

Załącznik nr 2

do wniosku przewodniego o przeprowadzenie postępowania
ws. nadania stopnia doktora habilitowanego

AUTOREFERAT

przedstawiający opis kariery zawodowej oraz istotnej aktywności naukowej realizowanej w więcej niż jednej uczelni lub instytucji naukowej, w szczególności zagranicznej, wraz z kopiami dokumentów potwierdzającymi określone osiągnięcia, w szczególności dotyczących staży naukowych, grantów, publikacji powstałych w wyniku prowadzenia badań w więcej niż jednej jednostce naukowej

dr inż. Robert LEWTAK

email: robert.lewtak@ien.com.pl

Instytut Energetyki–Państwowy Instytut Badawczy
ul. Mory 8, 01–330 Warszawa

Warszawa 2025

Spis treści

1	Imię i nazwisko wnioskodawcy	5
2	Posiadane dyplomy i stopnie naukowe z podaniem podmiotu nadającego stopień, roku ich uzyskania oraz tytułu rozprawy doktorskiej	5
3	Informacja o dotychczasowym zatrudnieniu w jednostkach naukowych	5
4	Omówienie osiągnięć, o których mowa w art. 219 ust. 1 pkt. 2 ustawy z dnia 20 lipca 2018 r. Prawo o szkolnictwie wyższym i nauce (Dz. U. z 2021 r. poz. 478 z późn. zm.)	6
4.1	Wprowadzenie	6
4.2	Proces spalania pojedynczej cząstki paliwa stałego	8
4.3	Analiza wpływu dyfuzji zewnętrznej na proces spalania koksu	15
4.4	Proces spalania pyłu węglowego w kotle OP-650	19
4.5	Badania doświadczalne kinetyki procesu spalania pozostałości koksowej	26
4.6	Podsumowanie	31
5	Informacja o wykazywaniu się istotną aktywnością naukową realizowaną w więcej niż jednej uczelni lub instytucji naukowej, w szczególności zagranicznej	36
6	Inne informacje, ważne z punktu widzenia wnioskodawcy, dotyczące jego kariery zawodowej	38

Autoreferat

1 Imię i nazwisko wnioskodawcy

Robert LEWTAK.

2 Posiadane dyplomy i stopnie naukowe z podaniem podmiotu nadającego stopień, roku ich uzyskania oraz tytułu rozprawy doktorskiej

- magister inżynier, Wydział Mechaniczno–Energetyczny, Politechnika Wrocławska, Wrocław, 6 lipca 2000 r.,
- VKI Research Master in Fluid Dynamics (VKI Diploma), von Karman Institute for Fluid Dynamics, Environmental and Applied Fluid Dynamics Department, Bruksela, Belgia, 2003 r.,
- doktor n. technicznych, nadany uchwałą Rady Instytutu Techniki Ciepłej i Mechaniki Płynów Politechniki Wrocławskiej z dnia 11 lipca 2005 r., Wrocław, na podstawie rozprawy zatytułowanej *Numeryczne modelowanie ruchu ośrodka wielofazowego w zastosowaniu do przepływu fluidalnego*. Promotor: dr hab. inż. Henryk Kudela, recenzenci: dr hab. inż. Jacek Rokicki, dr hab. inż. Krzysztof Jesionek.

3 Informacja o dotychczasowym zatrudnieniu w jednostkach naukowych

- od 1 września 2006 r. do obecnie, adiunkt–pracownik naukowy (praca w pełnym wymiarze czasu), Instytut Energetyki–Państwowy Instytut Badawczy, ul. Mory 8, 01–330 Warszawa,
- od 1 kwietnia 2023 r. do 30 października 2024 r., profesor (visiting professor, praca w pełnym wymiarze czasu), Technische Universität München, Lehrstuhl für Energiesysteme, Boltzmannstr. 15, 85747 Garching, Niemcy.

4 Omówienie osiągnięć, o których mowa w art. 219 ust. 1 pkt. 2 ustawy z dnia 20 lipca 2018 r. Prawo o szkolnictwie wyższym i nauce (Dz. U. z 2021 r. poz. 478 z późn. zm.)

Omówienie powinno dotyczyć merytorycznego ujęcia przedmiotowych osiągnięć, jak i w sposób precyzyjny określać indywidualny wkład w ich powstanie, w przypadku, gdy dane osiągnięcie jest dziełem współautorskim, z uwzględnieniem możliwości wskazywania dorobku z okresu całej kariery zawodowej.

a) tytuł osiągnięcia naukowego:

Osiągnięciem stanowiącym podstawę wszczęcia postępowania habilitacyjnego jest praca opublikowana w całości w postaci monografii pt.: *Wybrane zagadnienia modelowania procesu spalania paliw stałych w warunkach modyfikowanej atmosfery*, 100% udziału własnego,

b) autor, tytuł, rok wydania, nazwa wydawnictwa, recenzenci wydawniczy:

Robert Lewtak, *Wybrane zagadnienia modelowania procesu spalania paliw stałych w warunkach modyfikowanej atmosfery*, wyd. w całości w 2025 r., Wydawnictwo Instytutu Energetyki–Państwowego Instytutu Badawczego, recenzenci: prof. dr hab. inż. Wojciech Adamczyk (Politechnika Śląska), prof. dr hab. inż. Krzysztof Badyda (Politechnika Warszawska),

c) merytoryczne omówienie ww. osiągnięcia naukowego:

4.1 Wprowadzenie

W przeciwieństwie do konwencjonalnego spalania wykorzystującego powietrze, spalanie paliw w modyfikowanej atmosferze wykorzystuje gazową mieszaninę tlenu, dwutlenku węgla oraz pary wodnej jako utleniacz. Uzyskiwane w ten sposób spaliny zawierają głównie dwutlenek węgla i parę wodną, która jest następnie usuwana, aby uzyskać strumień oczyszczonego dwutlenku węgla do celów składowania lub innego wykorzystania przemysłowego. Część wilgotnych lub osuszonych spalin jest recykulowana i mieszana z czystym tlenem tworząc właśnie w ten sposób modyfikowaną atmosferę wykorzystywaną do procesu spalania. Pomysł wykorzystania modyfikowanej atmosfery do spalania paliw stałych i gazowych w celu zarówno wychwytu i składowania CO₂ oraz redukcji emisji NO_x jest pomysłem pierwotnie wprowadzonym w l. 80. i na początku l. 90. XX w. m.in. przez Horn i Steinberg¹, Abraham *et al.*², Taber³, Richter *et al.*⁴, Payne *et al.*⁵.

¹Horn F.L., Steinberg M.: *Control of carbon dioxide emissions from a power plant (and use in enhanced oil recovery)*, Fuel 61(5), pp.: 415–422, 1981.

²Abraham B., Asbury J., Lynch E., Teotia A.: *Coal-oxygen process provides CO₂ for enhanced recovery*, Oil & Gas Journal 80(11), pp.: 68–75, 1982.

³Taber J.: *Need, potential and status of CO₂ for enhanced oil recovery*, Argonne National Laboratory, USA, 1985.

⁴Richter W., Li W., Payne R.: *Two dimensional modeling of fossil fueled power plant behavior when using CO₂-O₂ or CO₂-H₂O-O₂ instead of air to support combustion*, Argonne National Laboratory, USA, 1987.

⁵Payne R., Chen S.L., Wolski A.M., Richter W.F.: *CO₂ recovery via coal combustion in mixtures of oxygen and recycled flue gas*, Combustion Science and Technology 67, pp.: 1–16, 1989.

Wiele innych grup badawczych zaczęło interesować się tą technologią pod koniec lat 90. XX w., kiedy kontrola emisji gazów cieplarnianych stała się globalnym problemem środowiskowym.

Przebieg procesu spalania tlenowego, wykorzystującego modyfikowaną atmosferę mieszaniny tlenu i dwutlenku węgla oraz również parę wodną jako utleniacz zasadniczo różni się od konwencjonalnego procesu spalania, w którym powietrze jest wykorzystywane jako utleniacz. Zmiany w procesie tlenowego spalania stałych paliw węglowodorowych w stosunku do tradycyjnego spalania w powietrzu wynikają przede wszystkim z różnic w składzie chemicznym strumieni utleniaczy. W przypadku spalania tlenowego, stężenie tlenu w procesie jest kontrolowane przez ilość spalin recyrkulowanych i mieszanych z tlenem wytwarzanym w separatorze powietrza. Natomiast podczas spalania tlenowego, stężenie CO₂ osiąga wysokie wartości, szczególnie podczas procesu spalania, jak i również w mieszaninie utleniacza podawanej do procesu. Działanie chemiczne dwutlenku węgla jest bardziej subtelne niż działanie tlenu, a wpływ CO₂ na właściwości fizyczne mieszaniny (ciepło właściwe, współczynnik lepkości, współczynnik dyfuzji) może być znaczący, ponieważ właściwości te mają bezpośredni wpływ na proces spalania.

W związku z powyższym, podstawowy obszar moich zainteresowań naukowych i jednocześnie cel naukowy zaprezentowany w niniejszym wniosku to prowadzenie badań naukowych w szeroko rozumianej problematyce dotyczącej procesów i zjawisk związanych ze spalaniem paliw stałych, w szczególności w atmosferze modyfikowanej.

Przedmiotem badań opisanych w monografii wskazanej w punkcie 4a) jako osiągnięcie naukowe, jak również w uzupełniających publikacjach wymienionych w wykazie osiągnięć naukowych, jest *modelowanie matematyczne i symulacje numeryczne procesu spalania paliw stałych w modyfikowanej atmosferze*. Przedstawiona w monografii tematyka dotyczy głównie zagadnień wynikających ze zmiany mechanizmu spalania paliw w atmosferze modyfikowanej. Ze względu na modyfikację składu utleniacza, mechanizm spalania oprócz reakcji utleniania jest również uzupełniony o dodatkowe reakcje zgazowania dla paliw stałych i reformingu dla paliw gazowych. Swoją szczególną uwagę skierowałem również na zagadnienia dotyczące procesu dyfuzji wokół cząstki paliwa stałego spalanej w atmosferze modyfikowanej.

Głównym celem prowadzonych przeze mnie prac było opracowanie modeli matematycznych opisujących proces spalania paliw stałych w modyfikowanej atmosferze. W zakresie przedstawionych wyników znalazły się przede wszystkim analizy oparte na symulacjach numerycznych, jednak pewne ich uzupełnienie stanowią również wyniki eksperymentalne, tj. badania własne, ale też liczne odwołania do eksperymentów innych badaczy, które zostały wykorzystane do walidacji wyników numerycznych przedstawionych modeli matematycznych.

Zakres pracy obejmował:

- zaznajomienie czytelnika z rozległą problematyką dotyczącą przemysłowego zarządzania emisjami CO₂, w szczególności zastosowania technologii wychwytywania i składowania CO₂. Przedstawiłem metody wychwytywania CO₂ przed i po procesie spalania oraz metodę spalania tlenowego zintegrowaną z wychwytem CO₂. Wskazałem najważniejsze różnice wynikające ze zmiany atmosfery konwencjonalnej na atmosferę modyfikowaną podczas procesu spalania (tematykę tę przedstawiłem w rozdziale 1. monografii),
- przedstawienie podstaw teoretycznych i fundamentalnych praw opisujących ośrodki ciągłe, w tym zasadę zachowania masy, zasadę zachowania pędu i zasadę zachowania energii, równania Maxwella–Stefana i Ficka opisujących proces dyfuzji składników gazowych w mieszaninie, omówienie równań opisujących proces spalania jednorodnej cząstki paliwa stałego w konwencjonalnych warunkach spalania (tematykę tę przedstawiłem w rozdziale 2. monografii),
- modelowanie matematyczne, symulacje numeryczne i badania doświadczalne procesu spalania pojedynczej cząstki paliwa stałego, opis zjawisk towarzyszących spalaniu pojedynczej cząstki paliwa stałego, opracowanie algorytmu numerycznego do symulacji numerycznych przepływu ściśliwego płynu lepkiego wraz z reakcjami chemicznymi (tematykę tę przedstawiłem w rozdziale 3. monografii),
- analizę wpływu zewnętrznej dyfuzji gazowych składników wokół spalanej cząstki paliwa stałego na proces spalania w modyfikowanej atmosferze, wprowadzenie do rozważań zmodyfikowanego współczynnika wymiany masy jako prosty sposób uwzględnienia w symulacjach numerycznych wpływu zjawiska nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej będącej efektem zmiany mechanizmu spalania paliwa stałego w atmosferze modyfikowanej (tematykę tę przedstawiłem w rozdziale 4. monografii),
- modelowanie matematyczne i symulacje numeryczne procesu spalania pyłu węglowego w kotle energetycznym, wskazanie sposobu adaptacji istniejących kotłów energetycznych spalających pył węglowy do tlenowych warunków spalania, wykorzystanie do symulacji numerycznych uogólnionego modelu spalania single-film wykorzystującego zmodyfikowany współczynnik wymiany masy (tematykę tę przedstawiłem w rozdziale 5. monografii),
- badania eksperymentalne określające kinetykę procesu spalania pozostałości koksowej, wskazanie procedury określania parametrów kinetycznych w badaniach doświadczalnych oraz weryfikacja uzyskanych wyników w symulacji numerycznej odzwierciedlającej rzeczywiste warunki eksperymentu (tematykę tę przedstawiłem w rozdziale 6. monografii).

4.2 Proces spalania pojedynczej cząstki paliwa stałego

Proces spalania pojedynczej cząstki paliwa stałego jest złożonym procesem spalania heterogenicznego i spalania homogenicznego. Spalaniu homogenicznemu podlegają palne gazy (m. in.:

CO, H₂, CH₄), które wraz z innymi niepalnymi gazami (m. in. CO₂, H₂O, N₂) są uwalniane do gazowego otoczenia cząstki w czasie odgazowania. Natomiast palne składniki materiału stałego (głównie pierwiastkowy węgiel oraz w ilościach śladowych wodór, siarka, azot) podlegają spalaniu heterogenicznemu. Ze względu na różnorodność złożonych procesów występujących podczas spalania homogeniczno–heterogenicznego przyjąłem w modelu opisującym proces, że cząstka paliwa stałego jest traktowana jako dyskretna cząstka Lagrange’a, która swoją obecnością modyfikuje warunki brzegowe dla ośrodka gazowego traktowanego w sposób eulerowski. Podobnie do ośrodka gazowego, ewolucja masy i temperatury cząstki podczas procesu spalania jest opisana przez równania zachowania masy i energii.

