

УДК 66.092-977

UDC 66.092-977

4.3.1. Технологии, машины и оборудование для агропромышленного комплекса (технические науки)

4.3.1. Technologies, Machinery, and Equipment for the Agro-Industrial Complex (Engineering Sciences)

МЕТОДИКА РАСЧЕТА ПИРОЛИЗНОГО РЕАКТОРА В УСТАНОВКЕ ПРОИЗВОДСТВА АКТИВИРОВАННОГО УГЛЯ

CALCULATION METHODOLOGY FOR A PYROLYSIS REACTOR IN AN ACTIVATED CARBON PRODUCTION PLANT

Тимербаев Наиль Фарирович
д.т.н, профессор

Timerbaev Nail Farilovich
Doctor of Engineering, Professor

Родионов Алексей Сергеевич
аспирант, ассистент

Rodionov Aleksey Sergeyevich
Postgraduate Student, Assistant Professor

Степанова Татьяна Олеговна
к.т.н, доцент

Stepanova Tatyana Olegovna
Candidate of Engineering, Associate Professor

Сафин Рушан Гареевич
д.т.н, профессор
Казанский национальный исследовательский технологический университет, Казань, Россия

Rushan Gareevich Safin,
Doctor of Engineering, Professor
Kazan National Research Technological University,
Kazan, Russia

Разработана методика расчета пиролизного реактора для переработки растительных отходов в уголь-сырец с последующей активацией. Методика основана на материальном и энергетическом балансах, учитывает удельные выходы продуктов пиролиза, теплоту нагрева, химических реакций, испарения влаги и теплототери. Приведены зависимости теплоемкости и массы сырья от температуры, а также кинетические параметры разложения. Расчеты показали, что при пиролизе осиновой щепы (100 кг/ч) суммарный процесс является экзотермическим за счет сжигания пиролизных газов и дистиллята, обеспечивая энергоавтономность установки. Предложенная методика позволяет оптимизировать конструктивные и технологические параметры реактора

A calculation method for a pyrolysis reactor for processing plant waste into raw coal with subsequent activation has been developed. The method is based on material and energy balances and takes into account the specific yields of pyrolysis products, the heat of heating, chemical reactions, moisture evaporation, and heat loss. The dependences of the heat capacity and mass of the feedstock on temperature, as well as the kinetic parameters of decomposition, are presented. Calculations showed that during the pyrolysis of aspen chips (100 kg/h), the overall process is exothermic due to the combustion of pyrolysis gases and distillate, ensuring the energy independence of the plant. The proposed method allows for the optimization of the reactor design and process parameters

Ключевые слова: ПИРОЛИЗ, АКТИВИРОВАННЫЙ УГОЛЬ, РАСТИТЕЛЬНЫЕ ОТХОДЫ, ПИРОЛИЗНЫЙ РЕАКТОР, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС

Keywords: PYROLYSIS, ACTIVATED CARBON, PLANT WASTE, PYROLYSIS REACTOR, MATERIAL BALANCE

<http://dx.doi.org/10.21515/1990-4665-212-024>

Введение

Пиролиз отходов агропромышленного и лесопромышленных комплексов (АПК и ЛПК) становится все более актуальной технологией в современном мире, где вопросы устойчивого развития и экологической безопасности выходят на передний план. Каждый год миллионы тонн расти-

тельных отходов, остаются неиспользованными или сжигаются на полях, что приводит к загрязнению атмосферы и выбросу парниковых газов. Пиролиз предлагает эффективное решение этой проблемы, позволяя перерабатывать эти отходы в полезные продукты: биоуголь, биогаз и биомасло [1].

Биоуголь может использоваться для улучшения плодородия почв и секвестрации углерода, что особенно важно в контексте борьбы с изменением климата. Биогаз и биомасло, в свою очередь, представляют собой возобновляемые источники энергии, способные частично заменить ископаемое топливо. Таким образом, пиролиз не только решает проблему утилизации отходов, но и создает экономически выгодные продукты. В условиях растущего спроса на чистую энергию и ресурсосберегающие технологии, пиролиз отходов АПК и ЛПК становится важным инструментом для достижения целей "зеленой" экономики и снижения зависимости от невозобновляемых ресурсов [2].

Целью данной работы является разработка методики расчета пиролизного реактора для переработки растительных отходов в уголь сырец.

Методы и материалы

Установка непрерывного действия для производства активированного (рис. 1) функционирует следующим образом. Сырье измельчают до размеров 20-30 мм на стадии измельчения 1 и сушат топочными газами при температуре 305-350°C на стадии конвективной сушки 2. Высушенное сырьё со стадии конвективной сушки 2 поступает в камеру пиролиза 3, где сырьё подвергается кондуктивному пиролизу при температуре 500-600°C с образованием угля и пиролизных газов. Уголь активируют перегретым водяным паром с температурой 900-950°C в камере активации 4 с выделением газов активации. Для активации угля используют водяные пары, образующиеся на первой стадии охлаждения угля 5, нагретые топочными газами в змеевиковом теплообменнике, расположенном в топочном простран-

стве 13 котла. Охлаждение активированного угля ведут до температуры 90-100°C путем орошения сепарированной водой из сепаратора 6, в котором поступившие из камеры пиролиза 3 и камеры активации 4 пиролизные газы и газы активации совместно разделяют в сепараторе 6 на воду, горючую жидкость и горючие газы. Горючие газы и горючая жидкость, соответственно, аккумулируются в газгольдере 7 и буферной емкости 8. Часть горючей жидкости смешивается в конфузор-диффузорном смесителе 9, образуя топливную смесь. Топливная смесь, подается в горелку 16 для получения необходимого тепла для запуска каталитического процесса окисления, каталитический процесс обеспечивается фильтрацией топливной смеси через слой гранулированного катализатора, изготовленного нанесением оксида никеля на керамический носитель. При достижении температуры 500°C в топочном пространстве 13 подача топливной смеси переключается в распределитель топлива 15, расположенный в зоне каталитического окисления 14. В зоне каталитического окисления 14, происходит беспламенное окисление топливной смеси при коэффициенте избытка воздуха 1,05-1,15 с образованием в топочном пространстве 13 топочных газов с температурой 1000-1050°C. В змеевиковом теплообменнике, расположенном в топочном пространстве, нагревают насыщенный водяной пар со стадии охлаждения активированного угля 5, до температуры 900-950°C. Требуемый для проведения процесса активация угля расход пара обеспечивается дополнительным вводом пара через регулятор подачи пара 21, получающий сигнал от датчика расхода перегретого водяного пара 22. Выходящий из топочного пространства газ разделяют на два потока. Шиберная задвижка 23 регулирует соотношение расходов двух потоков топочного газа. Первая часть поступает в рубашку пиролизной камеры 3 и используется в качестве теплового агента для кондуктивного пиролиза, затем топочными газами сушат сырье на стадии конвективной сушки 2. Вторая часть топочных газов из топочного пространства 13 нагревает воздух в воздушнонагре-

вателе 12 до температуры 450-500°C. Затем топочные газы нагревают топливную смесь в топливонагревателе 11, до температуры 150-200°C, необходимой для протекания процесса беспламенного окисления в оптимальных условиях. Два потока отработанных топочных газов со стадии конвективной сушки 2 и топливонагревателя 11 совместно очищают в скруббере 10. Часть отработанных охлажденных топочных газов направляют обратно в зону каталитического окисления. Расход подачи охлажденных топочных газов и расход подачи топливной смеси регулируется датчиком температуры 17 и вентилями 19-20 с помощью блока управления 18 [3].

