



GŁÓWNY INSTYTUT GÓRNICTWA
– PAŃSTWOWY INSTYTUT BADAWCZY

PRACA DOKTORSKA

mgr inż. Mateusz Szul

Instytut Technologii Paliw i Energii

***Opracowanie metody filtracji gorących gazów procesowych
przy wykorzystaniu filtrów świecowych***

Promotor: **prof. dr hab. inż. Jarosław Zuwała**

Promotor pomocniczy: **dr inż. Tomasz Iluk**

Katowice 2024

Pragnę serdecznie podziękować Profesorowi Jarosławowi Zuwale za opiekę naukową, cierpliwość i rady, bez których praca ta nie powstałaby.

Słowa wdzięczności chciałbym skierować również do Tomasza Iluka, osoby która wspierała mnie na każdym kroku mojej pracy naukowej. Od jej początku, nieprzerwanie aż do tej chwili.

Jak powiedział mi kiedyś jeden z pracowników Instytutu, nic co robimy nie jest zawieszane w próżni, a my stoimy na ramionach osób, które przyszy przed nami. Instytut to przede wszystkim ludzie i to im należą się główne podziękowania. Za codzienną pomoc. Tę małą i tę dużą.

Mojej Żonie, nic bez Ciebie i wszystko dla Ciebie

Streszczenie pracy

Produkcja energii elektrycznej i ciepła w rozproszonych układach kogeneracyjnych, opartych na wykorzystaniu gazu procesowego uzyskiwanego przez zgazowanie biomasy, stanowi efektywną energetycznie i środowiskowo alternatywę dla tradycyjnych technologii spalania paliw kopalnych. Technologia ta doskonale wpisuje się również w kontekst wyzwań związanych z transformacją energetyczną przemysłu, które swoim zakresem obejmują m.in. kwestie dekarbonizacji, zwiększenia udziału surowców odnawialnych, ogólnego wzrostu efektywności procesów czy też wykorzystania energetycznego i surowcowego odpadów.

Zgazowanie biomasy, zwłaszcza odpadowej, takiej jak słoma, lignina pohydrolytyczna czy frakcja biodegradowalna odpadów komunalnych, może stanowić fundament dla rozwijających się obecnie technologii biorafineryjnych. Powodem jest fakt, że gaz procesowy po odpowiednim oczyszczeniu i uszlachetnieniu do postaci syngazu, stanowi pełnowartościowy surowiec dla procesów produkcji odnawialnych tworzyw sztucznych, odczynników, leków, środków smarnych oraz paliw syntetycznych.

Z drugiej strony, wytwarzanie syngazu na drodze zgazowania odpadów nie tylko skutecznie przyczynia się do ich pełnowartościowego recyklingu chemicznego, ale również przyczynia się do ograniczania zużycia surowców pierwotnych. W tym miejscu warto pamiętać, że zgazowanie jest obecnie jedynym sposobem odzyskiwania energii chemicznej odpadów zanieczyszczonych lub wielomateriałowych, których separacja w celu uzyskania wysokiej jakości frakcji surowców wtórnych jest albo nieekonomiczna, albo technicznie niemożliwa. Ponadto, w kontekście przepisów obowiązujących w Unii Europejskiej, takich jak dyrektywy dotyczące odpadów (2018/851) i energii odnawialnej (2023/2413), od roku 2030 recykling chemiczny stanie się bardzo istotnym elementem tzw. rewolucji odpadowej.

Podstawowym elementem większości współczesnych technologii zgazowania, obok samego reaktora zgazowania, są filtry gazu gorącego. Stanowią one kluczowy element w układach oczyszczania gazu, jednak dostępne na rynku technologie wykazują istotne ograniczenia pod względem granicznych parametrów procesowych pracy ciągłej filtrów. Dodatkowo charakteryzują się one stosunkowo wysokim poziomem awaryjności, co w bezpośredni sposób zwiększa ryzyko inwestycyjne.

Jednym z głównych powodów podjęcia badań nad metodami filtracji gazów gorących były prowadzone w Instytucie Technologii Paliw i Energii prace badawczo-rozwojowe ukierunkowane na opracowanie technologii zgazowania biomasy (później również odpadów). Zastosowanie filtra gazu miało na celu uproszczenie technologiczne oraz wzrost niezawodności działania instalacji oczyszczania gazu. Głównych przyczyn problemów technologicznych związanych ze stosowaniem filtrów gazu gorącego w układach zgazowania upatruje się w niedostatecznie wysokiej skuteczności impulsowej regeneracji filtrów świecowych oraz realizacji procesu filtracji w warunkach wpływających niekorzystnie na charakterystykę zanieczyszczeń zawartych w odpylanych

gazach. Poszukiwanie rozwiązania tych problemów stanowiło zatem główny cel realizacji badań opisanych w niniejszej pracy. Na drodze do opracowania dojrzałej technicznie i technologicznie metody filtracji gorących gazów procesowych zidentyfikowano szereg problemów naukowych, których rozwiązanie wymagało realizacji następujących zadań cząstkowych:

- analiza wpływu rozwiązań konstrukcyjnych (wielkość i lokalizacja dysz impulsowych, zastosowanie zamknięć hydraulicznych) i procesowych (czas regeneracji, ciśnienie w zbiorniku buforowym) układu impulsowej regeneracji filtrów świecowych na skuteczność usuwania placka filtracyjnego,
- opracowanie metody wyznaczania optymalnej wielkości zbiornika buforowego pracującego w układzie impulsowej regeneracji,
- ocena wpływu wprowadzania do filtrowanego gazu dodatków mineralnych celem redukcji spoistości produkowanego placka filtracyjnego, a także usuwania innych zanieczyszczeń zawartych w gazie procesowym (smoły),
- analiza możliwości wykorzystania technik analitycznych, takich jak analiza termiczna i reologiczna filtrowanego pyłu, czy też analiza ilościowa i jakościowa substancji organicznych zawartych w gazie, celem określania warunków temperaturowych, w których filtracja gazu procesowego może przebiegać w sposób stabilny,
- eksperymentalna walidacja wpływu zaproponowanych rozwiązań konstrukcyjnych i procesowych układu impulsowej regeneracji oraz stosowania dodatków mineralnych na stabilność przebiegu procesu filtracji,
- ocena wpływu surowca (biomasa i paliwo alternatywne wytwarzane z odpadów – SRF) i konstrukcji reaktora zgazowania (ze złożem stałym i fluidalnym) na przebieg filtracji gorącego gazu procesowego.