Zaproponowałem następujący model procesu spalania części lotnych w otoczeniu cząstki paliwa stałego w postaci równań różniczkowych cząstkowych, które wyrażają prawa zachowania masy, pędu i energii dla mieszaniny gazowej oraz równania zachowania masy dla każdego i -tego składnika gazowego, gdzie $i = 1, 2, 3, \dots, n$, tworzącego mieszaninę gazową^{6, 7, 8}

- równanie zachowania masy

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{u}) = 0, \quad (1)$$

w którym ρ jest gęstością, $\mathbf{u}$ jest prędkością gazu,

- równanie zachowania masy i -tego składnika gazowego

$$\frac{\partial \rho Y_i}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{u} Y_i) = \nabla \cdot (\rho D \nabla Y_i) + r_i, \quad (2)$$

w którym Y_i i r_i są odpowiednio udziałem masowym i gęstością źródła masy i -tego składnika gazowego, D jest efektywnym współczynnikiem dyfuzji,

- równanie zachowania pędu

$$\frac{\partial \rho \mathbf{u}}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{u} \mathbf{u}) = -\nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau} + \rho \mathbf{g}, \quad (3)$$

w którym p jest ciśnieniem (naprężeniem normalnym), $\mathbf{g}$ jest siłą masową, $\boldsymbol{\tau}$ jest tensorem naprężeń określonym przez następujące równanie konstytutywne:

$$\boldsymbol{\tau} = \mu \left[\nabla \mathbf{u} + (\nabla \mathbf{u})^T \right] + \lambda \mathbf{I} \nabla \cdot \mathbf{u}, \quad (4)$$

w którym μ i $\lambda = -\frac{2}{3}\mu$ są odpowiednio dynamicznym i objętościowym (drugim) współczynnikiem lepkości,

⁶Lewtak R.: *Numerical simulation of air and oxy–fuel combustion of single coal particles using the reactive implicit continuous–fluid Eulerian (RICE) method*, AIP Conf. Proc. 1558(1), pp.: 2201–2204, 2013

⁷Lewtak R., Marek M.: *Numerical and experimental investigations into combustion of a single biomass particle*, Proceedings of the 8th US National Combustion Meeting, Park City, Utah, USA, May 19–22, pp.: 1–20, 2013

⁸Lewtak R.: *Matematyczne i numeryczne modelowanie procesu spalania pojedynczej cząstki biomasy*, w: Energetyczne wykorzystanie biomasy poprzez spalanie i zgazowanie, str.: 117–132, ed. Tomasz Golec, wyd. Instytut Energetyki, Warszawa 2014

- równanie zachowania energii całkowitej

$$\frac{\partial \rho e_t}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{u} e_t) = -\nabla \cdot (p \mathbf{u}) + \nabla \cdot (\boldsymbol{\tau} \mathbf{u}) + \nabla \cdot \dot{\mathbf{q}}_S + \rho \mathbf{u} \cdot \mathbf{g} + \dot{q}_V, \quad (5)$$

w którym

$$e_t = \frac{1}{2} |\mathbf{u}|^2 + c_v T_g \quad (6)$$

jest energią całkowitą właściwą, T_g jest temperaturą gazu, c_v jest ciepłem właściwym przy stałej objętości, $\dot{\mathbf{q}}_S$ jest strumieniem ciepła określonym jako

$$\dot{\mathbf{q}}_S = -\kappa \nabla T_g, \quad (7)$$

gdzie κ jest współczynnikiem przewodzenia ciepła oraz $\dot{\mathbf{q}}_S$ uwzględnia jedynie przewodzenie ciepła, $\dot{q}_V$ jest członem źródłowym wynikającym z reakcji chemicznych.

W celu rozwiązania przedstawionych wyżej równań różniczkowych cząstkowych opisujących proces spalania w fazie gazowej konieczne jest prawidłowe określenie warunków brzegowych i początkowych, które opisałem w sposób przedstawiony poniżej. Wymieniane podczas procesu spalania między cząstką a jej gazowym otoczeniem odpowiednie strumienie masy i ciepła są traktowane jako warunek brzegowy dla równań różniczkowych cząstkowych opisujących zasadę zachowania masy, pędu i energii dla ośrodka gazowego otaczającego cząstkę. W szczególności, warunkiem brzegowym stawianym dla równania zachowania masy i -tego składnika gazowego jest warunek trzeciego rodzaju (warunek brzegowy Robina)

$$\dot{\mathbf{m}}_i''(t) = \rho \mathbf{u} Y_i - \rho D \nabla Y_i, \quad (8)$$

gdzie $\dot{\mathbf{m}}_i''(t)$ jest gęstością strumienia masy i -tego składnika gazowego wymienianego między cząstką a jej gazowym otoczeniem podczas procesów odgazowania i reakcji powierzchniowych (utleniania lub zgazowania). Dla równania zachowania energii, warunek brzegowy opisuje ewolucję temperatury na brzegu obszaru, którym jest powierzchnia cząstki, tj.:

$$T_g(t) = T_p(t), \quad (9)$$

gdzie $T_p(t)$ jest zdefiniowane jako rozwiązanie równania wyrażającego prawo zachowania energii dla cząstki traktowanej jako dyskretna cząstka Lagrange'a:

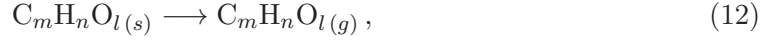
$$m_p(t) c_p \frac{dT_p(t)}{dt} = -k A_p \mathbf{n} \cdot \nabla T|_{\mathbf{x} \in S_p} + A_p \varepsilon_p \sigma (T_\infty^4 - T_p^4(t)) + \sum_i r_{C,i}(t) Q_{c,i} \quad (10)$$

z warunkiem początkowym

$$T_p(t=0) = T_p^0. \quad (11)$$

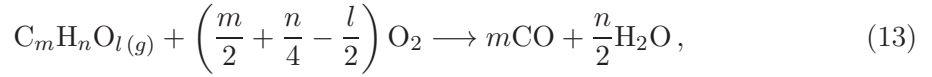
W opisie mechanizmu reakcji procesu spalania uwzględniłem reakcje spalania w fazie gazowej wokół cząstki oraz powierzchniowe reakcje odgazowania, utleniania i zgazowania pozostałości koksowej, tj.:

- reakcja odgazowania części lotnych z cząstki do jej gazowego otoczenia



gdzie $C_mH_nO_l$ jest zastępczym składnikiem reprezentującym wszystkie składniki gazowe wydzielane podczas odgazowania,

- reakcja utleniania części lotnych wydzielonych podczas odgazowania



- reakcja utleniania tlenku węgla do CO_2



- reakcja utleniania węgla do CO_2



- reakcja utleniania węgla do CO



- reakcja zgazowania węgla przez CO_2



Przyjęcie założenia o symetrii sferycznej w rozważanym procesie umożliwiło mi uproszczenie niestacjonarnego trójwymiarowego zagadnienia do zagadnienia niestacjonarnego w przestrzeni jednowymiarowej, gdzie wszystkie parametry opisujące proces są zależne od jednej zmiennej przestrzennej (promienia) oraz czasu. Zdyskretyzowane w obszarze jednowymiarowym równania różniczkowe cząstkowe opisujące proces spalania w fazie gazowej utworzyły odpowiednie układy z macierzą trójdagonalną, których numeryczne rozwiązanie uzyskałem wykorzystując szybki i bezpośredni algorytm Thomasa dla macierzy trójdagonalnej. Do numerycznego rozwiązania sprzężonych równań zachowania masy, pędu i energii dla fazy gazowej wykorzystałem nieiteracyjną metodę ICE (*Implicit Continuous-fluid Eulerian*), w której przyjąłem niestacjonarny warunek brzegowy zdefiniowany numerycznym rozwiązaniem równań różniczkowych zwyczajnych opisujących ewolucję masy i temperatury spalanej cząstki węgla.

Przedstawiony wyżej model matematyczny i zaimplementowany algorytm numeryczny wykorzystałem do symulacji numerycznej procesu spalania pojedynczej cząstki węgla w powietrzu (udziały masowe składników powietrza przyjęte do symulacji: $Y_{O_2,\infty} = 23.3\%$, $Y_{N_2,\infty} = 76.7\%$) oraz w atmosferze zmodyfikowanej, tj. w warunkach spalania tlenowego w gazowej mieszaninie

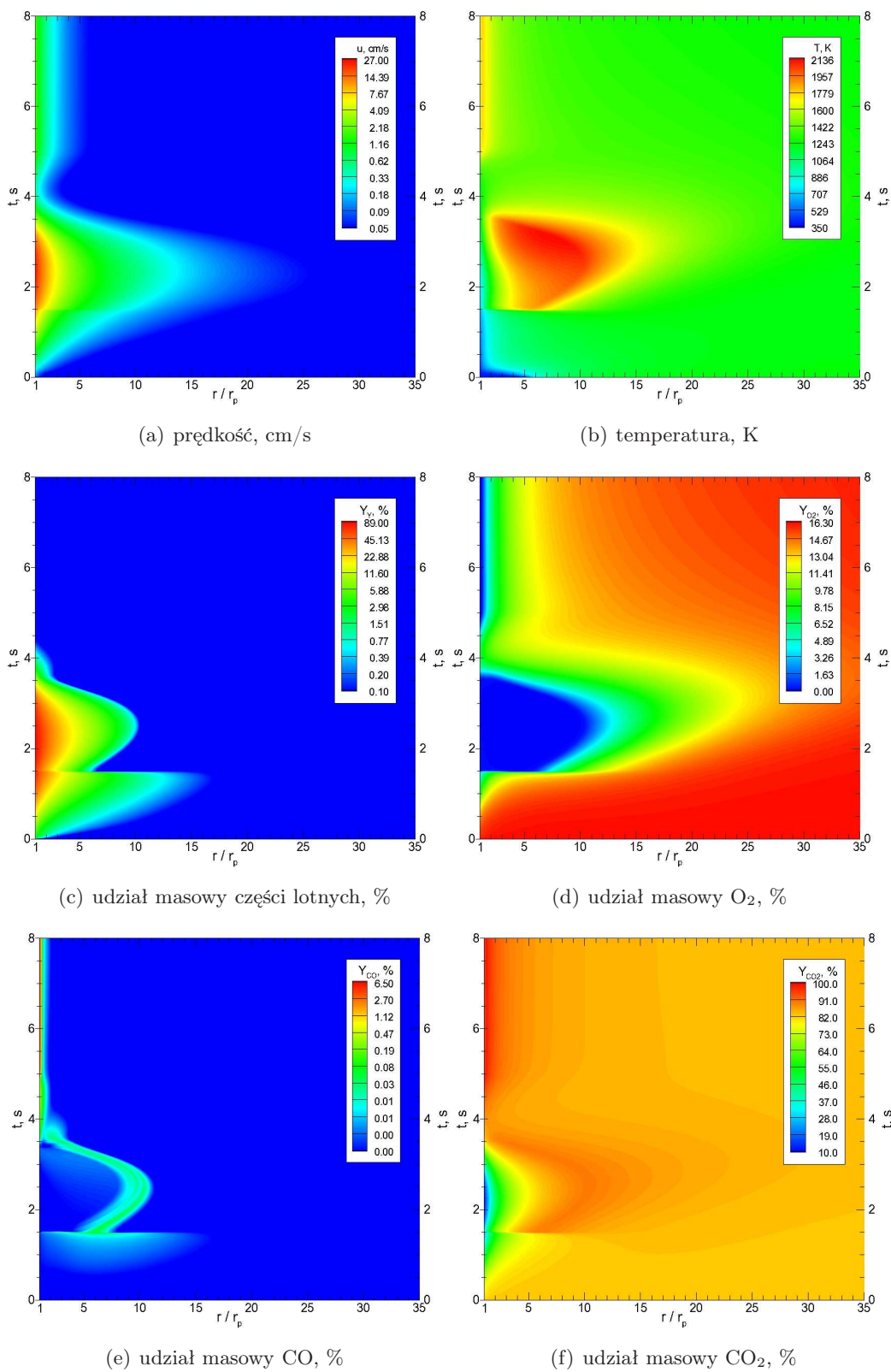
O₂ i CO₂ (udziały masowe: $Y_{O_2,\infty} = 16.2\%$, $Y_{CO_2,\infty} = 83.8\%$) bez obecności N₂. Ww. udziały masowe tlenu zostały tak dobrane, aby udział objętościowy O₂ w obu wariantach wynosił 21% (N₂ został objętościowo zamieniony na CO₂ dla warunków spalania tlenowego). Symulacje numeryczne wykonałem dla cząstki węgla kamiennego Janina o średnicy ok. $d_p = 2.40$ mm i zawartości 12.2% popiołu, 35.2% części lotnych i 52.6% pierwiastkowego węgla. Proces spalania był realizowany w temperaturze otoczenia wynoszącej 1223 K. Uzyskane przeze mnie wyniki niestacjonarnej jednowymiarowej symulacji numerycznej procesu spalania pojedynczej cząstki węgla zostały zweryfikowane z wykorzystaniem wyników wcześniej przeprowadzonych badań doświadczalnych⁹, ¹⁰. Rys. 1 przedstawia wybrane wyniki symulacji numerycznej procesu spalania ww. pojedynczej cząstki węgla w warunkach tlenowych.

Wyniki przeprowadzonej przeze mnie analizy numerycznej i doświadczalnej pozwoliły mi rozpoznać szczegółowo zjawiska zachodzące podczas spalania. Zarówno zarejestrowany podczas eksperymentu film, jak również wyniki numeryczne uzyskane metodą symulacji numerycznej przedstawiają proces spalania cząstki węgla jako złożony proces wieloetapowy. Najważniejszymi etapami procesu spalania cząstki węgla, wyodrębnionymi explicite jako procesy częściowe, są następujące procesy:

- nagrzewanie cząstki z jednoczesnym odgazowaniem części lotnych. Proces odgazowania rozpoczyna się sukcesywnie wraz ze wzrostem temperatury cząstki i jej otoczenia. Ze względu na bezbarwność i znikome ilości wydzielanych części lotnych, rejestrowany podczas eksperymentu proces jednoczesnego nagrzewania i odgazowania przebiegał w sposób niezauważalny, aż do zapłonu części lotnych. Jednocześnie wokół cząstki prędkość gazu i stężenie wydzielanych części lotnych rosną, a stężenie O₂ maleje,
- zapłon i spalanie części lotnych nieprzerwanie odgazowujących z nagrzewanej cząstki. Zapłon części lotnych jest zjawiskiem nieciągłym (natychmiastowym), które tworzy sferyczną powierzchnię spalania części lotnych wokół cząstki, co jest dobrze widoczne na wszystkich konturach przedstawiających proces spalania (rys. 1). Promień powierzchni spalania części lotnych ulega zmianie w zależności od szybkości odgazowania. Powierzchnia spalania rozdziela obszar wokół cząstki na dwie strefy:
 - *strefę wewnętrzną*, znajdującą się w obszarze między cząstką a powierzchnią spalania części lotnych, gdzie następuje przepływ wydzielanych z cząstki części lotnych w kierunku do powierzchni spalania, na której części lotne są utleniane, tworząc CO i H₂O. Następnie, utworzone CO jest utleniane do CO₂ i wraz z H₂O, jako gorące produkty reakcji utleniania, dyfundują z powierzchni spalania do strefy wewnętrznej.

