

## МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕРМИЧЕСКОГО РАЗЛОЖЕНИЯ СМОЛИСТЫХ ВЕЩЕСТВ В ПРОЦЕССЕ ОБРАЩЕННОЙ ГАЗИФИКАЦИИ РАСТИТЕЛЬНОЙ БИОМАССЫ

И.Г. Донской

ИСЭМ СО РАН, г. Иркутск, Россия

ORCID\*: <http://orcid.org/0000-0003-2309-8461>, [donskoy.chem@mail.ru](mailto:donskoy.chem@mail.ru)

**Резюме:** ЦЕЛЬ. Оценка условия достаточно глубокого термического разложения смолистых веществ, образующихся при слоевой газификации древесного топлива. МЕТОДЫ. Для этого применяются математические модели в разных постановках: разложение смолы рассматривается в приближениях одно- и двухреакционной кинетической схемы; для оценки влияния размеров слоя и температуры используется уравнение конвекции-диффузии-реакции с заданным распределением температуры по длине реакционной зоны; температура процесса газификации оценивается из экспериментальных данных и термодинамических расчетов. Наряду с численной моделью разложения смолы применена упрощенная аналитическая формула (для больших чисел Пекле), определены границы ее применимости. РЕЗУЛЬТАТЫ. Эффективность процесса воздушной газификации древесины определяется температурным уровнем окислительной стадии: в области режимов, в которых достигается оптимальные значения эффективности, конверсия смолистых продуктов не протекает достаточно полно из-за кинетических ограничений; повышение удельного расхода окислителя приводит к снижению эффективности из-за стехиометрических причин. ЗАКЛЮЧЕНИЕ. Физико-химические ограничения не позволяют достичь предельных значений эффективности газификации, смещая оптимальные режимы в сторону увеличения удельных расходов воздуха; снижение выхода смолы требует, в первую очередь, изменения термических режимов газификации (например, внешнего нагрева или повышения концентрации кислорода).

**Ключевые слова:** газификация, смола, кинетика разложения, математическое моделирование, термодинамическое моделирование.

**Благодарности:** Работа выполнена в ИСЭМ СО РАН в рамках научного проекта П.17.1.2 Программы фундаментальных исследований СО РАН (рег. № АААА-А17-117030310448-0). Работа выполнена с использованием оборудования ЦКП «Высокотемпературный контур» ИСЭМ СО РАН.

**Для цитирования:** Донской И.Г. Математическое моделирование термического разложения смолистых веществ в процессе обращенной газификации растительной биомассы // Известия высших учебных заведений. ПРОБЛЕМЫ ЭНЕРГЕТИКИ. 2020. Т. 22. № 5. С. 81-93. doi:10.30724/1998-9903-2020-22-5-81-93.

## MATHEMATICAL MODELING OF THERMAL DECOMPOSITION OF RESINS IN THE PROCESS OF REVERSED GASIFICATION OF PLANT BIOMASS

IG. Donskoy

Melentiev Energy Systems Institute of Siberian Branch of Russian Academy of Sciences,  
Irkutsk, Russia

ORCID: <http://orcid.org/0000-0003-2309-8461>, [donskoy.chem@mail.ru](mailto:donskoy.chem@mail.ru)

**Abstract: THE PURPOSE.** Of this work is to estimate parameters for a sufficiently complete thermal decomposition of tarry products of the fixed-bed gasification of wood fuel. **METHODS.** To this end, mathematical models are used in different statements: the decomposition of the tar is considered in the approximations of one- and two-reaction kinetic

scheme; to assess the influence of the bed height and temperature, the convection-diffusion-reaction equation with a given temperature distribution along the length of the reaction zone is used; the temperature of the gasification process is estimated from experimental data and thermodynamic calculations. Along with the numerical model of the decomposition of the tar, a simplified analytical expression (for large Peclet numbers) is applied, the limits of its applicability are determined. **RESULTS.** Of calculations show that the efficiency of the air-blown gasification of wood is determined by the temperature level of the oxidation stage: in the range of modes in which the optimal values of efficiency are achieved, the conversion of tarry products does not proceed sufficiently completely due to kinetic limitations; an increase in the specific consumption of the oxidizer leads to a decrease in efficiency due to stoichiometric reasons. **CONCLUSION.** Physicochemical limitations do not allow reaching the limiting values of gasification efficiency, shifting the optimal modes towards increasing the specific air consumption; a decrease in the yield of tar requires, first of all, changes in the thermal modes of gasification (for example, external heating or an increase in the oxygen concentration).

**Keywords:** gasification, tar, decomposition kinetics, mathematical modelling, thermodynamic modeling.

**Acknowledgments:** The work is performed as a part of scientific project III.17.1.2 of Fundamental Research Program of Siberian Branch of Russian Academy of Sciences (reg. No. AAAA-A17-117030310448-0) using equipment of the multi-access scientific center "High Temperature Circuit".

**For citation:** Donskoy IG. Mathematical modeling of thermal decomposition of resins in the process of reversed gasification of plant biomass. *Power engineering: research, equipment, technology.* 2020;22(5):81-93. doi:10.30724/1998-9903-2020-22-5-81-93.