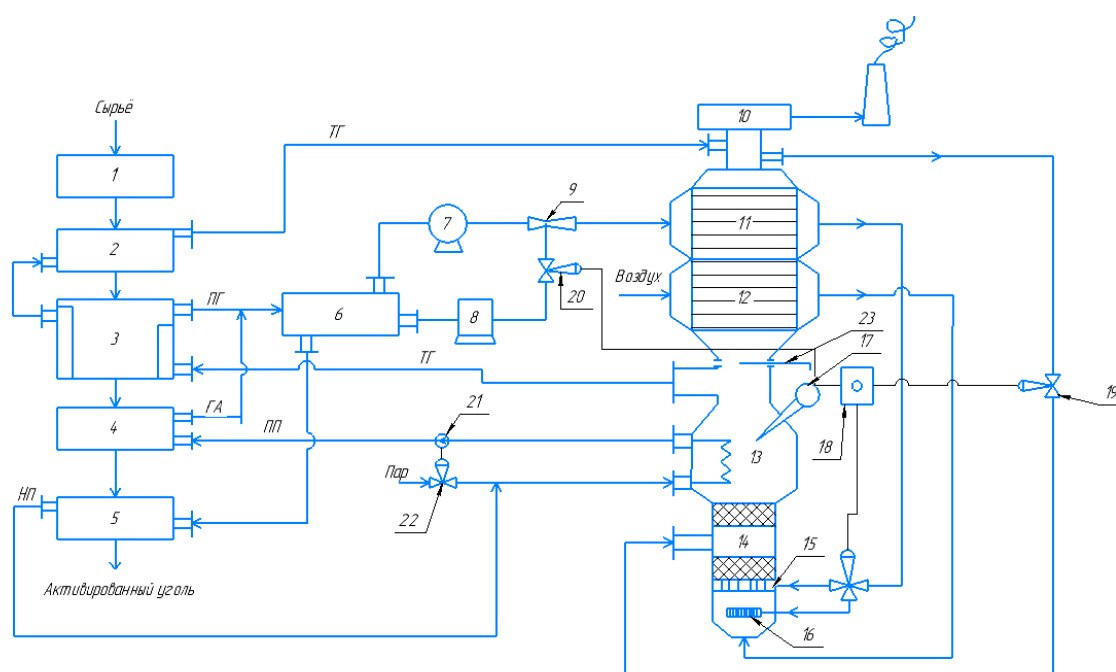


Рис. 1 Установка непрерывного действия для производства активированного угля.

Конструкция камеры пиролиза 3 более подробно раскрыта на рис. 2 в которой высушенное сырье с температурой T_c , влажностью U_c , массовым расходом B_c подается шнековым транспортёром 1 в реакционную камеру 2, которая нагревается топочными газами проходящими по спиральному дымоходу 3 образованному спиральными направляющими 4 расположенными в рубашке 5, которая окутана теплоизоляцией 6. Топочный газ с темпе-

ратурой $T_{\text{ГКН}}$ и массовым расходом $B_{\text{ТГН}}$, полученный в результате сжигания составляющих пиролизного газа, подается в рубашку через патрубок 7 и отводится через патрубок 8. Образованный в реакционной камере 2 пиролизный газ с температурой $T_{\text{ПС}}$ и массовым расходом $B_{\text{ПС}}$, удаляется через патрубок 9. Произведённый уголь с температурой T_y и массовым расходом B_y выгружается через патрубок 10, через шлюзовый питатель 11, обеспечивающий герметичность в узле выгрузки. Загрузка сырья через наклонный шнековый транспортёр 1 обеспечивает герметичность в узле загрузки [4].

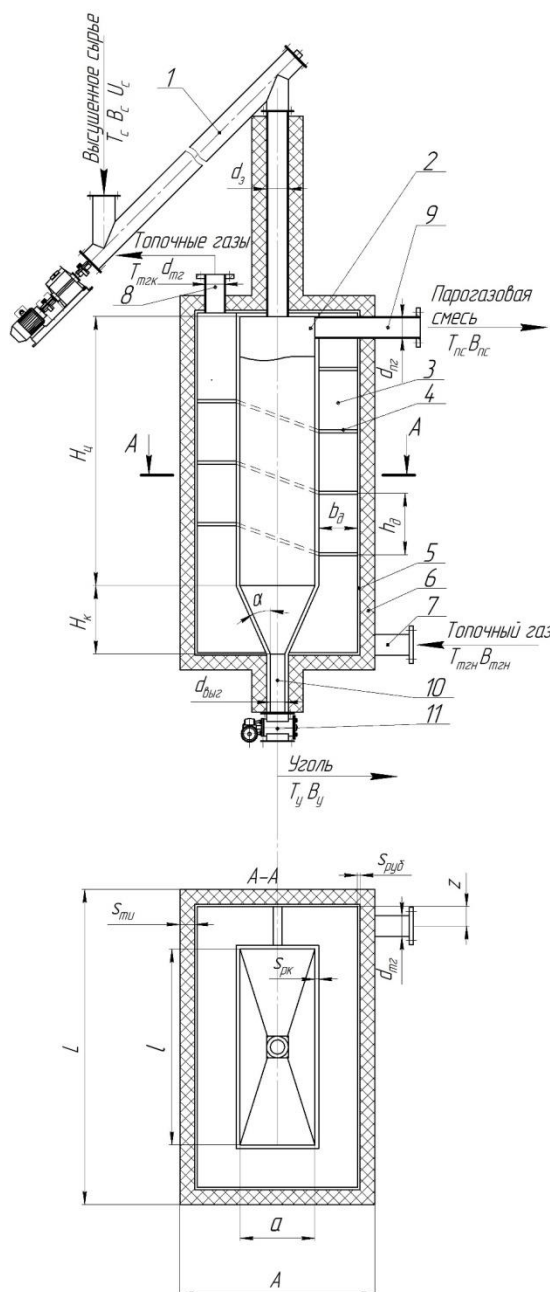


Рис. 2 – Схема камеры пиролиза.

Методика расчета основывается на уравнении материального баланса:

$$B_c = B_y + B_d + B_r \quad (1)$$

Где: B_c - массовый расход сырья, кг/ч; B_y - массовый расход угля, кг/ч; B_d - массовый расход дистиллята, кг/ч; B_r - массовый расход неконденсирующегося газа, кг/ч.