⁹Lewtak R., Marek E.: *Experimental and numerical investigations into air and oxy—fuel combustion of single coal particles*, The 38th International Technical Conference on Clean Coal & Fuel Systems, Clearwater, Florida, USA, June 2–6, 2013

¹⁰Marek E.: *Dynamika procesu spalania pojedynczych ziaren węglowych w atmosferze wzbogaconej w tlen*, praca doktorska, GIG Katowice, 2014



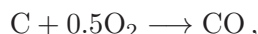
Rys. 1. Wybrane wyniki niestacjonarnej jednowymiarowej symulacji numerycznej procesu spalania pojedynczej cząstki węgla w warunkach tlenowych

Tlen, znajdujący się początkowo podczas zapłonu w strefie wewnętrznej, przepływa w kierunku do powierzchni spalania, gdzie jest następnie zużywany do reakcji utleniania, co w konsekwencji skutkuje zużyciem całego dostępnego tutaj tlenu i uzyskaniem zerowego stężenia tlenu w strefie wewnętrznej,

- *strefę zewnętrzną*, znajdującą się w obszarze na zewnątrz od powierzchni spalania części lotnych, gdzie następuje dyfuzja tlenu w kierunku do powierzchni spalania, na której tlen jest wykorzystywany jako substrat reakcji utleniania części lotnych. Podobnie jak w strefie wewnętrznej, również tutaj gorące produkty reakcji utleniania, tj. dwutlenek węgla CO_2 i para wodna H_2O , dyfundują z powierzchni spalania do strefy zewnętrznej.

Spalanie części lotnych kończy się wraz z zakończeniem odgazowania i zanikiem gazowej powierzchni spalania na powierzchni cząstki pozostałości koksowej.

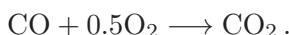
- zapłon i spalanie pozostałości koksowej, które następuje w chwili wygaszenia (zaniku) płomienia spalanych części lotnych na powierzchni cząstki pozostałości koksowej. Zapłon i spalanie cząstki pozostałości koksowej są poprzedzone krótkim *opóźnieniem*, podczas którego bez żadnych wizualnych oznak procesu spalania do powierzchni cząstki docierają składniki gazowe z atmosfery otaczającej cząstkę. Jednak, ze względu na niewystarczająco wysoką temperaturę cząstki, jedynie zostają aktywowane powierzchniowe reakcje utleniania:



i

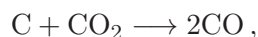


a wynikowe ciepło tych reakcji szybko zwiększa temperaturę zarówno cząstki i jej bezpośredniego gazowego otoczenia. Następnie, gdy temperatura cząstki i jej bezpośredniego gazowego otoczenia odpowiednio wzrośnie, następuje zapłon wytworzonego CO zgodnie z reakcją utleniania:



Utleniane przy powierzchni cząstki CO zużywa tlen otaczający cząstkę i jednocześnie tworzy warstwę CO_2 , która odcina dostęp tlenu do powierzchni cząstki. Grubość tworzonej warstwy CO_2 wokół cząstki zależy od składu atmosfery otaczającej cząstkę oraz od rodzaju przepływu wokół cząstki.

Ponieważ cząstka pozostałości koksowej osiągnęła już wysoką temperaturę i jest jedynie otoczona przez CO_2 , to następuje aktywacja powierzchniowej reakcji zgazowania:



która będzie teraz źródłem CO, utlenianego w warstwie przy powierzchni cząstki zgodnie z wyżej opisanym sposobem. Spalanie pozostałości koksowej przebiega głównie w warunkach pseudostacjonarnych, aż do całkowitego wypalenia węgla pierwiastkowego, co kończy proces spalania. De facto opisany mechanizm spalania pozostałości koksowej jest zgodny z modelem dwuwarstwowym (ang. *two-film model*), według którego cząstka pozostałości koksowej jest zgazowana przez CO_2 , a powstające CO jest utleniane w pobliżu cząstki.

4.3 Analiza wpływu dyfuzji zewnętrznej na proces spalania koksu

Spalanie pozostałości koksowej w warunkach spalania tlenowego jest realizowane w mieszaninie gazowej składającej się z tlenu O_2 , dwutlenku węgla CO_2 i pary wodnej H_2O bez obecności azotu N_2 . Mechanizm spalania w ww. warunkach spalania tlenowego oprócz egzotermicznych powierzchniowych reakcji utleniania węgla pierwiastkowego tworzącego pozostałość koksową, również uwzględnia endotermiczne powierzchniowe reakcje zgazowania^{11,12}, tj.:



Analiza stechiometrii ww. reakcji wskazuje, że cały mechanizm reakcji (18)–(21) tworzy *nierównomolową dyfuzję przeciwnokierunkową* w fazie gazowej otaczającej cząstkę. Gęstość strumienia molowego i -tego gazowego substratu w r -tej reakcji mechanizmu (18)–(21) $\dot{n}_{i,r}''$ jest wyrażona niejawnie jako rozwiązanie następujących sprzężonych nieliniowo równań^{13,14}

$$\begin{cases} \dot{n}'' = \frac{D}{r_p} C \ln \left(\frac{y_{O_2,\infty} \dot{n}'' + \dot{n}_{O_2,1}'' + \dot{n}_{O_2,2}''}{y_{O_2,s} \dot{n}'' + \dot{n}_{O_2,1}'' + \dot{n}_{O_2,2}''} \right) \\ \dot{n}'' = \frac{D}{r_p} C \ln \left(\frac{y_{CO_2,\infty} \dot{n}'' - \dot{n}_{CO_2,2}'' + \dot{n}_{CO_2,3}''}{y_{CO_2,s} \dot{n}'' - \dot{n}_{CO_2,2}'' + \dot{n}_{CO_2,3}''} \right), \\ \dot{n}'' = \frac{D}{r_p} C \ln \left(\frac{y_{H_2O,\infty} \dot{n}'' + \dot{n}_{H_2O,4}''}{y_{H_2O,s} \dot{n}'' + \dot{n}_{H_2O,4}''} \right) \end{cases} \quad (22)$$

gdzie D jest efektywnym współczynnikiem dyfuzji, r_p jest promieniem cząstki, C jest stężeniem molowym mieszaniny, $y_{i,s}$ i $y_{i,\infty}$ jest ułamkiem molowym g -tego składnika gazowego odpowiednio na powierzchni cząstki i w przepływie niezakłóconym oraz $\dot{n}'' = |\dot{\mathbf{n}}''|$ jest modulem gęstości strumienia molowego mieszaniny gazowej otaczającej cząstkę pozostałości koksowej. Każdy strumień molowy składnika gazowego, określony niejawnie przez rozwiązanie układu równań (22), po dotarciu do powierzchni reakcji jest konsumowany w reakcjach powierzchniowych (18)–(21).

¹¹Toftgaard M.B., Brix J., Jensen P.A., Glarborg P., Jensen A.J.: *Oxy-fuel combustion of solid fuels*, Progress in Energy and Combustion Science 36(5), pp.: 581–625, 2010

¹²Chen L., Yong S.Z., Ghoniem A.F.: *Oxy-fuel combustion of pulverized coal: Characterization, fundamentals, stabilization and CFD modeling*, Progress in Energy and Combustion Science 38(2), pp.: 156–214, 2012

¹³Lewtak R., Milewska A.: *Application of different diffusion approaches in oxy-fuel combustion of single coal char particles*, Fuel 113, pp. 844– 853, 2013

¹⁴Lewtak R., Milewska A.: *On the influence of the non-equimolar and equimolar counterdiffusion on combustion of a single coal char particle in O_2 and CO_2 gas mixtures*, The 37th International Technical Conference on Clean Coal and Fuel Systems, Clearwater, USA, 3–7 June 2012

Szybkość reakcji powierzchniowej, przy której gazowy substrat jest konsumowany, jest zdefiniowana następującym wyrażeniem, tzw. "*n-power law*":

$$\dot{n}_{i,r}'' = k_{c,r} f_s(X_C) C_{i,s}^{n_r} \quad (23)$$

z $i = \text{O}_2$ dla $r = \{1, 2\}$, $i = \text{CO}_2$ dla $r = 3$, $i = \text{H}_2\text{O}$ dla $r = 4$, $C_{i,s}$ jest molowym stężeniem i -tego gazowego substratu na powierzchni reakcji,

$$k_{c,r} = A_r T_s^{\beta_r} e^{-E_r/(RT_s)} \quad (24)$$

jest stałą szybkości r -tej reakcji wyrażoną przez modyfikowane równanie Arrheniusa. Funkcja $f_s(X_C)$ pełni rolę korekcyjną, tj. uwzględnia ewolucję właściwej powierzchni reakcji i efekt nie-reaktywnej powierzchni popiołu podczas spalania cząstek pozostałości koksowej.

Przedstawione wyżej wyrażenia, określające szybkość spalania cząstki pozostałości koksowej w warunkach modyfikowanej atmosfery wykorzystałem następnie do określenia ewolucji masy i temperatury cząstki podczas procesu spalania. Równanie zachowania masy węgla pierwiastkowego dla cząstki pozostałości koksowej ma następującą postać:

$$\frac{dm_C(t)}{dt} = -r_C(m_C(t), T_p(t)), \quad (25)$$

gdzie

$$r_C = \sum_{r=1}^{r=4} r_{C,r} = \pi d_p^2 M_C \sum_{r=1}^{r=4} \dot{n}_{C,r}'', \quad (26)$$

w którym $\dot{n}_{C,r}''$ jest gęstością strumienia molowego pierwiastkowego węgla zużywanego w r -tej reakcji mechanizmu (18)–(21). W przypadku nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej, będącej efektem mechanizmu spalania w warunkach modyfikowanej atmosfery, szybkość spalania r_C wynika z rozwiązywania nieliniowo sprzężonych równań (22) i (23).

Jednak, ze względu na trudności w numerycznym rozwiązywaniu w każdym kroku czasowym nieliniowo sprzężonych równań dla modelu nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej, przyjąłem założenie upraszczające o istnieniu wokół cząstki warunków *równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej*, dla której strumień dyfuzji i -tego składnika gazowego jedynie zależy od stężenia molowego (lub udziału molowego) tego i -tego składnika gazowego bez wpływu pozostałych gazowych składników również podlegających dyfuzji wokół cząstki. Zatem, rozwiązanie następującego niesprzężonego zagadnienia nieliniowego:

$$k_d^{(e)} (C_{\text{O}_2,\infty} - C_{\text{O}_2,s}) = \sum_{r=1}^{r=2} k_{c,r} f(X_C) C_{\text{O}_2,s}^{n_r} \quad (27)$$

i

$$k_d^{(e)} (C_{i,\infty} - C_{i,s}) = k_{c,r} f(X_C) C_{i,s}^{n_r} \quad (28)$$

z $i = \text{CO}_2$ dla $r = 3$ i $i = \text{H}_2\text{O}$ dla $r = 4$, określa stężenie molowe substratu gazowego na powierzchni reakcji, $C_{i,s}$, podczas spalania cząstki pozostałości koksowej,

$$k_d^{(e)} = \frac{D}{r_p} \quad (29)$$

jest współczynnikiem wymiany masy dla równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej. Następnie, szybkość reakcji jest wyznaczana z równania (26).

Ewolucję temperatury cząstki pozostałości koksowej, traktowanej jak dyskretna cząstka Lagrange'a, wyraża zasada zachowania energii, która przyjmuje postać następującego równania:

$$m_p(t)c_p \frac{dT_p(t)}{dt} = h^* A_p(T_{f,\infty} - T_p(t)) + A_p \epsilon_p \sigma (T_{f,\infty}^4 - T_p^4(t)) + \sum_{r=1}^{r=4} r_{C,r}(t) \Delta H_r \quad (30)$$

gdzie h^* jest współczynnikiem wymiany ciepła uwzględniającym jednocześnie wymianę masy podczas procesu. Równanie zachowania energii (30) uwzględnia wymianę ciepła przez konwekcję i radiację oraz dodatkowo ciepło ΔH_r egzotermicznych i endotermicznych reakcji powierzchniowych utleniania i zgazowania.

W celu uwidocznienia wpływu rodzaju dyfuzji na proces spalania cząstki pozostałości koksowej w warunkach modyfikowanej atmosfery porównałem ewolucję wypalenia i temperatury cząstki wyznaczonych z wykorzystaniem wyżej przedstawionego modelu nierównomolowej i równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej. Równania różniczkowe zwyczajne opisujące zmianę masy i temperatury cząstki zaimplementowałem numerycznie w programie MATLAB. Do numerycznego rozwiązania zagadnienia początkowego (25) i (30) wykorzystałem funkcję "ode15s". Do rozwiązania zagadnienia nieliniowego (22), (27) i (28) w każdym kroku czasowym stosowano funkcję "fsolve". Rys. 2 przedstawia profile temperatury dla cząstki pozostałości koksowej o różnych średnicach $d_p = 40/80/120 \mu m$ spalanej w temperaturze otoczenia $T_{f,\infty} = 1373 K$ i warunkach atmosfery modyfikowanej ($y_{O_2,\infty} = 26/36/46\%$, $y_{CO_2,\infty} = 62/52/42\%$, $y_{H_2O,\infty} = 12\%$) otrzymanej z wykorzystaniem modelu równomolowej i nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej. Zgodnie z oczekiwaniami, zwiększenie stężenia tlenu intensyfikuje różnicę między równomolową i nierównomolową dyfuzją przeciwnokierunkową. W szczególności moje badania pokazały, że zmiana stężenia tlenu głównie wpływa na szybkość reakcji (18), która przebiega w obszarze ograniczanym szybkością dyfuzji. Jednak, co jest interesujące, udowodniłem, że zmniejszenie średnicy cząstek, zazwyczaj intensyfikujące kinetyczne warunki spalania, tutaj nie zmniejsza różnicy temperatury cząstek i utrzymuje podobne zmiany ΔT_p z maksimum około 300 K (rys. 2(b)) dla wszystkich rozważanych średnic cząstek.