## Введение

Для установок с газификацией биомассы существуют ограничения на единичную мощность, связанные с экономически эффективным радиусом сбора и транспортировки топлива. С уменьшением мощности усиливается эффект масштаба: для установок мощностью 1 МВт(т) и меньше характерны высокие удельные капитальные и эксплуатационные затраты [1]. Даже при использовании дешевого топлива (биомасса может иметь нулевую стоимость) стоимость энергии не позволяет установкам с газификацией конкурировать с установками на углеводородном топливе и централизованному энергоснабжению [2]. Повышение эффективности и конкурентоспособности таких установок связано в основном с повышением эффективности стадий газификации и очистки газа от смолы. Одной из главных проблем энергетического применения генераторного газа, полученного из биомассы, является его засмоленность. Содержание смолы в газе во многом определяет надежность и экономические характеристики установок с газификацией [3]. В связи с этим разрабатываются способы снижения содержания смолы в газе (например, использование ступенчатых схем, сорбционные/каталитические методы [4, 5] и т.д.).

Среди одноступенчатых (наиболее простых) процессов газификации биомассы широкое распространение получил т.н. обращенный слоевой процесс, в котором топливо после стадий пиролиза и горения образует обширную восстановительную зону. За счет развитой поверхности топливных частиц смола частично сорбируется и разлагается непосредственно в реакционной зоне. Температура в восстановительной зоне, как правило, монотонно падает за счет теплопотерь и эндотермических реакций. В этой связи интересно рассмотреть кинетические условия разложения смолистых веществ, что даст возможность оценить пределы эффективности их конверсии.

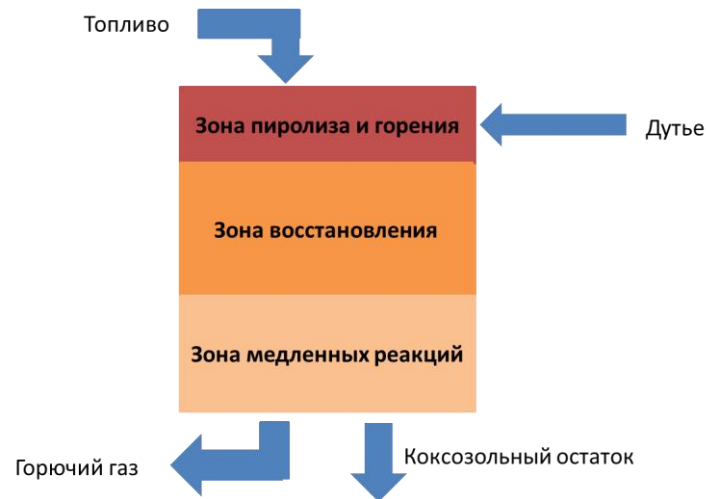


Рис. 1. Схема обращенного слоевого процесса газификации

### Материалы и методы

Рассмотрим одномерный стационарный слой топлива после зоны окисления. Скорость движения топлива, как правило, намного меньше скорости газа, поэтому будет считать его неподвижным. Начальная температура слоя соответствует температуре продуктов горения продуктов пиролиза, температура на выходе считается достаточно низкой, чтобы гетерогенные реакции окисления топлива практически не протекали. Поступающий в восстановительную зону поток газа содержит смолистые вещества, которые переносятся с потоком и разлагаются под действием температуры. Давление мало меняется по высоте слоя и принимается всюду равным атмосферному. Тепловой эффект разложения смолы считаем малым по сравнению с другими процессами. Тогда можно записать дифференциальное уравнение баланса массы смолистых веществ в слое:

$$\rho U \frac{dC}{dz} = \frac{d}{dz} \left( \rho D \frac{dC}{dz} \right) - \rho K(T)C \quad (1)$$

где  $C$  – массовая концентрация смолистых веществ в газе;  $\rho$  – плотность газа,  $\text{кг/м}^3$ ;  $U$  – скорость движения газа,  $\text{м/с}$ ;  $z$  – пространственная координата (расстояние от входа газа в зону),  $\text{м}$ ;  $D$  – коэффициент диффузии,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $K$  – кинетический коэффициент реакции разложения смолистых веществ,  $1/\text{с}$ ;  $T$  – температура слоя,  $\text{К}$ . Начальные и граничные условия записываются следующим образом:

$$\begin{aligned} C(0) &= C_0 \\ \left. \frac{dC}{dz} \right|_{z=L} &= 0 \end{aligned}$$

где  $L$  – высота слоя,  $\text{м}$ . Кинетический коэффициент в (1) зависит от температуры следующим образом:

$$K = k_0 \exp \left( -\frac{E}{R_g T} \right)$$

где  $k_0$  – предэкспоненциальный множитель,  $1/\text{с}$ ;  $E_a$  – энергия активации,  $\text{кДж/моль}$ ;  $R_g$  – газовая постоянная,  $\text{Дж/моль/К}$ . Кинетические параметры являются эффективными величинами: они складываются из взаимодействия большого числа элементарных стадий и поэтому оцениваются для некоторого узкого диапазона условий (все еще достаточного, однако, для целей расчета). Коэффициент диффузии зависит от температуры по степенному закону:

$$D = D_0 \left( \frac{T}{273} \right)^n$$

Плотность связана с температурой уравнением состояния идеального газа:

$$\rho = \frac{PM_g}{R_g T}$$

где  $M_g$  – молярная масса газа,  $\text{кг/моль}$ . Скорость может быть найдена из уравнения непрерывности  $\rho U = \text{const}$  (считаем, что гетерогенные реакции протекают без значимого изменения плотности). Распределение температуры считаем заданным. В первом (как

будет показано ниже, достаточно хорошо) приближении можно считать его линейным:

$$T = T_{max} \left(1 - \frac{z}{L}\right) + T_{min} \frac{z}{L}$$

Таким образом, для того, чтобы найти эффективность разложения смолы за счет теплоты процесса, необходимо проинтегрировать линейное дифференциальное уравнение второго порядка (1). Если считать коэффициенты задачи постоянными и использовать некоторые особенности уравнения, можно получить приближенное аналитическое решение. Для более детальных оценок необходимо интегрировать исходное уравнение (1) численно.

