

УДК 628.4

Шапорев В.П., Себко В.В., Михайлюк В.М.

**ПРИНЦИПИАЛЬНАЯ СХЕМА РЕАКТОРНОЙ УСТАНОВКИ ДЛЯ ПИРОЛИЗА  
ТВЕРДЫХ БЫТОВЫХ ОТХОДОВ В ПОДВИЖНОМ СЛОЕ  
И ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНО УСТАНОВЛЕННЫЕ ОСОБЕННОСТИ ПРОЦЕССА**

**Введение.** О технологических процессах переработки твёрдых бытовых отходов (ТБО) методом газификации и пиролиза при различных температурных режимах, преимуществах этих процессов перед другими методами переработки, например, сжигания за последние годы в периодической литературе встречается много публикаций и патентов [1–7]. Согласно публикаций основным оборудованием в технологических установках по переработки ТБО методом пиролиза являются реактора, в которых осуществляется пиролиз. Конструкция реактора в преобладающем большинстве случаев предопределяет не только температурные режимы, но и методы подготовки (обработки) ТБО перед подачей их в реактор [8–9]. Как следует из [1–9] в качестве реакторов пиролиза рекомендуются в основном конструкции реакторов шахтного типа, в которых материал, подвергаемый термической деструкции, движется сверху вниз от узла загрузки до узла выгрузки под действием сил гравитации, а образующиеся газы (продукты деструкции) движутся противотоком потоку твёрдого материала. Таким образом, твёрдый материал (ТБО) движется стержневым потоком сверху вниз, а модель движения газообразных продуктов реакции близка к диффузионной модели. Такая конструкция реактора относительно проста и, главное, позволяет без особых усилий осуществлять герметизацию реактора от окружающей атмосферы. Однако, при эксплуатации реактора шахтного типа возникает ряд проблем, который заключается в следующем. Очевидно, что материал (ТБО), который движется в шахте, состоит из дискретных частиц (кусков) макроскопического характера, между которыми действуют неконсервативные контактные силы. При этом параметры упаковки твёрдой фазы определяют условия газопроницаемости. Вследствие деструкции частиц твёрдой фазы или какого-либо механического воздействия структура упаковки может меняться, что влечёт за собой изменение пористости и, соответственно, газопроницаемости слоя. Неоднородные структуры упаковки и газопроницаемости приводит к образованию пробок, зависания материала, перегревов в слое и, следовательно, нарушению плоского фронта реакции. Вышеуказанные особенности также предопределяют характерное время межфазного тепло- и массопереноса и, соответственно, производительность [10].

Таким образом при использовании реакторов шахтного типа необходимо в него подавать твёрдый материал (ТБО) с определённым дисперсным составом, консистенцией и углом естественного откоса. В связи с этим известные технологические установки по переработке ТБО методом пиролиза, как правило, предусматривают предварительную классификацию и сепарацию отходов с выделением в качестве вторсырья чёрных и цветных металлов, макулатуры, текстиля, полимерных материалов, стеклобоя и др. [1–10].

После процессов классификации и сепарации остаются хвосты сортировки (примерно 40–50 % от массы исходных ТБО), которые подвергаются переработке методом пиролиза. При этом перед подачей в реактор хвосты сортировки предварительно подвергаются сушке с одновременным гранулированием или гомогенизации, совмещённой с механической активацией и брикетированием [11,12]. Только в этом случае

обеспечивается надёжная работа шахтного реактора. При разработке проекта экспериментальной установки по переработки ТБО, депонированных на полигоне г. Черновцы, был выполнен поиск технологий и оборудования для утилизации ТБО, которые могли быть применены на данном объекте. Критериями оценки возможных технологических процессов и оборудования были:

- приспособленность работы для условий депонированных отходов на полигоне;
- наличие промышленного внедрения;
- наличие реальных технических решений по сепарации и классификации отходов;
- стоимость.

Для информационного поиска использована, кроме обзорной информации [13, 14], данные из Информационного Каталога ООО НИЦ "Глобус" (2004), информация фирм – разработчиков и поставщиков оборудования, в том числе, представленная по запросам ОАО "Галургия".

