕБКО, д-р техн. наук, доц., НТУ "ХПИ", Харьков
В.П. ШАПОРЕВ, д-р техн. наук, проф., зав. каф. ХТПЭ,
НТУ "ХПИ", Харьков

ОДНА ИЗ ВОЗМОЖНЫХ КОНСТРУКЦИЙ РЕАКТОРА ДЛЯ РЕАЛИЗАЦИИ ПРОЦЕССА ВЫСОКОСКОРОСТНОГО ПИРОЛИЗА ОРГАНИЧЕСКИХ ОТХОДОВ И РЕАКТОРНАЯ СХЕМА НА ЕГО ОСНОВЕ

Выполнен анализ возможности применения реактора с фильтрующим слоем для проведения процесса высокоскоростного пиролиза гранулированных отходов ТБО. Установлена зависимость конструктивных размеров реакторной установки, гидротехнических характеристик и условий переноса тепла в реакторе от размеров гранул, угла раскрытия корпусной части реактора и кинетических характеристик процесса. Предложены принципиальная схема реактора и принципиальная схема реакторной установки.

Виконано аналіз можливості застосування ректора з фільтруючим шаром задля проведення процесу високошвидкісного піролізу гранульованих відходів ТБО. Встановлена залежність конструктивних розмірів реакторного пристрою, гідротехнічних характеристик та умов перенесення тепла у ректорі від розмірів гранул, кута розкриття корпусної частини реактора та кінетичних характеристик процесу. Запропонована принципіальна схема ректора та принципіальна схема реакторного пристрою.

Введение. Применение метода высокоскоростного пиролиза для обезвреживания твердых бытовых отходов, осадков сточных вод и для переработки биомассы считается перспективным направлением [1-5]. В известных публикациях [1-5] рассматриваются особенности процесса высокоскоростного пиролиза, приводятся преимущества последнего по сравнению с традиционным пиролизом и др. Однако, как известно, для реализации любого химико-технологического процесса необходимо осуществление нескольких последовательных операций в конкретных условиях. Очевидно, что для конкретно рассматриваемого процесса основным устройством является реактор для проведения высокоскоростного пиролиза. В предыдущем сообщении [6] нами рассмотрены основные закономерности условий теплопереноса и скоростного нагрева ($V_n = 10^3 \div 10^5$ град/с) гранулированных хвостов сортировки ТБО до температуры пиролиза.

В результате анализа данных работы [6] было предложено использовать реакторы фильтрующего слоя для реализации процесса. Однако, для разработки конструкции реактора и определения режимов его эксплуатации необходимы данные о модели движения материала в реакторе, гидравлическом сопротивлении движущегося слоя при фильтрации через него газа и кинетике деструкции органических соединений при определенных температурах и давлениях газа.

Цель работы – обоснование конструкции реактора пиролиза и реакторной схемы процесса.

Предполагаемая конструкция реактора. Принципиальная схема реактора с движущимся потоком газа поперек движущегося слоя гранулята представлена на рис. 1.

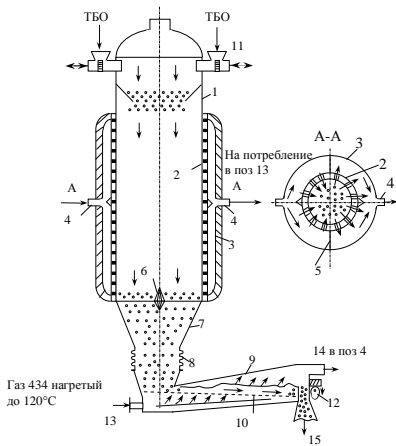


Рис. 1. Схема реактора с движущимся потоком газа поперек слоя потока гранулята и после реактора псевдооживленным слоем на лотке.

посредством компенсатора (8) соединена с вибрлотком (9), вибрация которого осуществляется посредством механизма (12). Внутри корпуса (9) установлена сплошная перегородка в виде перфорированного сита (10). Вибрлоток (9) имеет штуцера ввода – вывода газа (13), (14) и горловину (15) для выгрузки коксового остатка и золы. В реакторную установку гранулят загружается посредством устройств (11). В рассматриваемом случае гранулят (хвосты сортировки ТБО) представляет собой гранулы диаметром 40 мм (0,04 м) и длиной 60 мм (0,06 м). Гранулы получены в реакторе-смесителе типа СН при давлении прес-

