

УДК 662.87:533.92:532.5

**Холявченко Л.Т.**, канд. техн. наук, ст. науч. сотр.,  
**Пигида Е.Ю.**, канд. техн. наук, ст. науч. сотр.,  
**Демченко С.В.**, магистр,  
**Давыдов С.Л.**, магистр  
(ИГТМ НАН Украины)

**ХИМИЧЕСКАЯ КИНЕТИКА ПРОЦЕССОВ ПЕРЕРАБОТКИ  
ДИСПЕРСНЫХ УГЛЕРОДСОДЕРЖАЩИХ СРЕД В ПЛАЗМЕ  
ВОДЯНОГО ПАРА**

**Холявченко Л.Т.**, канд. техн. наук, ст. науч. співр.,  
**Пігіда Є.Ю.**, канд. техн. наук, ст. науч. співр.,  
**Демченко С.В.**, магістр,  
**Давидов С.Л.**, магістр  
(ІГТМ НАН України)

**ХІМІЧНА КІНЕТИКА ПРОЦЕСІВ ПЕРЕРОБКИ ДИСПЕРСНИХ  
СЕРЕДОВИЩ, ЩО МІСТЯТЬ В СОБІ ВУГЛЕЦЬ, У ПЛАЗМІ  
ВОДЯНОЇ ПАРИ**

**Kholiavchenko L.T.**, Ph.D. (Tech.), Senior Researcher,  
**Pigida E.Yu.**, Ph.D. (Tech.), Senior Researcher,  
**Demchenko S.V.**, M.S. (Tech.),  
**Davydov S.L.**, M.S. (Tech.)  
(IGTM NAS of Ukraine)

**CHEMICAL KINETICS OF PROCESS OF DISPERSE CARBON-  
CONTAINING MEDIA RECYCLING IN WATER-STEAM PLASMA**

**Аннотация.** Исследована химическая кинетика процессов термических преобразований углеродсодержащих сред при высокотемпературной ( $2000\text{K} \leq T \leq 5000\text{K}$ ) обработке в камере плазмоструйного реактора с использованием в качестве окислителя водяного пара.

Рассчитаны скорости протекания химических реакций по изложенной методике определения кинетических констант процесса газификации водоугольного топлива. Установлено влияние температуры газовой среды в камере на время полной конверсии углерода частицы топлива.

Приведен пример расчета параметров процесса газификации частиц коксового остатка размером  $(5 \div 20) \cdot 10^{-5}$  м при коэффициенте избытка окислителя  $\alpha = 0,45$  и расходе топлива  $m_T = 100 \text{ кг/ч}$ . Показана целесообразность проведения процесса пароплазменной газификации при температуре газов в камере реактора до 3000 К.

**Ключевые слова:** химическая кинетика, пароплазменная переработка, водоугольное топливо, углеродсодержащая среда, процесс газификации.

**Введение.** Вопросу переработки твердого топлива с целью получения энергетического газообразного топлива, синтез-газа, необходимого для химической и металлургической промышленности при производстве синтетического жидкого топлива и восстановительных сред, в последнее время уделяется значи-

тельное внимание. Поскольку уголь является наиболее перспективным сырьем для получения энергии и химических продуктов, интерес к развитию новых процессов его переработки, использующих новые технологии, неизменно возрастает.

Одним из возможных методов переработки с введением тепла в восстановительную зону от внешнего источника является газификация пылевидного или водоугольного топлива водяным паром, нагретым до высоких температур ( $T \geq 2000$  К) в плазмотроне или плазмодуговом реакторе [1, 2].

Степень переработки углерода, его производительность и энергоемкость являются основными параметрами процесса газификации. Высокое их значение может быть достигнуто выбором стехиометрического соотношения исходных компонентов и оптимизацией времени пребывания реагируемых частиц угля в реакционной зоне, закладываемого в основу расчета параметров реактора. Поэтому возникает необходимость в изучении последовательных процессов термических преобразований топлива во времени в реакционной камере, т.е. кинетики химических и физико-химических процессов, протекающих при плазмохимических превращениях сложных органических веществ. К ним относятся следующие процессы: распыливание топлива; испарение капель воды; прогрев пара и частиц угля до выхода и воспламенения летучих веществ; горение летучих веществ около частицы, способствующее быстрому подъему температуры частицы; газификация коксового остатка, состоящего из углерода и золы. Безусловно, эти процессы имеют разную скорость, продолжительность и степень влияния на процесс газификации в целом в зависимости от конкретных условий.