Osiągnięcie powyższych celów naukowych wymagało ponadto opracowania szeregu zagadnień o charakterze użytkowym. Spośród nich do najistotniejszych należało:

- zaprojektowanie i wykonanie dedykowanego stanowiska badawczego umożliwiającego charakterystykę wkładów filtracyjnych i układów regeneracji;
- opracowanie koncepcji oraz parametrów pracy i automatycznego sterowania układem impulsowej regeneracji wkładów świecowych,
- opracowanie rozwiązań technicznych (uszczelnienie i mocowanie filtrów, dystrybucja gazu zapyłonego, odbiór placka, wygrzewanie filtra, dozowania dodatków) i procesowych (obciążenie gazem, opór filtracji, procedury uruchamiania, regeneracji i odstawiania urządzenia) umożliwiających zmniejszenie awaryjności filtra.

Efektom działań opisanych w niniejszej pracy było więc zaprojektowanie, a następnie budowa i eksperymentalna weryfikacja nowego układu filtra gazu gorącego umożliwiającego stabilną w czasie filtrację gorących gazów procesowych uzyskiwanych na drodze zgazowania biomasy drzewnej oraz SRF w reaktorach ze złożem stałym oraz fluidalnym. Cechami charakterystycznymi opracowanego filtra jest sprawność filtracji gwarantująca redukcję zapylenia gazu do poziomu nieprzekraczającego 5 mg/Nm^3 przy prędkości filtracji wynoszącej 2 cm/s oraz oporach filtracji nieprzekraczających 2 kPa . Finalnie zebrane doświadczenia i dane eksperymentalne zostały usystematyzowane i przedstawione w postaci autorskiego poradnika dobrych praktyk inżynierskich, który ma na celu wspomóc pracę użytkowników i projektantów filtrów gorącego gazu procesowego.

Abstract

The production of heat and power in distributed cogeneration systems, based on the utilization of producer gas obtained through biomass gasification, represents an energy and environmentally efficient alternative to traditional technologies of fossil fuels combustion. This technology seamlessly aligns with the challenges associated with the transition of energy and industrial sectors, encompassing aspects such as decarbonization, increased utilization of renewable resources, overall enhancement of process efficiency, and the utilization of wastes as a source of energy and raw materials.

Gasification of biomass, especially waste biomass such as straw, hydrolytic lignin, or the biodegradable fraction of municipal waste, can serve as the foundation for the currently evolving biorefinery technologies. The rationale lies in the fact that the producer gas when cleaned and upgraded into syngas, constitutes a high-value raw material for the production of renewable polymers, chemicals, pharmaceuticals, lubricants, and synthetic fuels.

On the other hand, the production of syngas through waste gasification not only effectively contributes to their comprehensive chemical recycling but also serves as a valuable tool in reducing the consumption of primary energy resources. It is crucial to note that gasification currently stands as the sole method for recovering chemical energy of contaminated or multi-material waste, where the separation for obtaining high-quality fractions of secondary raw materials is either uneconomical or technically unfeasible. Furthermore, considering the current regulations within the European Union, including waste directive (2018/851) and renewable energy act (2023/2413), starting from the year 2030 onwards, chemical recycling is poised to play a crucial role in what is commonly referred to as the waste revolution.

A fundamental component of most contemporary gasification technologies, alongside the gasification reactor itself, are hot gas filters. They constitute a pivotal component within gas cleaning systems. Nonetheless, the presently market-available technologies reveal notable process constraints, limiting their continuous operation parameters. Additionally, they are characterized by relatively high failure rates, which directly increases investment risks.

One of the main reasons for conducting research on high-temperature gas filtration methods was the ongoing research and development activities at the Institute of Energy and Fuel Processing Technology, focused on developing biomass gasification technology (later on also for waste), where hot gas dedusting was intended to simplify and increase the reliability of gas cleaning installations. The primary causes of technological difficulties associated with the use of hot gas filters in gasification systems are attributed to the insufficiently high pulse regeneration efficiency of the rigid candle filter elements and conducting the filtration process under conditions that adversely affect the characteristics of pollutants in the dedusted gases. Therefore, finding a solution to

these issues was the main objective of the research described in this work. While developing a comprehensive as well as technically and technologically mature method for filtration of hot producer gases, a series of scientific problems were identified. Solving these problems required tackling of the following sub-tasks:

- analysis of the impact of design solutions (including the size and location of pulse nozzles, the use of hydraulic valves) and process parameters (regeneration time, pressure in the buffer tank) of the pulse-jet regeneration system on the efficiency of filter cake removal,
- development of a method for determining the optimal size of the buffer tank used in pulse-jet cleaning systems,
- assessment of the influence of introducing mineral additives into the filtered gas on the reduction of the tensile strength of the produced filter cake, as well as on the removal of other contaminants present in the process gas (tars),
- analysis of the potential use of known analytical techniques, such as thermal and rheological analysis of the filtered dust, as well as quantitative and qualitative analysis of organic substances in the gas, to determine the temperature conditions under which the filtration of producer gas proceeds stably,
- experimental validation of the impact of proposed design and process solutions for the pulse-jet regeneration system, as well as the use of mineral additives, on the stability of the filtration process,
- evaluation of the influence of feedstock (biomass and alternative fuel produced from waste – SRF) and the design of gasification reactor (fixed bed and fluidized bed) on the course of hot producer gas filtration.

The achievement of the aforementioned scientific goals also required the development of several practical aspects. Among them, the most significant included:

- designing and constructing a dedicated research stand enabling the characterization of filter elements and regeneration systems,
- developing the concept, operating parameters, and automatic control system for the pulse-jet regeneration system of candle filters,
- formulating technical (sealing and securing filters, distribution of dust-laden gas, filter cake removal, filter heating, and additive dosing) and process solutions (gas loading, filtration resistance, start-up procedures, regeneration, and device shutdown) to reduce the susceptibility of the filter to failures.

The final outcome of the activities described in this work was the design, construction, and experimental verification of a new hot gas filter system, enabling stable filtration of hot producer gases obtained through the gasification of woody biomass and SRF in fixed-bed and fluidized-bed reactors. Characteristic features of the developed filter include filtration efficiency ensuring reduction of the dust content in the gas to a level not exceeding 5 mg/Nm³ at a filtration velocity of 2 cm/s and filtration resistance not exceeding 2 kPa. The obtained data and experiences were further collected and systematized in the form of a guide of engineering best practices, which is aimed to serve the engineers and users of hot producer gas filters.