Выполненный информационный поиск позволяет сделать следующие выводы:

1. на рынке в СНГ и Украине в настоящее время отсутствуют апробированные в промышленных масштабах технологии и оборудование для сепарации и классификации отходов на полигонах ТБО и пиролиза отсепарированных отходов ТБО. Для комплексной оценки технологии и оборудования, предлагаемых западноевропейскими компаниями и некоторыми компаниями России, имеющаяся информация недостаточна;

2. каких-либо нормативов по определению оптимальных показателей стоимости для переработки ТБО, депонированных на полигоне, не существует, поэтому для предварительных оценок можно принять, что приемлемая стоимость технологической установки (включая поставку, доставку, монтаж оборудования и сопутствующие строительно-монтажные работы) не должна превышать 10 % от общей стоимости полигона, учитывая его полное развитие;

3. данные по общей стоимости технологической установки при отсутствии соответствующих сведений в источнике информации могут быть вычислены умножением стоимость оборудования на повышающий коэффициент 1,4–1,7, учитывающий затраты на строительную часть, обвязку установки, затраты на доставку и монтаж оборудования;

4. в условиях полигона (г. Черновцы) для проекта экспериментальной установки нами выбраны как базовый вариант, реакторы предложенные в работах [15,16], а технология предусматривает аллотермический нагрев ТБО в реакторе до температуры 1200–1400 °С с помощью горячего дутья состоящего из восстановительного газа, образующегося в реакторе, и перегретого водяного пара, полученного вне реактора [17,18].

Преимуществами этих базовых вариантов по сравнению с известными технологиями являются следующие положения:

- возможность переработки смеси ТБО с любым морфологическим и химическим составом, без какой-либо предварительной подготовки;
- достижение практически полной утилизации материальных и энергетических ресурсов содержащихся в ТБО;
- производство товарной продукции в виде: синтез – газа, электроэнергии и золы – компонента для производства строительных материалов.

Таким образом, разработка конструкции технологической установки по переработке ТБО, в которой реализуются вышеотмеченные преимущества, является актуаль-

ной задачей и при установлении работоспособности установки может открыться реальная возможность промышленной реализации процесса пиролиза ТБО.

## 2. Описание принципиальной конструкции экспериментальной установки и методы исследования процесса пиролиза на лабораторной установке.

На рис. 1 представлена принципиальная схема экспериментальной установки для проведения пиролиза ТБО. Установка состоит из корпуса (реакционной камеры) (1), который внутри футерован огнеупорным кирпичом или бетоном. Толщина футеровки рассчитывается из условия, чтобы температура наружной поверхности не превышала 60–70 °С. Имеется бункер (2) с ворошителем, в который загружаются ТБО предварительно подвергнутые магнитной сепарации и грубоизмельченные на ножевых измельчителях. Бункер (2) герметично соединён со шнековым питателем (3), который имеет переменный шаг винта и разрывы винта для создания на выходе из шнека пробки, которая герметизирует и изолирует последующую камеру (4) от окружающей среды. В цилиндрической камере (4) дозируемый материал движется сплошным стержневым слоем и поступает на бесконечную ленту пластинчатого транспортера (5), на котором закреплены упругие скребки (6), лента движется вдоль реакционной камеры (1) с заданной скоростью. Толщина слоя на ленте может регулироваться в нерабочем состоянии устройством (22). Средняя толщина слоя поддерживается 0,3–0,4 м. Привод ведущего барабана пластинчатого транспортера (5) находится вне реакционной камеры, подшипники – трения из углерод – углеродного композита, уплотнённые снаружи углерод – асбестовым жгутом. В реакционную камеру (1) после вывода реактора на стационарный режим через штуцера (20, 21) вводится горячее дутьё газов пиролиза, образующихся в процессе деструкции в камере (1). Образующиеся в камере (1) газы пиролиза отводятся на теплообменник (8), куда в межтрубное пространство подаётся вода, образующийся водяной пар частично через штуцер (21) подаётся в камеру (1), а основная масса идёт на технологические нужды. Газы пиролиза после теплообменника (8) посредством газодувки, через конденсатор – сепаратор подаётся на распределительный вентиль (12), перед этим отбирается проба на ИК – анализатор (19) и хроматограф (14) для определения состава газа. После вентиля (12) часть газа подаётся на трубчатый газонагреватель (15), где нагревается до 1200–1400 °С, а затем через штуцера (20, 21) подаётся в камеру (1). Вводимые газы движутся противотоком материалу. Основная часть газа после вентиля (12) подаётся потребителю. После деструкции материала в камере (1), образующаяся зола через горловину (7) поступает в приёмный бункер (на схеме не показан).