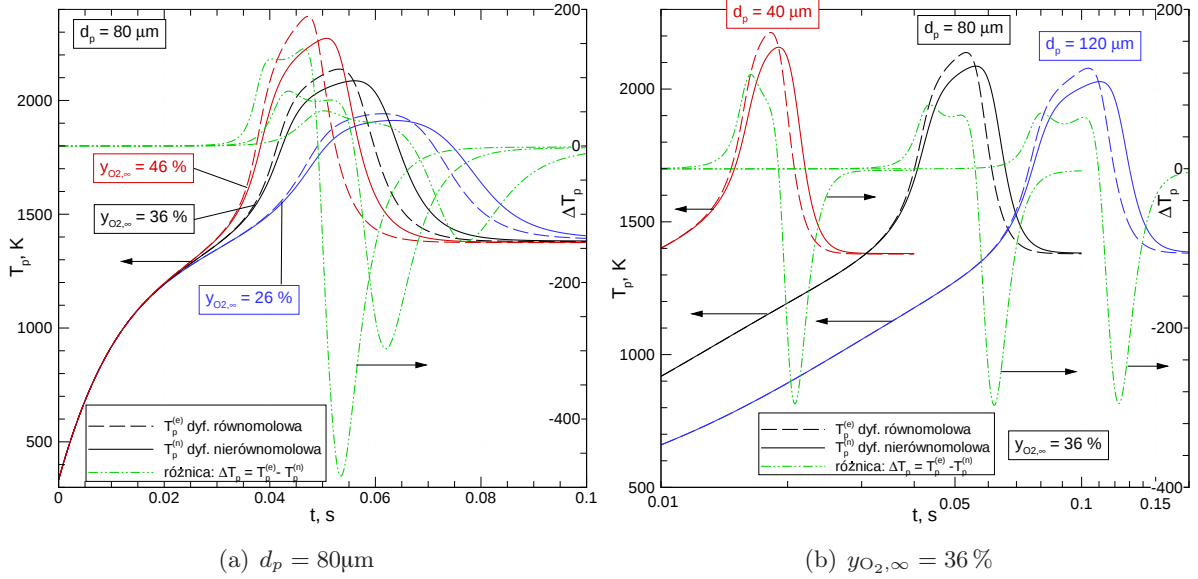
Zastosowanie równania (22) umożliwiło mi wprowadzenie do rozważań modyfikowanego współczynnika wymiany masy, zdefiniowanego jako¹³

$$k_d^{(n)} = \xi k_d^{(e)}, \quad (31)$$

gdzie

$$\xi = \frac{\ln \left(\frac{y_{i,\infty} \cdot \dot{n}'' + \dot{n}_i''}{y_{i,s} \cdot \dot{n}'' + \dot{n}_i''} \right)}{\sum_i (y_{i,\infty} - y_{i,s})} \quad (32)$$

jest korektą, w której $\dot{n}_i''$ jest całkowitym strumieniem molowym i -tego reagenta, $i = \{O_2, CO_2, H_2O\}$. Należy zauważyć, że gdy $y_{i,s} \rightarrow 0$, to szybkość dyfuzji jest najmniejsza i proces będzie ograniczony



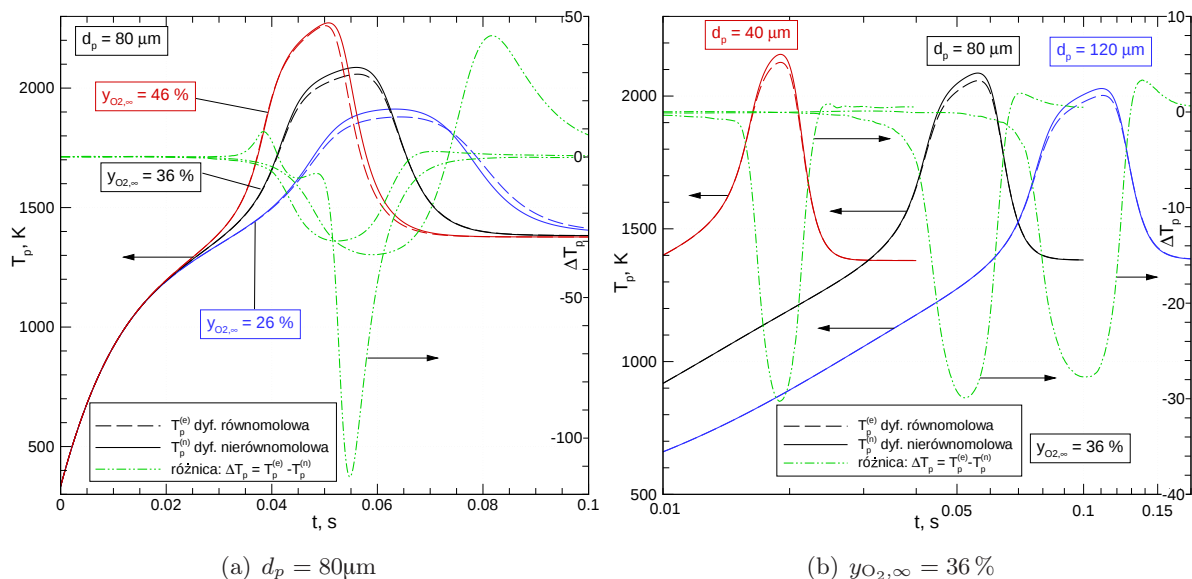
Rys. 2. Temperatura cząstki koksowej spalanej w temperaturze otoczenia $T_{f,\infty} = 1373 \text{ K}$ i warunkach atmosfery modyfikowanej dla modelu równomolowej i nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej

szybkością dyfuzji. W warunkach nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej, gdy $y_{i,s} \rightarrow 0$, wartość współczynnika wymiany masy jest najmniejsza i równa $k_d^{(n)} = \ln(2) k_d^{(e)}$. Zmniejszenie wartości równomolowego współczynnika wymiany masy, $k_d^{(e)}$, jest prostym zabiegiem pozwalającym na zastosowanie modelu równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej i uzyskanie wyników zbliżonych lub zgodnych z modelem nierównomolowym. Wprowadziłem zmodyfikowany równomolowy współczynnik wymiany masy zdefiniowany jako¹³

$$\tilde{k}_d^{(e)} = \xi k_d^{(e)}, \quad (33)$$

pozwalający zmniejszyć wymianę masy podobnie jak jest to realizowane dla nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej. Mimo że $\xi = \xi(y_{i,\infty}, y_{i,s})$ dla warunków jedynie ograniczonych szybkością dyfuzji, gdzie $y_{g,s}$ są formalnie nieznane, to jest możliwe zastosowanie stałej wartości dla ξ w obliczeniach. Zastosowanie ww. uproszczonej metody wyznaczania wartości współczynnika wymiany masy dla warunków nierównomolowej dyfuzji może być łatwo zaimplementowane w kodach numerycznych i nie wymaga numerycznego rozwiązania sprzężonych równań nieliniowych opisujących nierównomolową dyfuzję.

Rys. 3 przedstawia profile temperatury dla modelu nierównomolowej i równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej z przyjętym do obliczeń modyfikowanym współczynnikiem wymiany masy $\tilde{k}_d^{(e)}$, dla którego zastosowałem stałą wartość $\xi = 0.8$ dla modelu równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej. Zastosowanie $\tilde{k}_d^{(e)}$ zamiast $k_d^{(e)}$ skutkuje uzyskaniem profili temperatur zbliżonych przebiegiem do wariantu nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej.



Rys. 3. Temperatura cząstki koksowej spalanej w temperaturze otoczenia $T_{f,\infty} = 1373$ K i warunkach atmosfery modyfikowanej dla modelu ze zmodyfikowanym współczynnikiem wymiany masy dla modelu równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej

Różnice w temperaturze cząstek zmniejszyły się około 10 razy w porównaniu do modelu bez modyfikacji współczynnika wymiany masy. Również inne wielkości, tj. wypalenie pozostałości koksowej, szybkość reakcji i stężenia gazowych reagentów, będą przyjmować wartości odpowiadające modelowi nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej. Jednak stała wartość $\xi = 0.8$, będąca jedynie przykładem, może być kolejno doprecyzowana w zależności od warunków procesu, zwłaszcza $y_{i,\infty}$, które w dużym stopniu wpływają na wartość ξ .

4.4 Proces spalania pyłu węglowego w kotle OP-650

Spalanie pyłu węglowego jest złożonym procesem, na który składa się kilka nakładających się na siebie lub następujących po sobie procesów częściowych, tj.: odparowanie wilgoci (suszenie), odgazowanie części lotnych, spalanie części lotnych i spalanie pozostałości koksowej. Kolejność powyższych procesów częściowych zależy głównie od rodzaju i stanu węgla oraz wielkości i szybkości nagrzewania cząstek paliwa stałego. Pył węglowy jest paliwem stałym i składa się z palnej substancji organicznej, niepalnej substancji mineralnej (popiół) oraz z wilgoci. Podczas nagrzewania paliwa stałego, wilgoć odparowuje, a palna substancja organiczna częściowo odgazowując tworzy produkty gazowe (tzw. części lotne) oraz stałą pozostałość rozkładu termicznego, która wraz z popiołem tworzy pozostałość koksową (koks, karbonizat).

Do symulacji spalania pyłu węglowego zastosowałem metodę Eulera-Lagrange'a. Faza gazowa

była traktowana w sposób eulerowski, podczas gdy cząstki paliwa stałego (pył węglowy) były traktowane jak dyskretne cząstki Lagrange’a, które poruszały się w fazie gazowej. Zarówno faza ciągła, jak i faza dyskretna oddziaływały ze sobą przez wymianę masy, pędu i energii.

Ewolucja masy i temperatury cząstki podczas procesu spalania jest określona przez prawa zachowania masy i energii zapisane dla cząstki pyłu węglowego. Równanie zachowania masy k -tego składnika cząstki ma następującą postać:

$$\frac{dm_{k,p}}{dt} = -r_{ev} - r_{de} - r_{k,r} \quad (34)$$

gdzie $m_{k,p}$ jest masą k -tego składnika cząstki węgla, która na skutek procesów odparowania wilgoci, odgazowania części lotnych i spalania pozostałości koksowej ulega zmniejszeniu odpowiednio z szybkością r_{ev} , r_{de} i $r_{k,r}$ odpowiadającej danemu procesowi. Całkowita masa cząstki jest wyrażona jako

$$m_p(t) = \sum_k m_{k,p}(t). \quad (35)$$

Każde z k równań (34) jest rozwiązywane z następującym warunkiem początkowym:

$$m_{k,p}(0) = f_{k,0} V_{p,0} \left(\sum_k \frac{f_{k,0}}{\rho_k} \right)^{-1}, \quad (36)$$

gdzie $f_{k,0}$ jest początkowym udziałem masowym k -tego składnika cząstki odpowiednio o gęstości ρ_k , $V_{p,0} = \frac{\pi}{6} d_{p,0}^3$ jest początkową objętością cząstki. Zmiana objętości cząstki podczas procesu spalania jest opisana przez następujące wyrażenie:

$$V_p(t) = V_{p,0} (1 - X_p(t))^\alpha \quad (37)$$

gdzie $\alpha = 1.0$ dla węgla brunatnego^{15,16} i $\alpha = 0.75$ dla węgla kamiennego¹⁷, a

$$X_p(t) = \frac{m_{p,0} - m_p(t)}{m_{p,0}} \quad (38)$$

jest stopniem przereagowania cząstki (wypalenie).

Następnie, gęstość cząstki węgla jest określana ze wzoru:

$$\rho_p(t) = \frac{m_p(t)}{V_p(t)}. \quad (39)$$

W przeciwieństwie do innych modeli utrzymujących stałą wartość objętości podczas procesu spalania pyłu węglowego, uwzględnienie zmniejszania objętości cząstki na skutek jej wypalania zabezpiecza gęstość cząstki przed nadmiernym zmniejszeniem, co prowadzi do otrzymania wartości gęstości cząstki pyłu węglowego, które odpowiadają rzeczywistym zakresom mierzonym podczas spalania.

¹⁵Smith I.W.: *The combustion rates of coal chars: a review*, Symp. Int. Combust. 19(1), pp.: 1045–1065, 1982

¹⁶Hamor R.J., Smith I.W., Tyler R.J.: *Kinetics of combustion of a pulverized brown coal char between 630 and 2200 K*, Combust and Flame 21(2), pp.: 153–162, 1973

¹⁷Smith I.W.: *The kinetics of combustion of pulverized semi-anthracite in the temperature range 1400–2200 K*, Combustion and Flame 17, pp.: 421–428, 1971

Opracowane przeze mnie modele opisujące procesy poprzedzające względem procesu spalania pozostałości koksowej, tj. suszenie, odgazowanie i spalanie części lotnych zostały szczegółowo omówione w monografii stanowiącej osiągnięcie naukowe. W autoreferacie głównie skupiłem uwagę na przedstawieniu modelu procesu spalania pozostałości koksowej w atmosferze modyfikowanej. Mechanizm reakcji podczas tlenowego spalania pozostałości koksowej po odgazowaniu pyłu węglowego oprócz powierzchniowych reakcji utleniania pierwiastkowego węgla, który w znacznej części współtworzy palną substancję pozostałości koksowej formowanej po odgazowaniu uwzględnia również powierzchniowe reakcje zgazowania C przez CO₂ i H₂O. Zatem mechanizm tlenowego spalania pozostałości koksowej ma następującą postać:



Szybkość $r_{k,r}$ r -tej reakcji powierzchniowej, która wyraża szybkość konsumpcji k -tego składnika fazy stałej (przyjętej tu jako pierwiastkowy węgiel C, ($k = C$)), jest zdefiniowana jako:

$$r_{k,r} = A_p M_{w,k} \Psi_r |\dot{n}_{i,r}''|, \quad (44)$$

gdzie $A_p(t) = \pi d_p^2(t)$ jest powierzchnią reakcji, tutaj określoną jako zewnętrzna powierzchnia cząstki, Ψ_r określa liczbę mol- k na mol- i w r -tym równaniu reakcji powierzchniowej, $\dot{n}_{i,r}''$ jest określone przez następującą ogólną formułę, tzw. "n-power law"^{18,19,20,21}

$$|\dot{n}_{i,r}''| = k_{c,r} f_s(X_k) C_{i,s}^{n_r}, \quad (45)$$

gdzie n_r jest rzędem r -tej reakcji powierzchniowej, a

$$k_{c,r} = A_r T^{\beta_r} e^{-E_r/(RT_s)} \quad (46)$$

jest stałą szybkości r -tej reakcji powierzchniowej. W przeciwieństwie do innych modeli, które nie uwzględniają wpływu wypalenia na szybkość spalania pozostałości koksowej, zależność (45) przewiduje zmniejszenie szybkości spalania wraz ze wzrostem wypalenia.

Stężenie molowe, $C_{i,s}$, i -tego gazowego reagenta na powierzchni cząstki pozostałości koksowej wynika z rozwiązania następującego równania

$$k_d(C_{i,\infty} - C_{i,s}) = \sum_r k_{c,r} f_s(X_k) C_{i,s}^{n_r}, \quad (47)$$

¹⁸Baum M. M., Street P.J.: *Predicting the combustion behaviour of coal particles*, Combust Sci. Technol 3(5), pp.: 231–243, 1971

¹⁹Hurt R., Calo J.: *Semi-global intrinsic kinetics for char combustion modeling*, Combustion Flame 125(3), pp. 1138–1149, 2001

²⁰Hurt R., Haynes B.: *On the origin of power-law kinetics in carbon oxidation*, Proc. Combust Inst. 30, pp.: 2161–2168, 2005.

²¹Laurendeau N.M.: *Heterogeneous kinetics of coal char gasification and combustion*, Prog. Ener. Combust. Sci. 4, pp.: 221–270, 1978

które wyraża *uogólniony model "single film"*, gdzie dyfundujący w kierunku do powierzchni cząstki i -ty substrat gazowy jednocześnie uczestniczy w r reakcjach na powierzchni cząstki.

Ponieważ wpływ nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej na szybkość wymiany masy staje się istotny i wyraźnie zauważalny dla warunków spalania tlenowego (v. podrozdział 4.3), przy których molowy udział tlenu jest podwyższony, to efekt nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej nie może być pominięty i został uwzględniony przeze mnie w modelu przez następującą modyfikację współczynnika wymiany masy (v. równanie (33)):

$$k_d^{oxy} = \xi k_d, \quad (48)$$

w której przyjęto $\xi = 0.80$ dla warunków spalania tlenowego z podwyższonym molowym udziałem tlenu ponad 20%.