Spis treści

Rozdział 1	Wprowadzenie	19
Rozdział 2	Stan wiedzy w zakresie wytwarzania, charakterystyki oraz filtracji gorących gazów procesowych	23
2.1	Opis wpływu wybranych czynników na przebieg procesu zgazowania oraz charakterystykę zanieczyszczeń produkowanego gazu	23
2.2	Układy oczyszczania gazu	38
2.3	Separacja zanieczyszczeń stałych z gazów procesowych	44
2.4	Podsumowanie i wnioski	80
Rozdział 3	Charakterystyka pracy wariantu bazowego filtra gorącego gazu procesowego	85
3.1	Opis instalacji	85
3.2	Surowce i materiały	89
3.3	Opis metod i procedur badawczych	90
3.4	Badania procesu filtracji gazu gorącego	94
3.5	Podsumowanie i wnioski	105
Rozdział 4	Cel i zakres pracy	109
Rozdział 5	Opis głównych założeń techniczno-technologicznych zmodyfikowanej koncepcji filtra gorącego gazu procesowego	113
5.1	Opis ogólny koncepcji projektowej	113
5.2	Modyfikacje w zakresie rozwiązań technicznych	122
5.3	Podsumowanie i wnioski	127
Rozdział 6	Analiza i badania eksperymentalne wybranych aspektów technologicznych filtra gazu gorącego	129
6.1	Koncepcja pracy i sterowania dla układu impulsowej regeneracji wkładów świecowych	129
6.2	Opracowanie rozwiązań techniczno-technologicznych układu impulsowej regeneracji o wyższej sprawności	130
6.3	Wyznaczanie optymalnej wielkości zbiornika buforowego	151
6.4	Określenie temperaturowego okna pracy filtra	152
6.5	Wspomaganie procesu filtracji poprzez wykorzystanie dodatków mineralnych	156
6.6	Podsumowanie i wnioski	161
Rozdział 7	Analiza pracy zmodyfikowanej konstrukcji filtra gorącego gazu procesowego	163
7.1	Badania procesu filtracji gazu gorącego	163
7.2	Określenie wpływu badanych rozwiązań i dodatków na stabilność przebiegu filtracji gorącego gazu procesowego	166
7.3	Podsumowanie i wnioski	178
Rozdział 8	Ocena charakterystyki przebiegu procesu filtracji gazu gorącego	

z fluidalnego zgazowania SRF	179
8.1 Opis instalacji.....	179
8.2 Surowce i materiały.....	181
8.3 Badania procesu filtracji gazu gorącego.....	182
8.4 Podsumowanie i wnioski.....	188
Rozdział 9 Podsumowanie pracy i wnioski końcowe	191
Rozdział 10 Lista dobrych praktyk inżynierskich dla projektowania i wykorzystania filtrów gazu gorącego do oczyszczania gazów uzyskiwanych na drodze zgazowania paliw stałych	195
Wykaz literatury	203

Spis rysunków

Rys. 2.1	Prezentacja różnic pomiędzy trzema podstawowymi procesami termochemicznego przekształcania paliw [10].....	25
Rys. 2.2	Schemat ogólny zgazowarek ze złożem stałym.....	26
Rys. 2.3	Reaktory fluidalne w konfiguracji ze złożem pęcherzykowym (str. lewa) oraz cyrkulującym (str. prawa).	28
Rys. 2.4	Schemat koncepcyjny pracy reaktora strumieniowego.	29
Rys. 2.5	Wykres temperatury kondensacji podstawowych grup substancji smolistych w zależności od ich zawartości w gazie procesowym (adaptacja na podstawie [27]).....	34
Rys. 2.6	Schemat układu zgazowania zastosowanego w elektrociepłowni Kymijärvi II, należącej do Lahti Energia Oy [57].....	40
Rys. 2.7	Schemat ideowy układu zgazowania biomasy zastosowanego w Güssing [56].....	41
Rys. 2.8	Schemat ideowy układu zgazowania osadu ściekowego zastosowanego w Wien Simmering [58].	42
Rys. 2.9	Schemat ideowy układu zgazowania SRF opracowanego w ramach projektu Lig2Liq [60,61].....	43
Rys. 2.10	Porównanie zakresów stosowalności wybranych metod separacji oraz charakterystyki i wielkości usuwanych cząstek (adaptacja za [6,62]).....	44
Rys. 2.11	Przykładowa sprawność frakcyjna cyklonu w odniesieniu do wielkości cząstek ciała stałego [6].	45
Rys. 2.12	Teoretyczne mechanizmy filtracji [63].....	47
Rys. 2.13	Porównanie konwencjonalnego oraz dwóch zmodyfikowanych rozwiązań dystrybucji gazu wewnątrz brudnej strony filtra.....	51
Rys. 2.14	Schemat standardowego wkładu świecowego stosowanego w filtrach gazu gorącego.	52
Rys. 2.15	Szkic podstawowych metod mocowania wkładów świecowych, na przykładzie A) wkładów z kołnierzem stożkowy, B) wkładów z kołnierzem płaskim.....	55
Rys. 2.16	Schemat poglądowy filtra ceramicznego stosowanego w układach IGCC [71,72].	56
Rys. 2.17	Wykres fazowy SiO_2 i Al_2O_3 w zakresie temperatur 1 500-2 200°C.	58
Rys. 2.18	Cztery przykładowe typy filtrów gazu gorącego.....	62
Rys. 2.19.	Schemat pracy i regeneracji impulsowej przy wykorzystaniu zwężki Venturiego.....	66
Rys. 2.20	Typowe przebiegi zmian spadku ciśnienia na filtrze w czasie.....	67
Rys. 2.21	Schemat zmian sprawności filtra barierowego w czasie pomiędzy kolejnymi cyklami regeneracji.	68
Rys. 2.22	Filtr ceramiczny z niskociśnieniowym układem regeneracji oraz zintegrowanymi filtrami zabezpieczającymi [90,91].	72
Rys. 2.23	Schemat dwóch rozwiązań pozwalających na nadanie filtrom właściwości samoczyszczących [92,93].....	73