Задачу (1) можно привести к безразмерному виду, используя характерные масштабы задачи [6]:

$$\frac{d\varphi}{d\xi} = \frac{1}{Pe} \frac{d^2\varphi}{d\xi^2} - Da\varphi$$

где  $\xi$  – безразмерная пространственная координата,  $z/L$ ;  $\varphi$  – безразмерная концентрация смолы,  $C/C_0$ ;  $Pe$  – диффузионное число Пекле;  $Da$  – число Дамкелера, построенное по гидродинамическому времени:

$$Pe = \frac{UL}{D}$$

$$Da = \frac{KL}{U}$$

В таком виде  $Da$  и  $Pe$  зависят от координаты. Однако скорость газа меняется намного меньше, чем скорость химической реакции, поэтому далее в качестве масштаба скорости используем среднюю скорость течения газа в слое (т.е. скорость течения при средней температуре). Используя разложение Франк-Каменецкого [7], можно представить зависимость  $K$  от температуры в виде экспоненциальной функции:

$$K \approx K(T_0) \exp\left(\frac{E(T - T_0)}{RT_0^2}\right)$$

Подставляя сюда линейное распределение температуры и принимая  $T_0 = T_{max}$ , получаем:

$$K \approx K(T_{max}) \exp\left(\frac{E(T_{min} - T_{max})}{RT_{max}^2} \xi\right) = K(T_{max}) \exp(-Ze\xi)$$

Здесь безразмерный параметр  $Ze$  – число Зельдовича, которое характеризует чувствительность скорости реакции к изменению температуры [8]. Таким образом, характерным масштабом скорости реакции является скорость реакции при начальной температуре. Тогда можно записать:

$$\frac{d\varphi}{d\xi} = \frac{1}{Pe} \frac{d^2\varphi}{d\xi^2} - \varphi Da_0 \exp(-Ze\xi)$$

В реальных газогенераторах скорость газа и длина реакционной зоны таковы, что число  $Pe$  имеет значения порядка 100-1000. Поэтому с небольшой погрешностью можно пренебречь диффузионным слагаемым и записать обыкновенное дифференциальное уравнение:

$$\frac{d\varphi}{d\xi} = -\varphi Da_0 \exp(-Ze\xi)$$

Это уравнение элементарно интегрируется, и с учетом начального условия  $\varphi = 1$  можно записать:

$$\varphi = \exp\left\{\frac{Da_0}{Ze} [\exp(-Ze\xi) - 1]\right\} \quad (2)$$

При больших  $Ze\xi$  относительная концентрация смолы стремится к постоянному значению  $\exp(-Da_0/Ze)$ .

Исходное уравнение является линейным, поэтому возможно получить аналитическое решение в квадратурах для полной системы без упрощений. Это, однако, приводит к громоздким формулам, которое не дает большего уровня в понимании по сравнению с приближенным решением. При этом, многие интегралы в точном решении (например, интегральная показательная функция) не могут быть представлены в аналитическом виде, поэтому использование численных методов оказывается неизбежным.

Уравнение (1) может быть приближено системой разностных уравнений [9]:

$$-\frac{(\rho U)_i}{h} C_i + \frac{(\rho U)_{i-1}}{h} C_{i-1} + \frac{(\rho D)_{i-1,i}}{h^2} (C_{i-1} - C_i) + \frac{(\rho D)_{i,i+1}}{h^2} (C_i - C_{i+1}) - \rho_i K_i C_i = 0$$

Такая система может быть решена методом прогонки. Преимуществами численного решения, кроме указанных выше, являются возможность варьировать температурный профиль и учет дополнительных кинетических особенностей разложения смолистых продуктов. Например, наши кинетические расчеты в работе [10] показали, что окисление толуола (который часто рассматривается как модельное соединение смолы [11]) протекает с разными значениями эффективной энергии активации на разных температурных интервалах. Типичный аррениусовский график представлен на рис. 1, из которого видно, что разложение толуола протекает двумя разными кинетическими путями при температурах ниже и выше 1300 К. Низкотемпературное разложение толуола протекает с высокой эффективной энергией активации, характерной для реакций пиролитического распада ароматических соединений. Высокотемпературное разложение протекает с энергией активации порядка 120 кДж/моль, то есть вклад реакций, связанных с окислительным разрушением, увеличивается.