Некоторые процессы (распыливание топлива в камере реактора, испарение капель воды в зависимости от их размера, выделение и горение летучих веществ, нагревание водяного пара и частиц кокса в реакторе) исследовались при температуре газа в реакционной камере до 2000 К, а их результаты изложены в работе [3].

Химическая кинетика учитывает фактор времени, т.е. рассматриваются скорости протекания химических реакций, зависящих от температуры, давления, состава смеси, агрегатного состояния, внешних источников энергии и присутствия катализаторов. В этом случае необходимо путем изучения факторов, оказывающих влияние на скорость протекания суммарного процесса и его отдельных ступеней, выяснить механизм протекания каждой химической реакции. Поэтому обычно изучение кинетики реакций связано со скоростями ряда протекающих реакций. Зависимость скорости химических реакций от температуры, применимая как к гомогенным реакциям, так и реакциям, идущим под влиянием облучения, или на поверхностях, определяется по уравнению Аррениуса [4].

Известно, что при высоких температурах в реакционной камере скорости химических реакций существенно возрастают. Это обстоятельство обуславливает необходимость выбора оптимального времени пребывания реагируемых частиц угля в реакционной зоне реактора. Отклонение времени пребывания от оптимального значения при газификации топлива приводит к изменению состава

ва и выхода целевого продукта. Кроме того, этот фактор существенно влияет на геометрические параметры (объем) реакционной камеры реактора. Поэтому во избежание перегрева газообразной фазы и минеральной части, как продукта газификации, необходимо своевременно вывести из высокотемпературной зоны нагрева, особенно если она превышает температуру полной конверсии углерода ( $T_k = 1800 - 2000\text{K}$ ) [2].

**Целью данной работы** является исследование химической кинетики процессов термических преобразований углей с различными физико-химическими свойствами во времени при высокотемпературной ( $2000\text{ K} \leq T \leq 5000\text{ K}$ ) переработке в пароплазменном потоке.

**Изложение основного материала.** При газификации углерода в пароплазменном потоке с температурой  $2000 - 5000\text{ K}$  осуществляются гетерогенные реакции углерода с водяным паром и двуокисью углерода, а также гомогенная обратимая реакция одноокси углерода с водяным паром: 1)  $C + H_2O = CO + H_2$ ; 2)  $C + 2H_2O = CO_2 + 2H_2$ ; 3)  $C + CO_2 = 2CO$ ; 4)  $CO + H_2O = CO_2 + H_2$ . Предполагается, что теплофизические характеристики и размер частиц остаются постоянными в течение времени нагрева. Температура газа-теплоносителя по ходу реактора принята средней на стадии нагрева частиц.

Если известны размеры частицы, давление и температурные условия процесса, а также состав среды, в которой происходит газификация, то на основе этих исходных данных определяются кинетические константы и условия массообмена.

Расчет времени газификации коксового остатка можно проводить при условии определения области конверсии частицы топлива. Для этого необходимо определить константу скорости реакции, энергию активации реакции  $C + O_2 = CO_2$  для топлива данного вида, коэффициент массоотдачи, коэффициент взаимной диффузии веществ. Энергия активации реакции  $C + O_2 = CO_2$  для коксов твердого топлива разных видов, а также соотношения между энергиями активации различных реакций приведены в работе [5]. На основании анализа многочисленных опытных данных можно принять следующие отношения энергий активации различных реакций:

$$E_{C+H_2O} / E_{C+O_2 \rightarrow CO_2} = 1.6;$$

$$E_{C+CO_2} / E_{C+O_2 \rightarrow CO_2} = 2.2.$$

Одним из важных параметров кинетики процесса газификации является константа скорости реакции, которая определяется по соотношению Аррениуса

$$k_i = k_{0i} e^{-E_i/RT_\Gamma}, \quad (1)$$

где  $k_i$  – константа скорости  $i$ -й реакции, м/с;  $k_0$  – предэкспоненциальный множитель, м/с;  $e=2,71$  – основание натурального логарифма;  $E$  – энергия актива-

ции, кДж/кмоль;  $R$  – 8,314 кДж/(кмоль·К) – универсальная газовая постоянная;  $T_r$  – температура газа, К.