Rys. 2.24	Pozostałość placka na filtrze w odniesieniu do przyłożonego naprężenia ścinającego (adaptacja na podstawie [69]).....	79
Rys. 3.1	Schemat pilotażowej instalacji zgazowania paliw stałych w reaktorze ze złożem stałym GazEla i zestawem aparatów składających się na układ suchego oczyszczania gazu.....	85
Rys. 3.2	Zdjęcie pilotażowej instalacji zgazowania z zaznaczonymi głównymi aparatami: 1) układ podawania paliwa, 2) reaktor zgazowania, 3) filtr gazu procesowego, 4) chłodnica.....	86
Rys. 3.3	Przekrój generatora gazu GazEla wraz z umiejscowieniem wlotu paliwa, punktu odbioru gazu i termopar.....	87
Rys. 3.4	Rysunek poglądowy filtra gazu gorącego i rzut z góry na czystą stronę filtra wraz z dyszą układu regeneracji – urządzenie w konfiguracji dostarczonej bezpośrednio przez producenta.	88
Rys. 3.5	Układ kondycjonowania i pobierania gazu do analizatorów.	92
Rys. 3.6	Układ do pobierania gazu w celu oznaczania zawartości wody, związków organicznych oraz pyłów.	92
Rys. 3.7	Zestaw poborowy do oznaczania zawartości wody, związków organicznych oraz pyłów zawartych w gazie procesowym – po zrealizowanym poborze.	93
Rys. 3.8	Widok wkładu F_M_01 po zakończonym teście filtracji.	97
Rys. 3.9	Uszkodzenia wkładu F_M_01.....	98
Rys. 3.10	Porównanie oporów filtracji przy wykorzystaniu wkładów F_M_01.	98
Rys. 3.11	Porównanie oporów filtracji przy wykorzystaniu wkładów F_C_01.....	100
Rys. 3.12	Porównanie oporów filtracji przy wykorzystaniu wkładów F_M_02.	101
Rys. 3.13	Stan wkładu F_M_02 po zakończonym teście filtracji.....	102
Rys. 3.14	Wpływ procesu filtracji gazu gorącego na zawartość zanieczyszczeń w gazie – porównanie zawartości zanieczyszczeń organicznych według głównych grup oraz pyłu przed i za filtrem gazu gorącego.	102
Rys. 3.15	Przekrój wkładu F_C_01 po T_01.	103
Rys. 3.16	Zestawienie przebiegów spadków ciśnień na filtrze gorącego gazu procesowego – badania wariantu bazowego.....	105
Rys. 5.1	Rozmieszczenia wkładów i podział filtra na sekcje.	117
Rys. 5.2	Współczynnik oporu przepływu przez filtr wyznaczony dla wybranych testów wstępnych.	119
Rys. 5.3	Model CAD 3D projektu zmodyfikowanego filtra gorącego gazu procesowego. 1) wlot gazu zapyłonego, 2) wylot gazu czystego, 3) króciec spustowy pyłów 4) króćce przyłączeniowe gazu regeneracyjnego dla obu sekcji filtra, 5) pokrywa rewizyjna.	122
Rys. 5.4	Schemat opracowanej metody mocowania wkładów filtracyjnych – przekrój poprzeczny.....	123
Rys. 5.5	Schemat budowy zastosowanej wysokotemperaturowej nakrętki napinającej oraz zdjęcie obrazujące sposób jej montażu we wnętrzu filtra.....	124
Rys. 5.6	Rysunek wykonawczy wybranych detali układu mechanicznego odbierania placka filtracyjnego.....	127
Rys. 6.1	Schemat ideowy wykorzystania zwężki Venturiego do jednoczesnego oczyszczania wszystkich wkładów znajdujących się w jednej sekcji filtra.	130

Rys. 6.2	Schemat ideowy laboratoryjnego stanowiska do testowania wkładów filtracyjnych i układów impulsowej regeneracji oraz zdjęcia prezentujące widok ogólny stanowiska (górną, strona prawa) i zbliżenie prezentujące sposób wykonania pomiarów dynamicznych zmian ciśnienia wewnątrz wkładów (dół).	133
Rys. 6.3	Schemat ideowy testowanych konfiguracji dysz regeneracyjnych.	135
Rys. 6.4	Wykres zmian ciśnienia w zbiorniku buforowym w funkcji czasu dla modelu adiabatycznego i izotermicznego	138
Rys. 6.5	Zmiany ciśnienia w zbiorniku gazu buforowego w trakcie wypływu – porównanie danych eksperymentalnych i wyznaczonych na podstawie modelu.	139
Rys. 6.6	Zestawienie przebiegów zmian ciśnienia wewnątrz czystej strony wkładu w trakcie regeneracji z zastosowaniem dyszy B w pozycji +30 mm.	141
Rys. 6.7	Analiza parametrów związanych z czasem trwania impulsu regeneracyjnego w trakcie regeneracji z zastosowaniem dyszy B w pozycji +30 mm.	143
Rys. 6.8	Zmiana czasu zwłoki zamknięcia zaworu impulsowego w funkcji ciśnienia w zbiorniku buforowym po regeneracji (strona prawa) oraz czasu całkowitego regeneracji (strona lewa).	144
Rys. 6.9	Wykresy zmian ciśnienia z zbiornika buforowego po regeneracji w funkcji ciśnienia początkowego i czasu trwania sygnału otwarcia zaworu impulsowego dla wszystkich typów testowanych dysz.	146
Rys. 6.10	Znormalizowany wykres wpływu i zależności pomiędzy głównymi parametrami zarządzającymi procesem regeneracji impulsowej – część 1 – wpływ głównych parametrów na czas i ciśnienie regeneracji.	148
Rys. 6.11	Znormalizowany wykres wpływu i zależności pomiędzy głównymi parametrami zarządzającymi procesem regeneracji impulsowej – część 2 – wpływ głównych parametrów na wydatek gazu impulsowego.	150
Rys. 6.12	Badanie TG/DSC/QMS pyłu odebranego z filtra po teście T_07.	154
Rys. 6.13	Badanie dylatometryczne pyłu odebranego z filtra po teście T_07.	155
Rys. 6.14	Wykres zbiorczy TG/DTG badanych dodatków do procesu filtracji w funkcji temperatury – atmosfera inerta.	159
Rys. 6.15	Wykres zbiorczy TG/DTG badanych dodatków do procesu filtracji w funkcji temperatury – atmosfera syntetycznego gazu procesowego.	161
Rys. 7.1	Schemat pilotażowej instalacji zgazowania z reaktorem GazEla i zmodyfikowanym filtrem gazu gorącego.	163
Rys. 7.2	Wizualizacja opracowanego podajnika dodatków do filtra; A) rzut izometryczny przekroju – projekt 3D CAD, B) złożenie elementów dozujących, C) zmontowany układ mieszadła i dozownika.	164
Rys. 7.3	Wykres kalibracji dozownika dodatków do filtra.	165
Rys. 7.4	Przebieg zmian oporów na filtrze w trakcie T_14 z zaznaczonymi próbami regeneracji wkładów oraz zmianami nastaw układu impulsowej regeneracji. ...	173
Rys. 7.5	Zdjęcie próbki karbonizatu odebranego spod filtra po T_14.	175
Rys. 7.6	Zdjęcie wkładów ceramicznych po T_14.	175
Rys. 7.7	Wpływ zastosowania dodatków mineralnych na wartość współczynników oporu przepływu przez filtr.	176