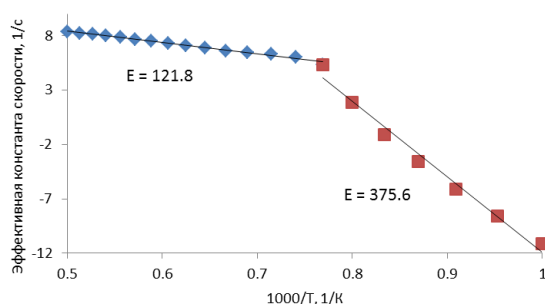


Рис. 1. Аррениусовский график по результатам расчетных экспериментов разложения толуола

Кинетический коэффициент разложения смолистых веществ может быть представлен в виде комбинации двух составляющих:

$$K(T) = \frac{1}{\frac{1}{k_1 e^{-\frac{E_1}{R_g T}}} + \frac{1}{k_2 e^{-\frac{E_2}{R_g T}}}}$$

Переход между разными режимами разложения происходит вблизи 1300 К. Стадия окисления в газогенераторах с воздушным дутьем редко достигает такого уровня температуры. Тем не менее, существуют высокотемпературные процессы, в которых это возможно (например, газификация в фильтрационных режимах горения, с обогащенным дутьем, подогревом воздуха и т.д.). Значения коэффициентов, которые использовались в расчетах, представлены в табл. 1.

Таблица 1.

Значения коэффициентов в модели		
Величина и обозначение	Размерность	Значение
Давление газа, $P$	Па	101325
Молярная масса газа, $M_g$	кг/моль	0.028
Газовая постоянная, $R_g$	Дж/моль/К	8.314
Коэффициент диффузии при стандартной температуре, $D_0$	м <sup>2</sup> /с	$2.69 \times 10^{-6}$
Показатель степени $n$		1.917
Предэкспонент $k_1$	1/с	$1.366 \times 10^{17}$
Энергия активации $E_1$	кДж/моль	375.6
Предэкспонент $k_2$	1/с	$6.9 \times 10^6$
Энергия активации $E_2$	кДж/моль	121.8

Для выбора базовых значений геометрических размеров слоя и скорости газа можно принять данные [12-14] (табл. 2). Результаты расчетов представлены на рис. 2. При использовании формулы (2) параметр  $Ze$  рассчитывался по энергии активации  $E_1$ .

Приближенное аналитическое решение недооценивает степень конверсии смолистых продуктов в слое. Это может быть связано с исключением диффузионного члена: в области резких градиентов концентрации, на начальном участке, когда  $Pe\xi$  мало, диффузионный поток оказывается значимым; на этом же участке и протекает наиболее интенсивная конверсия смолы. Эта область является «пограничным слоем», в котором сосредоточена погрешность аппроксимации аналитического решения. Эта погрешность, однако, составляет величину всего 2.5% (при этом число  $Pe > 8000$ ).

Таблица 2.

Параметры реакционной зоны			
Источник	[12]	[13]	[14]
Длина реакционной зоны, м	0.24	0.1-0.8	0.5
Начальная скорость газа, м/с	1.17	$0.3(T_{max}/273)$	0.1-0.5
Начальная температура, К	1240	1200-1800	1000-1300
Конечная температура, К	810	600	800

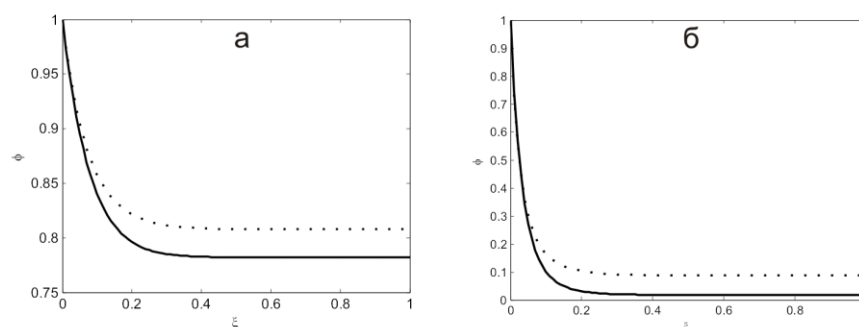


Рис. 2. Расчетная зависимость концентрации смолы от длины реакционной зоны для условий из работы [12]: а – начальная температура 1240 К; б – начальная температура 1400 К. Сплошные линии – численный расчет, пунктирные линии – приближенное аналитическое решение

Конечная конверсия смолы в расчетном примере составляет всего около 20% от начального количества. Как будет показано ниже, это связано с оценкой начальной температуры. Здесь же отметим, что в условиях, типичных для слоевой газификации биомассы, конверсия смолы в слое может быть невысокой, а скорость разложения достаточно быстро затухает по мере удаления от входной границы.

#### Результаты расчетов и их обсуждение

В работе [15] более подробно обсуждается вопрос о выборе температуры газа, поступающего в восстановительную зону после стадий пиролиза и горения. Прецизионные измерения здесь практически невозможны, в т.ч. и потому, что граница между зонами окисления и восстановления может быть нестационарной (что связано с механическими особенностями движения частиц по мере проседания слоя). На основании подбора нескольких параметров, авторы получают оценку средней температуры – 1400 К. Подставляя это значение в расчет, получаем результаты, представленные на рис. 2. При таких условиях конверсия смолы в слое составляет 98%. Отличия в степени конверсии между численным и аналитическим решением составляет теперь почти 7% (приближенное решение опять недооценивает степень превращения смолы).