Чтобы определить массовые расходы продуктов пиролиза, важно располагать данными об удельных выходах продуктов пиролиза. Эти показатели зависят от типа сырья, температуры, времени пребывания в реакторе и других параметров процесса.

В таблице 1 представлен выход продуктов медленного пиролиза, протекающий при температуре 500°C при скорости нагрева 3 °C/с [5].

Таблица 1 – Выход продуктов медленного пиролиза растительных отходов.

Сырье \ Продукт	у _у , уголь, %	у _д , дистиллят, %	у _г , газ, %
Лиственница	32,5	50,1	17,4
Бук	29,6	44,6	29,3
Осина	28,6	49,1	22,3

Удельная теплота, необходимая для проведения процесса пиролиза, рассчитывается на основе соотношения, учитывающего энергетические потребности реакции, физико-химические свойства исходного материала и условия проведения процесса.

$$q_{\text{пир}} = q_{\text{пр}} + q_{\text{хр}} + q_{\text{исп}} + q_{\text{потерь}} \quad (2)$$

где: $q_{\text{пр}}$ – удельная теплота необходимая для прогрева материала до заданной температуры процесса, кДж/кг; $q_{\text{хр}}$ – удельная теплота химических реакций, кДж/кг; $q_{\text{исп}}$ – удельная теплота, затрачиваемая на испарение влаги, кДж/кг; $q_{\text{пгс}}$ – удельная теплота, затрачиваемая на испарение компонентов парогазовой смеси, кДж/кг; $q_{\text{потерь}}$ – удельные тепловые потери, кДж/кг.

Изменение удельной теплоты, необходимой для прогрева материала, определяется уравнение Ньютона — Рихмана [6]:

$$dq_{\text{пр}} = \frac{m_c}{m_0} (T) c_m(T) dT \quad (3)$$

В интегральной форме уравнение 3 примет вид:

$$q_{\text{пр}} = \int_{T_c}^{T_y} \frac{m_c}{m_0} (T) C_m(T) dT \quad (4)$$

где: $C_m(T)$ – теплоемкость сырья, зависящая от температуры, кДж/(кг/°C); $\frac{m_c}{m_0}$ – удельная масса сырья, %.

В процессе пиролиза температура в реакторе изменяется во времени, который может быть описан как функция $T=f(t)$:

$$T_m = 0,14 + 14,06t - 0,069t^2 - 0,00116t^3 + 9,63 \cdot 10^{-4}t^4$$

Данное уравнение было получено на основе анализа экспериментальных данных (см. рис. 3), представленных в виде графика в работе [7].

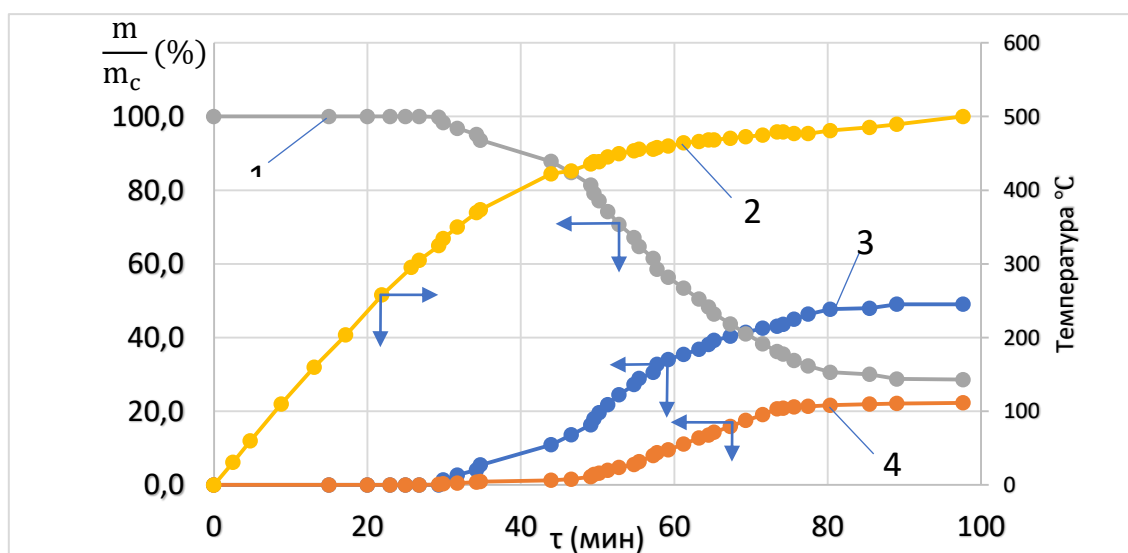


Рис. 3 – Совмещенные кинетические кривые температуры, при скорости нагрева 3 °C/с, и выход продуктов пиролиза осины: 1 – текущая масса угля; 2 – текущая температура; 3 – масса жижки; 4 – масса несконденсированного газа

График отражает зависимость температуры от времени в процессе пиролиза, а также демонстрирует динамику выхода продуктов пиролиза — газообразных, жидких и твёрдых фракций, что позволило установить характер изменения термического режима и выявить закономерности нагрева сырья.

На рис. 4 приведены термические кривые теплоемкости сырья и удельной массы сырья [8].