Согласно рис. 1 реактор состоит из корпуса шахтного типа и соединенным с лотковым корпусом. Шахтный реактор содержит цилиндрический корпус (1), имеющий перфорацию в виде шпальтового сита (2), коническую часть (7) на выходе из реактора, наружный корпус реактора в зоне перфорации (3), который теплоизолирован, и имеет сплошную непроницаемую перегородку между наружным корпусом и корпусом, имеющим перфорацию (5), штуцера ввода и вывода газа (4). Коническая часть (7) шахтного реактора (имеющая конус (6) для ликвидации образования мостиков на выходе),

сования 10 МПа, влажность гранул 15%, зольность (А) – 25-30%, содержание летучих (V) на сухую беззольную массу 68,8 – 71,2%, теплота сгорания (Q) на сухую массу 6,2-7,2 МДж/кг. В реакторной установке в шахтной части осуществляется гравитационное течение гранулята фактически в узком вертикальном цилиндрическом бункере с конусообразной разгрузочной частью.

При реализации процесса пиролиза необходимо, чтобы в шахтной части осуществлялось равномерное истечение материала с определенной скоростью, что обеспечит необходимое время контакта с горячим газом.

При перегрузки в лоток гранулят должен поступать сплошным неразрывным потоком (стержневым потоком), который изолирует шахтную камеру от камерного пространства лотка. Для осуществления такого характера движения материала необходимо установить четкое соотношение между размерами поперечной величины шахтной части реактора и размером гранулята, а также углом полураствора конусной части реактора. Кроме этого необходимо определить величину потери напора газа, фильтрующегося через движущийся стержневой поток, которая определяет величину скорости фильтрации газа через слой, не изменяя при этом характер движения материала.

Гравитационное течение сыпучего крупнокускового материала в узком вертикальном цилиндрическом бункере с конусообразной разгрузочной частью достаточно полно исследовано в ряде современных работ [7-9]. В этих работах проведено численные моделирования движения сыпучего материала в реакторе шахтного типа с использованием метода дискретных элементов, при этом размеры гранул соответствовали размерам, задаваемым в наших условиях, а плотность материала в гранулах близки. Полученные результаты в работах [7-9] имеют высокую достоверность, поэтому для предварительной оценки соотношений размера реактора (рис. 1) были использованы результаты работ [7-9]. Согласно конструкции реактора (рис. 1) можно утверждать, что будет наблюдаться течение материала в стесненных условиях с возможным блокированием течения на выходе из конуса (7). То есть, будет наблюдаться пульсирующий характер течения, при чем амплитуда колебаний может достичь до 50% от среднего значения силы (массы частиц) [9]. Чтобы избежать этого явления в работах [7, 8] установлено, что выходное отверстие конуса (7) (рис. 1) должно иметь диаметр равный не менее трем диаметрам гранулы, а угол раскрытия конуса θ должен быть менее 30° . При этом для гарантии обеспечения режима движения, при котором не образуются мостиковые образования, приводящие к блокированию потока, целесообразно на переходном сечении между цилиндром и конусом установить разделяющий конус (5) с расстоянием между цилиндром и наибольшим поперечным

размером конуса (5) не менее двух диаметров гранулы [7-9]. Таким образом, при заданных высоте цилиндрической части реактора H и диаметре D , который согласно [9] должен быть не менее 6-7 диаметров гранулы (d_0) отверстие d_b выгрузной части конуса (7) (рис. 1) должно быть $(3\div 4)d_0$, а высота конусной части, обеспечивающая угол раскрытия менее 30°C , должна быть $\sim(5\div 6)d_b$. При создании установки (рис. 1) полная высота цилиндрической части реактора при $D = 0,5$ м выбирали из условия создания необходимой массы частиц, обеспечивающей гравитационное течение ($H_{я} = 7$ м) и обеспечения пространства над верхним слоем для равномерной периодической загрузки гранул при уменьшении $H_{сл}$ на величину $\Delta H_{сл}$ равную $0,6\div 0,7$ м. Таким образом, достигалось поддержание относительно постоянной величины $H_{сл}$. При указанных размерах реактора и гранул в цилиндрической части реактора (рис. 1) нами наблюдалась максимальная скорость движения гранул V_z в пределах от 0,08 до 0,15 м/с. Эти результаты согласуются с результатами работ [7-9] для угла раскрытия конуса 30°C . Первое значение $V_z = 0,08$ м/с согласно [7-9] более характерно для движения гранул, когда существенная сила трения гранул о стенки реактора, второе значение характерно для случая, когда отсутствует трение гранул о стенки реактора (пренебреженно мало).