Rys. 7.8	Wpływ dodatków do filtracji gazu gorącego na zawartość smół grawimetrycznych w gazie procesowym.....	177
Rys. 8.1	<i>Schemat instalacji wykorzystanej do prób filtracji gazu procesowego ze zgazowania SRF w reaktorze z cyrkulującym złożem fluidalnym.....</i>	180
Rys. 8.2	Widok dolnej części instalacji IPPS: 1) główny zbiornik paliwa, 2) reaktor, 3) zbiornik recyklu, 4) dozownik recyklu, 5) zbiornik magazynowy przelewu z recyklu, 6) punkt odbioru pyłów z baterii cyklonów.....	181
Rys. 8.3	Zestawienie zmian oporów filtracji w trakcie realizacji testów odpylania gazów procesowych przy wykorzystaniu zmodyfikowanej konstrukcji filtra gazu gorącego.	186
Rys. 8.4	Zależność szybkości przyrostu oporów filtra od stężenia pyłu w filtrowanym gazie.	187

Spis tabel

Tab. 2-1	Zestawienie aspektów technologicznych wybranych zgazowarek [10–12,14].	30
Tab. 2-2	Klasyfikacja substancji smolistych wg. TNO Holandia [27].	33
Tab. 3-1	Analiza techniczna i elementarna wykorzystanych zrębków drzewnych.	89
Tab. 3-2	Charakterystyka testowanych materiałów filtracyjnych.	89
Tab. 3-3	Zestawienie danych procesowych dla testów filtracji – wariant bazowy filtra, zgazowanie biomasy w reaktorze ze złożem stałym GazEla.	95
Tab. 3-4	Charakterystyka badanych dysz impulsowych.	96
Tab. 5-1	Skład podstawowy gazu mokrego w warunkach filtracji – gaz procesowy ze zgazowania zrębki drzewnej w reaktorze GazEla.	114
Tab. 5-2	Zestawienie gęstości i lepkości dynamicznej filtrowanego gazu w warunkach normalnych i rzeczywistych.	114
Tab. 5-3	Analiza techniczna i elementarna ciał stałych zawartych w gazie procesowym produkowanym w reaktorze GazEla w trakcie zgazowania biomasy drzewnej.	115
Tab. 5-4	Parametry fizykochemiczne pyłu filtrowanego z gazu w zestawieniu z właściwościami uzyskiwanego placka filtracyjnego.	116
Tab. 5-5	Projekcja zmiany spadku ciśnienia na filtrze w zależności od zmian oporu przepływu przez filtr.	119
Tab. 6-1	Maksymalna wielkość strumienia gazu impulsowego dla badanych konfiguracji dysz oraz zmiennych procesowych.	136
Tab. 6-2	Wpływ zastosowania kryzy na spadek ciśnienia przepływu w sytuacji filtracji gazu procesowego oraz regeneracji filtra (21,3 mm – B _k ; 26,9 mm – C _k).	136
Tab. 6-3	Współczynniki oraz czas wypływu ze zbiornika o pojemności 4,5 dm ³ przy zastosowaniu testowanych układów regeneracji wkładów.	138
Tab. 6-4	Zestawienie zmiennych procesowych badanych dla poszczególnych typów dysz.	139
Tab. 6-5	Maksymalna osiągalna wartość dla kryterium krotności wymiany słupa gazu wypełniającego wkłady filtracyjne w zestawieniu z czasem wypływu ze zbiornika.	152
Tab. 6-6	Porównanie składu chemicznego dodatków do filtracji z plackiem filtracyjnym z karbonizatu.	157
Tab. 6-7	Rozkład wielkości ziaren dodatków do procesu filtracji.	158
Tab. 6-8	Skład syntetycznego gazu procesowego wykorzystanego w trakcie badań TG.	160
Tab. 7-1	Zestawienie danych kalibracyjnych dla testowanych dodatków podczas pracy dozownika w zakresie >1 600 g.	166
Tab. 7-2	Zestawienie danych procesowych dla testów filtracji gazu gorącego – reaktor GazEla, zmodyfikowana konstrukcja filtra.	168
Tab. 7-3	Parametry gazu procesowego w trakcie realizacji testów zmodyfikowanej konstrukcji filtra – reaktor GazEla; analiza GC.	169

Tab. 7-4	Zestawienie podstawowych parametrów charakteryzujących zmierzone wartości współczynników oporu filtracji dla wybranych testów wstępnych filtra pracującego w koncepcji bazowej oraz konstrukcji zmodyfikowanej (wartości×10 ⁸).	176
Tab. 8-1	Analiza techniczna i elementarna wykorzystanego SRF.....	181
Tab. 8-2	Charakterystyka fizykochemiczna oliwinu wykorzystanego jako materiał złoża fluidalnego reaktora IPPS.	182
Tab. 8-3	Zestawienie danych procesowych dla testów filtracji gazu gorącego – reaktor IPPS, zmodyfikowana konstrukcja filtra.	184
Tab. 8-4	Parametry gazu procesowego w trakcie realizacji testów zmodyfikowanej konstrukcji filtra – reaktor IPPS; analiza GC.	185
Tab. 8-5	Zawartość zanieczyszczeń w gazie z fluidalnego zgazowania SRF (pomiar w pkt. A z Rys. 8.1).	188