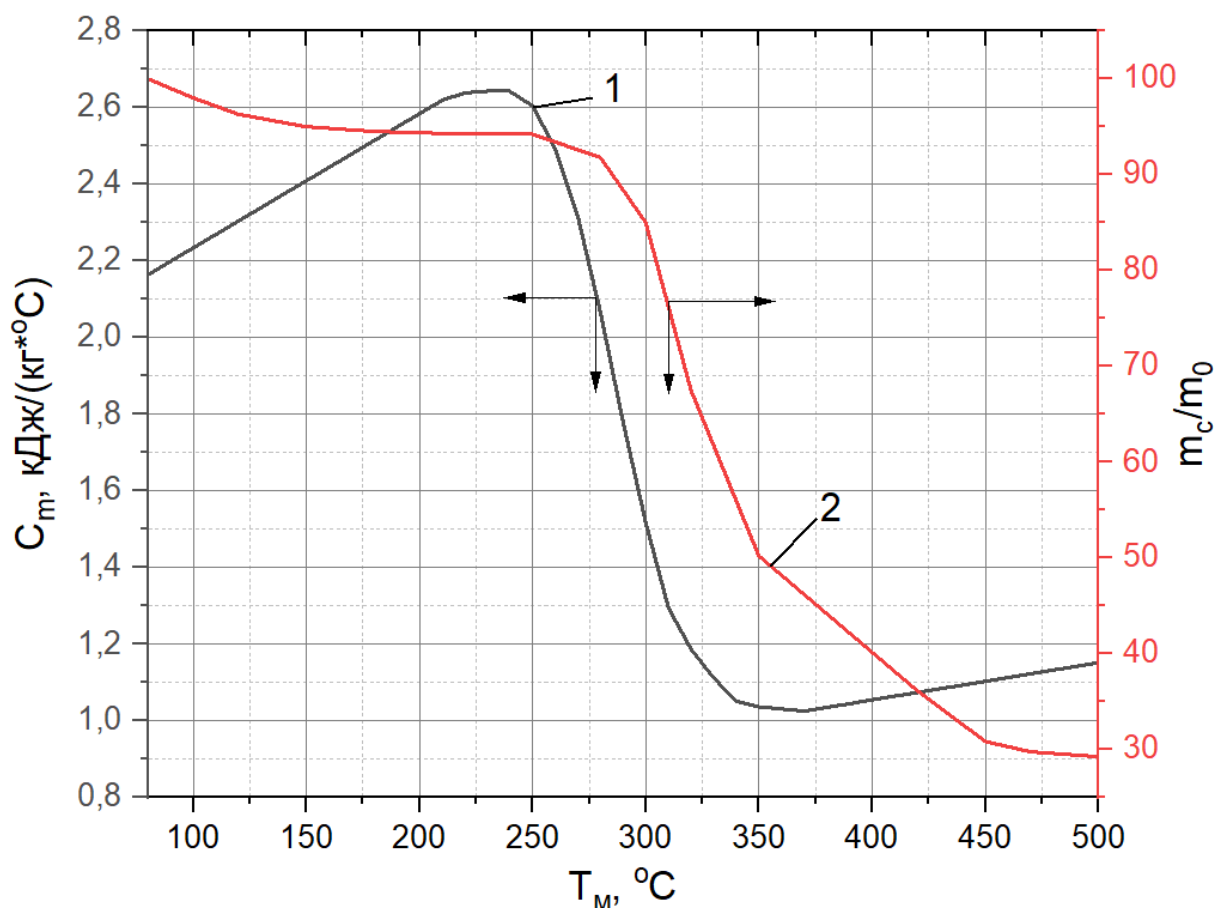


Рис. 4 - Термические кривые теплоемкости и удельной массы сырья (сосновой щепы): 1 – теплоемкость сырья; 2 – удельная масса сырья.

Математической обработкой приведенных данных были получены зависимости теплоемкости и удельной массы от температуры:

$$\frac{m_c}{m_0} = 0,302 + \frac{0,686}{1 - 0,016 * 10^{324,77-T}} \quad (5)$$

$$C_m = 70,54 - 3,238T_m + 0,064T_m^2 - 7,006T_m^3 + 4,637T_m^4 - 1,935T_m^5 + 5,106T_m^6 - 8,252T_m^7 + 7,448T_m^8 - 2,874T_m^9 \quad (6)$$

Удельная теплота химических реакций пиролиза рассчитывается в соответствии с механизмом химических реакции термического разложения растительных отходов, показанного на рис 5:

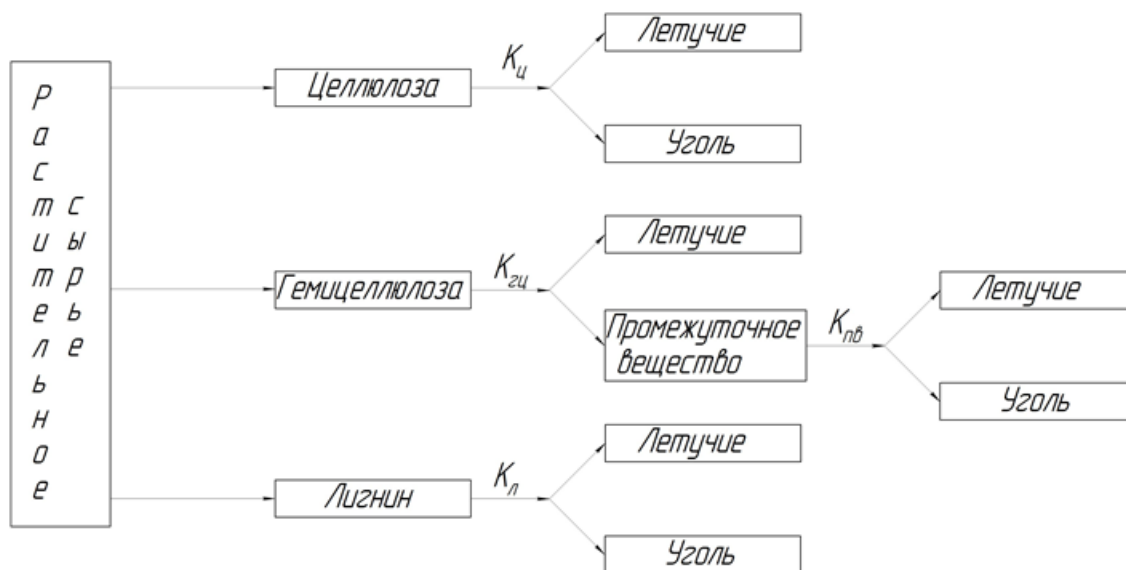


Рис. 5 - Механизм химических реакции термического разложения растительных отходов.

$$q_{xp} = q_{гц} \cdot \left(\frac{-k_{гц} \cdot m_{гц} + Y_{гц} \cdot k_{гц}}{m_{гц} - k_{пв} \cdot m_{пв}} \right) + q_{ц} \cdot (-k_{ц} \cdot m_{ц}) + q_{л} \cdot (-k_{л} \cdot m_{л}). \quad (7)$$

q_i – удельная энергия, выделяемая или поглощаемая химической реакцией единицей вещества, Дж/кг; m_i – концентрация компонента, кг/кг; Y – доля компонента, %; k_i – константа скорости химической реакции, записываемая по закону Аррениуса, c^{-1} [9]:

$$k_i = k_{i0} \cdot \exp\left(-\frac{E_{ai}}{RT}\right). \quad (8)$$

где k_{i0} – кинетическая константа реакции, c^{-1} ; E_{ai} – энергия активации реакции, Дж/моль.

Удельное количество теплоты, необходимое для испарения воды, определяется:

$$q_{исп} = rU_c \quad (9)$$

Где: r – скрытая теплота парообразования, кДж/кг; U_c – начальная влажность сырья, %.

Теплопотери определяем как 3% от суммарной удельной теплоты:

$$q_{\text{пот}} = 0,03 * (Q_{\text{пр}} + Q_{\text{исп}}) \quad (10)$$

Расчет тепловой мощности, необходимой для проведения процесса пиролиза с заданной производительностью выполняется по соотношению:

$$N_{\text{пир}} = \frac{q_{\text{пир}} B_c}{3600} \quad (11)$$

Парогазовая смесь представляет собой комбинацию, состоящую из паров дистиллята и горючих газов. Эти компоненты объединяются в газовой фазе, формируя однородную среду, которая обладает высокой энергетической плотностью.