Temperatura cząstki jest wyznaczana jako rozwiązanie równania opisującego prawo zachowania energii dla cząstki¹³:

$$m_p(t)c_p \frac{dT_p(t)}{dt} = h^* A_p (T_{f,\infty} - T_p(t)) + A_p \epsilon_p \sigma (T_{rad}^4 - T_p^4(t)) + \sum_r r_{r,p}(t) \Delta H_r, \quad (49)$$

gdzie ΔH_r jest ciepłem r -tej reakcji powierzchniowej, której szybkość wynosi $r_{r,p}$, a współczynnik wymiany ciepła h^* , uwzględniający jednoczesną wymianę masy i ciepła między cząstką a jej gazowym otoczeniem, jest zdefiniowany jako^{22,23}:

$$h^* = h \Psi, \quad (50)$$

gdzie

$$h = \frac{k_{f,\infty}}{d_p} \text{Nu} \quad (51)$$

jest współczynnikiem wymiany ciepła, $\text{Nu} = 2 + 0.6 Re_p^{0.5} Pr^{0.33}$ jest liczbą Nusselta. Współczynnik Ψ , korygujący wartości współczynnika wymiany ciepła h , jest określony jako

$$\Psi = \frac{\Phi}{e^\Phi - 1}, \quad (52)$$

gdzie bezwymiarowy współczynnik wymiany ciepła, Φ , jest określony jako:

$$\Phi = \frac{r}{4\pi r_p \rho_f D}, \quad (53)$$

w którym r jest całkowitą szybkością ubytku masy cząstki podczas spalania.

Przedstawiony wyżej model matematyczny procesu spalania pyłu węglowego wykorzystałem do symulacji numerycznych pracy istniejącego w Elektrowni Dolna Odra kotła energetycznego OP-650 pracującego w warunkach standardowego spalania w powietrzu i warunkach spalania tlenowego, do których kocioł został numerycznie adaptowany. Celem obliczeń było określenie właściwych

²²Taylor R., Krishna R.: *Multicomponent mass transfer*, John Wiley & Sons Inc., 1993

²³Baehr H.D., Stephan K.: *Heat and mass transfer*, 2nd ed. Springer, 2006

warunków pracy kotła poddanego adaptacji do spalania w warunkach tlenowych, w szczególności wykrycie i przeciwdziałanie ewentualnych nieprawidłowości w jego pracy.

Ze względów finansowo-ekonomicznych, zasadne jest przeprowadzenie takiej adaptacji istniejącego kotła do pracy w warunkach spalania tlenowego, aby koszty związane z modernizacją bloku energetycznego były najmniejsze i dotyczyły jedynie zespołów bezpośrednio związanych ze zmianą sposobu spalania. W celu dostosowania istniejącego kotła pyłowego do spalania w warunkach tlenowych, przyjąłem następujące założenia, które ograniczają ingerencję w blok energetyczny²⁴:

- parownik i radiacyjne przegrzewacze pary nie powinny podlegać znaczącym zmianom, tzn. ich pola powierzchni wymiany ciepła powinny być niezmiennione lub zbliżone wartością do pola powierzchni występujących w standardowych warunkach spalania w powietrzu,
- konwekcyjne przegrzewacze pary podlegają zmianom, tzn. ich pola powierzchni wymiany ciepła powinny być dobrane do zmienionych warunków wymiany ciepła wynikających ze zmiany sposobu spalania,
- w celu utrzymania odpowiednio wysokiej prędkości wylotowej gazu i pyłu węglowego z palników, pola przekroju dysz palnikowych podlegają odpowiednim zmianom, które zapewniają przepływ pyłu węglowego przez palenisko i przeciwdziałają nadmiernemu wypadowi popiołu do leja żużlowego.

Zatem niezbędne modyfikacje dotyczą jedynie kotła, a pozostałe inne główne urządzenia istniejącego bloku energetycznego, w szczególności turbina parowa, nie podlegają istotnym zmianom. Nowe zespoły urządzeń bloku energetycznego, wynikające ze zmiany systemu spalania, tj. m.in. ASU (ang.: *air separation unit*), chłodnica spalin, GPU (ang.: *gas processing unit*), muszą zostać wbudowane w istniejący blok energetyczny. Spełnienie warunku pozostawienia niezmiennionego pola powierzchni parownika i radiacyjnych wymienników ciepła wymaga określenia takiej wartości współczynnika recyrkulacji spalin, dla której wymiana ciepła w parowniku i radiacyjnych przegrzewaczach pary w warunkach spalania tlenowego jest identyczna lub bardzo porównywalna do warunków standardowego spalania w powietrzu. W celu określenia właściwej wartości współczynnika recyrkulacji spalin, poddałem analizie numerycznej kocioł pyłowy pracujący w warunkach spalania w powietrzu oraz w warunkach spalania tlenowego przy różnych wartościach współczynnika recyrkulacji spalin. Wyniki, obrazujące wymianę ciepła, zostały przedstawione z wykorzystaniem następujących wielkości:

- masowy współczynnik recyrkulacji spalin, R_r , zdefiniowany jako:

$$R_r = \frac{\dot{m}_{rfg}}{\dot{m}_{flu}}, \quad (54)$$

²⁴Lewtak R., Świątkowski B., Kuczyński P.: *Computational study of the pulverized coal combustion in the OP-650 boiler retrofitted to oxy-fuel conditions*, The 39th International Technical Conference on Clean Coal & Fuel Systems The Clearwater Clean Coal Conference, Clearwater, USA, 1–5 June 2014

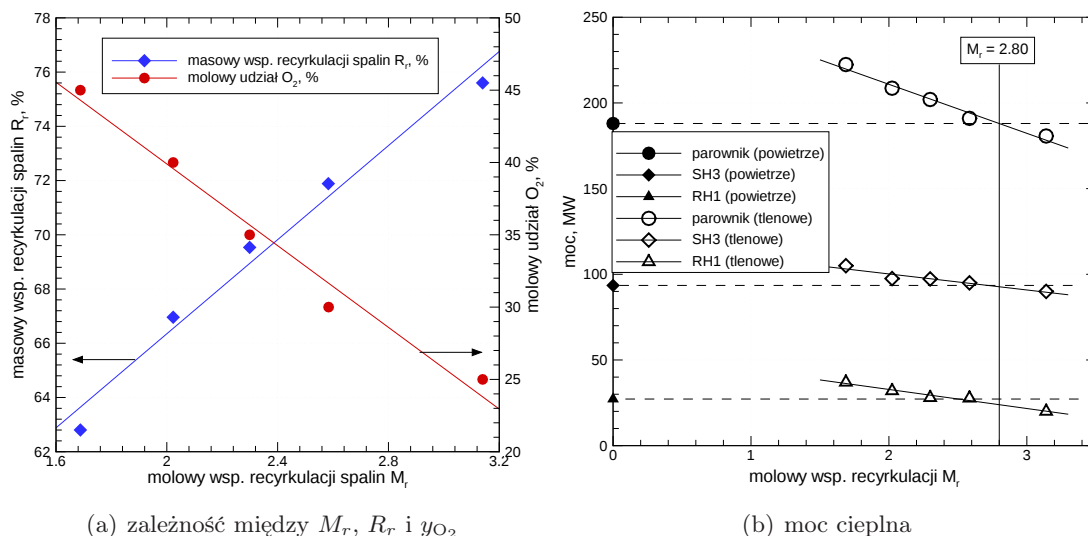
gdzie $\dot{m}_{rfg}$ jest masowym natężeniem przepływu podawanego do paleniska gazu odpowiednio kondycjonowanego ze spalin wylotowych, $\dot{m}_{flu}$ jest masowym natężeniem przepływu spalin wypływających z kotła,

- molowy współczynnik recyrkulacji spalin, M_r , zdefiniowany jako²⁵:

$$M_r = \frac{\dot{m}_{rfg}}{\dot{m}_{O_2}}, \quad (55)$$

gdzie $\dot{m}_{rfg}$ jest molowym natężeniem przepływu zawracanego do paleniska gazu, $\dot{m}_{O_2}$ jest molowym natężeniem przepływu tlenu podawanego do paleniska.

Rysunek 4(a) przedstawia zależności, uzyskane metodą symulacji numerycznych, między molowym współczynnikiem recyrkulacji, masowym współczynnikiem i molowym udziałem tlenu w utleniaczu wtórnym. Rysunek 4(b) przedstawia moc cieplną odbieraną w parowniku i radiacyjnych przegrzewaczach pary w zależności od wartości molowego współczynnika recyrkulacji spalin. Zgodnie z przedstawionymi wynikami, dla wartości $M_r = 2.8$ wymiana ciepła na ww. powierzchniach jest zbliżona do warunków wymiany ciepła przy spalaniu w powietrzu. Zgodnie z przedstawianymi na rysunku 4(a) zależnościami, wartość $M_r = 2.8$ odpowiada wartości masowego współczynnika recyrkulacji spalin $R_r \simeq 73\%$ ^{26,27,11} oraz molowego udziału tlenu we wtórnym utleniaczu $y_{O_2} = 28.6\%$.

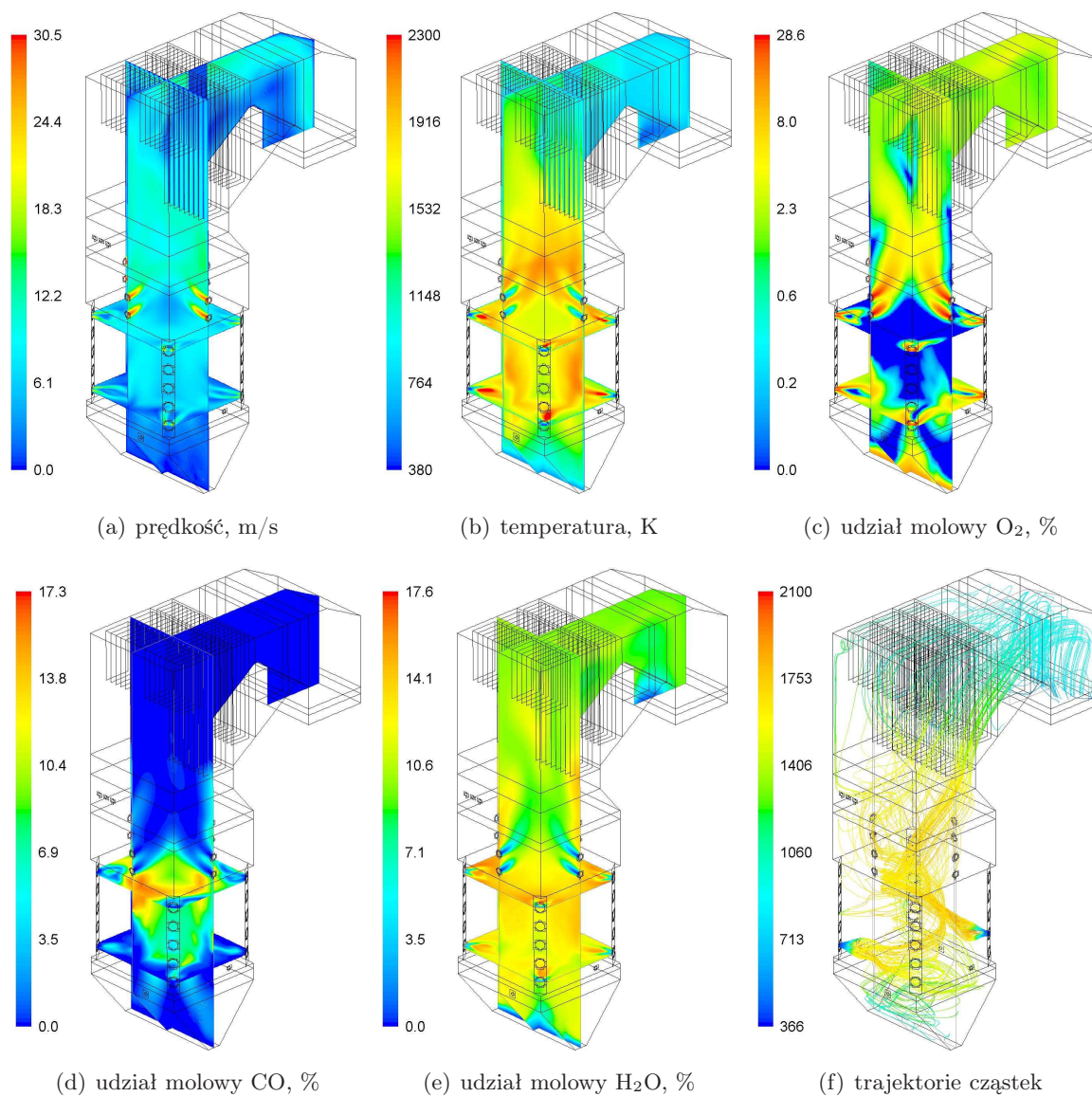


Rys. 4. Charakterystyka pracy kotła OP-650 w zależności od warunków recyrkulacji spalin

²⁵Sarofim A.F.: *Oxy-fuel combustion: progress and remaining issues*, Proc. of the 2nd IEAGHG Int. Oxy-Combustion Workshop, Windsor, CT, USA, January 25–26, 2007

²⁶Smart J.P., O’Nions P., Riley G.S., Jamieson E.: *Radiation and convection heat transfer in oxyfuel combustion*, 1st IEA Oxyfuel Combustion Conference, Cottbus, Germany, 2009

²⁷Scheffknecht G., Al-Makhadmeh L., Schnell U., Maier J.: *Oxy-fuel coal combustion—A review of current state-of-the-art*, International Journal of Greenhouse Gas Control 5(S1), pp.: S16–S35, 2011



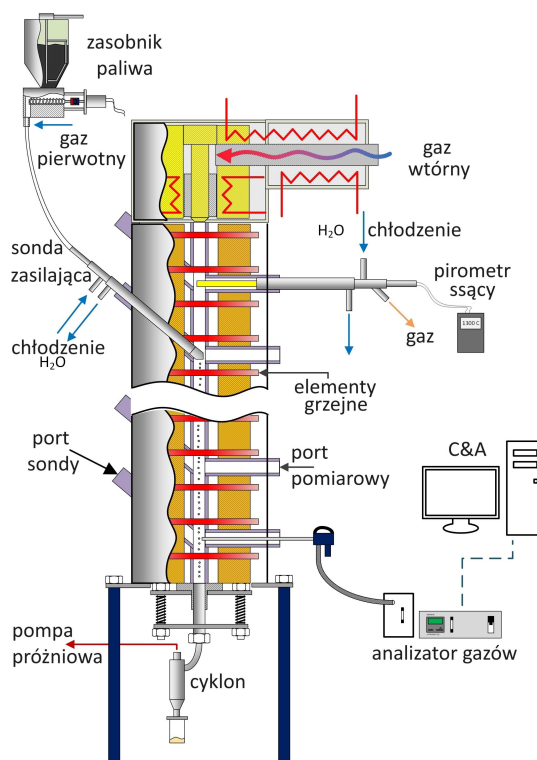
Rys. 5. Wybrane kontury pokazujące proces tlenowego spalania w kotle pyłowym OP-650 dla obciążenia kotła 100%

Następnie przeprowadzono wielowariantową symulację numeryczną pracy kotła w warunkach spalania tlenowego dla różnych wybranych obciążeń kotła, tj.: 100%, 80% i 60%, wraz z wcześniej wyznaczonym molowym udziałem tlenu $y_{O_2} = 28.6\%$. Wybrane wyniki numeryczne dla 100% obciążenia kotła, przedstawione na rys. 5 w postaci konturów prędkości (a), temperatury (b), molowych udziałów O_2 (c), CO (d) i H_2O (e) i trajektorii pyłu węglowego (f), jednoznacznie wskazują na poprawną i właściwą pracę kotła w szerokim zakresie obciążeń. W komorze paleniskowej występuje wir spalin (rys. f) charakterystyczny dla palenisk narożnikowych. Prędkość spalin jest wystarczająca, aby pył węglowy i cząstki popiołu były transportowane w kierunku do przegrzewaczy (rys. a). Do leja żuźlowego są transportowane cząstki głównie z palników dolnego rzędu (rys. f). Płomień jest zaczepiony za palnikiem i wykazuje charakterystyczny dla palników wirowych przepływ wsteczny (rys. b). Ze względu na podstechiometrię, panującą w obszarze komory paleniskowej od pasa palnikowego do poziomu dysz OFO, cały dostępny tlen jest zużywany do spalania części palnych i w pewnej części do spalania pozostałości koksowej, więc stężenie tlenu jest bliskie zera (rys. c). Dysze OFO dostarczają dodatkową nadstechiometryczną ilość tlenu, potrzebną do dopalenia pozostałości koksowej i tlenku węgla (rys. d). Po odgazowaniu węgla, reakcje spalania powierzchniowego zachodzą głównie w obszarze od pasa palnikowego do poziomu dysz OFO.

