

- при паровой термохимической конверсии отходов полимеров в газообразных продуктах разложения сера присутствует в виде H_2S либо CO_2 , которые поглощаются из газа значительно более просто, чем диоксид серы;
- сжигание газообразных и жидких продуктов паровой конверсии отходов полимеров может осуществляться с высокой полнотой сгорания.

Список использованных источников

1. Какарека, С. В. Стойкие органические загрязнители: источники и оценка выбросов / С. В. Какарека, Т. И. Кухарчик, В. С. Хомич — Минск : РУП "Минсктиппроект", 2003. — 220 с.
2. Аристархов, Д. В. Паровой термолиз органических отходов / Д. В. Аристархов [и др.]. — Минск. 2001. — 135 с.

SUMMARY

Influence of technology steam thermolysis of polymers waste (steam thermochemical conversion) on an environment is estimated. The results of experimental ecological researches of some experimental installations on processing such kind of waste of polymers as the worn out autotrucks is resulted and their comparative estimation on the basic parameters of emissions in relation to emissions of motor transport are presented. The two-phasic scheme of polymers waste processing, providing decrease in formation of toxic connections, is offered.

УДК 536.248.2

ТЕХНОЛОГИЯ И ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ НОВЫХ ВИДОВ ТОПЛИВ ИЗ ОТХОДОВ ПОЛИМЕРОВ

*Г.И. Журавский, В.А. Жданок, А.С. Матвейчук,
О.Г. Мартинов, А.В. Романовский*

В настоящее время высокоскоростной пиролиз (термолиз) органических материалов (в первую очередь отходов) рассматривается как метод для получения максимального количества жидких или газообразных продуктов топливного и сырьевого назначения.

Основная задача при реализации данного вида процесса — это подвод необходимой для термической деструкции энергии (теплоты) в течение интервалов времени, исчисляющихся секундами. Для решения этой задачи используется диспергированный органический материал и высокая разность температур между греющей поверхностью и частицами материала. При этом техническая реализация процесса осуществляется путем использования кипящего слоя, перемешивания и ряда других способов (инфракрасный нагрев, контактирование с нагретыми телами и др.) [1, 2].

Другой важной задачей при реализации технологии высокоскоростного термолиза является подавление вторичных реакций между продуктами разложения органического материала. Широко используемый в известных технологиях способ подавления вторичных реакций — это быстрая эвакуация продуктов разложения из реактора и быстрое их охлаждение путем организации высокоинтенсивного теплообмена в системе конденсации.

В настоящей работе предлагается способ решения вышеназванных задач, заключающийся во введении перегретого до температур свыше $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ водяного пара в реактор термолиза со скользящим тонким слоем отходов. Это позволяет снизить концентрации газообразных продуктов разложения органических веществ и

таким образом снизить (или полностью подавить) вероятность вторичного реагирования, а также интенсифицировать процесс подвода тепла к материалу.

Для реализации предложенного способа разработан специальный вращающийся реактор, а также система охлаждения и конденсации газообразных продуктов термического разложения органических составляющих отходов. Реактор представляет собой вращающуюся трубу с установленной внутри винтовой поверхностью, которая размещена в цилиндрической рубашке, содержащей пароперегреватель в виде змеевика. К рубашке реактора подключены горелки, в которых сжигается часть летучих продуктов разложения отходов. При вращении реактора органические отходы в виде тонкого слоя перемещаются по винтовой линии и контактируют с нагретой до температуры 600-800 °С внутренней поверхностью реактора. Таким образом, создается высокая разность температур между греющей поверхностью и частицами отходов, а необходимое для термолиза тепло передается как от нагреваемой продуктами сгорания стенки трубы, так и от перегретого водяного пара. Образующиеся в результате термолиза отходов летучие продукты разбавляются водяным паром и в виде парогазовой смеси выводятся в систему охлаждения и конденсации.