Для оценки чувствительности конверсии смолы к начальной температуре были проведены варианты расчетов. На рис. 3 представлены результаты для фиксированной длины реакционной зоны (кривые на рис. 2 являются срезами этой поверхности при соответствующих температурах). Можно увидеть сгущение изолиний в области 1200-1400 К: эта область оказывается критичной для разложения смолы при данных условиях. Длина активной зоны разложения смолистых продуктов для всех случаев составляет порядка 0.2-0.4  $L$ . Результаты расчетов по приближенной формуле (2) приведены на рис. 4а. Результаты приближенных расчетов качественно соответствуют численным, а в области низких температур (примерно до  $T_{max}$  1250 К) даже количественно. С ростом температуры скорость реакции растет, градиент концентрации на начальном участке растет, и диффузионный поток становится более значимым. Тем не менее, абсолютные погрешности все еще невысоки.

Результаты расчетов с варьированием длины реакционной зоны представлены на рис. 4. Длина реакционной зоны оказывается менее значимым параметром по сравнению с температурой, что соответствует нашим экспериментальным данным [16, 17]. Эффект пятикратного увеличения высоты слоя оказывается примерно таким же, как и увеличение начальной температуры менее чем на 100 К. Чувствительность к температуре характерна

для химических процессов, поэтому в данном случае больший интерес представляет определение температурных границ для конкретного процесса. Условия в реакционной зоне можно оценить с помощью термодинамических расчетов.

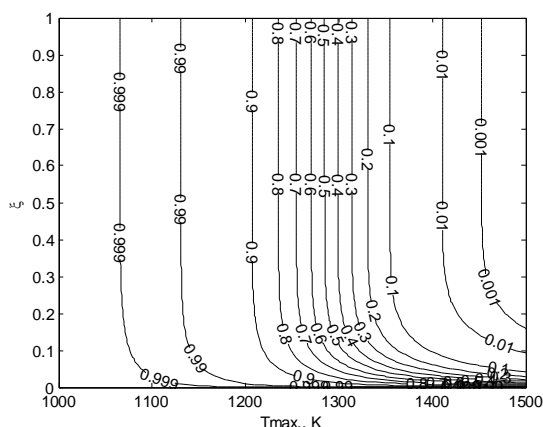


Рис. 3. Зависимость концентрации смолы  $\varphi$  от начальной температуры газа и расстояния от входа в слой

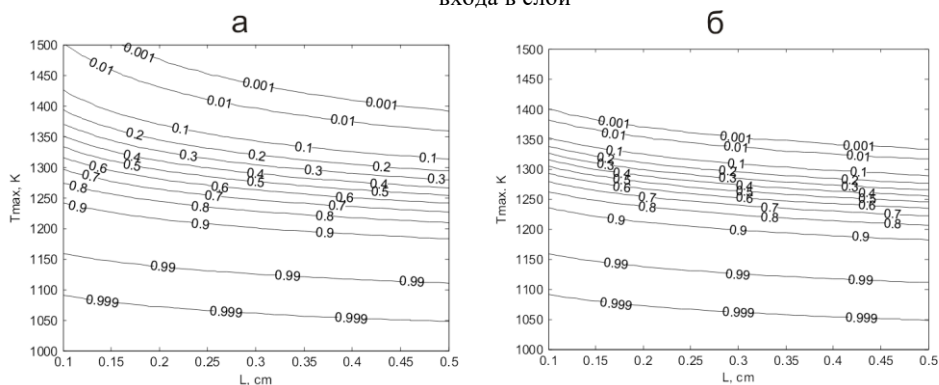


Рис. 4. Зависимость концентрации смолы  $\varphi$  на выходе из слоя от начальной температуры газа и длины реакционной зоны (*а* – численное решение, *б* – приближенное аналитическое решение)

Результаты расчетов для других условий газификации биомассы (условия взяты из работ [13, 14]) приведены на рис. Данные [14] описывают низкотемпературные режимы газификации биомассы; в работе [13] даются оценки для высокотемпературного процесса (с внутренней регенерацией теплоты), где температуры зоны горения могут достигать достаточно высоких значений. И в том, и в другом случае концентрация смолы в выходящем газе определяется длиной реакционной зоны и температурой зоны горения. Можно было бы предположить, что для снижения концентрации смолы для условий [14] необходимо снижать скорость газа, т.е. уменьшить расход дутья или увеличить диаметр реактора. Однако, как показывают эксперименты, увеличение расхода, напротив, способствует получению газа лучшего качества (с меньшим содержанием смолы), что связано, в свою очередь, с влиянием скорости дутья на условия в зоне горения. Это влияние не рассматривается в модели (1), поэтому полученные выводы могут оказаться противоречивыми.