Связь энергии активации с предэкспоненциальным множителем в зависимости Аррениуса имеет следующий вид

$$\lg \kappa_{0i} = 0,2 \cdot 10^{-4} E_i + 2. \quad (2)$$

При определении коэффициента материального обмена  $\alpha_D$  необходимо вначале найти скорость витания частиц в потоке. Для малых частиц (например,  $d_c = 5 \cdot 10^{-5}$  м), скорость витания которых невелика, можно считать  $Nu_D = 2$ . Коэффициент материального обмена определяется по уравнению

$$\alpha_D = Nu_D \cdot D/d_c, \quad (3)$$

где  $Nu_D$  – диффузионный критерий Нуссельта;  $D$  – коэффициент взаимной диффузии веществ, м<sup>2</sup>/с;  $d_c$  – диаметр частицы угля, м.

Расчет диффузии в многокомпонентных газовых смесях сложен. В задачах горения допустимо использовать квазибинарную модель диффузии, противопоставляя рассматриваемому компоненту (отметим его индексом 1) смесь остальных компонентов как единый газ. Приближенно коэффициент  $D_{1n}$  можно определить из соотношения [5]

$$D_{1n} = \frac{1 - x_1}{x_2/D_{12} + x_3/D_{13} + x_4/D_{14} + \dots}, \quad (4)$$

где  $x_1 = p_1/P_k$ ,  $x_2 = p_2/P_k$ ,  $x_3 = p_3/P_k$  и т.д. – молярные доли компонентов в смеси газов;  $D_{12}$ ,  $D_{13}$ ,  $D_{14}$  и т.д. – коэффициенты взаимной диффузии компонента 1 в смеси с компонентом 2, компонентом 3 и т.д., м<sup>2</sup>/с;  $p_1$ ,  $p_2$ ,  $p_3$  и т.д. – парциальные давления компонентов в смеси газов, Па;  $P_k$  – давление газов в камере реактора, Па. Здесь индексами при  $p$  обозначены компоненты:  $O_2$  - 1;  $CO_2$  - 2;  $CO$  - 3;  $H_2$  - 4;  $H_2O$  - 5;  $N_2$  - 6.

Для расчета коэффициента взаимной диффузии используется степенная зависимость

$$D_{12} = D_{012} \left( \frac{T_k}{T_0} \right)^{1,75} \cdot \frac{P_0}{P_k}. \quad (5)$$

Коэффициенты взаимной диффузии  $D_{012}$  для некоторых пар газов при нормальных условиях ( $P_0 = 1,01 \cdot 10^5$  Па,  $T_0 = 273$  К) приведены в работе [5].

При газификации высоковлажных топлив, таких как торф, бурые угли, древесина, водоугольное топливо, анализ процесса окисления значительно услож-

няется по сравнению с окислением относительно сухих топлив. Большинство исследователей рассматривает газификацию натурального топлива как конверсию углерода коксового остатка. Скорость газификации углерода частицы кокса определяется по формуле [5]

$$G_c = \frac{\alpha_D}{R \cdot T_k} \cdot \left[ \frac{N_3}{1 + N_3} p_2 + \frac{N_1}{1 + N_1} (p_1 + 0,5 p_5) \right], \quad (6)$$

где  $N_i = \frac{k_i}{\alpha_D}$  - безразмерный комплекс;  $G_c$  - скорость газификации углерода, кмоль/(м<sup>2</sup>·с). Индекс при N – номер  $i$ -й реакции. Область конверсии углеродной частицы определяется следующим условием: при  $\alpha_D \gg k$  – кинетическая область; а при  $\alpha_D \ll k$  – диффузионная область газификации.

Теперь можно перейти к расчету времени газификации коксового остатка, используя формулу для определения  $G_c$  в соответствующей области газификации.

После определения параметра  $G_c$  для данных условий время газификации частицы коксового остатка можно рассчитать по формуле [5]

$$\tau = \frac{\rho_v \cdot d_v}{2M_c \cdot G_c}, \quad (7)$$

где  $\rho_v$  – плотность частицы, кг/м<sup>3</sup>;  $M_c = 12$  кг/кмоль – молекулярная масса углерода.