Таким образом, цилиндрическая часть реактора представляет собой сосуд (1) с перфорацией на части сосуда (2), в перфорированной части реактора находится основная масса обрабатываемого гранулята. Газосырьевая смесь поступает через ввод (4) в полукольцевой зазор между наружным корпусом цилиндрической частью (3) и перфорированной частью (2) проходит в радиальном направлении через слой движущегося гранулята, а затем через штуцер (4) в поз. 13.

Кроме вышеотмеченных особенностей диаметр реактора D должен быть по величине таким, чтобы перепад давления $\Delta\pi_{сл}$ в слое гранулята не превышал допустимого значения $[\Delta\pi_{сл}]$, при котором не нарушается характер движения гранулята, а происходит только фильтрование газа через слой. Согласно [10] для аналогичных конструкций расчет $\Delta\pi_{сл}$ можно выполнить по формуле:

$$\frac{\Delta\pi_{сл}}{H_1} = \frac{255(1-\lambda)^{1,35}}{\lambda^{0,29}} \frac{\omega^2 \rho_{см}}{d_3} \left(\frac{v_{см}}{d_3 \omega} \right)^{0,35}, \quad (1)$$

где $\Delta\pi_{сл}/H_1$ – потери напора на 1 м толщины в реакторе, Па/м; λ – порозность слоя; ω – скорость фильтрования, м/с; $\rho_{см}$ – плотность газа, кг/м³; $v_{см}$ – кинематическая вязкость, м²/с; d_3 – эквивалентный диаметр частиц (гранул), м.

Порозность слоя при допущении упорядоченного расположения

гранул в стержневом потоке равна [10]:

$$\lambda = V_{\text{ш}}/V_{\text{куб}}, \quad (2)$$

где $V_{\text{ш}}$ – объем шара, эквивалентный объему гранулы цилиндрической формы, м^3 ; $V_{\text{куб}}$ – объем куба, описанного вокруг шара, м^3 ;

$V_{\text{ш}} = \frac{\pi d_{\text{г}}^2}{4} h$, $d_{\text{г}}$ – диаметр гранулы, м; h – высота гранулы, м;

$$d_{\text{э}} = \sqrt[3]{6V_{\text{ш}}/\pi}. \quad (3)$$

Скорость радиального фильтрования газовой смеси будет [10]:

$$\omega = V_{\text{сек}}/F_{\text{с}}, \quad (4)$$

где $V_{\text{сек}}$ – объем газов, проходящих через свободное сечение реактора,

$\text{м}^3/\text{с}$; $F_{\text{с}}$ – площадь свободного сечения сита, м^2 ; $F_{\text{с}} = \frac{1}{2}\pi DH_{\text{сл}}$, где $H_{\text{сл}}$

– высота перфорированной части, м.

Величину $V_{\text{сек}}$ найдем из формулы [11]:

$$V_{\text{сек}} = \frac{22,4GT_{\text{ср}}0,1 \cdot 10^6 z}{3600M_{\text{ср}}273\pi_{\text{ср}}}, \quad (5)$$

где G – количество газовой смеси в реакторе, кг; $T_{\text{ср}}$ – средняя температура газа, К; $M_{\text{ср}}$ – средняя молекулярная масса газовой смеси; $\pi_{\text{ср}}$ – среднее давление газа в реакторе, Па;

$$T_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{вх}} + T_{\text{вых}}}{2}, \text{ К.}$$

Используя экспериментальные данные, полученные нами ранее при исследовании процесса высокотемпературного пиролиза ТБО, [12], а также результаты работы [6] для обеспечения нагрева гранул со скоростью $V_{\text{н}} = 10^3$ град/с до температуры взрывного кипения $T_1 = 400^\circ\text{C}$ за время прохождения стержневого потока материала через шахтную часть необходима температура, фильтрующихся реакционных газов $T_2 \approx 1100^\circ\text{C}$.