Расчет удельной теплоты сгорания обезвоженного дистиллята и горючего газа выполняется на основе детального анализа элементарного состава компонентов, входящих в смесь дистиллята. Этот процесс требует учета химического состава каждого компонента, их массовых долей, а также удельной теплоты сгорания отдельных веществ:

$$q_{\text{сгор.д}} = y_{\text{д}}(1 - y_{\text{д.в}}) \sum c_i q_i = y_{\text{д}}(1 - y_{\text{д.в}})(c_{\text{C}} q_{\text{C}} + c_{\text{H}_2} q_{\text{H}_2}) \quad (12)$$

где: c_i – массовая концентрация горючей составляющей в дистилляте, %; q_i – удельная теплота сгорания отдельных компонентов, кДж/кг;

$$q_{\text{сгор.г}} = y_{\text{г}} \sum c_i q_i \quad (13)$$

$$q_{\text{сгор.г}} = y_{\text{г}}(c_{\text{H}_2} q_{\text{H}_2} + c_{\text{CO}} q_{\text{CO}} + c_{\text{CH}_4} q_{\text{CH}_4} + c_{\text{C}_2\text{H}_4} q_{\text{C}_2\text{H}_4} + c_{\text{C}_3\text{H}_8} q_{\text{C}_3\text{H}_8}) \quad (14)$$

где: c_i – концентрация компонента газовой смеси, %; q_i – удельная теплота сгорания, компонента газовой смеси, кДж/кг; $y_{\text{д.в}}$ – концентрация воды в дистилляте, % [10].

Тепловая мощность сгорания парогазовой смеси рассчитывается:

$$N_{\text{сг}} = \frac{(Q_{\text{сгор.д}} + Q_{\text{сгор.г}}) B_c}{3600} \quad (14)$$

По уравнениям химической кинетики было установлено, что при коэффициенте избытка воздуха 1,05 при сжигании горючего газа и обезвоженного дистиллята, можно получить расход топочного газа [11]:

$$B_{\text{ТГН}} = B_{\text{с}}(x_{\text{ТГ}} + x_{\text{од}}) \quad (15)$$

Где $x_{\text{ТГ}}$, $x_{\text{од}}$ – удельный выход топочного газа, образующегося при сжигании продуктов пиролиза (горючего газа и обезвоженного дистиллята), составляет 0,73 и 0,68 кг топочного газа на 1 кг исходного сырья соответственно

Ширина реакционной камеры пиролиза «а» определяется на основе тепловых характеристик процесса, при математическом моделировании процесса пиролиза была выявлена корреляция (рис. 6) между шириной реакционной камеры пиролиза и продолжительностью термической обработки [9].

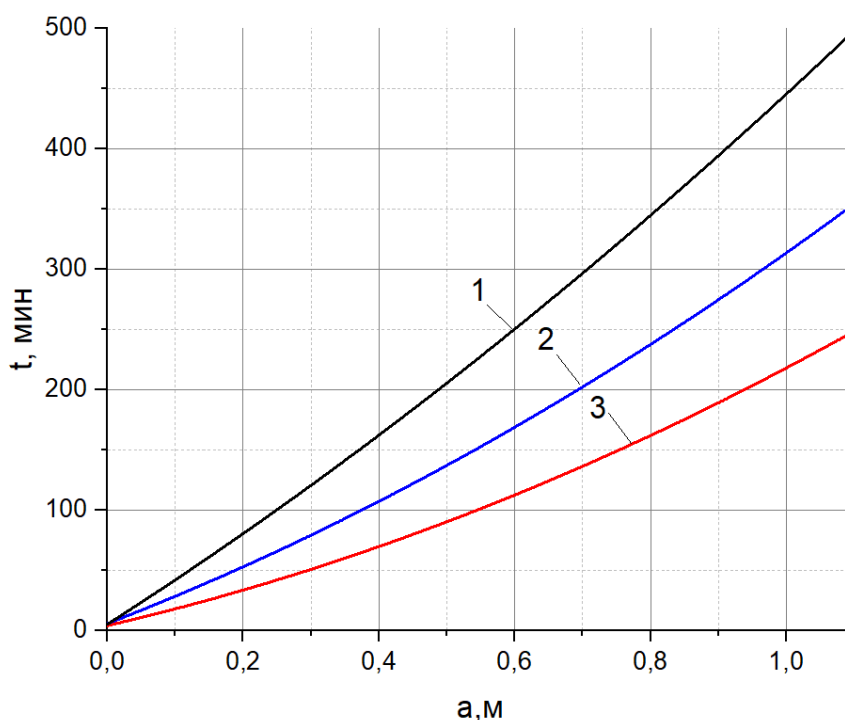


Рис. 6 Зависимость между шириной камеры пиролиза от продолжительности термической обработки: 1 – осина; 2 – бук; 3 – лиственница.

Значение длины реакционной камеры пропорционально зависит от ее ширины, с учетом коэффициента пропорциональности, который обеспечивает оптимальные условия для протекания процесса, таких как время пребывания, и интенсивность химической реакции, который определяется на основании экспериментальных исследований.

$$l=ka \quad (16)$$

где: k – коэффициент пропорциональности, 2,5 – 2,7.

Диаметр патрубка выгрузки угля рассчитывается по формуле:

$$d_{\text{выг}} = \sqrt{\frac{4B_{\text{с}}y_{\text{у}}}{3600\pi w_{\text{с}}\rho_{\text{нас.у}}}} \quad (17)$$

где: $w_{\text{с}}$ – скорость движения угля под действием силы тяжести, м/с;
 $\rho_{\text{нас.у}}$ – насыпная плотность угля, кг/м³.

Для исключения сводообразования, диаметр патрубка выгрузки необходимо проверить по формуле Алферова [12]:

$$d_{\text{выг}} = k'(x + 80)tg(\varphi) \quad (18)$$

Где: k' – опытный коэффициент, равный 2,4-2,6; x – наибольший размер частицы, м; φ – угол внутреннего трения, характеризующий сопротивление слоя частиц сдвигу под действием внешних сил. Для высушенной щепы его значение находится в пределах 35-45°.

Угол наклона конусной части α рекомендуется выбирать в пределах 40-45°. Этот диапазон обеспечивает эффективное и равномерное движение сыпучего материала вниз под действием силы тяжести, минимизируя риск образования застоев или сводов.