4.5 Badania doświadczalne kinetyki procesu spalania pozostałości koksowej

Badania kinetyki procesu spalania pozostałości koksowej przeprowadzono w pionowym izotermicznym piecu opadowym, przedstawionym na rys. 6²⁸. Głównym elementem stanowiska badawczego był elektrycznie ogrzewany 6 metrowy pionowy przewód wykonany z węgla krzemowego o przekroju pierścieniowym z wewnętrzną średnicą 38.5 mm, zaprojektowany do pracy w temperaturze do 1600°C z udziałem molowym tlenu w zakresie od 3 do 9% oraz CO_2 lub N_2 jako gazy bilansujące. Czas przebywania cząstek badanych paliw w reaktorze wynosił do 1.2 s. Gazy reakcyjne przed wlotem do reaktora są wstępnie elektrycznie podgrzewane do temperatury reaktora. Pożądany skład atmosfery reakcyjnej jest tworzony za pomocą regulatorów przepływu masowego. Temperatura ścianki reaktora jest odpowiednio ustawiana za pomocą szeregu termopar mierzących temperaturę zewnętrznej powierzchni rury, a następnie temperatura gazu reakcyjnego jest regulowana za pomocą pirometru ssącego wprowadzanego do reaktora przez każdy z jego dwunastu poziomych portów. Pozostałość koksowa w postaci pyłu była dozowana za pomocą precyzyjnego podajnika ślimakowego, który umożliwiał podawanie paliwa w zakresie 10÷500 g/h oraz był pneumatycznie transportowany przez zimny, pierwotny gaz do reaktora przez jeden z dwunastu nachylonych portów zainstalowanych wzdłuż wysokości reaktora. Podajnik paliwa był wstępnie kalibrowany w celu uzyskania pożądanego przepływu masowego pozostałości koksowej. Przepływ masowy badanego paliwa był zawsze tak kalibrowany przed właściwymi pomiarami, aby właściwe stężenie gazu reakcyjnego (O_2 i CO_2) było utrzymane podczas pomiaru (zmiana

²⁸Lewtak R., Hercog J.: *Coal char kinetics of oxidation and gasification reactions*, VIII Międzynarodowa Konferencja Naukowo-Techniczna Energetyka 2014, Wrocław, Polska, 5–7 listopad 2014



Rys. 6. Schemat stanowiska do badania kinetyki procesu utleniania i zgazowania pozostałości koksowej

stężenia nie większa niż $\pm 10\%$). Badane paliwo było dostarczane przez sondę zasilającą na różnych wysokościach, a pobór próbek był realizowany na wylocie z reaktora, co zapewniało zmianę czasu przebywania badanych próbek.

Próbki pozostałości koksowej do badań kinetyki procesu spalania uzyskano w procesie odgazowania dwóch rodzajów węgla kamiennego (w. Sebuku i w. Pittsburgh #8 (P#8)) frakcji $63 \div 90 \mu\text{m}$ w temperaturze 1300°C z szybkością nagrzewania 10^4 K/s odpowiednio w CO_2 i N_2 dla badania kinetyki spalania tlenowego oraz spalania konwencjonalnego w powietrzu. Czas przebywania dla procesu odgazowania wynosił do 250 ms, co zapewniło całkowite odgazowanie bez lub z pomijalnym wpływem procesu zgazowania. Tabela 1 przedstawia analizę techniczną i pierwiastkową oraz gęstość pozostałości koksowych w stanie analitycznym. Gęstość pozostałości wyznaczono na podstawie analizy porów przy użyciu aparatu Micromeritis AutoPore IV metodą intruzji rtęcią. Badania kinetyki przeprowadzono w następujących warunkach:

- 3 temperatury badań: 900 , 1100 i 1300°C ,
- 2 mieszaniny gazów reakcyjnych: O_2/N_2 i O_2/CO_2 z udziałem molowym tlenu wynoszącym 3, 6 i 9%,
- czas przebywania w zakresie $0.1\text{--}1.0 \text{ s}$.

Tabela 1. Analiza techniczna i pierwiastkowa pozostałości koksowej

parametr	p.k. P#8		p.k. Sebuku	
	N ₂	CO ₂	N ₂	CO ₂
wilgoć, %wt.	0.65	0.75	1.22	1.30
popiół, %wt.	25.47	28.16	21.62	27.86
C, %wt.	70.8	68.5	74.6	69.5
H, %wt.	0.49	0.39	0.32	0.34
N, %wt.	1.27	1.22	1.51	1.46
S, %wt.	0.56	0.55	0.42	0.48
ρ, kg/m ³	1555	1374	897	706

Dla każdego rodzaju pozostałości koksowej przeprowadzono pięć serii doświadczeń dla różnej temperatury i udziału molowego tlenu w warunkach tlenowych i konwencjonalnych. Czas przebywania zmieniano przez zmianę położenia sondy zasilającej ze stałym punktem odbioru. W sumie uzyskano 95 punktów eksperymentalnych dla różnych warunkach procesu i czasach przebywania. Ze względu na stałe odległości między portami zasilającymi a punktem odbioru próbek, te same czasy przebywania dla różnych warunków procesu (w tym temperatury reaktora) otrzymywano przez zmianę objętościowego przepływu gazów reakcyjnych. Przepływ masowy gazów reakcyjnych był zawsze tak ustalany, aby zmniejszenie stężenia tlenu mierzonego na wylocie z reaktora nie było większe niż $\pm 10\%$ wartości początkowej. Dostarczane do reaktora cząstki pozostałości koksowej najpierw były nagrzewane przez gorący strumień gazu wtórnego, a następnie podlegały odpowiednim reakcjom podczas przepływu wzdłuż wysokości reaktora aż do wylotu, gdzie były gaszone zimnym strumieniem gazu inertnego. Próbkę zebrane w cyklonie były następnie analizowane w celu określenia zawartości popiołu. Wypalenie pozostałości koksowej było wyznaczane metodą oznaczania popiołu²⁹:

$$X_C(t) = \frac{m_{C,0} - m_C(t)}{m_{C,0}} = \frac{f_a - f_{a,0}}{f_a(1 - f_{a,0})}, \quad (56)$$

gdzie $f_{a,0}$ i f_a są udziałem masowym popiołu w próbce pozostałości koksowej odpowiednio przed i po badaniu.

W warunkach konwencjonalnego spalania pozostałości koksowej w powietrzu zwykle w symulacjach numerycznych jest stosowany *model single film*^{30,31,32}, zgodnie z którym tlen dyfundujący na powierzchnię cząstki w powierzchniowej reakcji utleniania węgla pierwiastkowego tworzy CO

²⁹Badzioch S., Hawksley P. G. W.: *Kinetics of thermal decomposition of pulverized coal particles*, Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop. 9, pp.: 521–530, 1970

³⁰Essenhight R.H., et al.: *Ignition of coal particles: A review*, Combustion and Flame 77(1), pp. 3–30, 1989

³¹Fendell F.E.: *The burning of spheres gasified by chemical attack*, Combustion Science and Technology 1, pp.: 13–24, 1969

³²Sotirchos S.V., Amundson N.R.: *Diffusion and reaction in a char particle and in the surrounding gas phase. A continuous model*, Ind. Eng. Chem. Fundam. 23, pp.: 191–201, 1984

i CO₂, które następnie dyfundują do otoczenia cząstki. Dla temperatur powyżej 1273 K przyjmuje się, że jedynym produktem reakcji utleniania jest CO, szczególnie dla cząstek wielkości do 100 μm^{33,34,35}. Zatem, mechanizm spalania pozostałości koksowej dla konwencjonalnych warunków spalania w powietrzu obejmuje najczęściej pojedynczą powierzchniową reakcję utleniania



której szybkość określa następujące równanie^{36,37}:

$$r_{\text{C},1} = A_p f_s(X_{\text{C}}) M_{\text{C}} \psi_1 \frac{k_{c,1} k_d}{k_d + k_{c,1} f_s(X_{\text{C}})} C_{\text{O}_2,\infty}, \quad (58)$$

gdzie kolejne wyrażenia zostały wyjaśnione przy równaniu (27).

W warunkach spalania w modyfikowanej atmosferze O₂/CO₂/H₂O, oprócz ww. mechanizmu reakcji utleniania, dodatkowo mechanizm spalania zostaje uzupełniony o reakcje zgazowania przez CO₂ i H₂O. W rozważanych warunkach eksperymentu, dodatkową reakcją powierzchniową jest reakcja zgazowania węgla pierwiastkowego przez CO₂:



której szybkość określa następujące równanie^{36,37}:

$$r_{\text{C},2} = A_p f_s(X_{\text{C}}) M_{\text{C}} \psi_2 k_{c,2} C_{\text{CO}_2,\infty}, \quad (60)$$

gdzie kolejne wyrażenia zostały wyjaśnione przy równaniu (28).

Ostatecznie równania określające ewolucję masy i temperatury cząstki pozostałości koksowej mają następującą postać:

$$V_p \frac{d\rho_p}{dt} = - \sum_{i=1}^{i=2} r_{\text{C},i}, \quad \rho_p(0) = \rho_{p,0} \quad (61)$$

gdzie założono, że wielkość cząstki nie ulega zmianie podczas procesu, oraz

$$m_p(t) c_p \frac{dT_p(t)}{dt} = h^* A_p (T_{f,\infty} - T_p(t)) + A_p \epsilon_p \sigma (T_{f,\infty}^4 - T_p^4(t)) + \sum_{i=1}^{i=2} r_{\text{C},i}(t) \Delta H_i \quad (62)$$

z warunkiem początkowym

$$T_p(t=0) = T_{p,0}, \quad (63)$$

gdzie $\Delta H_1 = 9.21 \text{ MJ/kg-C}$ i $\Delta H_2 = -14.3 \text{ MJ/kg-C}$.

³³Caram H.S., Amundson N.R.: *Diffusion and reaction in a stagnant boundary layer about a carbon particle*, Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals 16(2), pp.: 171–181, 1977

³⁴Mitchell R.E.: *Experimentally determined overall burning rates of coal chars*, Combustion Science and Technology 53(2-3), pp.: 165–186, 1987

³⁵Arthur J.R.: *Reactions between carbon and oxygen*, Trans. Faraday Soc. 47, pp.: 164–178, 1951

³⁶Lewtak R., Hercog J.: *Coal char kinetics of oxidation and gasification reactions*, VIII Międzynarodowa Konferencja Naukowo-Techniczna Energetyka 2014, Wrocław, Polska, 5–7 listopad 2014

³⁷Lewtak R., Hercog J.: *Coal char kinetics of oxidation and gasification reactions*, Chemical and Process Engineering 38(1), pp.: 135–145, 2017

Powyższe równania modelu opisujące proces spalania cząstki pozostałości koksowej można zapisać w następującej postaci wektorowej:

$$\frac{d\mathbf{U}}{dt} = \mathbf{F}(\mathbf{U}(t), \mathbf{P}), \quad (64)$$

gdzie $\mathbf{U}(t) = [m_p(t), T_p(t)]$, $\mathbf{F}$ jest odpowiednio zdefiniowaną funkcją układu, $\mathbf{P} = [\mathbf{A}_i, \mathbf{E}_i]$ reprezentuje wektor parametrów kinetycznych. Wartości parametrów kinetycznych, dla których osiągnięto

$$\min_{\mathbf{P}} \sum_j |X_C^{num}(t_j) - X_C^{exp}(t_j)|, \quad (65)$$

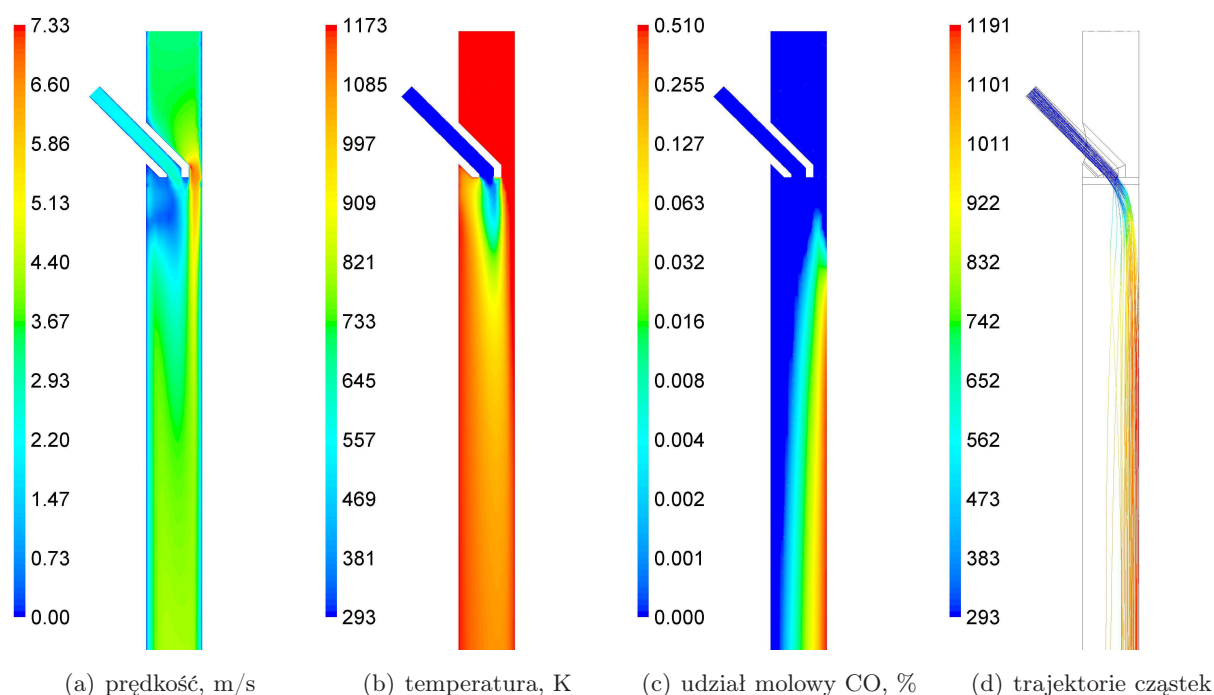
gdzie j jest liczbą wszystkich otrzymanych punktów pomiarowych podczas badań doświadczalnych oddzielnie dla każdego węgla, otrzymałem metodą GRC (ang.: *generalized reduced gradient method*), a układ (64) rozwiązałem metodą Runge–Kutta 4-ego rzędu. Tabela 2 przedstawia otrzymane wartości parametrów kinetycznych. W procesie optymalizacji wartości parametrów kinetycznych, najpierw otrzymałem wartości parametrów kinetycznych A_1 i E_1 dla warunków spalania konwencjonalnego, a następnie uzyskałem wartości A_2 i E_2 dla warunków spalania tlenowego.