Пуск установки и вывод на стационарный температурный режим осуществляется за счёт лучистой энергии и тепла топочных газов, образующихся при сжигании природного газа (17, 18). Контроль за процессом осуществлялся путём измерения температур (точки замеров показаны по схеме) и путём отбора проб твёрдого остатка и его химического анализа (точки отбора показаны по схеме).

Для расчёта скорости движения ленты пластинчатого транспортера, то есть для определения времени требования, поступивших в камеру (1) ТБО, необходимо определение кинетических характеристик процесса деструкции ТБО при принятых температурных режимах. Для этого были проведены экспериментальные исследования процесса деструкции ТБО на лабораторной установке при температурах в слое материала 700, 900, 1100, 1200 °С и в атмосфере состоящей из газов % объём: Н<sub>2</sub> – 43; СН<sub>4</sub> – 4; СО<sub>2</sub> – 5 %; Н<sub>2</sub>О – 48 %. Состав газовой фазы принят на основании данных приведенных в ра-

боте [19], в которой приведён состав пиролизного газа после деструкции ТБО в шахтном реакторе.

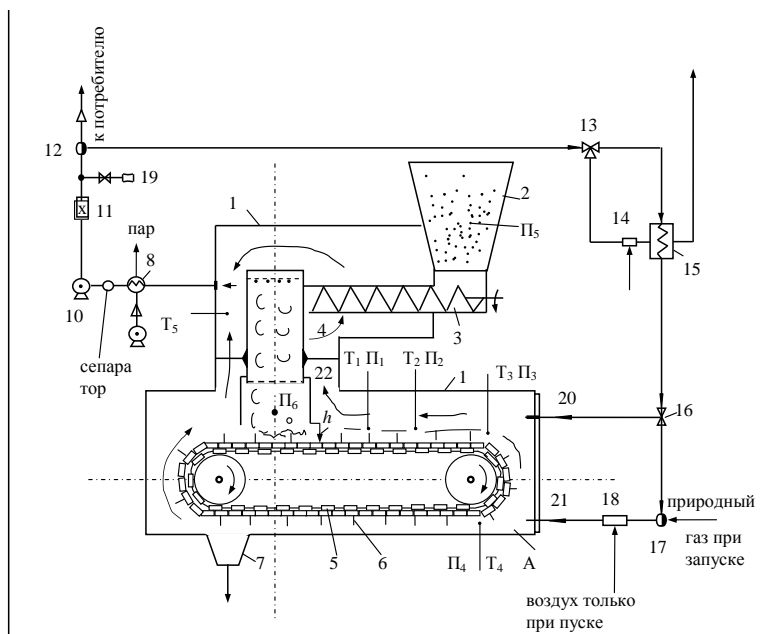


Рисунок 1 – Установка для пиролиза ТБО

1 – корпус реактора, теплоизолированный; 2 – бункер измельчённых отходов; 3 – дозировочный шнек с переменным шагом винта; 4 – камера для подачи отходов на пластинчатый конвейер; 5 – бесконечная лента с пластинами; 6 – упругие скребки; 7 – горловина для выгрузки золы; 8 – теплообменник; 9 – водяной насос; 10 – газодувка; 11 – хроматограф; 12 – распределительный вентиль; 13, 16 – трёхходовой вентиль; 14, 18 – смеситель газов пиролиза и воздуха; 15 – трубчатый подогреватель газов пиролиза до  $T = 1200 - 1300^{\circ}\text{C}$  (нагрев горелками беспламенного сжигания газа); 19 – ИК газоанализатор; 20, 21 – трубопроводы подачи пиролизного газа; 22 – устройство для регулировки  $h$ ;  $T_{1-5}$  – точки замера температур;  $\Pi_{1-6}$  – точки отбора проб материала; А – плоскость нижней чистки камеры (1)