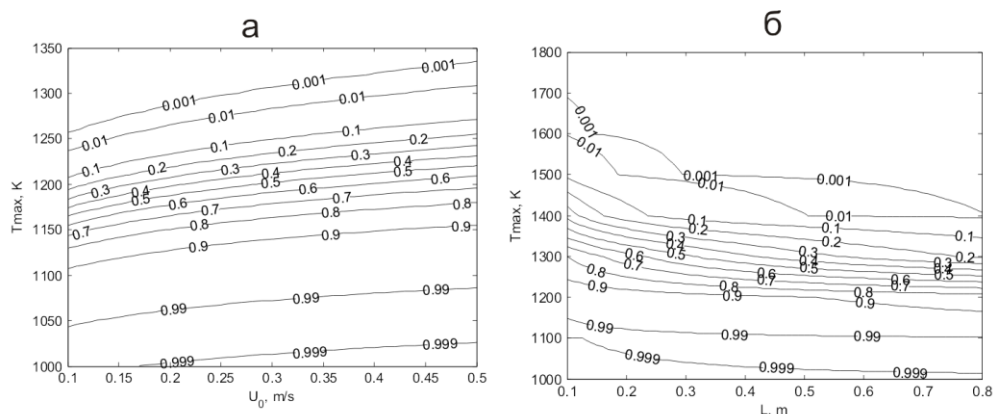


Рис. 5. Зависимость концентрации смолы  $\varphi$  на выходе из слоя от начальной температуры (а) и скорости газа (б) для условий работы [14] (численное решение)

Адиабатической температурой горения называют температуру, которая достигается физико-химической системой в состоянии конечного равновесия (при ограничениях на теплообмен с окружающей средой). При полном сгорании эта температура близка к теоретической температуре горения, при газификации она может быть намного ниже. При постоянной начальной температуре системы адиабатическая температура зависит от соотношения реагентов. На рис. 4 представлена зависимость эффективности процесса газификации древесной биомассы от соотношения топлива и воздуха при разных начальных температурах (начальная температура 200 К моделирует ситуацию с существенными теплотерями). Вместо удельного расхода воздуха на оси абсцисс отложены значения адиабатической температуры: если ограничить диапазон удельного расхода до стехиометрического соотношения, равного единице, то эти величины однозначно определяют друг друга.

На рис. 6а можно увидеть характерную зависимость эффективности газификации от конечной температуры: существует оптимальная температура (оптимальный удельный расход воздуха), при котором эффективность максимальна, и для выбранных значений параметров составляет 80-90%. Реальные процессы сопровождаются потерями (в т.ч. связанными с образованием смолистых продуктов), поэтому достигнутые значения эффективности редко превышают 70%. Поэтому наши оценки необходимо будет уточнить, в т.ч. с учетом известных экспериментальных данных. Например, в работах [16] показано, что экспериментальные режимы газификации в координатах «удельный расход воздуха – теплотерии» часто располагаются вблизи области полной конверсии огарка. Это означает, что удельный расход воздуха не является независимой величиной и определяется особенностями процесса (механической твердостью и просыпанием коксозольного остатка, эффективностью теплоизоляции и т.д.).

Оптимальные значения адиабатической температуры лежат в очень узком интервале 900-1000 К. Можно оценить соответствующие этому диапазону значения температуры горения перед восстановительной зоной. Для этого были проведены термодинамические расчеты процесса газификации с ограничением на выход твердого углеродного остатка, который фиксировался на уровне  $(1 - V^{daf})$  от начального количества топлива. Результаты представлены на рис. 6б: в диапазоне расходов 1-3.5 моль воздуха на моль углерода температура в зоне горения превышает конечную температуру на несколько сотен градусов. Температура зоны горения в точке максимальной термодинамической эффективности равна примерно 1390 К: из рис. 4 видно, что при длине реакционной зоны 0,5 м при этом возможна конверсия смолы до 0,1% от начального количества. Слой такой высоты, как правило, не используется в слоевых газогенераторах, поскольку при довольно низких температурах (и, соответственно, низких скоростях гетерогенных реакций) он создает значительное гидравлическое сопротивление из-за увеличения доли мелких фракций по мере выгорания топливных частиц.

Для оценочных расчетов можно выбрать область удельных расходов 1-1,5 где температура зоны горения составляет 1000-1400 К. Предельно достижимое снижение концентрации смолы может быть оценено по формуле (2) для больших  $Ze\xi$ : результаты расчетов с варьированием конечной температуры представлено на рис. 7. Температура на выходе из слоя зависит от условий теплообмена реакционной зоны с окружающей средой. При температуре в зоне горения порядка 1000-1200 К смолистые продукты практически не разлагаются (см. рис. 3). При снижении температуры на выходе из слоя (высоких теплотерях) концентрация смолы в газе на выходе из слоя ожидаемо растет.



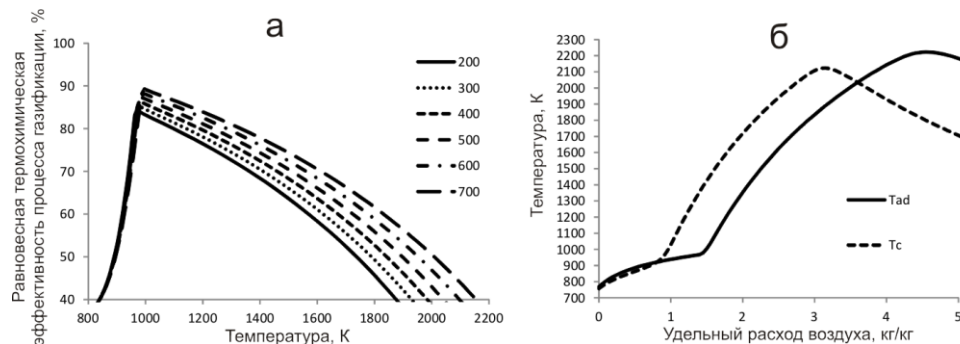


Рис. 6. Зависимость термодимической эффективности процесса газификации от адиабатической температуры (а); зависимость температуры процесса газификации от удельного расхода воздуха (б).  $T_{ad}$  – температура конечного равновесия;  $T_c$  – температура зоны горения