Рассмотрим два режима работы реактора I и II (см. табл. 1):

Таблица 1

	I режим	II режим
T_g – температура газового потока (вход и выход), °С	1200 и 650	1100 и 550
T_s – температура пара на входе в перегреватель, °С	160	160
T_s – температура потока перегретого пара (вход и выход), °С	750 и 550	750 и 450
T_t – температура парогазовой смеси (в реакторе), °С	550	450

Обогревающая рубашка размещена вокруг реактора по винтовой линии с шагом 500 мм и имеет прямоугольное сечение 500 × 200 мм с учетом толщины стенок 10 мм. Таким образом, сечение для прохода продуктов сгорания равно 480 × 180 мм, а площадь сечения – 0,086 м². Скорость течения газового потока в этом случае соответствует 12 м/с и 8 м/с. Расчет теплообмена при течении продуктов сгорания в обогревающей рубашке выполнен по известным соотношениям, которые приведены в табл. 2.

Таблица 2 – Расчет теплообмена в рубашке с пароперегревателем

I режим	II режим
$(1200+650) / 2 = 925$ °С – средняя температура продуктов сгорания, протекающих в обогревательной рубашке	$(1100 + 550) / 2 = 825$ °С;
$\vartheta_g = 12$ м/с – скорость продуктов сгорания	$\vartheta_g = 8$ м/с
$A = 0.331$ м – характерный размер	$A = 0.331$ м
$\lambda_g = 0.090$ Вт/(м·°С) – теплопроводность газа при 925 °С	$\lambda_g = 0.080$ Вт/м·°С – теплопроводность при 825 °С
$V_g = 130 \cdot 10^{-6}$ м ² /с – кинематическая вязкость	$V_g = 110 \cdot 10^{-6}$ м ² /с
$Pr_g = 0,60$	$Pr_g = 0,61$
$Re_g = (\vartheta_g \cdot A) / V_g = (12 \cdot 0,331) / 130 \cdot 10^{-6} = 30554$	$Re_g = (8 \cdot 0,331) / 110 \cdot 10^{-6} = 27273$
$Nu_g = 0.023 \cdot (30554)^{0.8} \cdot 0.6^{0.43} \cong 71.5$	$Nu_g = 0.023 \cdot (27273)^{0.8} \cdot 0.61^{0.43} \cong 65,8$
$\alpha_g = \frac{Nu \cdot \lambda}{A} = \frac{71.5 \cdot 0.090}{0.331} \cong 19$ Вт/м ² ·°С	$\alpha_g = \frac{Nu \cdot \lambda}{A} = \frac{65.8 \cdot 0.080}{0.331} \cong 15.9$ Вт/м ² ·°С

Характерный размер (диаметр) рассчитан следующим образом:

$$A = \{4 (0,086 \text{ м}^2) / 3,14\}^{0,5} = 0,331 \text{ м.}$$

В обогреваемом канале размещен пароперегреватель (труба диаметром 150 мм). Таким образом площадь проходного сечения для продуктов сгорания в обогреваемом канале равна $S = 0,086 \text{ м}^2 - 0,017 \text{ м}^2 = 0,069 \text{ м}^2$.

Определим величину теплообмена излучением от продуктов сгорания к стенке обогревающего канала.

Удельный тепловой поток излучением и коэффициент теплоотдачи рассчитываются по формулам (1) и (2) соответственно:

$$q_u = C_o \cdot \varepsilon \left[\left(\frac{\tilde{T}_{\partial z}}{100} \right)^4 - \left(\frac{\tilde{T}_c}{100} \right)^4 \right], \quad (1)$$

$$\alpha_u^H = \frac{q_u^H}{\tilde{T}_{\partial z} - \tilde{T}_c^H}, \quad (2)$$

где $\tilde{T}_{\partial z}$ – средняя температура продуктов сгорания, $\tilde{T}_{\partial z} = 925 \text{ °C}$ и 825 °C ; \tilde{T}_c – средняя температура стенки обогревающего канала; $\tilde{T}_c = 650 \text{ °C}$ и 550 °C ; C_o – излучательная способность абсолютно черного тела, $C_o = 5,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$; ε – степень черноты продуктов сгорания, $\varepsilon = 0,18$.