Исследования проводились в реакторе периодического действия трубчатого типа. В реактор помещалась плоская проволочная корзина из платиновой сетки. Корзина посредством хромель-алюмелевой проволоки соединялась с пружинными весами, установленными вне зоны реактора, чувствительность при фиксации изменения массы соизмерима с чувствительностью дериватографа Q-1500 фирмы МОМ. В корзину помещалась навеска измельчённых ТБО  $\sim 80$  г и располагалась одним слоем, толщиной  $h = 10$  мм (0,01 м). Корзина с навеской помещалась в предварительно нагретый реактор до температуры опыта. Затем реактор продувался в течение минуты азотом, а потом азот сразу заменялся на смесь газов, указанных выше. Скорость пропускаемых газов через реактор была на порядок выше скорости деструкции, которая предварительно определена по кривым ДТА, ДГГ снятым на дериватографе, поэтому взаимодействие газового питания с продуктами деструкции не учитывалось. Кривые изменения температуры в реакторе фиксировались хромель-алюмелевыми термопарами. Допускали, что вследствие относительно высокой скоростью движения потоков газа, процесс протекает при постоянных условиях, поэтому приняли, что изменение массы образца во времени даст информацию о кинетике пиролиза образца. Реактор имел герметичный ввод газов и вывод из него. На выходе из реактора газообразные продукты отбирали в ловуш-

ку, охладжаемую жидким азотом. Газообразные продукты исследовались на газовом хроматографе с ионизационным детектором, позволяющим определить CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, а также суммарные количества углеводородов C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub>. Принятая нами методика исследований не отличается от общепринятых методик для исследования подобных процессов [20].

В качестве исходных образцов брались ТБО с полигона размер 0–150 мм, которая измельчалась в ножевом измельчителе с получением среднего размера частиц в интервале 1–10 мм. Морфологический состав полученных образцов был следующий % масс: бумага – 9–11; пищевые отходы 10–17; дерево 0,5–1; текстиль 0,8–1,6; стекло 0,5–1; кости 0,3–0,5; пластмасса 0,4; камни мелкие 0,2; отсев менее 15 мм – 15; влажность ~ 50; прочее ~ 3. Эти образцы ТБО содержат органическую составляющую ~ 81 % от сухой массы. Зольность смеси А° составляла ~ 32 %, выход летучих веществ V на сухую беззольную массу исходной смеси ~ 85 %, высшая теплота сгорания Q на горючую массу ~ 18, на сухую массу ~ 13 МДж/кг.

Как известно [19] органическая часть ТБО содержит два типа углерода: "летучий" и "основной". Первый образуется за счёт термического пиролиза и кинетика его выделения не зависит от состава газовой атмосферы. К первому типу углерода, образующегося при разложении органической составляющей, относятся летучие предельные и непредельные углеводороды. Ко второму типу относятся оставшийся углерод (коксовый остаток), который разлагается под влиянием пиролизного газа содержащего пары воды.

Поэтому для осуществления кинетического анализа при лабораторных исследованиях для определения степени превращения при образовании "летучего" углерода использовали выражение:

$$X = \frac{(\Delta G/G_0) - V}{1 - V - A^\circ}, \quad (1)$$

где  $\Delta G$  – общая потеря массы образца, г;  $G_0$  – первоначальная масса образца, г;  $V$  – содержание летучих компонентов, %;  $A^\circ$  – содержание золы, %.

Это уравнение учитывает то, что при конверсии образцов в атмосфере не содержащей кислорода, потеря массы связана не только вследствие газификации, но и вследствие выделения неуглеродных компонентов, таких как азот, водород.

Таким образом, следует ожидать, что начальная декомпозиция образцов даёт газообразные продукты, золу и кокс. Начальная декомпозиция с образованием газообразных продуктов и кокса может моделироваться одномолекулярной реакцией декомпозиции первого порядка [4]:

$$\frac{dG_r}{d\tau} = k_i(G_0 - G_k), \quad (2)$$

где  $k_i$  – константа скорости реакции;  $G_r$  – количество газообразного продукта, г;  $G_0$  – первоначальная масса образца, г;  $G_k$  – количество твёрдого остатка, г.

Скорость декомпозиции твёрдого остатка  $G_k$  может быть выражена формулой:

$$\frac{dX}{d\tau} = k(1 - X)^{2/3} \exp(-aX^2), \quad (3)$$

где член  $(1 - X)^{2/3}$  пропорционален поверхности твёрдого остатка;  $\tau$  – время;  $\exp(-aX^2)$  – отображает реакционную способность поверхности, которая уменьшается с увеличением превращения при положительном значении параметра ( $a$ ), зависящего от температуры и состава газовой фазы. Уравнение (3) можно преобразовать после интегрирования к виду:

