

Исследование воздушной газификации биомассы в пилотной установке*

А.Д. Никитин¹, Н.А. Абаймов¹, М.И. Ершов¹, В.Г. Тупоногов¹,
Л.В. Симбирятин², А.Ф. Рыжков¹, С.В. Алексеенко^{1,3}

¹Лаборатория Новых энергетических технологий,
Уральский федеральный университет, Екатеринбург

²ООО «Промышленный перлит», Екатеринбург

³Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе СО РАН, Новосибирск

E-mail: nick.sum41@mail.ru

Представлены результаты исследования воздушной низкотемпературной газификации сырой биомассы широкого фракционного состава в пилотной установке с расширяющимся профилем и с восходящим потоком под атмосферным давлением. В качестве топлива использовался сырой сосновый опил со средним размером 0,25–0,50 мм и максимальным — 5–6 мм. Расход воздуха варьировал в диапазоне 8–15 м³/ч, а топлива — 7,3–19,5 кг/ч. Теплота сгорания полученного синтез-газа (2,47–5,58 МДж/м³) соответствует требованиям к энергетическим газам, используемым в двигателях внутреннего сгорания и газотурбинных установках.

Ключевые слова: биомасса, синтез-газ, воздушная газификация, поточная установка, эксперимент.

Введение

Тематика поточной газификации биомассы начала активно развиваться в конце девяностых годов прошлого века, а первые публикации появились в нулевые годы [1, 2], что в первую очередь связано с коммерческим успехом угольных газификаторов и последующим стремлением перейти от «грязного» угля к «чистой» биомассе. Несмотря на кажущуюся схожесть топливно-сырьевой базы (и то и то является твердым органическим топливом), прямая замена оказалась невозможной по целому ряду причин. Основными из них являются низкая теплота сгорания биомассы и низкая способность сырой биомассы к мелкому помолу, что вынуждает рассматривать способы повышения размо- лоспособности или искать пути использования относительно крупного топлива [3, 4].

* Исследование выполнено при финансовой поддержке Министерства науки и высшего образования Российской Федерации в рамках Программы развития Уральского федерального университета имени первого Президента России Б.Н. Ельцина в соответствии с программой стратегического академического лидерства «Приоритет-2030». Руководитель проекта — академик РАН Алексеенко С.В.

Повышения размолоспособности биомассы добиваются посредством торрефикации или пеллетирования. Примеры работы газификаторов на пеллетированной биомассе можно найти в работах [5–17], а на торрефицированной и сырой — в [17, 18].

Применение более крупной сырой биомассы приводит к принципиальному пересмотру конструкции и режима работы установки в сторону перехода на пониженные теплонапряжения и увеличенное время пребывания материала. Для этого обычно рассматривают различные модификации кипящего слоя инертного теплоносителя с примерным соотношением инерт/топливо 95/5 и объемной плотностью дисперсного потока от 0,3–0,5 (в нижней части) до 0,05–0,07 (в верхней части аппарата с циркулирующим кипящим слоем). Применение длительно несменяемого инерта наряду с положительным эффектом часто вызывает серьезные эксплуатационные проблемы, что накладывает ограничения на коммерциализацию технологии [19].

В случае изъятия из системы инертного теплоносителя отпадает необходимость поддержания многократной внешней циркуляции инерта, но возникает проблема поддержания низкой концентрации разнофракционной топливной дисперсии при обеспечении требуемого времени пребывания на всех этапах ее выгазовывания. Такое альтернативное решение, представляющее модификацию поточной технологии для получения технологического синтез-газа, было предложено в Mitsubishi Heavy Industries (MHI), где конверсию проводят в аппарате с расширяющимся профилем с парокислородным дутьем [20–23].

Цель настоящей работы — исследовать на примере соснового опила поточную газификацию неизмельченной сырой биомассы в установке с расширяющимся профилем и воздушным дутьем с получением кондиционного энергетического синтез-газа.