Данная методика определения кинетических констант процесса газификации водоугольного топлива была использована при расчете времени конверсии частиц коксового остатка в камере плазмоструйного реактора. В работе [6] показано, что конверсия содержащегося в коксе углерода занимает 90 % общего времени конверсии частицы твердого топлива. Остальные 10 % общего времени конверсии занимает выделение и выгорание летучих веществ.

В настоящей работе расчет проводился для следующих исходных данных: окислитель – водяной пар; топливо – частицы коксового остатка; коэффициент избытка окислителя  $\alpha = 0,45$ ; расход топлива  $m_T = 100$  кг/ч; расход окислителя  $m_n = 90$  кг/ч; температура газов в камере  $T_k = 2000 \div 5000$  К; давление газов в камере  $P_k = 1,1 \cdot 10^5$  Па; диаметр частиц коксового остатка  $d_v = (5 \div 20) \cdot 10^{-5}$  м; плотность частиц  $\rho_v = 1600$  кг/м<sup>3</sup>. Подача топлива в камеру реактора осуществлялась с помощью несущего газа (перегретого пара), который составлял 20 % от общего количества окислителя. Остальные 80 % от общего расхода – вода, которая содержится в топливе (например, водоугольном топливе). Тогда после диссоциации перегретого пара в камере реактора компонентами газовой смеси будут кислород, водород и водяной пар. В молярных долях компоненты газовой сме-

си в камере реактора имеют следующие значения:  $X_{H_2O}=0,801$ ;  $X_{O_2}=0,066$ ;  $X_{H_2}=0,133$ . Парциальные давления компонентов в объеме камеры составляют:  $P_{H_2O}=88,11$  кПа;  $P_{O_2}=7,26$  кПа;  $P_{H_2}=14,63$  кПа.

Так как в составе газовой смеси в камере реактора до начала реакций отсутствует компонент  $CO_2$ , т.е.  $p_2=0$ , то выражение (6) можно записать в виде

$$G_c = \frac{\alpha_D}{R \cdot T_k} \cdot \left[ \frac{N_1}{1 + N_1} (p_1 + 0,5 p_5) \right]. \quad (8)$$

Анализ результатов расчетов, которые приведены на рисунке 1, показывает, что кинетические характеристики процесса газификации углеводородного топлива существенно изменяются с повышением температуры газа в камере реактора. Характер кривых обосновывается свойствами функции  $e^{E_i/RT_k} = \kappa_i/\kappa_0$ , определяющей зависимость скорости химической реакции от температуры. При  $T_k=0$  имеем  $e^{E_i/RT_k} = 0$ . С повышением температуры экспонента резко возрастает, производная по температуре при этом положительна. При высоких температурах ( $T \geq 3000$  К) производная уменьшается, и экспонента асимптотически приближается к единице. При некоторой промежуточной температуре кривая имеет перегиб. Температуру  $T_n$ , отвечающую за перегиб кривой, можно определить по зависимости [5]

$$T_n = \frac{E_i}{2R}. \quad (9)$$

При температурах более низких, чем  $T_n$ , скорость реакции очень сильно возрастает с температурой. Так, при возрастании температуры газа от 2000 до 3000 К константа скорости реакции  $C+H_2O=CO+H_2$  увеличилась на 385 м/с, а в интервале температуры от 3000 до 5000 К наблюдается интенсивный рост скорости химической реакции на 13600 м/с.

Характер зависимости скорости конверсии углерода  $G_c$  от температуры газов в камере реактора определяется параметрами кинетики: диффузией и константой скорости химической реакции. Это видно и анализа формулы (8). В интервале температуры от 2000 до 3000 К наблюдается интенсивный рост скорости конверсии углерода по линейной зависимости, который замедляется при дальнейшем повышении температуры в камере до 5000 К.

Изменение температуры газа и, как следствие, констант скоростей химических реакций существенно влияет на величину времени газификации частицы кокса (рисунок 2). Расчет по уравнению (7) показал, что повышение температуры газа в камере реактора от 2000 до 5000 К приводит к уменьшению времени газификации частиц кокса размером  $d_i=(5 \div 20) \cdot 10^{-5}$  м.