При этом согласно [6, 12] приблизительный состав реакционных газов, подаваемых в шахтную часть реактора после прохождения лотка (9) в пересчете на сухой газ может быть оценен % масс – $\text{H}_2 - 43,0$; $\text{CH}_4 - 13,58$; $\text{C}_2\text{H}_4 - 20$; $\text{CO}_2 - 3,0$. По объему это составляет $\sim 68,4\%$ – остальное в газе H_2O . Удельная масса – $0,75 \text{ кг}/\text{м}^3$, удельная теплоемкость $2,095 \text{ кДж}/\text{кг}$. Такой состав газа можно обосновать тем, что на вибрлотке происходит полная деструкция гранулированных хвостов на предельные и непредельные углеводороды с образованием твердого

остатка в виде кокса. А сам кокс (основной углерод) разлагается на последующей стадии (на рис. 1 не показано) газами, выходящими из цилиндрической части реактора предварительно нагретыми до 1600-1700°C в теплообменнике, с образованием водяного газа, который и подается в штуцер (13) лотка (9). При этом температура твердой части (коксового остатка) составляет 1300°C.

По аналогии с [13] будем считать, что среднее рабочее давление в реакторе $\pi_{\text{ср}}$ равно 0,375 МПа, проведены материальные и тепловые расчеты для выше принятых условий [6] было определено, что для шахтной части $V_{\text{сек}} = 0,1$ м³/с, $\omega = 0,02$ м/с. Для лотковой части, где движущийся слой не превышает по толщине 0,1 м при том же $V_{\text{сек}}$ значение $\omega \approx 0,05$ м/с. Потери напора в шахтной части реактора составят $\Delta\pi \approx 0,005$ МПа/м, а в слое материала $\Delta\pi_{\text{сл}} \approx 0,0040$ МПа. Таким образом $\Delta\pi > \Delta\pi_{\text{сл}}$, следовательно выбранные конструктивные размеры реактора отвечают поставленным требованиям.

Анализ полученных результатов свидетельствует о том, что конструктивные размеры реактора фильтрующего слоя, его гидродинамические характеристики и условия переноса тепла в слое материала определяются размерами гранул исходного материала, поступающего в реактор. Очевидно, для каждого размера гранул, который существенно изменяет порозность слоя λ (ф-ла 2) в пределах не менее 20% от зафиксированного, существуют минимально допустимые соотношения между размером гранулы и размерами шахтной части реактора. Эти соотношения наряду с заданными скоростью нагрева гранул ($V_{\text{н}}$) до требуемой температуры (T) и температурой газа фильтрующегося через слой ($T_{\text{г}}$) будут определять расход реакционного газа ($V_{\text{сек}}$), скорость его фильтрования через слой (ω), сопротивление слоя ($\Delta\pi_{\text{сл}}$), величину давления в реакторе (π) и т.п.

Скорость течения материала (гранул) V_z должна коррелироваться со скоростью деструкции k_i органики в той или иной зоне реактора. При этом, как следует из [7-9], величина V_z является функцией угла раскрытия конуса θ и скорости вращения кулачка n поз. 12 (рис. 1). При условии постоянства $n = \text{const}$ V_z зависит только от θ .

Таким образом, при заданных $V_{\text{н}}$ и $T_{\text{г}}$ конструкция реактора фильтрующего слоя, его размеры и гидродинамические характеристики определяются в основном размером гранул, поступающих в реактор (d_0), величиной угла раскрытия конуса (θ) и высоты слоя в реакторе ($H_{\text{сл}}$), а также константой скорости (k_i) химических реакций, протекающих в той или иной зоне.

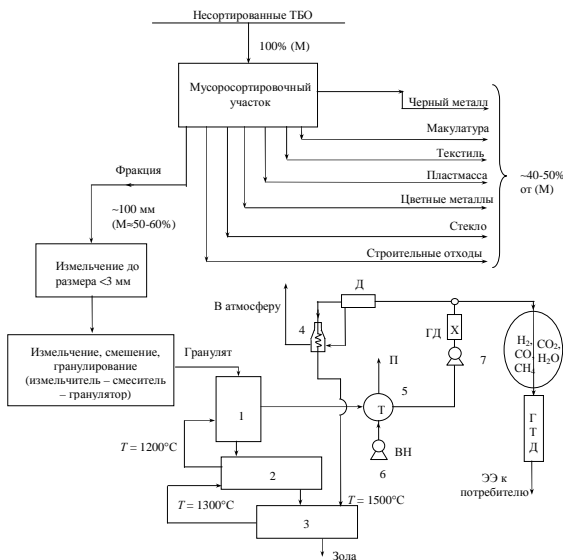


Рис. 2. Принципиальная технологическая схема переработки несортированных ТБО методом высокоскоростного пиролиза:

в следующем виде [14] рис. 2. Обозначения: 1 – шабная часть реактора – лотковая часть реактора; 3 – тарельчатая печь конверсии коксового остатка; 4 – трубчатая печь для подогрева газа; 5 – трубчатый теплообменник; 6 – водяной насос; 7 – газодувка; X – ресивер; ГТД – газотурбинный двигатель; ЭЭ – электроэнергия; М- масса отходов; Д – дроссель, П – водяной пар.