Расчет по соотношению (1) и (2) дает значения удельных тепловых потоков и коэффициентов теплообмена излучением в режиме I и II соответственно:

$$q_u^H = 13615 \text{ Вт}, \quad \alpha_u^H = 49,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$q_u^T = 10152 \text{ Вт}, \quad \alpha_u^T = 37 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Суммарный коэффициент теплоотдачи при $\tilde{T}_{\partial z} = 925 \text{ °C}$ и $\tilde{T}_{\partial z} = 825 \text{ °C}$ соответственно:

$$\sum \alpha^H = \alpha_{\kappa} + \alpha_u^H = 68,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}), \quad (3)$$

$$\sum \alpha^T = \alpha_{\kappa} + \alpha_u^T = 52,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}). \quad (4)$$

Учитывая, что коэффициент теплоотдачи от внутренней стороны стенок обогревающего канала $\alpha_c = 78 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°C})$, определим коэффициент теплопередачи по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_c}}, \quad (5)$$

где δ – толщина стенки, $\delta = 0,010 \text{ м}$; λ – коэффициент теплопроводности материала стенки, $\lambda = 22 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Подставив в (5) численные значения коэффициентов теплоотдачи, получим значение коэффициента теплопередачи при $\tilde{T}_{\partial z} = 925 \text{ °C}$ и $\tilde{T}_{\partial z} = 825 \text{ °C}$ соответственно: $K^H = 36 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ и $K^T = 28,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Определяем количество тепла, передаваемое при $\tilde{T}_{\partial z} = 925 \text{ °C}$ и $\tilde{T}_{\partial z} = 825 \text{ °C}$ по соотношению (6):

$$Q_{\text{неп}}^H = K^H \cdot F \cdot (\tilde{T}_{\partial z} - \tilde{T}_c^H) \quad (6)$$

В результате получим $Q_{\text{неп}}^H = 497376 \text{ Вт}$ и $Q_{\text{неп}}^T = 393756 \text{ Вт}$. При этом учтено, что площадь поверхности обогревающей рубашки $F = 50,24 \text{ м}^2$.

Таким образом, тепловая мощность (передача тепла только от продуктов сгорания) равна 497,376 кВт (0,497 МВт) и 393,756 кВт (0,393 МВт).

Тепло от цилиндрической стенки рубашки передается стенке трубы, в которой смонтирован шнек в основном излучением. В канале, образованном стенкой рубашки и стенкой трубы (расстояние между стенками σ) практически отсутствует движение газовой среды и поэтому конвективный теплообмен весьма мал. Можно также пренебречь и теплообменом путем теплопроводности через газовый зазор между стенками. Расчет теплообмена от цилиндрической стенки рубашки может быть выполнен по соотношению:

$$\alpha_{\text{rad}} = C_0 \cdot \varepsilon_w \cdot / (2 - \varepsilon_w) \left\{ \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right\} / (T_1 - T_2), \quad (7)$$

Для значений $T_1 = 923 \text{ K}$ (средняя температура цилиндрической стенки рубашки), $T_2 = 823 \text{ K}$ (средняя температура стенки трубы, в которой смонтирован шнек) и $\varepsilon_w = 0,85$ (коэффициент теплового излучения стальной стенки рубашки) расчет по вышеприведенному соотношению дает $\alpha_{\text{rad}} = 112 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$, а для значений $T_1 = 823 \text{ K}$ и $T_2 = 723 \text{ K}$ расчет по вышеприведенному соотношению дает $\alpha_{\text{rad}} = 78 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$.

Процесс термолитиза полимеров состоит из их нагрева до $350\text{-}500 \text{ }^\circ\text{C}$ и последующего разрушения. В теории это можно рассмотреть как изотермический процесс [2, 3]. Для производительности по отходам $G_t = 1000 \text{ кг/ч}$ получим необходимую мощность (без учета тепловых потерь):

$$Q_t = G_t \cdot [c_{p(t)} \cdot (500 - 20) + h_t], \quad (8)$$

где $h_t = 230 \text{ кДж/кг}$ – средняя теплота термолитиза полимеров; $c_p(t) = 1,67 \text{ кДж/(кг K)}$ – удельная теплоемкость отходов; $20 \text{ }^\circ\text{C}$ – начальная температура отходов; $500 \text{ }^\circ\text{C}$ – конечная температура отходов. Расчет по соотношению (8) дает значение $Q_t = 0,29 \text{ МВт}$.

Передача тепла от продуктов сгорания к водяному пару осуществляется через стенку трубы пароперегревателя. Расчет пароперегревателя для перегрева рабочего водяного пара с определением величины коэффициентов теплопередачи выполнены на основании соотношений, приведенных в табл. 3 и 4. Анализ данных таблиц показывает, что количество передаваемого от продуктов сгорания тепла к водяному пару лимитируется теплообменом от продуктов сгорания к внешней стенке пароперегревателя, а не теплообменом от внутренней стенки трубы пароперегревателя к водяному пару.