Описание работы газификатора

Газификатор работает под атмосферным давлением и включает два конических участка и два цилиндрических (рис. 1). Подача первичного воздуха выполняется в нижнее сопло, подача вторичного воздуха — через четыре сопла в нижнем цилиндрическом

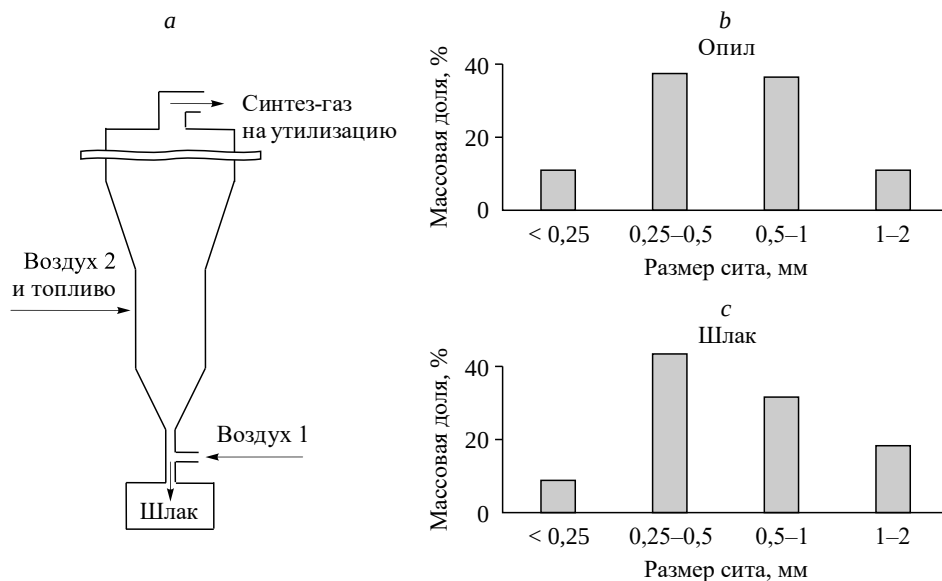


Рис. 1. Схема газификатора (а), фракционный состав опила (b) и донного шлака (с).

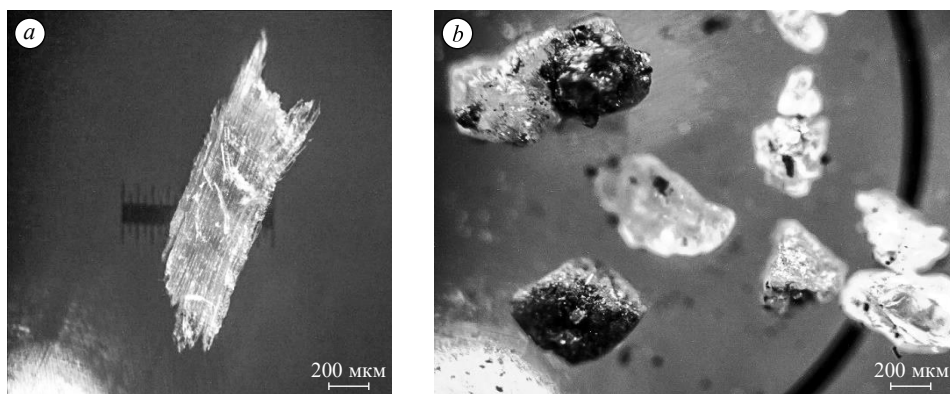


Рис. 2. Частицы опила (а) и шлака (б).
Фотографии выполнены магистрантом УрФУ Отмане Нордин.

участке. Подача топлива осуществляется на одном уровне с подачей вторичного воздуха. Сосновый опил подается непрерывно с помощью шнекового питателя с регулируемым числом оборотов, что позволяет поддерживать массовый расход 7,3–19,5 кг/ч. Газификатор работает в автотермическом режиме, то есть процесс конверсии поддерживается за счет тепла, выделяющегося в результате протекания экзотермических реакций горения.

По высоте газификатора было установлено десять хромель-алюмелевых термопар, выступающих на 20 мм из стенки. Измерение состава газа осуществлялось на выходе с помощью газоанализатора «Гамма-100». Измерение пульсаций давления проводилось датчиками Keller PD-33X в точках с частотой опроса 32 Гц. В ходе экспериментов использовался сосновый опил влажностью 5–18 %. Рассматривалось три значения суммарного расхода воздуха — 8, 12 и 15 м³/ч — и расход опила 7,3–19,5 кг/ч. Фотографии опила и шлака приведены на рис. 2.

Результаты и обсуждение

На рис. 3–5 представлены основные фактические результаты, полученные при различных значениях коэффициента расхода воздуха α , рассчитанного по прямому балансу.