Выводы.

1. Предложена конструкция реакторной установки для осуществления процесса высокоскоростного пиролиза в фильтрующемся слое.
2. Установлена зависимость конструктивных размеров реакторной установки, гидротехнических характеристик и условий переноса тепла в реакторе от размеров гранул, поступающих в реактор, угла раскрытия конусной части реактора и кинетических характеристик процесса.
3. Предложена принципиальная техническая схема реакторной установки, предусматривающая полный цикл переработки ТБО методом высокотемпературного пиролиза.

Исходя из выше изложенного, процесс подготовки органических отходов перед подачей их в реактор (гомогенизация, гранулирование) будет оказывать существенное влияние на выбор типа реактора для реализации высокоскоростного пиролиза и возможность его осуществления. Для конкретно рассматриваемого случая реакторная

схема установки высокоскоростного пиролиза может

Список литературы: 1. *Шанорев В.П., Жабер М.А., Кансо В.А., Шанорев П.В.* Методы, технологии и концепции утилизации твердых бытовых отходов (ТБО) и осадков сточных вод (ОСВ), образуемых при биологической очистке // Вестник Национального технического университета "Харьковский политехнический институт". – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2005. – №14. – С. 3-30. 2. *Товажнянский Л.Л., Левченко Б.А.* Проблемы энергетики на рубеже XXI столетия – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2004. – 173 с. 3. *Товажнянский Л.Л., Левченко Б.О.* Паливно-энергетичний комплекс. Стратегія розвитку – Харків: НТУ "ХПІ". – 2009. – 399 с. 4. *Ваништейн Э.Ф.* Высокоскоростной пиролиз – стадия процессов переработки отходов // Экология промышленного производства. – 2007. – Вып. 4. – С. 28-32. 5. *Ваништейн Э.Ф.* Переработка органических полезных ископаемых и биомассы путем высокоскоростного подвода энергии // Экология промышленного производства. – 2007. – № 1. – С. 33-39. 6. *Михайлюк В.М., Себко В.В., Шанорев В.П.* О возможности переработки органических твердых отходов методом высокоскоростного пиролиза // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – Харьков: Технологический центр. – 2010. – № 6/6 (48). – С. 27-32. 7. *Cleary P.W., Sawley M.L.* Three-dimensional modeling of industrial granular flows // Proc. 2-nd Int. Conf. on cfd in the Minerals and Process Industries. CSIRO, Melbourne, 1999. 8. *Дорофеев С.О.* Численное моделирование сыпучего материала в реакторе шахтного типа // Теорет. основы химической технологии. – 2007. – Т. 41. – №2. – С. 205-212. 9. *Дорофеев С.О.* Численное моделирование бидисперсного сыпучего материала в реакторе шахтного типа // Теоретические основы химической технологии. – 2007. – Т. 41. – №6. – С. 625-629. 10. *А.А. Кузнецов С.М., Кагерманов Е.Н., Судаков.* Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – Л.: Химия, 1974. – 338 с. 11. *Адельсон С.В.* Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии. – М.: Гостоптехиздат. – 1963. – 310 с. 12. *Сметанюк Е.К., Боглаенко Д.Б., Шанорев В.П.* Реакторная система переработки твердых бытовых отходов на основе методы сухого высокотемпературного пиролиза и особенности протекания процесса в газификаторе // Вестник Национального технического университета "Харьковский политехнический институт". – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2006. – №43. – С. 3-22. 13. *Сметанюк Е.К., Лопухина О.А., Шанорев В.П.* Исследование процесса высокотемпературного пиролиза отходов содержащих органику // Вестник Национального технического университета "Харьковский политехнический институт". – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2006. – №27. – С. 138-150. 14. *Адамчук Б.И., Боглаенко Д.Б., Зинченко М.Г., Шанорев В.П.* Усовершенствование процесса переработки твердых бытовых отходов на санитарных полигонах // Вестник Национального технического университета "Харьковский политехнический институт". – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2006. – №13. – С. 44-54.

*Поступила в редколлегию 25.02.2011
Рецензент д.т.н., проф. Лушков В.С.*