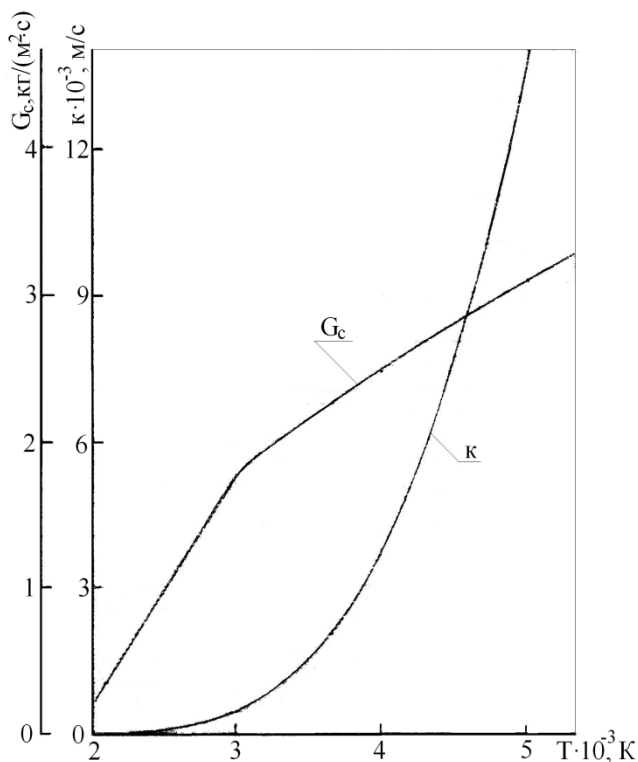


Рисунок 1 – Зависимость параметров кинетики процесса газификации угля от температуры газа в камере реактора

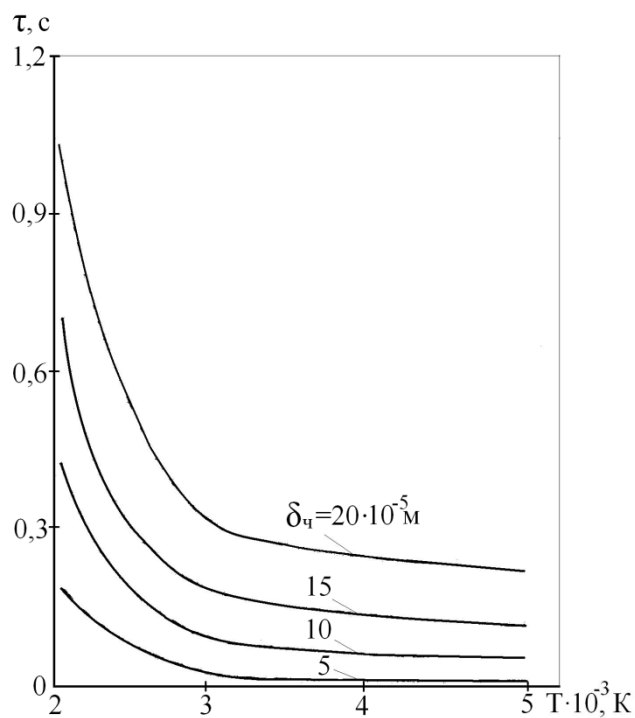


Рисунок 2 – Зависимость времени газификации частиц угля от температуры газа в камере реактора

При изменении температуры газа в камере с 2000 до 3000 К время газификации частиц кокса уменьшается соответственно в  $(8 \div 3)$  раз. С повышением температуры газа в камере реактора ( $T_k > 3000 \text{ К}$ ) наблюдается низкий темп уменьшения времени газификации. Это обусловлено резкими изменениями параметров кинетики при высоких температурах газа в камере, что приводит к изменению значения скорости конверсии углерода частицы кокса. Следовательно, температурный режим  $T_k = 3000 \text{ К}$  в камере реактора при газификации топлива предпочтительнее, поскольку обеспечивает резкое сокращение времени газификации частиц кокса размером  $d_p = (5 \div 20) \cdot 10^{-5} \text{ м}$ .

Аналогичный характер кривых  $\tau = f(T_k)$  получен при расчете параметров кинетики плазмоструйного реактора при использовании в качестве рабочего тела плазмотрона сжатого воздуха.