Распределение температур по высоте характеризуется тремя экстремумами (рис. 3). Глубокий минимум температуры (200–400 °C) на высоте 400 мм, обусловленный блокированием термопары отложениями свежего медленно конвертируемого топлива, сглаживается с ростом расхода воздуха, и при 15 м³/ч термопара начинает показывать температуру газа. Максимальная температура достигается в зоне вторичного дутья (до 1015–1200 °C) и выше в области верхнего конуса (до 1050–1150 °C). Выше второго максимума температура понижается, и на выходе становится менее 950–1050 °C.

Углеродосодержащие окислы в рассматриваемых режимах характеризуются адекватной чувствительностью к вариации α . Например, при работе в одном дутьевом режиме конверсии топлива разной влажности в разное время года изменение расхода топлива, задаваемое оператором в пределах 10–15 %, приводит к соответствующему увеличению CO₂ (с 15 до 17 %) и снижению CO (с 20 до 16 %) (рис. 4а). Более сложную картину представляют водород и водородосодержащие комплексы (в данном случае CH₄), свидетельствующие о неполноте конверсии пиролизных газов.

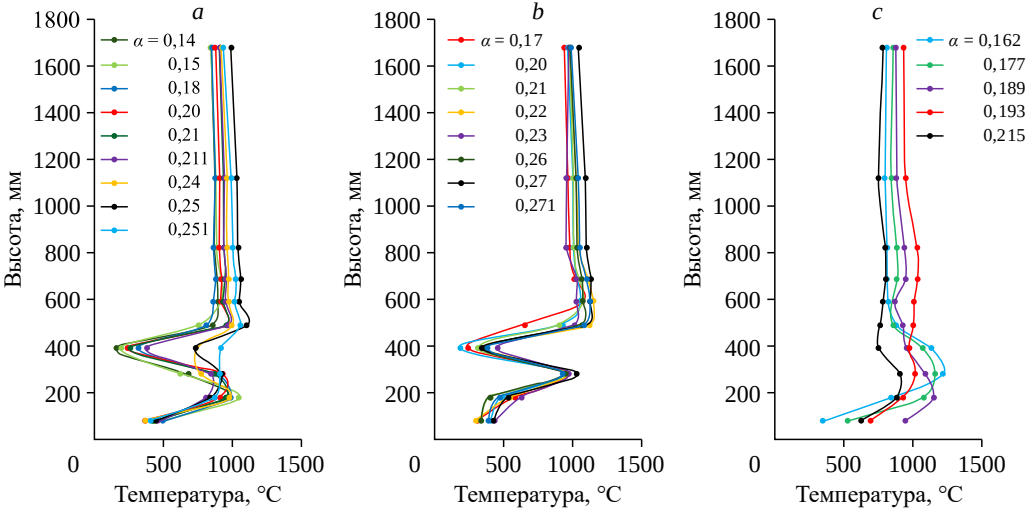


Рис. 3. Распределение температуры по высоте установки при разных α и расходах воздуха при различной влажности W .
 a — $8 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($W = 13 \%$), b — $12 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($W = 13 \%$), c — $15 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($W = 5 - 18 \%$).

При анализе широкого спектра режимов (рис. 4b) уже заметна определенная тенденция роста теплоты сгорания при увеличении α . Она обусловлена ростом степени конверсии топлива за счет увеличения температуры реагирования. Это подтверждается температурными графиками на рис. 3, из которых видно, что в зависимости от α температура внутри газификатора может варьировать на $200 - 300^\circ\text{C}$. Однако повышать α и температуру еще больше недопустимо из-за риска возникновения жидкого шлака, который приведет к зашлаковыванию установки и прекращению конверсии. На рис. 4b приведена линия с минимальной теплотой сгорания ($2,51 \text{ МДж}/\text{м}^3$), требуемой для работы газотурбинной установки (ГТУ) [24]. Полученный синтез-газ соответствует требованиям к энергетическим газам, используемым в газотурбинных установках.