$$k\tau = \int_0^x \frac{\exp(-aX^2)}{(1 - X)^{2/3}} dx. \quad (4)$$

Реакции, которые протекают при декомпозиции "основного" углерода с участием состава газовой фазы, являются важными и значимыми для второй стадии. Материал после потери "летучего" углерода контактирует с различными газами, которые диффундируют внутрь твёрдого остатка, адсорбируясь и реагируя на его внешней и внутренней поверхности. При этом можно принять, что все реакции являются необратимыми. Наиболее характерные из них: эндотермическая реакция взаимодействия углерода (C) с диоксидом углерода (CO<sub>2</sub>), экзотермическая реакция между углеродом (C) и водородом (H<sub>2</sub>), кроме того имеют место и гомогенные экзотермические реакции (пограничном слое и внутри слоя) между оксидом углерода (CO) и парами воды (H<sub>2</sub>O), оксидом углерода (CO) и кислородом (O<sub>2</sub>), который в том или ином виде входит в структурную формулы органической составляющей ТБО. Исходя из вышеизложенного, скорость расходования твёрдого остатка "основного" углерода представляется в виде:

$$\frac{\partial x}{\partial h} = -\frac{M_c}{\rho_0 W_H} \sum_{i=1}^{N_G} \nu_{ci} R_i, \quad (5)$$

где  $N_G$  – общее количество реакций между углеродом и газами;  $\rho_0$  – плотность твёрдого остатка после потери летучего углерода;  $M_c$  – массовая доля твёрдого компонента при  $\rho_0$ ;  $\nu_{ci}$  – стехиометрический коэффициент  $i$ -го компонента,  $i$ -ой реакции;  $W_H$  – начальное содержание углерода при  $\rho_0$ ;  $R_i$  – скорость протекания  $i$ -ой реакции.

Граничные условия (5) учитывают изменение толщины слоя ( $h$ ), полагая, что  $h$  уменьшается в размере за счёт исчезновения его структуры при определённых степенях превращения "основного" углерода в газообразные продукты реакции.

Следовательно,  $h = \text{const}$  до тех пор, пока степень превращения в слое не достигнет определённого значения  $X^*$ . Это условие задаётся выражением:

$$\frac{\partial x}{\partial h} = 0 \text{ при } h = a, \text{ если } X = X^*. \quad (6)$$

Параметр ( $a$ ) имеет смысл (или идентичен) параметру ( $a$ ) в уравнении (3).

Таким образом, уравнения (1-6) позволяют по потере массы обрабатываемых ТБО оценить кинетику процесса деструкции отходов при принятых условиях.

### **3. Результаты исследований процесса пиролиза ТБО на лабораторной установке.**

На рис. 2 приведены экспериментальные зависимости конверсии "летучего" углерода в зависимости от температуры опыта и времени.

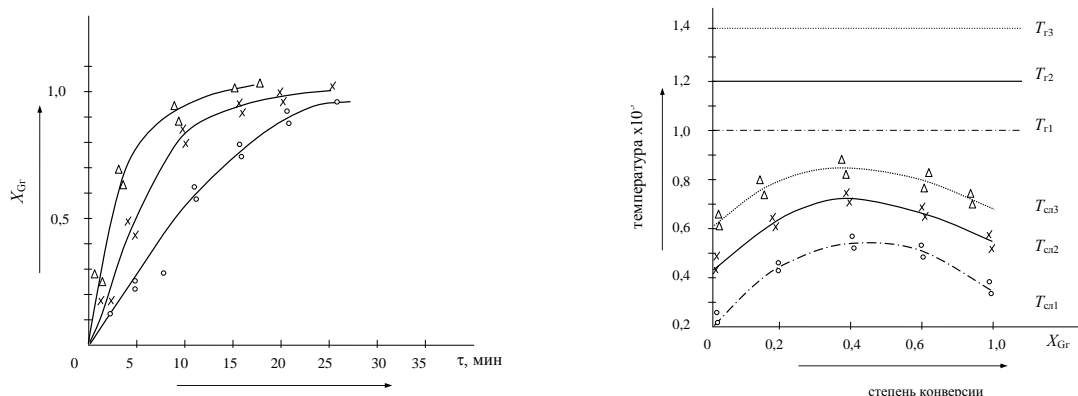


Рисунок 2 – Зависимость конверсии "летучего" углерода от времени при температурах вводимого пиролизного газа  $T_{Г1} - T_{Г3} - 1000, 1200, 1400$  °С, давление в реакторе  $P = 0,12$  МПа