Таблица 3 – Расчет теплообмена при течении водяного пара в пароперегревателе

I	II
1	2
$d_c = 0,15 \text{ м}$ – диаметр трубы пароперегревателя	$d_c = 0,05 \text{ м}$
$\lambda_s = 0,04 \text{ Вт/(м }^\circ\text{C)}$ – теплопроводность пара	$\lambda_s = 0,04 \text{ Вт/(м}\cdot\text{ }^\circ\text{C)}$
$\mu_s = 2,15 \cdot 10^{-6} \text{ кгс/м}^2$ – динамическая вязкость	$\mu_s = 2,15 \cdot 10^{-6} \text{ кгс/м}^2$
$\rho_s \cong 1,0 \text{ кг/м}^3$ – плотность пара	$\rho_s \cong 1,0 \text{ кг/м}^3$
$\nu_s = \frac{\mu}{\rho} \cong 21 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ - кинематическая вязкость	$\nu_s = \frac{\mu}{\rho} \cong 21 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$
$Pr_s \cong 1$	$Pr_s \cong 1$
$S_s = \frac{\pi d^2}{4} \cong 0,0177 \text{ м}^2$ – площадь сечения трубы	

Продолжение таблицы 3

1	2
<p>Скорость потока:</p> $\vartheta_s = \frac{G_s}{3600 \cdot \rho_s \cdot S_s} = \frac{1000}{3600 \cdot 1,0 \cdot 0,0177} \cong 15,7 \text{ м/с}$ $Re_s = \frac{\vartheta \cdot d_c}{\nu} = \frac{15,7 \cdot 0,15}{21 \cdot 10^{-6}} \cong 0,112 \cdot 10^6$ $Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43}$ $Nu_s = 0,023 \cdot (0,112 \cdot 10^6)^{0,8} \cdot 1^{0,43} \cong 252$ $\alpha_s = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{252 \cdot 0,04}{0,15} = 67,2 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{С}$	$S_s = \frac{\pi d^2}{4} \cong 0,002 \text{ м}^2$ $\vartheta_s = \frac{1000}{3600 \cdot 1,0 \cdot 0,002} \cong 139 \text{ м/с}$ $Re_s = \frac{\vartheta \cdot d_c}{\nu} = \frac{139 \cdot 0,05}{21 \cdot 10^{-6}} \cong 0,33110^6$ $Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43}$ $Nu_s = 0,023 \cdot (0,331 \cdot 10^6)^{0,8} \cdot 1^{0,43} \cong 599$ $\alpha_s = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{599 \cdot 0,04}{0,05} = 479 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{С}$

Таблица 4 – Расчет теплообмена от продуктов сгорания к трубе пароперегревателя

I	II
$\frac{1200 + 650}{2} = 925 \text{ }^\circ\text{С}$ <p>– средняя температура</p> $\vartheta_g = 12 \text{ м/с}$ <p>– скорость нагревающего газа</p> $d_{out} = 0,16 \text{ м}$ <p>– внешний диаметр трубы</p> $\lambda_g = 0,08 \text{ Вт/(м }^\circ\text{С)}$ <p>– теплопроводность газа</p> $\nu_s = 180 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ <p>– кинематическая вязкость</p> $Pr_g \cong 0,74$ $Re_g = \frac{\vartheta \cdot d_{out}}{\nu} = \frac{12 \cdot 0,16}{180 \cdot 10^{-6}} \cong 10667$ $Nu = 0,177 \cdot Re^{0,64} \cdot Pr^{0,43}$ $Nu_g = 0,177 \cdot (10667)^{0,64} \cdot 0,74^{0,43} \cong 58,8$ $\alpha_g = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{out}} = \frac{58,8 \cdot 0,08}{0,16} = 29,4 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{С}$	$\frac{1100 + 550}{2} = 825 \text{ }^\circ\text{С}$ $\vartheta_g = 8 \text{ м/с}$ $d_{out} = 0,06 \text{ м}$ $\lambda_g = 0,075 \text{ Вт/(м }^\circ\text{С)}$ $\nu_s = 170 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ $Pr_g \cong 0,74$ $Re_g = \frac{\vartheta \cdot d_{out}}{\nu} = \frac{8 \cdot 0,06}{170 \cdot 10^{-6}} \cong 2824$ $Nu = 0,177 \cdot Re^{0,64} \cdot Pr^{0,43}$ $Nu_g = 0,177 \cdot (2824)^{0,64} \cdot 0,74^{0,43} \cong 25,1$ $\alpha_g = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{out}} = \frac{25,1 \cdot 0,08}{0,06} = 33,5 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{С}$

Вычисление общего коэффициента теплопередачи между продуктами сгорания и водяным паром, проходящими по пароперегревателю, представлены в табл. 5.