Замеры давлений по высоте (рис. 5) показывают, что установка работает под разрежением, за исключением зоны вторичного дутья. Концентрация частиц варьирует между $1,35 - 1,74 \%$ в нижней ее части и $0,47 - 0,66 \%$ — в верхней. Расчет выполнен по общепринятой для газодисперсных систем методике, применяемой, например, в National Energy Technology Laboratory. Подход широко используется при расчетах

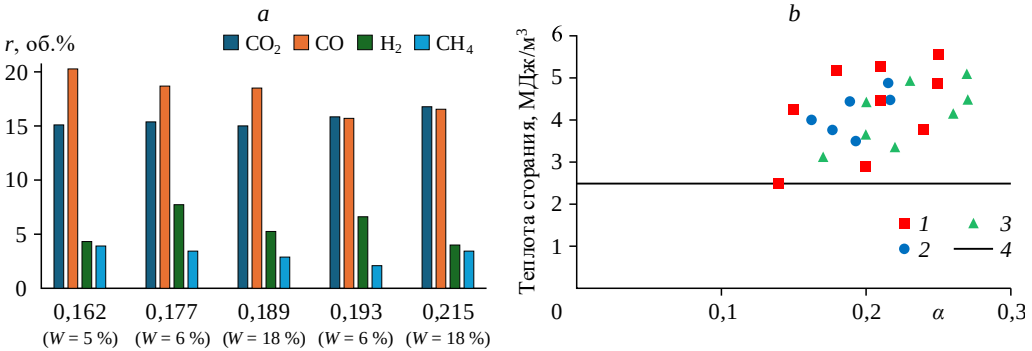


Рис. 4. Состав синтез-газа для режимов с расходом воздуха $15 \text{ м}^3/\text{ч}$ и расходом топлива $16,5 - 19,5 \text{ кг}/\text{ч}$ ($W = 5 - 18 \%$) (a), а также теплота сгорания в зависимости от α ($W = 5 - 18 \%$) (b).
 b : 1 — $8 \text{ м}^3/\text{ч}$, 2 — $15 \text{ м}^3/\text{ч}$, 3 — $12 \text{ м}^3/\text{ч}$, 4 — требования ГТУ [24].

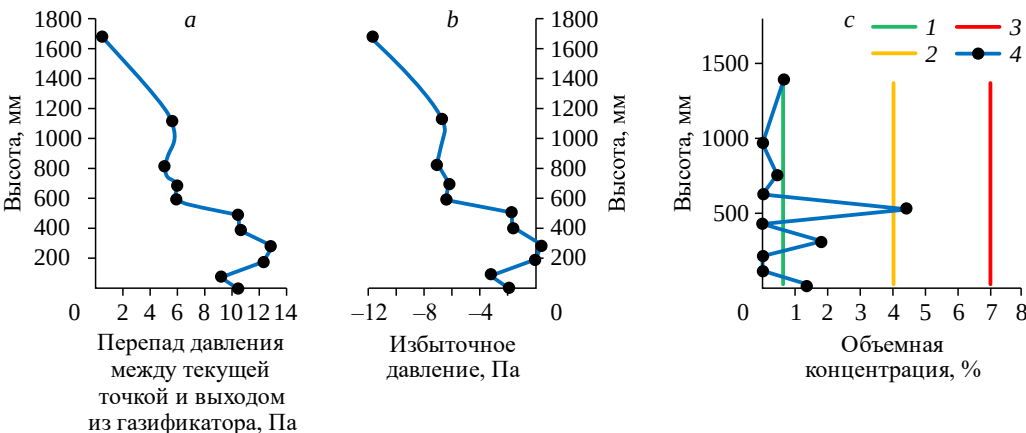


Рис. 5. Давление газа (a, b) и объемная концентрация частиц топлива в газификаторе (c).

с: 1–3 соответственно значения удельного массового расхода 3,46, 10,37, 17,11 кг/(м²·с),
4 — результаты расчета по (1); линии построены на основе данных из [25].

«холодных» и «горячих» продувок при неизменной или маломеняющейся плотности материала, такого, например, как катализатор в циркулирующем кипящем слое. В нашем «горячем» случае плотность биоматериала меняется сложным образом, поэтому для оценочных расчетов принята средневзвешенная плотность.

Для полученного распределения относительного давления по высоте реакционного пространства построен профиль объемной концентрации $\varphi(h)$ (рис. 5c) в соответствии с формулой:

$$\varphi(h) = \frac{\rho_m - \rho_g}{\rho_s - \rho_a}, \quad (1)$$

где φ — объемная концентрация твердых частиц, h — высота, ρ_g — плотность газа, ρ_s — плотность твердых частиц, ρ_m — плотность смеси газ-твердые частицы, определяемая по формуле:

$$\rho_m = \frac{1}{g} \left(\frac{dp}{dh} \right), \quad (2)$$

где g — ускорение свободного падения, p — давление. Полученные концентрации коррелируют с данными NETL [25] для пневмотранспорта пробковых частиц с нагрузкой 3,46 кг/(м²·с) заметно ниже, чем для нагрузки режима циркулирующего кипящего слоя.