Приведенные на рис. 2 экспериментальные результаты свидетельствуют, что скорость выделения "летучего" углерода зависит от температуры. При этом визуальные наблюдения за толщиной слоя  $h$  при конверсии, равной  $x = 1$ , показало, что толщина практически не изменяется, отклонение от первоначального размера  $h$  не превышает 10 %. Как показали химические анализы и наблюдения с помощью электронного микроскопа твёрдый осадок после удаления "летучего" углерода представляет собой смесь углерода, возможно битума и золы. Эта смесь по классификации [21] называется метапластом. Обработка кривых конверсии (рис. 2) позволила получить значение общей константы скорости  $k_i$  (уравнение 2). При температурах  $T_{сл1}$ ;  $T_{сл2}$ ;  $T_{сл3}$   $k_i$  соответственно равнялась  $2,4 \cdot 10^{-3}$ ;  $3,6 \cdot 10^{-3}$ ;  $4,2 \cdot 10^{-3}$  мин<sup>-1</sup>. Эти значения подтверждают зависимость конверсии летучего углерода от температуры. Анализ газовой фазы, отбираемой на ИК спектрометр и хроматограф показывает, что основные компоненты газа это  $H_2O$ ,  $CH_4$ ,  $C_2H_4$ ,  $CO_2$ . Последнее подтверждает то, что действительно в результате деструкции ТБО на первом этапе образуются легколетучие компоненты. Среднее время пребывания для деструкции "легколетучего" углерода составляет 20–25 мин.

Экспериментальные данные по деструкции "основного" углерода приведены на рис. 3, 4.

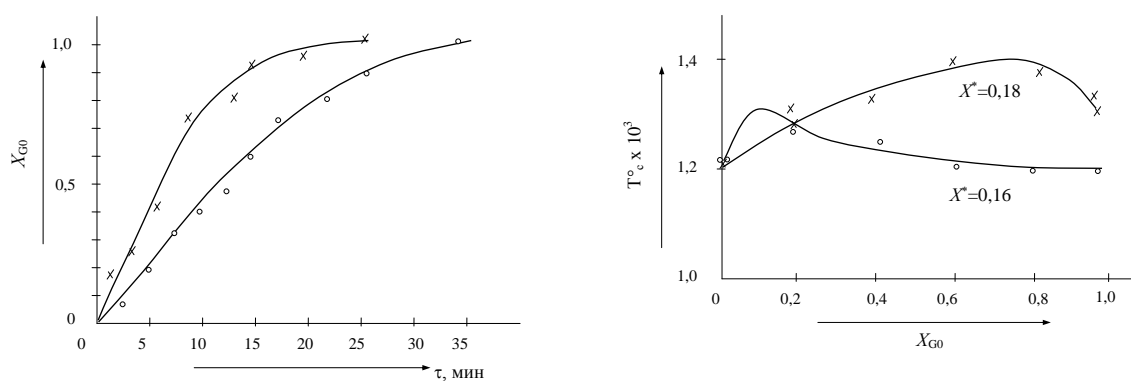


Рисунок 3 – Зависимость конверсии основного углерода от времени при  $T_G = 1200$  °С и  $T_G = 1400$ °С, соответственно точки -0- и -x-  $P = 0,128$  МПа

Приведенные на рис. 3 экспериментальные кривые свидетельствуют о влиянии температуры газовой фазы на процесс, а также на критическое значение  $X^*$ , при котором слой разрушается и теряет форму.

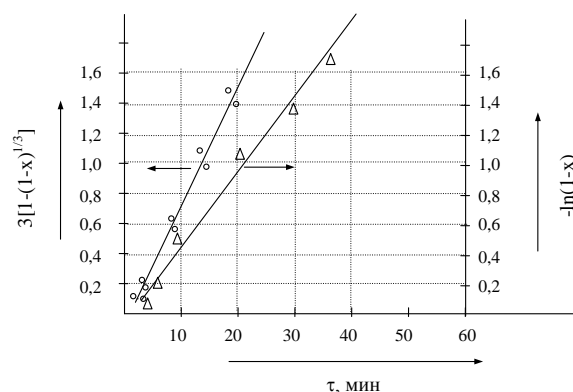


Рисунок 4 – Оценка константы скорости при  $T_g = 1200^\circ\text{C}$  ( $\Delta$ -) и температуре  $T_g = 1400^\circ\text{C}$  ( $\circ$ -),  $P = 0,128$  МПа

Изменение структуры слоя, то есть его распад, переводит процесс из кинетической области в диффузионную. При этом градиент температуры между разрушившемся слоем и  $T_g$  снижается, что приводит к уменьшению скорости процесса. Экспериментальные данные на рис. 3, преобразованы в соответствии с уравнением (4) и представлены на рис. 4.