Tabela 2. Parametry kinetyczne procesu spalania pozostałości koksowej

pozostałość	A_1	E_1	A_2	E_2
koksowa	m/s	kJ/mol	m/s	kJ/mol
Sebuku:	6700	77.5	2.55×10^6	214
P#8:	1860	82.0	2.17×10^6	241

Przedstawiony wyżej model spalania pozostałości koksowej zaimplementowałem w programie ANSYS Fluent w celu numerycznej symulacji warunków eksperymentu i testu kinetyki reakcji wyznaczonej na podstawie badań doświadczalnych. Symulacja numeryczna CFD warunków eksperymentu jest ważnym końcowym etapem badania kinetyki, który sprawdza jakość otrzymanych wyników modelowania CFD dla opracowanego modelu matematycznego wykorzystującego kinetykę reakcji wyznaczoną w oparciu o wyniki badań doświadczalnych. W symulacjach numerycznych zastosowałem warunki brzegowe odpowiadające warunkom przeprowadzanego eksperymentu. Oprócz reakcji zgazowania, w mechanizmie spalania uwzględniłem reakcję utleniania CO: $\text{CO} + 0.5\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$, której szybkość była określona modelem FR-ED (ang.: *finite rate–eddy dissipation*) z parametrami kinetycznymi domyślnie zaimplementowanymi w ANSYS Fluent oraz z modelem turbulencji SST $k - \omega$.

Rys. 7 przedstawia wybrane wyniki symulacji numerycznej procesu tlenowego spalania pozostałości koksowej z węgla Sebuku dla $T_{f,\infty} = 1173 \text{ K}$, $y_{\text{O}_2,\infty} = 3\%$, które odtwarzają warunki eksperymentu przeprowadzonego w pionowym piecu opadowym. Wyniki numeryczne pokazują, że geometria stanowiska badawczego, w szczególności sposób dostarczania strumienia paliwa i gazu pierwotnego, powoduje przepływ cząstek pozostałości koksowej wzdłuż grzanej elektrycznie ściany komory reaktora. Cząstki pozostałości koksowej są więc szybko nagrzewane do temperatury



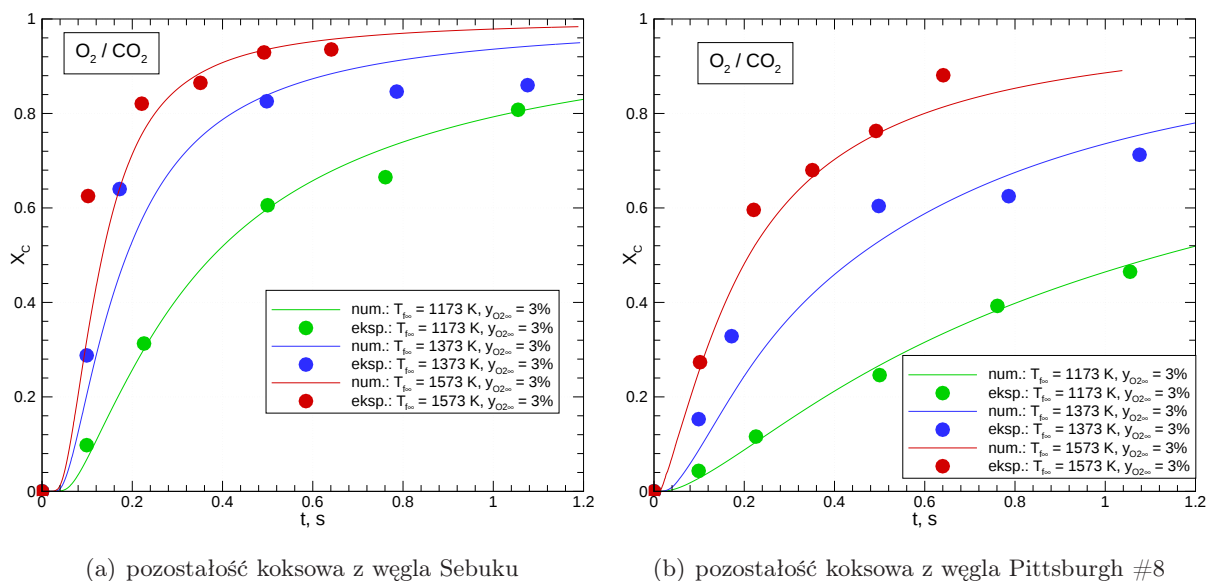
Rys. 7. Wybrane wyniki symulacji numerycznej CFD procesu spalania tlenowego pozostałości koksowej z węgla Sebuku w pionowym piecu opadowym dla $T_{f,\infty} = 1173$ K, $y_{O_2,\infty} = 3\%$.

Kolor trajektorii cząstek pozostałości koksowej (d) wskazuje ich temperaturę w K

pracy reaktora, zapewniając izotermiczne warunki badania kinetyki. Stężenia CO są małe i nie przekraczają wartości 0.6%. Konturów stężeń gazów reakcyjnych (O_2 i CO_2) nie przedstawiono, ponieważ ich zmiana jest pomijalna, ze względu na kinetyczne warunki realizacji eksperymentu. Rys. 8 przedstawia wypalenie pozostałości koksowej otrzymane podczas badań eksperymentalnych oraz wypalenie uzyskane z symulacji numerycznej odtwarzającej warunki eksperymentu. Zgodnie z przedstawionymi rezultatami, wypalenie będące wynikiem symulacji numerycznej prawidłowo odtwarza wypalenie uzyskane z eksperymentu. Opracowana przeze mnie kinetyka reakcji spalania i zgazowania wraz z modelem matematycznym dobrze odzwierciedlają warunki rzeczywistego procesu spalania i mogą zostać zastosowane do symulacji procesu spalania w warunkach modyfikowanej atmosfery w kotłach energetycznych.

4.6 Podsumowanie

Przedstawione w syntetyczny sposób w niniejszym autoreferacie omówienie moich osiągnięć naukowych dotyczyło głównie procesu spalania węglowodorowych paliw stałych w modyfikowanej atmosferze. Poruszana problematyka została ograniczona przeze mnie do wybranych zagadnień związanych z modyfikacją mechanizmu procesu spalania oraz zmianą procesu wymiany masy



Rys. 8. Wypalanie pozostałości koksowej z węgla Sebuku (a) i Pittsburgh #8 (b) spalanej w warunkach tlenowych z $y_{O_2,\infty} = 3\%$ dla temperatur $T_{f,\infty} = 1173/1373/1573$ K

dla spalanych paliw stałych. Kluczowym elementem w modelu opisującym proces spalania było uwzględnienie w mechanizmie spalania dodatkowych procesów, tj. reakcji zgazowania oraz procesu nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej, wynikających bezpośrednio ze zmiany składu atmosfery spalania. W monografii omówiłem również inne procesy lub zjawiska, m.in. wymianę ciepła przez promieniowanie, emisję NO_x , adaptację istniejących instalacji energetycznych wykorzystujących konwencjonalne spalanie w powietrzu na cele spalania w modyfikowanej atmosferze.

Najważniejszymi moimi osiągnięciami naukowymi, które przedstawiłem w monografii dotyczą następujących obszarów:

- przedstawiłem podstawowe definicje, parametry oraz zależności opisujące stan układu termodynamicznego będącego wieloskładnikową mieszaniną gazów doskonałych, która jest przedmiotem dalszych badań omówionych w monografii. Omówiłem fundamentalne równania opisujące prawa zachowania dla ośrodka ciągłego, tj. zasadę zachowania masy, zasadę zachowania pędu i zasadę zachowania energii. Ze względu na zmianę warunków dyfuzji podczas procesu spalania w atmosferach modyfikowanych ważne również było omówienie podstaw, tj. równań Maxwella–Stefana i Ficka, rządzących procesem dyfuzji składników gazowych w mieszaninie. Wprowadziłem uproszczenia w opisie procesu dyfuzji w postaci efektywnego współczynnika dyfuzji. Przedstawiłem równania określające szybkość spalania jednorodnej cząstki paliwa stałego w konwencjonalnych warunkach spalania w powietrzu. Na przykładzie reakcji utleniania cząstki węgla w atmosferze niemodyfikowanej wprowadziłem pojęcia równomolowej i nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej,

- przedstawiłem model matematyczny oraz wyniki symulacji numerycznej i badań eksperymentalnych procesu spalania pojedynczej cząstki paliwa stałego w powietrzu i w atmosferze modyfikowanej. Opracowany przeze mnie model matematyczny opisuje procesy występujące wokół i wewnątrz spalanej cząstki węgla kamiennego, która jest traktowana w modelu w sposób uproszczony jako dyskretna cząstka Lagrange’a. W modelu uwzględniłem procesy występujące podczas spalania cząstki węgla, tj. nagrzewanie, odgazowanie i spalanie pozostałości koksowej, które opisałem w postaci równań zachowania masy i energii. Mechanizm reakcji spalania uwzględniał powierzchniowe reakcje utleniania i zgazowania cząstki pozostałości koksowej oraz reakcje spalania w fazie gazowej wokół cząstki. Wymieniane podczas procesu spalania między cząstką a jej gazowym otoczeniem odpowiednie strumienie masy i ciepła potraktowałem jako warunek brzegowy dla równań różniczkowych cząstkowych opisujących zasadę zachowania masy, pędu i energii dla ośrodka gazowego otaczającego cząstkę. Przyjęcie przeze mnie założenia o symetrii sferycznej w rozważanym obszarze obliczeniowym wokół spalanej cząstki węgla umożliwiło mi przeprowadzenie niestacjonarnych symulacji numerycznych w przestrzeni jednowymiarowej. Zdyskretyzowane w obszarze jednowymiarowym równania różniczkowe cząstkowe opisujące proces spalania w fazie gazowej utworzyły odpowiednie układy z macierzą trójdziagonalną, których numeryczne rozwiązanie uzyskałem wykorzystując szybki i bezpośredni algorytm Thomasa dla macierzy trójdziagonalnej. Do numerycznego rozwiązania sprzężonych równań zachowania masy, pędu i energii dla fazy gazowej wykorzystałem nieiteracyjną metodę ICE (*Implicit Continuous-fluid Eulerian*), w której przyjąłem niestacjonarny warunek brzegowy zdefiniowany numerycznym rozwiązaniem równań różniczkowych zwyczajnych opisujących ewolucję masy i temperatury spalanej cząstki węgla. Otrzymane wyniki numeryczne dobrze odtwarzają wszystkie procesy występujące podczas rzeczywistego procesu spalania cząstki węgla zarejestrowane podczas badań eksperymentalnych. Ponadto, analiza wyników numerycznych pozwoliła mi na opisanie istotnych niemierzalnych i niedostrzegalnych zjawisk i mechanizmów występujących podczas spalania cząstki węgla. Poza procesami nagrzewania, odgazowania i spalania pozostałości koksowej opisałem zjawisko nieciągłego zapłonu części lotnych, zmiany stężenia składników gazowych wokół powierzchni spalania części lotnych oraz opóźnienie zapłonu pozostałości koksowej po zakończeniu spalania części lotnych,
- przedstawiłem model matematyczny i wyniki symulacji numerycznej dla procesu spalania pozostałości koksowej. Model matematyczny opisuje mechanizm spalania pozostałości koksowej w atmosferze modyfikowanej z uwzględnieniem powierzchniowych reakcji utleniania C do CO i CO₂ oraz powierzchniowych reakcji zgazowania C przez CO₂ i H₂O. Poszczególne strumienie gazowych reagentów i gazowych produktów reakcji utleniania i zgazowania są wzajemnie ze sobą sprzężone, tworząc nierównomolową dyfuzję przeciwnokierunkową wokół spalanej cząstki pozostałości koksowej. Proces dyfuzji gazowych substratów reakcji powierzchniowych opisałem z wykorzystaniem równań Maxwella–Stefana sprowadzonych do równań Ficka z efektywnym współczynnikiem dyfuzji dla wszystkich składników gazo-

wych. Poszczególne powierzchniowe reakcje utleniania i zgazowania opisałem z wykorzystaniem modelu reakcji globalnej n -tego rzędu, w której strumienie gazowych reagentów dyfundujących w kierunku do powierzchni cząstki pozostałości koksowej są strumieniami gazowych substratów odpowiednich reakcji powierzchniowych. Do celów analizy przyjąłem również model równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej, w której poszczególne strumienie dyfundujących gazowych substratów reakcji powierzchniowych nie są wzajemnie sprzężone. Walidację opracowanego modelu matematycznego przeprowadziłem przez zestawienie uzyskanego rozwiązania numerycznego uwzględniającego model równomolowej i nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej z dostępnymi dobrze udokumentowanymi wynikami badań eksperymentalnymi dot. spalania pojedynczej cząstki pozostałości koksowej w powietrzu i w modyfikowanej atmosferze. Następnie przeprowadziłem symulacje numeryczne procesu spalania pojedynczej cząstki pozostałości koksowej w warunkach modyfikowanej atmosfery. Do rozważań wprowadziłem bezwymiarową liczbę kryterialną, której odpowiedni zakres wartości definiował obszary procesu spalania ograniczonych odpowiednim procesem granicznym, tj. albo szybkością reakcji powierzchniowych lub szybkością dyfuzji składników gazowych. Uzyskane wyniki numeryczne pozwoliły mi opisać różnice w przebiegu procesu spalania dla modelu nierównomolowej i równomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej zastosowanej wobec gazowych substratów utlenianej i zgazowanej cząstki pozostałości koksowej. Jednak zastosowanie modelu nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej dla procesu spalania w warunkach modyfikowanej atmosfery w komorach paleniskowych kotłów wiąże się z koniecznością czasochłonnego numerycznego rozwiązania sprzężonych nieliniowych równań opisujących strumienie dyfuzji gazowych substratów dla każdego kroku czasowego w każdej komórce obliczeniowej. Dlatego też do rozważań wprowadziłem modyfikowany współczynnik wymiany masy, którego zastosowanie w modelu umożliwia szybsze numeryczne rozwiązanie niesprzężonego zagadnienia nieliniowego opisującego proces spalania pozostałości koksowej. Wykonane obliczenia sprawdzające pokazały, że zastosowanie modyfikowanego współczynnika wymiany masy prowadzi do uzyskania wyników numerycznych opisujących z wystarczająco dobrym przybliżeniem proces spalania pozostałości koksowej wykorzystujący model nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej,