Минеральная часть биомассы в основном накапливается в виде настенных отложений с низкой степенью конверсии, переходящих в непрочный зернистый донный шлак плотностью 2063–2159 кг/м³ (рис. 1 и 2). Результаты технического анализа настенных отложений приведены в табл. 1.

Сравнение полученных результатов с литературными данными

В табл. 2 приведены для сравнения результаты, полученные в настоящей работе (УрФУ), с литературными данными, рассмотренными ранее во введении.

Таблица 1

Результаты технического анализа рыхлых настенных отложений

Влажность (W), %	Зольность (A), %	Углерод (C), %	Летучие вещества (V), %
0	27	50	23

Таблица 2

Сравнение полученных результатов с литературными данными

Параметры	Газификаторы			
	РЕВГ [18]	SP ETC [6]	Циклонный [15]	УрФУ
Температура на выходе, °С	1150 – 1250	1000 – 1200	798 – 833	750 – 1050
Давление, МПа	0,2	0,1	0,1	0,1
Тепловая мощность, кВт	284	111	365 – 413	32 – 85
α	0,43 – 0,5	0,3 – 0,7	0,258 – 0,374	0,14 – 0,27
Расход топлива, кг/ч	55	20,2	68,8 – 78	7,3 – 19,5
Окислитель	Кислород ($O_2 = 81\text{--}89\%$)	Воздух	Воздух	Воздух
Расход окислителя, кг/ч	$N_2 = 11$ $O_2 = 34$	22,9	114,8 – 150	10 – 20
Диаметр, м	0,52	0,5	0,32	0,3
Высота, м	1,67	3,9	1,7	1,5
Направление потока	Нисходящий	Нисходящий	Нисходящий	Восходящий
Биомасса				
Тип биомассы	Сырая древесина	Пеллетированная сосна/торф	Пеллетированная сосна	Сосновый опил
W	3	7,7/9,5	6	5 – 18*
A	0,9	0,3/5,3	0,6	0,3
C	50,9	51,3/53,6	50,6	42,9
H	6,2	6,4/5,7	6,2	5,5
N	0,2	0,1/2,22	0,1	0,2
O	41,8	41,8/32,4	42,9	38,2
S	0,02	0,024/0,267	0	0,1
Теплота сгорания топлива, МДж/кг	19,15	19,48/20,42	19,1	15,58 – 15,91
Средний диаметр частиц, мкм	300 – 400	250/125	425	250 – 500**
Максимальный размер частиц, мкм	750	1000/1000	1000	5000 – 6000**
Синтез-газ				
H_2 , %	26,2	–	7,8 – 9,3	5 – 9
CO, %	50	–	13,1 – 17,9	11 – 21
CO ₂ , %	23,3	3 – 17	12,7 – 13,5	14 – 16
CH ₄ , %	1,8	0,25 – 1,5	1,5 – 2,8	1 – 7
H_2/CO	0,52	–	0,53 – 0,93	0,21 – 0,47
Теплота сгорания синтез-газа, МДж/м ³	9,78	–	4 – 5,3 (с учетом C_2H_4 и C_2H_6); 3,03 – 4,26 (без учета)	2,47 – 5,58

* Состав сосны приведен для влажности 12,8 %.

** Для вытянутых частиц опила величина соответствует поперечному размеру частиц, прошедших через данную ячейку вибросита, тогда как длина таких частиц может достигать 5 – 6 мм.

Наиболее близким к пилотному газификатору является циклонный [15]. Определяющие критерии схожести заключаются в возможности использования биомассы близкого фракционного состава и воздуха в качестве окислителя. Газификатор SP ETC [6] по режиму близок к пилотной установке, однако данные по полному составу его синтез-газа отсутствуют. Следует отметить, что схожесть входных показателей и поддерживаемых

мых концентраций твердой фазы еще не обеспечивает схожести выходных показателей работы установок. Циклонный принцип, заложенный в варианте сравнения, не позволяет обеспечить требуемое время пребывания для всех фракций сырья. Это приводит к низкой теплоте сгорания и степени газификации углерода. Последнее создает потребность в дожигании коксо-золяного остатка в отдельной установке (котле) и тем самым нивелирует выигрыш от более компактных размеров газификатора-пиролизера. В пилотном газификаторе аксиально-радиальная подача сред и увеличивающееся от входа к выходу поперечное сечение канала создают при соударении струй с витающими частицами различные пространственные гидродинамические структуры и интенсивную внутреннюю циркуляцию при контролируемом времени пребывания разных фракций сырья и минимальном выносе коксо-золяного остатка. В результате эффективность конверсии возрастает и теплота сгорания повышается более чем на 23 %.