При аппроксимации экспериментальных точек, полученных при различных  $T_g$ , линейная зависимость получалась при расчётах с  $[a] = 0$  (левая ось ординат) для  $T_g = 1400^\circ\text{C}$ , а при представлении данных, соответствующих опытам при  $1200^\circ\text{C}$  линейная аппроксимация имела место в случае при  $[a] = 1,0$  (правая ось ординат). Значение общей средней константы скорости процесса, оценённые по углу наклона линейной аппроксимации, соответствовали значениям  $1,2 \cdot 10^{-3}$ ;  $1,9 \cdot 10^{-3}$  мин $^{-1}$ . Отклонения от значения средней константы скорости в параллельных экспериментах не превышало 5–6 %. Таким образом, скорость деструкции "основного" углерода в исследуемых условиях при постоянном по компонентом составе газовой фазы зависит от значения температуры подаваемого газа ( $T_g$ ).

Следует отметить влияние на значение  $X^*$  при различных  $T_g$ . Данные свидетельствуют, что при  $T_g = 1200^\circ\text{C}$  структура слоя сохраняется до  $X^* = 0,8$ , а при  $T_g = 1400^\circ\text{C}$  соответственно структура слоя сохраняется до  $X^* = 0,6$ . Исходя из этого следует считать, что время пребывания слоя ТБО на ленте пластинчатого транспортера в верхней зоне камеры (1) до момента поворота ленты и сброса материала в нижнюю зону камеры (1) должна учитывать время деструкции "летучего" углерода и время достижения  $X^*$ , при котором разрушается структура слоя.

**Выводы.** Выполнено исследование в лабораторных условиях процессов газификации и пиролиза образцов ТБО путём нагревания газами пиролиза при различных температурах. Интенсивность процесса полностью определяется температурным режимом. Установлена корреляция между общей константой скорости деструкции и переменными параметрами процессов. Предложено конструктивное оформление реакторной схемы процесса.

На основании полученных кинетических данных при исследовании процесса в лабораторных условиях приняты рекомендации, относительно скорости перемещения слоя материала (ТБО) в реакторе пиролиза и толщины слоя. Эти рекомендации определяют производительность реакторной установки при прочих равных условиях.



Литература

1. Благутина В.В. "Биоресурсы" / Сб. докладов по выставке и конференции "Биоэнергетика – 2006". – Изд. М. РАН. – 2007. – С. 36–39.
2. Гарин В.М., Кленова И.А., Колесников В.И. Экология для технических вузов. Серия Высшее образование. Ростов Н/Д, 2003. – 384 с.
3. Хван Т.А. Промышленная экология. – Ростов Н/Д: Феникс, 2003. – 320 с.
4. Коробкин В.И., Передельский Л.В. Экология – Ростов Н/Д, 2005 – 576 с.
5. Заявки 1018373 ЕПВ, МПК<sup>7</sup> B03B9/06 Verfahren zur Aufbereitung von Abfällen mit Gewinnung von organischem Einsatzmaterial für Zweistufige Entgasungs-Vergasungssysteme: Rs. T Luxembourg, S.A. Schmit Haus. №99630003.4 заяв. 40.01.99 опубл. 12.07.2000.
6. Пат. 2163326 Россия, МПК<sup>7</sup> F23G5/00 "Печь для термической переработки промышленных и бытовых отходов" Орлов Г.К., Буянов Н.И., Петров Ю.В. и др. №97112825/03 заявл. 28.07.1997 опубл. 20.02.2001.
7. Wang Zhigi, Chen Ping, Li Haibin and all Study on the hydrodynamics of a spouting – moving bed // Ind. and Eng. Chem. Res – 2001, 40. – №22. – С. 4983–4989.
8. Ванштейн Э.Ф. Высокоскоростной пиролиз – стадия процессов переработки отходов // Экология промышленного производства. ФГУН "ВИМИ", 2007. – в. 4. – С. 28–32.
9. Михайлюк В.М., Себко В.В., Шапоров В.П. О возможности переработки органических твёрдых отходов методом высокоскоростного пиролиза // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – Харьков: Технологический центр. – 2010. – № 6/6 (48). – С. 27–32.
10. Ванштейн Э.Ф. Переработка органических полезных ископаемых и биомассы путем высокоскоростного подвода энергии // Экология промышленного производства. – 2007. – № 1. – С. 33–39.
11. Дорофеенко С.О. Численное моделирование движения сыпучего материала в реакторе шахтного типа // Теорет. основы химической технологии. – 2007. – т. 41. – №2. – С. 205.
12. Материалы Международной конференции "Рециклинг, переработка отходов и чистые технологии". В рамках выставки WASMA – 2005 / Управление отходами – М: 7 декабря 2005 "Перспективные технологии для переработки различных видов промышленных отходов". Докл. предст. фирмы "Austsmet" (Австрия) – М. 2006.
13. Адамчук Б.И., Сметанюк Е.К., Боглаенко Д.В., Шапоров В.П. Обоснование эффективной технологии управления твёрдыми бытовыми отходами // Вестник Национального технического университета "Харьковский политехнический институт". – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2007. – №8. – С. 63–71.
14. Шапоров В.П., Жабер М.А., Кансо В.А., Шапоров П.В. Методы, технологии и концепции утилизации твёрдых 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.
15. 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 ресурсосбережение. – Харьков. – 2005. – №1. – С. 3–9.