Wykaz skrótów i symboli

Skróty i definicje

AKP	Aparatura Kontrolno-Pomiarowa
BFB	pęcherzykowe złożo fluidalne od ang. <i>bubbling fluidized bed</i>
can velocity	od ang. can velocity oznacza prędkość strumienia filtrowanego gazu przepływającego przez przestrzeń filtra pomiędzy zainstalowanymi wkładami filtracyjnymi.
CCTW	Centrum Czystych Technologii Węglowych
CFB	cyrkulujące złożo fluidalne od ang. <i>circulating fluidized bed</i> .
CGE	sprawność reaktora na zimno ang. <i>cold gas efficiency</i> ; stosunek energii chemicznej wytworzonego gazu do energii chemicznej wprowadzonej do reaktora wraz z paliwem
CHP	skojarzone wytwarzanie ciepła i energii elektrycznej (ang. <i>Combined Heat and Power</i>)
CTI	Parametr oceny właściwości filtracyjnych ciał stałych od ang. <i>Critical Thickness Index</i>
DFB	technologia reaktorów fluidalnych z podwójnym złożem, ang. <i>Dual Fluidized Bed</i>
FICFB	reaktor z podwójnym złożem fluidalnym w technologii rozwijanej w TU Wien, od ang. <i>Fast Internally Circulating Fluidized Bed</i>
F-T	synteza Fischera-Tropscha
GC	chromatografia gazowa od ang. <i>Gas Chromatography</i>
HHV	ciepło spalania od ang. <i>Higher Heating Value</i>
HTW	Technologia zgazowania z złożu fluidalnym w reaktorze typu Winklera, ang. <i>High-Temperature Winkler process</i>
IChPW	Instytut Chemicznej Przeróbki Węgla
IGCC	technologia bloku gazowo-parowego ze zintegrowanym zgazowaniem paliwa, ang. <i>Integrated Gasification Combined Cycle</i>
ITPE	Instytut Technologii Paliw I Energii, dawniej IChPW
LHV	wartość opałowa od ang. <i>Lower Heating Value</i>
LZO	Lotne Związki Organiczne
ORC	Organiczny Cykl Rankine'a, od ang. <i>Organic Rankine Cycle</i>
PCV	Polichlorek winylu
PE	Polietylen
PP	Polipropylen
RDF	paliwa alternatywne wytwarzane z odpadów, od ang. <i>Refuse Derived Fuel</i>
RME	estry metylowe oleju rzepakowego, od ang. <i>Rapeseed Methyl Esters</i>
SNG	mieszanina gazowa (zawierająca węglowodory) o składzie i właściwościach fizykochemicznych zapewniających uzyskanie parametrów gazu ziemnego, ang. <i>Synthetic Natural Gas</i>
SPA	metoda adsorpcji zanieczyszczeń na fazie stałej, ang. <i>Solid Phase Adsorption</i>
SRF	paliwa alternatywne wytwarzane z odpadów zgodne z normą CEN/TC 343, od ang. <i>Solid Recovered Fuel</i> , odpad o kodzie 19 12 10
TP	Tar Protocol
UPS	uboczne produkty spalania – zwykle oznacza odpady stałe powstające w procesie oczyszczania spalin
WtE	instalacje termicznego przekształcania odpadów (ITPO) , zwykle spalania celem odzysku energii od ang. <i>Waste-to-Energy</i>

Symboli

A	pole
C	stała, współczynnik
d, \varnothing	średnica

K, k	współczynniki, np. oporów miejscowych
L	długość
M	masa molowa
P	ciśnienie
R	stała gazowa, lub opór właściwy filtra
T	temperatura
t	czas
U, v lub c	liniowa prędkość przepływu, lub filtracji
V	objętość
\dot{V}	objętościowe natężenie przepływu
γ	energia powierzchniowa
ε	porowatość
ξ	lokalny współczynnik oporów przepływu
ρ	gęstość
σ	naprężenie
τ	stała czasowa
$\gamma - C_p/C_v$	stosunek ciepła właściwego substancji przy stałym ciśnieniu i stałej objętości

Indeksy

0	dot. stanu początkowego
a	od ang. absolute – ciśnienie całkowite,
c	dot. wartości całkowitej np. sumarycznego spadku ciśnienia, lub strony czystej filtra
ct, cm, cb	odpowiednio strona czysta filtra pomiar realizowany w części górnej, środkowej i dolnej
d	stan suchy, lub od ang. <i>discharge</i> – wypływ
daf	stan suchy i bezpopiołowym
e	elektryczna
F	dot. filtra gazu gorącego, lub filtracji
g	od ang. <i>gauge</i> – nadciśnienie, ciśnienie względne
GP.R	dot. gazu procesowego w przeliczeniu na warunki rzeczywiste, np. gaz mokry, zawierający substancje smoliste w danej temperaturze i ciśnieniu
m	dot. wartości miejscowych, lokalnych, np. oporów przepływu, lub odnoszące się do medium filtracyjnego
m/m	masa/masa, np. dla procentu czy udziału masowego
ot	otocznie
p	dot. placka filtracyjnego, cząstki od ang. <i>particle</i> , lub impulsu od ang. <i>pulse</i>
PS	układ impulsowej regeneracji od ang. <i>pulsating system</i>
r	w stanie roboczym
RD	dot. dolnej części reaktora
RG	dot. górnej części reaktora
RGP	dot. gazu procesowego za reaktorem
RŚ	dot. środkowej części reaktora
t	całkowite od ang. <i>total</i> , lub termiczne odnoszące się do mocy reaktora wyliczanej jako strumień energii chemicznej wprowadzanego paliwa
vs	W odniesieniu do K_{vs} wyraża wielkość przepływu płynu w zaworze przy jego pełnym otwarciu oraz przy różnicy ciśnień wynoszącej 1 bar (ang. valve, standard)
v/v	objętość/objętość, np. dla procentu czy udziału objętościowego
zb	zbiornik buforowy

Rozdział 1 Wprowadzenie

Proces zgazowania stanowi jedną z podstawowych metod konwersji termochemicznej, polegającej na przekształceniu surowca do postaci gazu składającego się głównie z CO, H₂, CH₄ oraz innych lekkich węglowodorów łańcuchowych. Zgazowanie realizowane jest w reaktorach zgazowania, gdzie w obecności czynnika zgazowującego oraz w temperaturach przekraczających zwykle 800°C. Gaz wyprodukowany i oczyszczony celem wykorzystania energetycznego (tj. jako paliwo), nazywany jest gazem procesowym lub generatorowym i zawiera w swoim składzie również pozostałości czynników zgazowujących i gazów inertnych w tym pary wodnej, N₂ czy CO₂ oraz niewielką ilość zanieczyszczeń. Na drodze oczyszczania i uszlachetniania gazu procesowego możliwe jest jego przekształcenie do postaci syngazu, którym to mianem określa się gaz składający się w głównej mierze z H₂ i CO. Zgazowanie, dzięki integracji z technologiami bazującymi na ogniach paliwowych i silnikach cieplnych, stanowić może podstawę funkcjonowania najefektywniejszych układów energetycznego wykorzystania paliw, natomiast w przypadku, gdy proces ten ukierunkowany jest na produkcję syngazu, może być również sposobem umożliwiającym przekształcanie szerokiego spektrum surowców do produkcji związków chemicznych, w tym np. do produkcji polimerów czy też paliw syntetycznych. Alternatywne spojrzenie na proces zgazowania traktuje go jako metodę pośredniej konwersji, której celem jest umożliwienie łatwiejszego oczyszczania surowca z zawartych w nim niepożądanych zanieczyszczeń jak np. związki siarki, halogenki czy metale alkaliczne.

W erze powszechnej dekarbonizacji i poszukiwania możliwości rozwoju gospodarki opartej na technologiach odnawialnych, zeroemisyjnych i cyrkularnych, zgazowanie poza powszechnie wdrażanym na rynku zastosowaniem w układach energetycznego wykorzystania biomasy, stanowi również jedną z najważniejszych ścieżek rafineryjnych, w których zastosowanie mogą znajdować już nie tylko surowce biomasowe, ale również odpady. Przykładem takiego działania może być rozwijana przez firmę Enerkem technologia produkcji eteru dimetylowego (DME, od ang. *Dimethyl Ether*), metanolu i etanolu na drodze zgazowania paliwa alternatywnego wytwarzanego z odpadów (SRF, od ang. *Solid Recovered Fuel*) [1–4].