Заключение

Представлены результаты исследования воздушной низкотемпературной газификации сырого соснового опила широкого фракционного состава в пилотной установке расширяющегося типа с восходящим потоком под атмосферным давлением. Установка работает в более жестких, чем у аналогов, условиях: менее глубокая подготовка топлива, более широкий диапазон влажности, размеров частиц и более низкая теплота сгорания топлива. Анализ полученных экспериментальных данных позволил сделать следующие выводы:

1. Процесс конверсии газовзвеси устойчиво протекает в разреженном состоянии с малой объемной плотностью дисперсного материала, ограничивающей температуру частиц на допустимом по условиям шлакования уровне.

2. Теплота сгорания получаемого синтез-газа ($2,47-5,58 \text{ МДж/м}^3$) удовлетворяет требованиям к энергетическим синтез-газам, применяемым для работы двигателей внутреннего сгорания или газотурбинной установки в производстве электроэнергии.

3. Достижение температурой газодисперсной среды $1100-1200 \text{ }^\circ\text{C}$ на выходе из прифурменных дутьевых зон и плавное понижение ее до $950-1050 \text{ }^\circ\text{C}$ на выходе из установки свидетельствует о преимущественно окислительном характере конверсии при слабом влиянии на итоговый состав гомогенных и существенно более медленных гетерогенных реакций газификации.

4. Полученные результаты позволяют перейти к разработке высокопроизводительной низкотемпературной технологии газификации разнофракционного биосырья без привлечения известных вариантов технологии конверсии в кипящем слое с инертным теплоносителем, применение которого влечет ряд трудноразрешимых проблем.

В дальнейшем следует работать над улучшением условий для конверсии углеводов, для чего, в частности, желательно увеличить высоту газификатора.

Список литературы

1. Mori R., Oki Y., Takeno K., Matsumoto K., Kobayashi Y., Ishii H. Production of alternative fuel using biomass gasification technology // Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. Technical Review. 2008. Vol. 45, No. 1. P. 67–69.
2. Ishii H., Takeno K., Ichinose T. Development of integrated system of biomass gasification using partial oxidizing process and liquid fuel synthesis with catalyst // J. Japan Inst. Energy. 2005. Vol. 84. P. 420–425.
3. Svoboda K., Pohorěly M., Hartman M., Martinec J. Pretreatment and feeding of biomass for pressurized entrained flow gasification // Fuel Processing Technology. 2009. Vol. 90. P. 629–635.
4. Bergman P.C.A., Boersma A.R., Kiel J.H.A., Prins M.J., Ptasinski K.J., Janssen F.J.J.G. Torrefaction for entrained-flow gasification of biomass, Report ECN, Petten (NL) ECN-C-05-067, 2005. 50 p.