Высота конической части реакционной камеры определяется на основе заданного угла α :

$$H_{\text{к}} = \frac{a - d_{\text{выг}}}{tg\alpha} \quad (19)$$

Высота центральной части пиролизного реактора рассчитывается на основе геометрических законов и пропорциональных соотношений, обеспечивающих оптимальную форму конструкции, равномерное распределение нагрузок и соответствие технологическим требованиям:

$$H_{\text{ц}} = k \left(\frac{V_{\text{с}}}{al} - \frac{H_{\text{к}}(d_{\text{выг}}^2 + al + \sqrt{d_{\text{выг}}^2 al})}{3al} \right) \quad (20)$$

Где: k – коэффициент запаса равный 1,17; V_c – объем сырья, находящийся в реакционной камере, m^3 рассчитываемое по уравнению:

$$V_c = \frac{B_c t}{\rho_{\text{нас.с}}} \quad (21)$$

где: t – время обработки, ч; $\rho_{\text{нас.с}}$ – насыпная плотность сырья, kg/m^3

Диаметр патрубка загрузки сырья рассчитывается по формуле:

$$d_3 = \sqrt{\frac{4B_c}{3600\pi w_c \rho_{\text{нас.с}}}} \quad (22)$$

где: w_c – скорость движения материала, по патрубку, м/с.

Для выполнения начального расчета рубашки необходимо определить ключевые параметры, такие как условный диаметр спирального газохода и скорость топочного газа. Эти параметры играют важную роль в обеспечении эффективной теплопередачи и достижения требуемого турбулентного режима течения топочного газа:

$$d_{\min} = \frac{4\rho_{\text{тг}}^2 B_{\text{тгн}}}{Re\pi\mu} \quad (23)$$

$$w_{\text{тг}} = \frac{4B_{\text{тгн}}\rho_{\text{тг}}}{\pi d_{\min}^2} \quad (24)$$

где $\rho_{\text{тг}}$ – плотность топочного газа, kg/m^3 ; μ – динамическая вязкость топочного газа, $Pa\cdot s$; Re – критерий Рейнолдса равный 10^4 .

Высота витка спирального дымохода составит:

$$h_d = \frac{H_{\text{ц}}(2b + 2l)}{w_{\text{тг}} t_{\text{тг}}} \quad (26)$$

Находим ширину b_d спирального канала диаметр $d_{\min}$

$$b_d = \frac{\pi d_{\min}^2}{4h_d} \quad (27)$$

Диаметр патрубка подвода и отвода топочного газа определяется:

$$d_{\text{тг}} = \sqrt{\frac{4B_{\text{тг}}}{3600\pi w_{\text{г}}\rho_{\text{тг}}}} \quad (28)$$

где: $w_{\text{тг}}$ - скорость топочного газа, м/с; $\rho_{\text{тг}}$ – плотность топочного газа, кг/м³.

Диаметр патрубка отвода парогазовой смеси рассчитывается:

$$d_{\text{пг}} = \sqrt{\frac{4B_{\text{с}}(y_{\text{д}} + y_{\text{г}})}{3600\pi w_{\text{пг}}\rho_{\text{пг}}}} \quad (29)$$

где: $w_{\text{пг}}$ - скорость парогазовой смеси, м/с; $\rho_{\text{пг}}$ – плотность парогазовой смеси, кг/м³.

Толщина стенок реакционной камер $s_{\text{рк}}$ и рубашки пиролизной камеры $s_{\text{руб}}$ определяется согласно ГОСТ14249-89.

Толщину теплоизоляции $s_{\text{ти}}$ определяется согласно СП 41-103-2000 [13].

Общая ширина камеры пиролиза рассчитывается:

$$A = a + 2(b_{\text{д}} + s_{\text{рк}} + s_{\text{руб}} + s_{\text{ти}}) \quad (30)$$

Значение длины камеры пиролиза L рассчитывается по аналогии с шириной камеры пиролиза A .

Результаты

По разработанной методике производился расчет реактора пиролиза с кондуктивным подводом тепла, в качестве исследуемого сырья выступает, высушенная осиновая щепа размером 20*20*30 мм, насыпной плотностью $\rho_{\text{нас}}=135$ кг/м³, плотностью материала $\rho_{\text{м}}=420$ кг/м³, пористостью $\varepsilon=0,74$, при производительности по сухому сырью $B_{\text{с}}=100$ кг/ч, начальная влажность сырья $U_{\text{с}} = 5\%$.

На рис. 7 представлена зависимость удельных теплот, прогрева сырья и химической реакции пиролиза, от температуры.

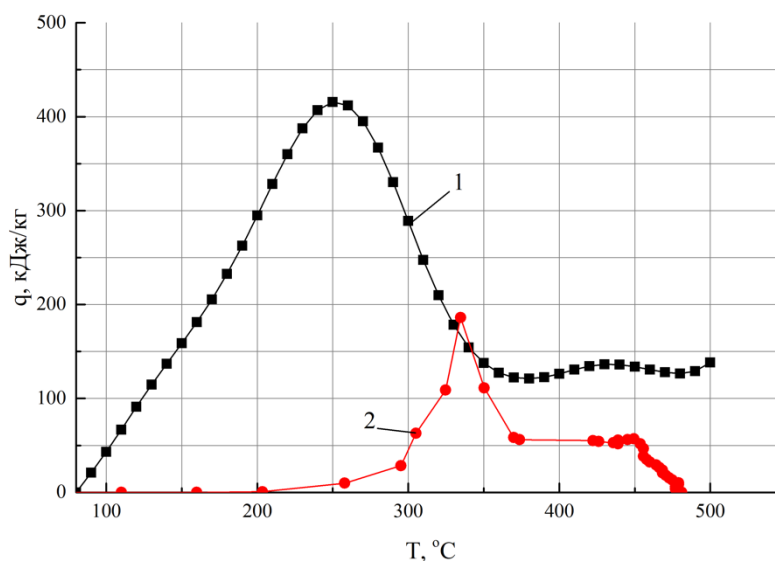


Рис. 7 Энергетический баланс процесса пиролиза: 1 – теплота, затрачиваемая на нагрев; 2 – теплота, выделяемая в ходе химических реакций разложения.

Таким образом, график иллюстрирует энергетический баланс процесса пиролиза, демонстрируя динамику взаимодействия между затратами энергии на нагрев сырья и выделением тепла в результате химических превращений. На начальной стадии, при температурах от 100 до примерно 250–260 °C, основной составляющей является эндотермическая фаза — подвод энергии необходим для повышения температуры материала и преодоления энергетического барьера, необходимого для начала разложения. В этот период удельная теплота нагрева кривая 1 достигает своего максимума, что свидетельствует о наиболее интенсивном потреблении энергии. С ростом температуры выше 250 °C начинается снижение тепловых затрат на нагрев, поскольку материал уже частично теряет свою массу и теплоёмкость, а также происходит переход к активным химическим реакциям. Приблизительно с 300 °C начинает проявляться экзотермическая составляющая — тепловыделение в результате разложения органического материала кривая 2, которое достигает своего пика при 330–340 °C. Это указывает на то, что в этой температурной зоне происходят наиболее интенсив-

ные процессы деструкции молекул, сопровождающиеся выделением энергии. Наличие вторичных пиков теплоты реакции в области 420–450 °С может быть связано с разложением более устойчивых фракций или образованием побочных продуктов, таких как твёрдый остаток или конденсированные соединения. Важно отметить, что хотя выделение тепла от реакции не компенсирует полностью затраты на нагрев, особенно в начале процесса, оно способно существенно снизить общую потребность в внешнем энергоподводе, особенно при оптимальном управлении температурным режимом.