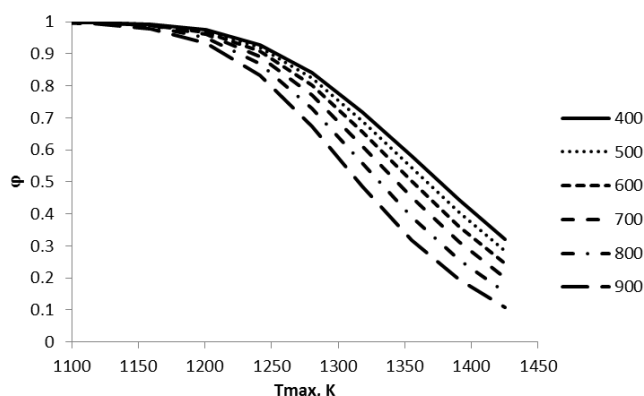


Рис. 7. Зависимость относительной концентрации смолистых продуктов от максимальной температуры в зоне горения (числа на легенде – температура газа на выходе из слоя).

Таким образом, несмотря на то, что термодимическая эффективность газификации биомассы в равновесных условиях достигает значений 80-90%, недостаточно высокая температура процесса не позволяет достичь их из-за низкой конверсии смолистых веществ в реакционной зоне. Повышение температуры газификации может быть достигнуто либо внешним нагревом, либо за счет внутренней энергии процесса, за счет повышения стехиометрического соотношения выше оптимального значения. При этом выход горючих газов неизбежно упадет, однако полученный газ будет содержать меньше смолы.

### Заключение

В статье рассмотрен процесс разложения сломы в восстановительной зоне обращенного газогенератора с помощью одномерной стационарной модели. Для аппроксимации скорости реакции разложения применяются одно- и двухстадийная брутто-кинетическая схема. Сопоставлены результаты численного решения и аналитического решения упрощенной задачи (в пределе больших чисел Пекле).

Для ряда конкретных реакторов (по литературным данным) получены расчетные зависимости эффективности конверсии смолы от длины реактора и температуры окислительной зоны. Входящие параметры модели оцениваются с помощью кинетических и термодинамических расчетов.

Эффективность процесса газификации биомассы, как правило, оказывается намного ниже, чем показывают термодинамические оценки. Проведенные расчеты показывают, что при значениях температуры окислительной зоны, которые соответствуют оптимальным равновесным условиям процесса, степень разложения смолы оказывается слишком низкой. Более глубокое разложение смолы требует повышения температуры, что может быть достигнуто только за счет повышения удельного расхода воздуха.

### Литература

1. Sansaniwal S.K., Pal K., Rosen M.A., et al. Recent advances in the development of biomass

gasification technology: A comprehensive review // *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2017. V. 72. pp. 363-384.

2. Marchenko O.V., Solomin S.V., Kozlov A.N., et al. Use of gasifier-based electric power stations for improving the economy of autonomous power supply systems in Russia // *Journal of Physics: Conference Series*. 2020. V. 1565. N12077.

3. Reed T.B., Das A. Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. The Biomass Energy Foundation Press, 1998. 148 p.

4. Heidenreich S., Foscolo P.U. New concepts in biomass gasification // *Progress in Energy and Combustion Science*. 2015. V. 46. pp. 72-95.

5. Донской И.Г. Математическое моделирование газификации древесины смолистых продуктов на частицах активных компонентов // *Известия вузов. Проблемы энергетики*. 2018. Т. 20. № 11-12. С. 107-117.

6. Liu W. Linear reaction-convection-diffusion equation // *Elementary feedback stabilization of the linear reaction-convection-diffusion equation and the wave equation*. Berlin, Heidelberg: Springer, 2010. pp. 119-214.

7. Франк-Каменецкий Д.А. Основы макрокинетики. Диффузия и теплопередача в химической кинетике: монография. Долгопрудный: Издательский дом "Интеллект", 2008. 408 с.

8. Clavin P. Dynamic behavior of premixed flame fronts in laminar and turbulent flows // *Progress in energy and combustion science*. 1985. V. 11. P. 1-59.

9. Патанкар С. Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости. М.: Энергоатомиздат, 1984. 152 с.

10. Kozlov A., Svishchev D., Donskoy I., et al. Impact of gas-phase chemistry on the composition of biomass pyrolysis products // *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*. 2015. V. 122, N3. pp. 1089-1098.

11. Bai Z., Nakatsuka N., Hayashi J., et al. Study on inverse diffusion flame formed in combustion field of woody biomass gasification gas // *Proceedings of Grand Renewable Energy 2018 (June 17-22, 2018, Yokohama, Japan)*. Paper O-Bc-1-4.

12. Jayah T.H., Aye L., Fuller R.J., et al. Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying // *Biomass and Bioenergy*. 2003. V. 25, N4. pp. 459-469.