- przedstawiłem model matematyczny i wyniki symulacji numerycznej procesu spalania pyłu węglowego w warunkach konwencjonalnych i w warunkach modyfikowanej atmosfery. Model matematyczny uwzględniał najważniejsze procesy występujące podczas spalania pyłu węglowego, tj.: nagrzewanie, odparowanie wilgoci, odgazowanie i spalanie części lotnych oraz utlenianie i zgazowanie pozostałości koksowej. Omówiłem również podstawy emisji związków azotowych i związków siarkowych. Dla modelu spalania pozostałości koksowej wprowadziłem uogólniony model "single film", zgodnie z którym dyfundujący w kierunku do powierzchni cząstki gazowy reagent jednocześnie może uczestniczyć w kilku reakcjach powierzchniowych. Określiłem warunki przebiegu procesu spalania, dla którego szybkość spalania pozostałości koksowej jest ograniczona szybkością reakcji powierzchniowych lub

szybkością dyfuzji składników gazowych. Przedstawiłem mechanizm hetero- i homogenicznego zapłonu i spalania cząstki węgla zależnie od szybkości nagrzewania i wielkości cząstki węgla. Dla celów obliczeniowych zaproponowałem mechanizm zapłonu i spalania cząstki węgla zależny od jej wielkości i stopnia odgazowania. Przedstawiłem podstawowe równania opisujące wymianę ciepła przez promieniowanie i omówiłem konieczne zmiany w modelu opisującym emisyjność ośrodka gazowego podczas spalania w warunkach modyfikowanej atmosfery. Wykorzystując przedstawiony model matematyczny wykonałem serię symulacji numerycznych procesu spalania pyłu węglowego w kotle OP-650 Dolna Odra dla warunków spalania w powietrzu oraz dla warunków zmiennej i jednocześnie modyfikowanej atmosfery. Badania numeryczne umożliwiły mi określenie właściwej recyrkulacji spalin dla pracy kotła w warunkach spalania tlenowego, dla której wymiana ciepła na parowniku i przegrzewaczu radiacyjnym odpowiadała pracy w warunkach konwencjonalnego procesu spalania w powietrzu. Przeprowadzone dalsze badania numeryczne pracy kotła dla zmiennego obciążenia w warunkach modyfikowanej atmosfery pokazały prawidłowy przebieg procesu spalania zarówno w fazie gazowej, jak i dla pyłu węglowego. Uzyskałem prawidłowe charakterystyki pracy palników pyłowych i zapłonu mieszanki pyłowej. Przepływ spalin w komorze paleniskowej był realizowany w postaci przepływu wirowego specyficznego dla palenisk z palnikami narożnymi. Uzyskane wyniki umożliwiają przeprowadzenie retrofitu kotła do pracy w warunkach spalania tlenowego,

- przedstawiłem procedurę eksperymentalno-numeryczną badania kinetyki utleniania i zgazowania pozostałości koksowej. Badania eksperymentalne przeprowadzono w pionowym izotermicznym piecu opadowym. Głównym elementem stanowiska badawczego był elektrycznie ogrzewany 6-metrowy pionowy przewód wykonany z węgla krzemu zaprojektowany do pracy w temperaturze do 1600°C. Próbkę pozostałości koksowej do badań kinetyki uzyskano w procesie odgazowania dwóch rodzajów węgla kamiennego w temperaturze 1300°C z szybkością nagrzewania 10^4 K/s odpowiednio w CO₂ i N₂ dla badania kinetyki spalania tlenowego oraz spalania konwencjonalnego w powietrzu. Badania eksperymentalne przeprowadzono w atmosferze konwencjonalnej oraz modyfikowanej dla wybranych wartości stężenia tlenu i temperatur reaktora. Wyznaczone z badań wypalenie pozostałości koksowej w zależności od czasu przebywania stanowiło podstawę do wyznaczenia stałych kinetycznych opisujących proces utleniania i zgazowania. Stałe kinetyczne wyznaczyłem w numerycznej procedurze minimalizacji różnicy między wartościami wypalenia otrzymanymi z badań eksperymentalnych i wypaleniem uzyskanym jako rozwiązanie numeryczne opracowanego modelu matematycznego procesu spalania, w którym stałe kinetyczne zostały potraktowane jako parametry wpływające na przebieg procesu utleniania i zgazowania pozostałości koksowej. Wyznaczone wartości stałych kinetycznych dla procesu utleniania i zgazowania zweryfikowałem następnie eksperymentem numerycznym odtwarzającym warunki badań doświadczalnych. Symulacja numeryczna CFD warunków eksperymentu była ważnym końcowym etapem badania kinetyki, który sprawdzał jakość otrzymanych wyników

modelowania CFD dla opracowanego modelu matematycznego wykorzystującego kinetykę reakcji wyznaczoną w oparciu o wyniki badań doświadczalnych. Wyniki testu numerycznego pokazały, że wyznaczona kinetyka dla reakcji utleniania i zgazowania i opracowany model procesu spalania pozostałości koksowej dobrze odzwierciedlają warunki rzeczywistego procesu spalania i są odpowiednie do zastosowań numerycznego modelowania procesu spalania pozostałości koksowej w warunkach modyfikowanej atmosfery.

Podsumowując wyżej przedstawione moje wszystkie osiągnięcia naukowe, uważam, że najważniejszym i najcenniejszym moim osiągnięciem naukowym jest opracowanie modelu matematycznego, jego numeryczna implementacja i uzyskane wyniki opisujące proces spalania pojedynczej cząstki paliwa stałego oraz przeprowadzona analiza matematyczna procesu nierównomolowej dyfuzji przeciwnokierunkowej składników modyfikowanej mieszaniny gazowej wokół cząstki pozostałości koksowej, szczególnie określenie wpływu atmosfery modyfikowanej na przebieg procesu spalania.

5 Informacja o wykazywaniu się istotną aktywnością naukową realizowaną w więcej niż jednej uczelni lub instytucji naukowej, w szczególności zagranicznej

Podczas studiów doktoranckich na Politechnice Wrocławskiej (PWr macierzysta jednostka naukowa w l. 1995–2005 przed uzyskaniem stopnia doktora nauk technicznych), w latach 2002–2003 odbyłem jednoroczny staż naukowy w von Karman Institute for Fluid Dynamics (VKI), Bruksela, Belgia (VKI inna zagraniczna jednostka naukowa poza macierzystą jednostką naukową). Celem stażu w VKI było intensywne szkolenie w dziedzinie teoretycznej, eksperymentalnej i numerycznej mechaniki płynów. Jednocześnie, jako uczestnik stażu, prowadziłem projekt badawczy, którego wyniki w postaci opracowania VKI pt. *Numerical modelling of liquid sprays*³⁸ stanowiły podstawę do obrony i uzyskania dyplomu *VKI Research Master in Fluid Dynamics*.

Po uzyskaniu stopnia doktora nauk technicznych w roku 2005, podczas pracy naukowej jako adiunkt w Instytucie Energetyki–Państwowym Instytucie Badawczym (IEN–PIB macierzysta jednostka naukowa od roku 2006), swoje zainteresowania naukowe skoncentrowałem na procesach i zjawiskach cieplno–przepływowych występujących podczas spalania paliw stałych, ciekłych i gazowych. W celu podniesienia swoich kwalifikacji zawodowych i kompetencji naukowych w obszarze modelowania procesów spalania odbyłem w ramach projektu *SENERES* staż naukowy w University of Stuttgart, Institute of Combustion and Power Technology (IFK), Pfaffenwaldring 23, Stuttgart, Niemcy. Czas trwania stażu 9–25.06.2013. Głównym celem projektu *SENERES*³⁹ było utworzenie Centrum Badawczo–Rozwojowego Zrównoważonej Energii wraz ze wspieraniem rozwoju efektywnych i niskoemisyjnych technologii energetycznych, w szczególności technologii wytwarzania energii z biomasy oraz czystych technologii węglowych i ogniw paliwowych.

³⁸<https://www.vki.ac.be/index.php/previous-rm-ea#2000-2013>

³⁹<https://cordis.europa.eu/project/id/286100/reporting/pl>

W okresie od 1. kwietnia 2023 r. do 30. listopada 2024 r. byłem zatrudniony w pełnym wymiarze czasu pracy w ramach projektu *REDEFINE H2E* na stanowisku profesor wizytujący w Technical University of Munich (TUM), Chair of Energy Systems (LES), Boltzmannstr. 15, Garching, Niemcy. Głównym celem projektu *REDEFINE H2E* była interdyscyplinarna współpraca ekspertów z 13 krajów w ramach 3 różnych technologii pozyskiwania wodoru oraz stworzenie pionierskiego Centrum Badań nad Zielonym Wodorem. Trwający do września 2025 r. projekt *REDEFINE H2E* łączy technologie termo-, bio- i elektrochemiczne produkcji i utylizacji zielonego wodoru w celu osiągnięcia wysokiej elastyczności i efektywności energetycznej oraz rentowności ekonomicznej. Trzy ww. technologie rozważane w projekcie *REDEFINE H2E* to technologia zgazowania plazmowego wspomagana elektrycznie, odwracalne ogniwa stałotlenkowe oraz systemy biokatalityczne do produkcji i przetwarzania wodoru. Oprócz rozwoju technologii i badań związanych z technologią wodorową, w ramach projektu *REDEFINE H2E* były również prowadzone prace nad społecznymi i ekonomicznymi aspektami transformacji energetycznej opartej na zielonym wodorze. Przez cały czas trwania projektu *REDEFINE H2E* byłem odpowiedzialny za szereg działań badawczych związanych z rozwojem technologii zgazowania plazmowego, która odegrała kluczową rolę w czasie trwania projektu. Do najważniejszych moich obowiązków należało opracowanie modeli matematycznych opisujących proces elektrycznie wspomaganego zgazowania plazmowego oraz przeprowadzenie symulacji numerycznych ww. procesów w pionowym reaktorze zgazowania. Ścisłe współpracowałem z innymi członkami zespołu badawczego oraz byłem aktywnym uczestnikiem wielu spotkań merytorycznych, na których przedstawiałem wyniki swoich badań oraz omawiałem bieżące sprawy dotyczące dalszego przebiegu projektu. Byłem autorem i współautorem wielu raportów i prezentacji z badań, w których skutecznie przekazywałem wyniki badań środowisku naukowemu.

Efektem mojej pracy w Technical University of Munich (TUM) są następujące publikacje:

- Umeki K., Bastek S., Tamosiunas A., Lewtak R., Spliethoff H., Fendt S.: *Conversion of Pulverized Biomass upon the Contact with Thermal Plasma*, 11th International Freiberg Conference, Rotterdam, Netherlands, 24–29 September 2023,
- Wałmuth J., Brandstetter J., Bastek S., Umeki K., Umeki K., Tamosiunas A., Lewtak R., Fendt S., Spliethoff H.: *Waste-to-X: Production of High-Quality Syngas Using Plasma Treatment/Gasification*, MH2S–Munich Hydrogen Symposium 2023, Munich, 4–6 October 2023,
- Lewtak R.: *Optimization of the plasma assisted gasification process in an entrained flow gasifier through CFD simulations*, Munich Hydrogen Symposium 2023, Munich, 4–6 October 2023,
- Lewtak R., Brandstetter J., Wałmuth J., Umeki K., Tamosiunas A., Bastek S., Fendt S., Spliethoff H.: *Optimization of the plasma-assisted gasification process in a vertical entrained-flow gasifier through the CFD simulations*, INFUB14, The 14th European Conference on Industrial Furnaces and Boilers, Algarve, Portugal, 2–5 April 2024,

- Lewtak R., Brandstetter J., Bastek S., Wałmuth J., Umeki K., Tamosiunas A., Fendt S., Spliethoff H.: *Cfd study of the volatile yield effect on the plasma-assisted biomass gasification in a vertical entrained-flow gasifier*, The 37st International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, ECOS2024, Rhodos, Greece, 30 June–5 July 2024,
- Lewtak R., Bastek S., Umeki K., Tamosiunas A., Fendt S., Spliethoff H.: *Numerical simulations of plasma-assisted biomass gasification in a vertical entrained flow gasifier*, MH2S–Munich Hydrogen Symposium 2024, Munich, 21–24 October 2024,
- Umeki K., Wałmuth J., Lewtak R., Bastek S., Tamosiunas A., Spliethoff H., Fendt S.: *Kinetics of biomass devolatilization with thermal plasma*, MH2S–Munich Hydrogen Symposium 2024, Munich, 21–24 October 2024.

6 Inne informacje, ważne z punktu widzenia wnioskodawcy, dotyczące jego kariery zawodowej

Podsumowując swoją aktywność naukową w zakresie popularyzowania wyników prowadzonych prac badawczych stwierdzam, że w swoim dorobku (w okresie od otrzymania stopnia doktora do złożenia wniosku o przeprowadzenie postępowania w sprawie nadania stopnia doktora habilitowanego) zgromadziłem następujący dorobek naukowy:

- 1 monografia naukowa, stanowiąca podstawę wszczęcia postępowania habilitacyjnego,
- 8 rozdziałów w monografiach naukowych,
- 12 publikacji w zagranicznych lub krajowych czasopismach naukowych, w tym 8 w czasopismach z listy filadelfijskiej,
- 14 publikacji w recenzowanych materiałach konferencji krajowych i 31 w recenzowanych materiałach konferencji zagranicznych, w tym m. in. konferencje: ECCRIA, ECOS, INFUB, Clearwater Clean Energy Conference,
- realizacja 10. projektów krajowych i 11. projektów międzynarodowych,
- realizacja 25 ekspertyz lub opracowań przemysłowych na rzecz instytucji publicznych lub prywatnego sektora gospodarczego,
- dane naukometryczne: sumaryczny wskaźnik Impact Factor: 37,06, liczba cytowań: 78 (Scopus, w tym 73 bez autocytowań), indeks Hirscha: 5, liczba punktów MNiSW: 1310.

.....
(podpis wnioskodawcy, podpisano elektronicznie podpisem zaufanym)