Таким образом, можно сделать **вывод**: при практической реализации процесса газификации углеродсодержащего топлива с целью повышения его производительности необходимо процесс проводить при температурах  $T_k \leq 3000 \text{ К}$ . При этом необходимо учитывать то обстоятельство, что процесс полной конверсии углерода частицы топлива завершается при температуре ее нагрева до 1900 К. Это позволит во избежание перегрева топлива, т.е. для получения качественного синтез-газа, определить оптимальное время нагрева и геометрические параметры реакционной камеры, а также место ввода в нее перерабатываемого топлива.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Ромаев, В.И. Получение горючего восстановительного газа при взаимодействии углей с водяным паром в плазменной струе / В.И. Ромаев // Тезисы докладов II Всесоюзного совещания по плазмохимической технологии и аппаратостроению. – М.: 1977. – Т. 1. – 80 с.
2. Физико-технические основы процессов конверсии и газификации углеродсодержащих минеральных сред при воздействии высокотемпературных концентрированных потоков энергии: отчет о НИР (заключ.): III–19–06 / ИГТМ НАН Украины; рук. Булат А.Ф.; исполн.: Пигида Е.Ю. [и др.]. – Днепропетровск, 2008. – 154с. – № ГР 0106U003274. - Инв. 6856.
3. Некоторые аспекты кинетики процесса плазмо-струйной переработки водоугольных дисперсных систем /Л.Т. Холявченко, Е.Ю. Пигида, С.Л. Давыдов [и др.] // Деформирование и разрушение материалов с дефектами и динамические явления в горных породах и выработках: матер. XXIII Межд. научн. школы им. Христиановича. – Симферополь, 2013. – с. 285 – 288.
4. Лонгвелл, П. Горение жидких топлив / П. Лонгвелл // Процессы горения. – М.: Физматгиз, 1961. – С.343-371.
5. Основы практической теории горения / Под ред. В. В. Померанцева. –Л.: Энергоатомиздат, 1986. – 310 с.
6. Сборник задач по теории горения / Под ред. В. В. Померанцева. –Л.: Энергоатомиздат, 1983. – 152 с.

## REFERENCES

1. Romaev, V.I. (1977), “Preparation of the reducing coal gas fuel interaction with water vapor in the plasma jet”, *Tezisy Doklady II Vsesoyuznogo soveshchaniya po plazmokhimicheskoy tekhnologii i apparatostroeniyu* [Abstract of the II All-Union Conference on the Plasma chemical technology and apparatus], Moscow, vol. 1, pp.80.
2. Bulat, A.F., Pigida, Ye.Yu. et al. (2008), *Fiziko-tekhnicheskie osnovy protsessov konversii i gazifikatsii uglerodosoderzhashchikh mineralnykh sred pri vozdeystvii vysokotemperaturnykh kontsentrirrovannykh potokov energii: otchet o NIR* [Physical and technical bases of conversion and gasification processes carbonaceous mineral medium under the influence of high concentrated energy flows: Report of research], IGTM NAS of Ukraine, Dnepropetrovsk, Ukraine.
3. Kholiavchenko, L.T., Pigida E.Y., Davydov S.L. et al. (2013), “Some aspects of the kinetics of plasma-jet processing of coal-water dispersions process”, *Deformirovanie i razrushenie materialov s defektami i dinamicheskie yavleniya v gornykh porodakh i vyrabotkakh* [Deformation and destruction of materials with defects and dynamic phenomena in rocks and workings], *XVII Mezhdunarodnaya Nauchnaya Shkola imeni Hristianovicha* [XVII International Khristianovich Scientific School], Simferopol, Ukraine, pp. 285 – 288.
4. Longvell, P. (1961), “The burning of liquid fuels”, *Processy gorennya* [Combustion Processes], Fizmatgiz, pp. 343-371.
5. Pomerancev, V.V.(ed.) (1986), *Osnovy prakticheskoy teorii gorenija* [Basics of practical combustion theory], Energoatomizdat, Leningrad, USSR.
6. Pomerancev, V.V. (ed.) (1983), *Sbornik zadach po teorii gorennya* [Digest of the theory of combustion problems], Energoatomizdat, Leningrad, USSR.

## Об авторах

**Холявченко Леонид Тимофеевич**, кандидат технических наук, старший научный сотрудник в отделе проблем разрушения горных пород, Институт геотехнической механики им. Н.С. Полякова Национальной академии наук Украины (ИГТМ НАНУ), Днепр, Украина, [demchik@bk.ru](mailto:demchik@bk.ru).

**Пигида Евгений Юрьевич**, кандидат технических наук, старший научный сотрудник в отделе проблем разрушения горных пород, Институт геотехнической механики им. Н.С. Полякова Национальной академии наук Украины (ИГТМ НАНУ), Днепр, Украина, [demchik@bk.ru](mailto:demchik@bk.ru).