16. Новичков Ю.А. Разработка установки для утилизации резиновых шин методом пиролиза // Сб. докладов международной конференции "Сотрудничество для решения проблемы отходов". – Харьков. – 2007. – С. 132–133.

17. Поліщук О.В. Контроль та прогнозування техногенно-екологічної безпеки в районі Калцького гірничопромислового комплексу // Автореферат дисерт. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук. Івано-Франківський національний університет нафти і газу. – Івано-Франківськ. – 2011. – 20 с.

18. Авт. свид. СССР 913720 С10S3102; С10S3/14 Способ получения горючих газов из твёрдых углеродсодержащих и/или углеродводородсодержащих материалов. П.Г. Полетивкин, И.Ю. Рубанчук, В.Н. Сарцев 32859299/23-26 06.12.79, публ. запрещена.

19. Сариев В.Н., Рокхваргер А.Е., Бойко В.Н. Новая энерготехнологическая система полной переработки твёрдых бытовых и промышленных отходов // Сб. тезисов и докладов Международной конференции "Сотрудничество для решения проблемы отходов". Харьков. – 2010, с. 126–127.

20. Сметанюк Е.К., Лопухина О.А., Шаповрев В.П. Исследование процесса высокотемпературного пиролиза отходов, содержащих органику // Вестник Национального технического университета "Харьковский политехнический институт". – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2006. – №27. – С. 138–150.

21. Oh. M.S. Softening coal pyrolysis, SeD. Thests. Dept. Chem. Eng. M.J.T., Cambridge MA, 1985/

22. Сметанюк Е.К., Боглаенко Д.Б., Шаповрев В.П. Реакторная схема переработки твёрдых 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. 3–21

УДК 628.4

Шаповрев В.П., Себко В.В., Михайлюк В.М.

**ПРИНЦИПОВА СХЕМА РЕАКТОРНОЇ УСТАНОВКИ ДЛЯ ПІРОЛІЗУ  
ТВЕРДИХ ПОБУТОВИХ ВІДХОДІВ У РУХОМОМУ ШАРІ ТА  
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНО УСТАНОВЛЕНІ ОСОБЛИВОСТІ ПРОЦЕСУ**

Проведені теоретичні і експериментальні дослідження процесу високотемпературного піролізу твердих побутових відходів за рахунок аллотермічного нагріву ТПВ за допомогою гарячих газів, що утворюються в реакторі. Встановлені основні закономірності деструкції органічної складової ТПВ. Розроблена принципова реакторна схема піролізу ТПВ.

Shaporev V.P., Sebko V.V., Mikhailyuk V.M.

**FUNDAMENTAL SCHEME OF A FLUIDISED-BED REACTOR EQUIPMENT FOR  
MUNICIPAL SOLID WASTE AND EXPERIMENTALLY DETERMINED  
CHARACTERISTICS OF THE PROCESS**

Theoretical and experimental research of high-temperature pyrolysis process has been carried out as a result of allometric heating of municipal solid waste using hot gases generated in the reactor. Basic destruction mechanism of municipal solid waste's organic composition has been derived. Fundamental reaction scheme for municipal solid waste pyrolysis has been developed.