На рис. 8 показана теплота, получаемая при сжигании продуктов пиролиза.

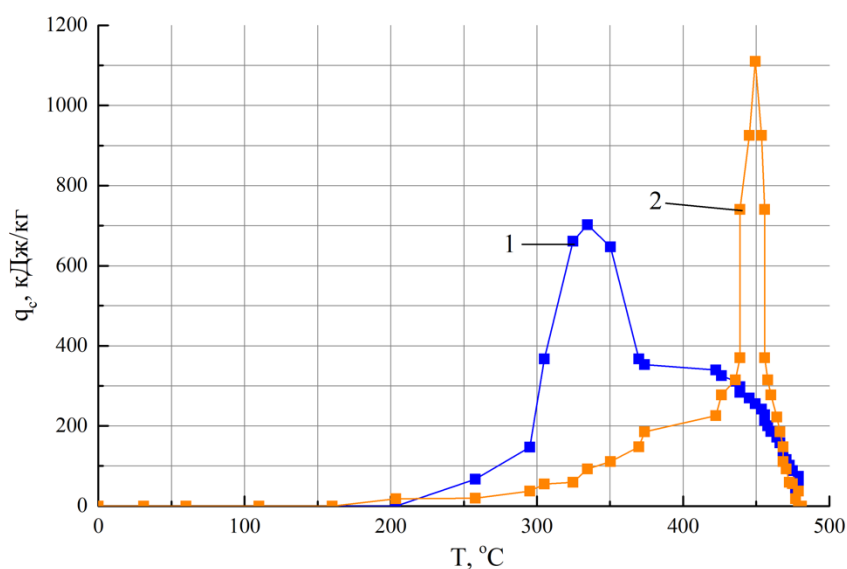


Рис. 8 Зависимость теплоты сжигания продуктов пиролиза от температуры пиролиза: 1 – теплота, полученная при сжигании обезвоженного дистиллята; 2 – теплота, полученная при сжигании горючего газа.

График демонстрирует различный характер образования и энергетической ценности продуктов пиролиза в зависимости от температуры сырья в ходе пиролиза. Жидкая фракция (дистиллят) эффективно образуется в диапазоне 250–350 °С и имеет среднюю теплоту сгорания, тогда как газовая фракция становится основным источником энергии при более высоких температурах (400–480 °С), особенно в районе 450 °С, где её теплота сго-

рания значительно превосходит теплоту сгорания жидкого продукта. Это указывает на возможность регулирования выхода и качества энергетических продуктов путём выбора режима пиролиза: при более низких температурах можно получить преимущественно жидкое топливо, а при высоких — газообразное топливо с высокой калорийностью. Таким образом, данный график является важным инструментом для оптимизации процесса пиролиза с целью получения наиболее ценного энергетического продукта в зависимости от целей переработки сырья.

Проинтегрировав кривые, представленные на рисунках 4 и 5, можно определить общие удельные теплоты, связанные с различными стадиями процесса пиролиза и последующего сжигания продуктов. При этом $q_{\text{пр}} = 83,034 \text{ МДж}$; $q_{\text{хр}} = -13,889 \frac{\text{МДж}}{\text{кг}}$; $q_{\text{исп}} = 113 \text{ МДж/кг}$; $q_{\text{пот}} = 2,49 \text{ МДж/кг}$; $q_{\text{сгор,д}} = -61,491 \text{ МДж/кг}$; $q_{\text{сгор,г}} = -43,824 \text{ МДж/кг}$. Положительные значения теплоты указывают на эндотермические процессы, а отрицательные экзотермические. Сложив все значения получим теплоту всего процесса $q_{\text{пир}} = -33,567 \text{ МДж}$.

Заключение

Проведённый анализ энергетических характеристик процесса пиролиза, позволяет сделать вывод о его общем тепловом балансе. Значения удельных теплот показывают, что основной частью затрат энергии является нагрев сырья ($q = 83 \text{ МДж/кг}$), который является чисто эндотермическим процессом. При этом химическая реакция пиролиза сопровождается небольшим экзотермическим эффектом ($q_{\text{хр}} = -13,889 \text{ МДж/кг}$), частично компенсирующим затраты на нагрев. Суммарная теплота, выделяющаяся при сжигании продуктов пиролиза — дистиллята ($q_{\text{сгор,д}} = -61,491 \text{ МДж/кг}$) и горючего газа ($q_{\text{сгор,г}} = -43,824 \text{ МДж/кг}$), значительно превышает затраты на сам процесс пиролиза, что указывает на высокую энергетическую эффективность последующего использования полученных

продуктов. Потери тепла в системе составляют 2,49 МДж, что является относительно небольшой величиной по сравнению с общими значениями. Общий тепловой эффект всего процесса составляет $q_{\text{общ}} = -31,49$ МДж/кг, что свидетельствует об экзотермической природе системы в целом при условии сжигания продуктов пиролиза. Это означает, что при оптимальном управлении процессом возможно не только покрытие затрат на нагрев сырья за счёт тепла, выделяющегося при разложении и сжигании продуктов, но и получение избыточной энергии, которую можно использовать для поддержания режима пиролиза или выработки электроэнергии. Следовательно, пиролиз рассматриваемого сырья представляет собой перспективную технологию для энергетического использования органических отходов, обеспечивающую высокий уровень энергетической эффективности и потенциальную автономность по теплоснабжению.

Список литературы

1. Волкова Е. С., Мельник М. А., Фузелла Т. Ш. Оценка альтернативных биоэнергетических ресурсов в контексте концепции устойчивого развития региона // Национальные интересы: приоритеты и безопасность. 2015. №43 (328).
2. Григорьян Б. Р., Грачев А. Н., Кулагина В. И., Сунгатуллина Л. М., Кольцова Т. Г., Рязанов С. С. Влияние биоугля на рост растений, микробиологические и физико-химические показатели мало гумусированной почвы в условиях вегетационного опыта // Вестник Казанского технологического университета. 2016. №11.
3. Патент № 2844881 С1 Российская Федерация, МПК C01B 32/318. Способ получения активированного угля, преимущественно из высоковлажного органического сырья : заявл. 21.04.2025 : опубл. 08.08.2025 / Р. Г. Сафин, А. С. Родионов, В. Г. Сотников, А. Н. Загиров ; заявитель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования "Казанский национальный исследовательский технологический университет".
4. Патент № 2789699 С1 Российская Федерация, МПК C01B 32/324, C10B 53/00. Способ получения активированного угля : № 2021135547 : заявл. 03.12.2021 : опубл. 07.02.2023 / Р. Г. Сафин, В. Г. Сотников, А. С. Родионов [и др.] ; заявитель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования "Казанский национальный исследовательский технологический университет". – EDN ACLSDB.
5. Чесноков Н. В., Кузнецов Б. Н., Лоро Ф., Клозе В., Шинкель А. Особенности пиролиза древесины лиственницы и свойства получаемых углей // ХБЗ. 2003. №1.
6. Давидзон, М. И. О законе охлаждения Ньютона - Рихмана / М. И. Давидзон // Вестник Ивановского государственного университета. Серия: Естественные, общественные науки. – 2010. – № 2. – С. 70-75.