**Демченко Сергей Вячеславович**, магистр, младший научный сотрудник в отделе проблем разрушения горных пород, Институт геотехнической механики им. Н.С. Полякова Национальной академии наук Украины (ИГТМ НАНУ), Днепр, Украина, [demchik@bk.ru](mailto:demchik@bk.ru).

**Давыдов Сергей Леонидович**, магистр, младший научный сотрудник в отделе проблем разрушения горных пород, Институт геотехнической механики им. Н.С. Полякова Национальной академии наук Украины (ИГТМ НАНУ), Днепр, Украина, [dsl77@ua.fm](mailto:dsl77@ua.fm).



### About the author

**Kholiavchenko Leonid Timofeevich**, Candidate of Technical Sciences (Ph.D.), Senior Researcher in Department of Rock Breaking Problems, M.S. Polyakov Institute of Geotechnical Mechanics under the National Academy of Sciences of Ukraine (IGTM, NASU), Dnepr, Ukraine, [demchik@bk.ru](mailto:demchik@bk.ru).

**Pigida Evgeniy Yuryevich**, Candidate of Technical Sciences (Ph.D.), Senior Researcher in Department of Rock Breaking Problems, M.S. Polyakov Institute of Geotechnical Mechanics under the National Academy of Sciences of Ukraine (IGTM, NASU), Dnepr, Ukraine, [demchik@bk.ru](mailto:demchik@bk.ru).

**Demchenko Sergey Vyacheslavovich**, Master of Science, Junior Researcher in Department of Rock Breaking Problems, M.S. Polyakov Institute of Geotechnical Mechanics under the National Academy of Sciences of Ukraine (IGTM, NASU), Dnepr, Ukraine, [demchik@bk.ru](mailto:demchik@bk.ru).

**Davydov Sergey Leonidovich**, Master of Science, Junior Researcher in Department of Rock Breaking Problems, M.S. Polyakov Institute of Geotechnical Mechanics under the National Academy of Sciences of Ukraine (IGTM, NASU), Dnepr, Ukraine, [dsl77@ua.fm](mailto:dsl77@ua.fm).

**Анотація.** Досліджено хімічну кінетику процесів термічних перетворень середовищ, що містять в собі вуглець, при високотемпературній ( $2000\text{K} \leq T \leq 5000\text{K}$ ) обробці в камері плазмового струменевого реактора з використанням в якості окислювача водяної пари.

Розраховано швидкості протікання хімічних реакцій за викладеною методикою визначення кінетичних констант процесу газифікації водовугільного палива. Встановлено вплив температури газового середовища в камері на час повної конверсії вуглецю частки палива.

Наведено приклад розрахунку параметрів процесу газифікації частинок коксового залишку розміром  $(5 \div 20) \cdot 10^{-5}$  м при коефіцієнті надлишку окислювача  $\alpha = 0,45$  і витрати палива  $m_T = 100$  кг/ч. Показано доцільність проведення процесу пароструменевої газифікації при температурі газів в камері реактора до 3000 К.

**Ключові слова:** хімічна кінетика, пароплазмова переробка, водовугільне паливо, середовище, що містить в собі вуглець, процес газифікації.

**Abstract.** Chemical kinetics of thermal conversion process of carbon-containing media at high temperature ( $2000\text{ K} \leq T \leq 5000\text{ K}$ ) processing in the chamber of the reactor using a plasma jet as the oxidant vapor was studied.

Rate of chemical reactions was calculated by procedure set out for defining kinetic constants of the process of coal-water fuel gassing. Impact of gaseous medium temperature in the chamber on the time of full conversion of fuel carbon particles was specified.

As an example, parameters of process of coke particle (size  $(5 \div 20) \cdot 10^{-5}$  m) gasification are calculated with coefficient of excess oxidant  $\alpha = 0,45$  and fuel consumption  $m_T = 100\text{kg / h}$ .

Expediency of the steam-plasma gasification process at temperature of gas in the reactor chamber up to 3000 K is grounded.

**Keywords:** chemical kinetics, vapor-plasma processing, hydrocarbon fuel, carbon-containing media, gasification process.

*Статья поступила в редакцию 03.10.2016*

*Рекомендовано к публикации д-ром технических наук Васильевым Л.М.*