5. Weiland F., Hedman H., Marklund M., Wiinikka H., Ohrman O., Gebart R. Pressurized oxygen blown entrained-flow gasification of wood powder // *Energy Fuel*. 2013. Vol. 27. P. 932–941.
6. Simonsson J., Bladh H., Gullberg M., Pettersson E., Sepman A., Ogren Y., Wiinikka H., Bengtsson P.-E. Soot concentrations in an atmospheric entrained flow gasifier with variations in fuel and burner configuration studied using diode-laser extinction measurements // *Energy Fuel*. 2016. Vol. 30. P. 2174–2186.
7. Weiland F., Nilsson P.T., Wiinikka H., Gebart R., Gudmundsson A., Sanati M. Online characterization of syngas particulates using aerosol mass spectrometry in entrained-flow biomass gasification // *Aerosol Sci. Tech.* 2014. Vol. 48. P. 1145–1155.
8. Wiinikka H., Weiland F., Pettersson E., Ohrman O., Carlsson P., Stjernberg J. Characterisation of submicron particles produced during oxygen blown entrained flow gasification of biomass // *Combust. Flame*. 2014. Vol. 161. P. 1923–1934.
9. Ohrman O.G.W., Molinder R., Weiland F., Johansson A.-C. Analysis of trace compounds generated by pressurized oxygen blown entrained flow biomass gasification // *Environ. Prog. Sustain. Energy*. 2014. Vol. 33. P. 699–705.
10. Molinder R., Ohrman O.G.W. Characterization and cleanup of wastewater from pressurized entrained flow biomass gasification // *ACS Sustainable Chem. Eng.* 2014. Vol. 2. P. 2063–2069.
11. Wiinikka H., Toth P., Jansson K., Molinder R., Brostrom M., Sandstrom L., Lighty H.S., Weiland F. Particle formation during pressurized entrained flow gasification of wood powder: effects of process conditions on chemical composition, nanostructure, and reactivity // *Combust. Flame*. 2018. Vol. 189. P. 240–256.
12. Sepman A., Ogren Y., Qu Z., Wiinikka H., Schmidt F.M. Real-time in situ multiparameter TDLAS sensing in the reactor core of an entrained-flow biomass gasifier // *Proc. Combust. Inst.* 2017. Vol. 36. P. 4541–4548.
13. Gabraa M., Pettersson E., Backman R., Kjellstrom B. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue. Pt 1. Gasification of bagasse // *Biomass and Bioenergy*. 2001. Vol. 21. P. 351–369.
14. Gabraa M., Pettersson E., Backman R., Kjellstrom B. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue. Pt 2. Gasification of cane trash // *Biomass and Bioenergy*. 2001. Vol. 21. P. 371–380.
15. Risberg M., Carlsson P., Gebart R. Numerical modeling of a 500 kW air-blown cyclone gasifier // *Applied Thermal Eng.* 2015. Vol. 90. P. 694–702.
16. Chishty M.A., Umeki K., Risberg M., Wingren A., Gebart R. Numerical simulation of a biomass cyclone gasifier: Effects of operating conditions on gasifier performance // *Fuel Proc. Technology*. 2021. Vol. 218. P. 106861–106861-11.
17. Risberg M., Ohrman O.G.W., Gebart B.R., Nilsson P.T., Gudmundsson A., Sanati M. Influence from fuel type on the performance of an air-blown cyclone gasifier // *Fuel*. 2014. Vol. 116. P. 751–759.
18. Weiland F., Nordwaeger M., Olofsson I., Wiinikka H., Nordin A. Entrained flow gasification of torrefied wood residues // *Fuel Processing Technology*. 2014. Vol. 125. P. 51–58.
19. Khan A.A., de Jong W., Jansens P.J., Spliethoff H. Biomass combustion in fluidized bed boilers: Potential problems and remedies // *Fuel Processing Technology*. 2009. Vol. 90. P. 21–50.
20. Yamamoto T., Fujii A., Hishida M., Shinoda K. Development of jet fuel production system from woody biomass // *Mitsubishi Heavy Industries Technical Review*. 2016. Vol. 53, No. 4. P. 99–102.
21. Matsumoto K. An entrained flow biomass gasification technology with the fluidized bed concept for low-carbon fuel production // *Applications in Energy and Combustion Sci.* 2024. Vol. 20. P. 100292.
22. Ogi T., Nakanishi M., Fukuda Y., Matsumoto K. Gasification of oil palm residues (empty fruit bunch) in an entrained-flow gasifier // *Fuel*. 2013. Vol. 104. P. 28–35.
23. Hishida M., Shinoda K., Akiba T., Amari T., Yamamoto T., Matsumoto K. Biomass syngas production technology by gasification for liquid fuel and other chemicals // *Mitsubishi Heavy Industries Technical Review*. 2011. Vol. 48, No. 3. P. 37–41.
24. Komori T., Hara H., Arimura H., Kitauchi. Y. Design for F class blast furnace gas firing 300 mw gas turbine combined cycle plant // *Proceedings of the Intern. Gas Turbine Congress 2003, Tokyo, November 2–7, 2003*. P. 1–8.
25. Jiradilok V., Gidaspow D., Breault R.W., Shadle L.J., Guenther C., Shi S. Computation of turbulence and dispersion of cork in the NETL riser // *Chemical Eng. Sci.* 2008. Vol. 63, No. 8. P. 2135–2148.

*Статья поступила в редакцию 23 июля 2024 г.,
принята к публикации 5 декабря 2024 г.*