Jedną z podstawowych cech warunkujących możliwość skutecznego wdrażania technologii zgazowania jest konieczność takiej pracy reaktora, aby produkowany gaz charakteryzował się stabilnymi parametrami. Warunek ten jest szczególnie istotny w mikro i małej skali, tj. <1-2 MW_t, ponieważ w takich aplikacjach pozwala on na zminimalizowanie ilości kosztownych operacji, jakim konieczne jest poddanie gazu, zanim stanie się możliwe jego bezpieczne i skuteczne wykorzystanie. Powyższe powoduje konieczność nie tylko opracowania dojrzałej i w pełni zautomatyzowanej technologii reaktora i układu oczyszczania gazu, ale zwykle również dotrzymania ścisłych parametrów jakościowych przekształcanego surowca. W takich warunkach metody oczyszczania gazu sprowadzają się często tylko do jego chłodzenia i filtracji, gdzie w celu uniknięcia konieczności kondensacji z gazu związków organicznych i wody zastosowanie znajdują filtry gazu ciepłego i gorącego.

Z drugiej strony w przypadku zastosowań przemysłowych w większej skali, jednym z podstawowych wymogów jest zwykle elastyczność surowcowa. Korzystnym jest, jeśli reaktor umożliwia przekształcanie również surowców odpadowych, co w przypadku biomasy obejmuje głównie odpady tartaczne, z gospodarki leśnej i rolnej, z zarządzania zielenią lub też niezanieczyszczone drewno budowlane. Elastyczność paliwowa i stosowanie odpadów przekładają się jednak na charakterystykę zanieczyszczeń zawartych w produkowanym gazie oraz skutecznie ograniczają możliwość zastosowania technologii strumieniowych reaktorów zgazowania, które jako jedyne legitymują się wysoką sprawnością konwersji surowca przy jednoczesnej bardzo niskiej zawartości zanieczyszczeń w produkowanym gazie. W przypadku pozostałych stosowanych powszechnie technologii reaktorów zgazowania (głównie ze złożem stałym i fluidalnym) zanieczyszczenia organiczne zawarte w surowym gazie można poddać konwersji z wykorzystaniem katalizatorów, jednakże praca układów katalitycznych w warunkach gazu zapyłonego oraz zawierającego związki siarki i halogenków jest związana z wysokim ryzykiem dezaktywacji katalizatora. Alternatywną powszechnie stosowaną metodą usuwania smół¹ z gazu jest ich wymywanie przy wykorzystaniu płuczek mokrych. Co istotne, również w przypadku tej technologii zawarte w gazie ciała stałe wywołują problemy techniczne, z których do najistotniejszych należy zaliczyć osadzanie się pyłu na wypełnieniu płuczki, czy też trudności z regeneracją i zagospodarowaniem zużytego medium absorpcyjnego. Podobnie jak ma to miejsce w małej skali, również tutaj rozwiązaniem powyższych ograniczeń może być zastosowanie filtrów barierowych.

Rozwój technologii zgazowania i oczyszczania gazów procesowych stanowi od przeszło 30 lat jeden z istotnych obszarów działalności Instytutu Technologii Paliw i Energii (dawniej: Instytutu Chemicznej Przeróbki Węgla). W trakcie realizacji prac badawczo-rozwojowych ukierunkowanych na opracowanie technologii rozproszonych układów kogeneracyjnych opartych na silnikach tłokowych zintegrowanych z reaktorami zgazowania biomasy, zidentyfikowano niedostatecznie wysoką skuteczność odpylania gazu, jako główną przyczynę awaryjności instalacji. Ponieważ zawarte w gazie ciała stałe mogą przyczyniać się do zanieczyszczania powierzchni wymienników ciepła i katalizatorów, aglomerować wewnątrz wymienników masy, utrudniać regenerację sorbentów oraz prowadzić do wzrostu oporów przepływu gazu lub do uszkodzania urządzeń (pompy, dmuchawy) i aparatury kontrolno-pomiarowej (AKP), odpylanie gazu często realizowane jest bezpośrednio za reaktorem, lub też po wstępnym schłodzeniu gazu. Odpylanie zgrubne gazów gorących można wykonywać przy wykorzystaniu odpylaczy inercyjnych. Urządzenia tego typu nie pozwalają jednak na odpowiednio skuteczne usuwanie cząstek o rozmiarach $5-10\ \mu\text{m}$. Analogicznie do oczyszczania spalin gazy procesowe można odpylać również przy wykorzystaniu elektrofiltrów. Te pozwalają na skuteczne usuwanie najdrobniejszej frakcji pyłów, jednak jak dotąd nie udowodniono możliwości ich efektywnej pracy w temperaturze >math>510^\circ\text{C}</math> [5], a sama metoda pracy elektrofiltra w atmosferze gorącego gazu o właściwościach wybuchowych, wiąże się

¹ generyczne określenie odnoszące się do związków organicznych zawartych w gazach procesowych poza związkami łańcuchowymi o długości łańcucha wynoszącej mniej niż 6 atomów węgla

z wymiernym ryzykiem. Z drugiej strony obniżenie temperatury odpylanego gazu może być realizowane jedynie do temperatury wyższej niż punkt kondensacji najcięższych smół zawartych w gazie, ponieważ poniżej tej granicy praca np. elektrofiltra wiązałaby się z koniecznością jego przemywania, a to w temperaturach $>100^{\circ}\text{C}$ wymagałoby zastosowania jako medium myjącego ciężkich olei (np. oleju płuczkowego). Adekwatnie, doświadczenia związane z pracą skrubców olejowych, wykorzystywanych do jednoczesnego odpylania i oczyszczania gazu z zanieczyszczeń organicznych wykazały, że wzrost skomplikowania regeneracji oleju zanieczyszczonego dodatkowo pyłami powoduje, że rozwiązanie to również nie jest korzystne. Punkt kondensacji związków organicznych ogranicza również stosowanie filtrów workowych, które stanowią obecnie jedną z najdoskonalszych metod odpylania gazów.