7. Экспериментальная установка для исследования пирогагенетической переработки органических отходов / Р. Г. Сафин, А. С. Родионов, Д. Ф. Зиятдинова [и др.] // Системы. Методы. Технологии. – 2022. – № 1(53). – С. 180-186. – DOI 10.18324/2077-5415-2022-1-180-186. – EDN TIUKIA.

8. Табакаев Р. Б. и др. Изменение теплофизических характеристик биомассы с различной долей минерализации в процессе медленного пиролиза // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. – 2021. – Т. 332. – №. 3. – С. 74-84.

9. Моделирование процесса термохимического разложения растительных отходов в технологической линии производства активированного угля / Р. Г. Сафин, А. С. Родионов, В. Г. Сотников [и др.] // Вестник Технологического университета. – 2023. – Т. 26, № 6. – С. 50-56. – DOI 10.55421/1998-7072_2023_26_6_50. – EDN RXNBTM.

10. Козлов А. Н. Экспериментальное определение теплофизических характеристик и кинетико-термодинамический анализ гетерогенных систем на примере твердых топлив: диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук: 01.04. 14 : дис. – б. и., 2016.

11. Белов А. А., Калиткин Н. Н., Кузьмина Л. В. Моделирование химической кинетики в газах // Математическое моделирование. – 2016. – Т. 28. – №. 8. – С. 46-64.

12. А. А. Воробьев, А. А. Мигров Анализ и выбор геометрических параметров бункера для изучения процесса выгрузки сыпучих материалов // Известия Петербургского университета путей сообщения. 2022. №1.

13. Девяткин Е., Гвоздев И., Илларионов А. К расчету тепловых потерь двухтрубных тепловых сетей при бесканальной прокладке // Полимерные трубы. – 2012. – №. 4. – С. 52-55.

References

1. Volkova E. S., Mel'nik M. A., Fuzella T. Sh. Ocenka al'ternativnyh bioenergeticheskikh resursov v kontekste koncepcii ustojchivogo razvitija regiona // Nacional'-nye interesy: priority i bezopasnost'. 2015. №43 (328).

2. Grigor'jan B. R., Grachev A. N., Kulagina V. I., Sungatullina L. M., Kol'cova T. G., Rjazanov S. S. Vlijanie biouglya na rost rastenij, mikrobiologicheskie i fiziko-himicheskie pokazateli malo gumusirovannoj pochvy v uslovijah vegetacionnogo opyta // Vestnik Kazanskogo tehnologicheskogo universiteta. 2016. №11.

3. Patent № 2844881 C1 Rossijskaja Federacija, MPK C01B 32/318. Sposob polucheniya aktivirovannogo uglja, preimushhestvenno iz vysokovlazhnogo organicheskogo syr'ja : zayavl. 21.04.2025 : opubl. 08.08.2025 / R. G. Safin, A. S. Rodionov, V. G. Sotnikov, A. N. Zagirov ; zayavitel' Federal'noe gosudarstvennoe bjudzhetnoe obrazovatel'noe uchrezhdenie vysshego obrazovaniya "Kazanskij nacional'nyj issledovatel'skij tehnologicheskij universitet".

4. Patent № 2789699 C1 Rossijskaja Federacija, MPK C01B 32/324, C10B 53/00. Sposob polucheniya aktivirovannogo uglja : № 2021135547 : zayavl. 03.12.2021 : opubl. 07.02.2023 / R. G. Safin, V. G. Sotnikov, A. S. Rodionov [i dr.] ; zayavitel' Federal'noe gosudarstvennoe bjudzhetnoe obrazovatel'noe uchrezhdenie vysshego obrazovaniya "Kazan'skij nacional'nyj issledovatel'skij tehnologicheskij universitet". – EDN ACLSDB.

5. Chesnokov N. V., Kuznecov B. N., Loro F., Kloze V., Shinkel' A. Osobennosti piroliza drevesiny listvennicy i svojstva poluchaemyh uglej // HBZ. 2003. №1.

6. Davidzon, M. I. O zakone ohlazhdenija N'jutona - Rihmana / M. I. Davidzon // Vestnik Ivanovskogo gosudarstvennogo universiteta. Serija: Estestvennye, obshhestvennye nauki. – 2010. – № 2. – S. 70-75.

7. Jeksperimental'naja ustanovka dlja issledovanija pirogeneticheskoj pererabotki organicheskikh othodov / R. G. Safin, A. S. Rodionov, D. F. Ziatdinova [i dr.] // Sistemy. Metody. Tehnologii. – 2022. – № 1(53). – S. 180-186. – DOI 10.18324/2077-5415-2022-1-180-186. – EDN TIUKIA.

8. Tabakaev R. B. i dr. Izmenenie teplofizicheskikh harakteristik biomassy s razlichnoj dolej mineralizacii v processe medlennogo piroliza // Izvestija Tomskogo politehnicheskogo universiteta. Inzhiniring georesursov. – 2021. – T. 332. – №. 3. – S. 74-84.

9. Modelirovanie processa termohimicheskogo razlozhenija rastitel'nykh othodov v tehnologicheskoi linii proizvodstva aktivirovannogo uglja / R. G. Safin, A. S. Rodionov, V. G. Sotnikov [i dr.] // Vestnik Tehnologicheskogo universiteta. – 2023. – T. 26, № 6. – S. 50-56. – DOI 10.55421/1998-7072_2023_26_6_50. – EDN RXNBTM.

10. Kozlov A. N. Jeksperimental'noe opredelenie teplofizicheskikh harakteristik i kinetiko-termodinamicheskij analiz geterogennykh sistem na primere tverdykh topliv: dissertacija na soiskanie uchenoj stepeni kandidata tehniceskikh nauk: 01.04. 14 : dis. – b. i., 2016.

11. Belov A. A., Kalitkin N. N., Kuz'mina L. V. Modelirovanie himicheskoi kinetiki v gazah // Matematicheskoe modelirovanie. – 2016. – T. 28. – №. 8. – S. 46-64.

12. A A. Vorob'jov, A A. Migrov Analiz i vybor geometricheskikh parametrov bunkera dlja izuchenija processa vygruzki sypuchih materialov // Izvestija Peterburgskogo universiteta putej soobshhenija. 2022. №1.

13. Devjatkin E., Gvozdev I., Illarionov A. K raschetu teplovykh poter' dvuhtrubnykh teplovykh setej pri beskanal'noj prokladke // Polimernye truby. – 2012. – №. 4. – S. 52-55.