13. Салганский Е.А., Полианчик Е.В., Манелис Г.Б. Моделирование фильтрационного горения твердого пиролизующегося топлива // *Физика горения и взрыва*. 2013. Т. 49. № 1. С. 45-61. [https://www.sibran.ru/journals/issue.php?ID=148139&ARTICLE\\_ID=148144](https://www.sibran.ru/journals/issue.php?ID=148139&ARTICLE_ID=148144).

14. Кейко А.В., Свищев Д.А., Козлов А.Н. Газификация низкосортного твердого топлива: уровень и направления развития технологий. Иркутск: ИСЭМ СО РАН, 2007. 66 с.

15. Babu B.V., Sheth P.N. Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor // *Energy Conversion and Management*. 2006. V. 47. pp. 2602-2611.

16. Svishchev D.A., Kozlov A.N., Donskoy I.G., et al. A semi-empirical approach to the thermodynamic analysis of downdraft gasification // *Fuel*. 2016. V. 168. pp. 91-106.

17. Svishchev D.A., Kozlov A.N., Penzik M.V. Unstratified Downdraft Gasification: Conditions for Pyrolysis Zone Existence // *Energy Procedia*. 2019. V. 158. pp 649-654.

#### Авторы публикации

**Донской Игорь Геннадьевич** – канд. техн. наук, старший научный сотрудник ИСЭМ СО РАН.

#### References

1. Sansaniwal SK, Pal K, Rosen MA, et al. Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2017;72:363-84. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.038>.

2. Marchenko OV, Solomin SV, Kozlov AN, et al. Use of gasifier-based electric power stations for improving the economy of autonomous power supply systems in Russia. *Journal of Physics: Conference Series*. 2020;1565:012077. <https://doi.org/10.1088/1742-6596/1565/1/012077>.

3. Reed TB, Das A. Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. The Biomass Energy Foundation Press, 1998. 148 p.

4. Heidenreich S, Foscolo PU. New concepts in biomass gasification. *Progress in Energy and Combustion Science*. 2015;46:72-95. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2014.06.002>.

5. Donskoy IG. Mathematical modelling of wood gasification with tarry products decomposition on active material particles // *Power Engineering: Research, Equipment, Technology*. 2018;20(11-

12):107-17. <https://doi.org/10.30724/1998-9903-2018-20-11-12-107-117>.

6. Liu W. Linear reaction-convection-diffusion equation. *Elementary feedback stabilization of the linear reaction-convection-diffusion equation and the wave equation*. Berlin, Heidelberg: Springer, 2010. pp. 119-214. [https://doi.org/10.1007/978-3-642-04613-1\\_4](https://doi.org/10.1007/978-3-642-04613-1_4).

7. Frank-Kamenetskii DA. *Diffusion and Heat Exchange in Chemical Kinetics*. monograph. ... Princeton Univ. Press, 2008. 408 p.

8. Clavin P. Dynamic behavior of premixed flame fronts in laminar and turbulent flows. *Progress in energy and combustion science*. 1985;11;1-59. [https://doi.org/10.1016/0360-1285\(85\)90012-7](https://doi.org/10.1016/0360-1285(85)90012-7).

9. Patankar SV. *Numerical heat transfer and fluid flow*. NY: Taylor&Francis, 1980. 196 p.

10. Kozlov A, Svishchev D, Donskoy I, et al. Impact of gas-phase chemistry on the composition of biomass pyrolysis products // *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*. 2015;122(3):1089-98. <https://doi.org/10.1007/s10973-015-4951-z>.

11. Bai Z, Nakatsuka N, Hayashi J, et al. Study on inverse diffusion flame formed in combustion field of woody biomass gasification gas. *Proceedings of Grand Renewable Energy 2018 (June 17-22, 2018, Yokohama, Japan)*. pp. O-Bc-1-4. [https://doi.org/10.24752/gre.1.0\\_203](https://doi.org/10.24752/gre.1.0_203).

12. Jayah TH, Aye L, Fuller RJ, et al. Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. *Biomass and Bioenergy*. 2003;25(4):459-69. [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(03\)00037-0](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(03)00037-0).

13. Salganskii EA, Polianchik EV, Manelis GB. Modeling filtration combustion of a pyrolyzing solid fuel. *Combust Explos Shock Waves*. 2013;49:38-52. <https://doi.org/10.1134/S001050821301005X>.

14. Keiko AV, Svishchev DA, Kozlov AN. Gasification of low-grade fuels: state of the art and perspectives of technologies. Irkutsk: MESI SB RAS, 2007. 66 p.

15. Babu BV, Sheth PN. Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor. *Energy Conversion and Management*. 2006;47:2602-11. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2005.10.032>.

16. Svishchev DA, Kozlov AN, Donskoy IG, et al. A semi-empirical approach to the thermodynamic analysis of downdraft gasification. *Fuel*. 2016;168:91-106. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2015.11.066>.

17. Svishchev DA, Kozlov AN, Penzik MV. Unstratified Downdraft Gasification: Conditions for Pyrolysis Zone Existence. *Energy Procedia*. 2019;158:649-54. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.01.177>.

#### Authors of the publication

**Igor G. Donskoy** – Senior Researcher in MESI SB RAS, Irkutsk, Russia. Email: [donskoy.chem@mail.ru](mailto:donskoy.chem@mail.ru).

Поступила в редакцию

**06 ноября 2020г.**