Таблица 5 – Расчет коэффициента теплопередачи

I	II
$K_{R(g+s)} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_g} + \frac{1}{\alpha_{rad}}} = \frac{1}{\frac{1}{29,4} + \frac{1}{67,2}} \cong 20,4 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{С}$	$K_{R(g+s)} = \frac{1}{\frac{1}{35,5} + \frac{1}{479}} \cong 33 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{С}$

Тепло, необходимое для перегрева пара до заданной температуры, рассчитано следующим образом (табл. 6):

Таблица 6 – Расчет необходимого тепла для перегрева водяного пара расходом 1000 кг/ч

I режим	II режим
$Q_s = G_s \cdot c_{p(s)} \cdot (T_{ss} - T_{s1}) =$ $= 1000 \cdot 0,5 \cdot (750 - 160) = 0,295 \text{ Гкал/ч} =$ $= 0,34 \text{ МВт}$	$Q_s = G_s \cdot c_{p(s)} \cdot (T_{ss} - T_{s1}) =$ $= 1000 \cdot 0,5 \cdot (750 - 160) = 0,295 \text{ Гкал/ч} =$ $= 0,34 \text{ МВт}$

Определим поверхность трубы пароперегревателя и его длину (табл. 7):

Таблица 7 – Расчет величины поверхности и длины трубы пароперегревателя

I	II
$F = \frac{Q_s}{K \cdot \Delta T} = \frac{0,34 \cdot 10^6}{20,4 \cdot 590} \cong 28,2 \text{ м}^2$	$F = \frac{Q_s}{K \cdot \Delta T} = \frac{0,34 \cdot 10^6}{33 \cdot 325} \cong 31,7 \text{ м}^2$
$L = \frac{F}{\pi d} = \frac{28,2}{3,14 \cdot 0,16} \cong 56 \text{ м}$	$L = \frac{F}{\pi d} = \frac{31,7}{3,14 \cdot 0,06} \cong 168 \text{ м}$

Выполненные расчеты показывают, что технология высокоскоростного термоллиза отходов полимеров для получения новых видов топлив может быть реализована с использованием вращающегося реактора. При этом из отходов полимеров, например, смеси полиэтилена, полипропилена, полистирола и резины путем высокоскоростного термоллиза могут быть получены жидкие, газообразные и твердые продукты. Жидкие продукты по своим основным показателям являются аналогами жидких топлив, производимых из нефтяного сырья (мазут, печное топливо). Газообразные продукты могут использоваться как заменители природного газа, а твердые продукты могут найти применение в качестве фильтрующих материалов для очистки промышленных стоков.

Список использованных источников

1. Железная, Т. А. Современные технологии получения жидкого топлива из биомассы быстрым пиролизом. Обзор. Часть 1 / Т. А. Железная, Г. Г. Гелетуха // Промышленная теплотехника. — Том 27. — № 4. — С. 91-100.
2. Железная, Т. А. Современные технологии получения жидкого топлива из биомассы быстрым пиролизом. Обзор. Часть 2 / Т. А. Железная, Г. Г. Гелетуха // Промышленная теплотехника. — Том 27. — № 5. — С. 79-90.
3. D.V. Aristarkhov, G.I. Zhuravskii. Modeling of the Vapor Thermolysis of Rubber Waste // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. Vol. 74, № 6, 2001.
4. G.I. Zhuravskii, V.A. Sychevskii. Numerical Calculation of Vapor Thermolysis of Organic Wastes // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. Vol. 674, № 6, 2003.

SUMMARY

The way high-speed thermolysis of waste of polymers at which the supply of heat to a processed material is intensified by introduction overheated water steam to a zone of reaction is offered. Results of the given calculations confirm an opportunity of realization of the given technological scheme to receive new kinds of fuels are offered. The basic ways use of end-products of processing are analysed.