Metodę pozwalającą na rozwiązanie opisanych powyżej problemów mają stanowić wysokotemperaturowe filtry świecowe, które po latach doskonalenia udowodniły swoją skuteczność i niezawodność w układach zgazowania węgla, np. w układach typu IGCC (ang. *Integrated Gasification Combined Cycle*). Niestety bezpośrednio zastosowanie tej technologii do odpylania gazów produkowanych z innych surowców oraz przy wykorzystaniu innych technologii zgazowania nie nastąpiło w sposób bezproblemowy. Powodów takiego stanu rzeczy upatruje się w znaczących różnicach pomiędzy parametrami gazu procesowego produkowanego w ciśnieniowych, wielkoskalowych reaktorach zgazowania węgla, a gazem wytwarzanym w mało- i średnioskalowych technologiach atmosferycznego zgazowania biomasy i odpadów. Różnice w konstrukcji reaktorów, parametry procesu oraz właściwości fizykochemiczne przekształcanego surowca powodują, że rozwiązania techniczne i procesowe filtrów nie mogą być traktowane uniwersalnie i przenoszone pomiędzy różnymi technologiami zgazowania w sposób bezpośredni.

Do najczęściej podnoszonych przyczyn problemów z implementacją filtrów gazu gorącego w układach zgazowania biomasy należą wpływ jakości i ilości zawartej w surowcu frakcji mineralnej (popiołu) oraz charakterystyka zawartych w produkowanym gazie zanieczyszczeń organicznych. W przypadku zgazowania węgla cechy te nie wpływają na przebieg filtracji w sposób tak istotny, ponieważ zawartość metali alkalicznych odpowiedzialnych za powstawanie mieszanin eutektycznych o stosunkowo niskich temperaturach mięknięcia popiołu jest niższa. Ponadto niższa jest również zwykle zarówno całkowita ilość zanieczyszczeń smolistych w wyprodukowanym gazie procesowym, jak i udział w smole wysoce reaktywnych nienasyconych związków cyklicznych i tlenowych.

Oprócz wskazanych cech przynależnych charakterystyce przekształcanego surowca i technologii reaktora zgazowania, znane są również inne typy problemów występujących w trakcie filtracji gorących gazów procesowych. Te wynikają na ogół bezpośrednio ze sposobu, w jaki przebiega sam proces filtracji gazu i regeneracji zastosowanych wkładów, a to właśnie skuteczna współpraca wkładów filtracyjnych z układem regeneracji decyduje o stabilności działania każdego filtra przeznaczonego do pracy ciągłej. Podstawowe rozwiązania filtrów gazu gorącego stanowiły adaptacje z układów opracowanych na potrzeby regeneracji

filtrów workowych. W przypadku impulsowej metody regeneracji wkładów świecowych adaptacja ta nie charakteryzuje się jednak podobnym stopniem skuteczności działania.

Pierwszy filtr gorącego gazu procesowego dedykowany dla rozwijanego w Instytucie układu zgazowania biomasy w reaktorze ze złożem stałym GazEla został zakupiony od jednego z krajowych producentów. Filtr zastępował istniejący cyklon, a tym samym urządzenie to musiało pozwalać na pracę ciągłą w warunkach surowego gazu procesowego o temperaturze mieszczącej się w przedziale 400-650°C oraz odpylać gaz do poziomu $<5 \text{ mg/Nm}^3$. Przeprowadzone wstępne testy rozruchowe i technologiczne wykazały szereg problemów technicznych i procesowych, które rzutowały na niezawodność i skuteczność pracy urządzenia. Głównym wyzwaniem był stały wzrost oporów filtracji oraz brak wymaganej sprawności odpylania gazu.

Opisywane w literaturze metody przeciwdziałania utracie stabilności pracy filtrów [6,7] polegają głównie na ograniczaniu maksymalnej temperatury filtracji, zmniejszeniu obciążenia filtra gazem oraz poprawie skuteczności pracy zastosowanej metody regeneracji wkładów. W przypadku ostatniego z wymienionych sposobów efekt osiągnąć jest zwykle poprzez optymalizację rozwiązań konstrukcyjnych i procesowych układu impulsowej regeneracji lub też poprzez zmiany w konstrukcji samych wkładów filtracyjnych. Natomiast zarówno strategia bazująca na obniżaniu temperatury filtracji, jak i na zmniejszaniu obciążenia filtra gazem, nie stanowią rozwiązania problemu leżącego u podstaw utraty stabilności pracy filtra. Obie metody pomimo swojej skuteczności, ograniczają również perspektywiczne kierunki rozwoju suchych, wysokotemperaturowych metod oczyszczania gazów procesowych oraz przekładają się na wzrost kosztów inwestycyjnych i eksploatacyjnych procesu gorącej filtracji. Jak do tej pory, w literaturze nie sposób znaleźć opisu, który jednoznacznie wskazywałby jakie czynniki przynależne charakterystyce gazu procesowego, w jaki sposób i w jakim zakresie determinują stabilność przebiegu jego filtracji. Poza dwoma czynnikami wymienionymi powyżej, podobny stan stwierdzono również w trakcie poszukiwania informacji, jakie rozwiązania procesowe i technologiczne filtrów mogą pozwalać na przeciwdziałanie destabilizacji ich pracy. Dodatkowym wyzwaniem była tu również niewielka liczba opublikowanych wyników badań filtracji gorących gazów procesowych ze zgazowania biomasy, które byłyby zrealizowane przy wykorzystaniu rzeczywistych gazów procesowych, a nie tzw. gazów syntetycznych, czyli mieszanek gazów skomponowanych na bazie czystych gazów technicznych.

Opisane powyżej problemy z wdrożeniem filtra gazu gorącego w rozwijanej w ITPE w skali pilotowej technologii zgazowania biomasy oraz zidentyfikowana luka badawcza w analizowanym obszarze stały się przyczyną podjęcia badań ukierunkowanych na opracowanie autorskiej metody filtracji gorących gazów procesowych spełniającej wymagania płynące z charakterystyki technologii małego i średnioskalowego zgazowania biomasy i odpadów.

Rozdział 2 Stan wiedzy w zakresie wytwarzania, charakterystyki oraz filtracji gorących gazów procesowych

Poszukiwania rozwiązania obserwowanych trudności z filtracją gazu procesowego rozpoczęto od przeprowadzenia przeglądu dostępnej literatury. Ze względu na wielopoziomowy charakter analizowanego problemu badanie stanu wiedzy obejmowało przede wszystkim proces zgazowania, wpływ konstrukcji reaktora, zastosowanego surowca i warunków prowadzenia procesu na charakterystykę zanieczyszczeń zawartych w gazie, ale również kwestie związane z funkcją i układem technologicznym instalacji oczyszczania gazu procesowego oraz rolą separacji zanieczyszczeń stałych, czy też zagadnienie odpylania gazów ze szczególnym uwzględnieniem filtracji gorącego gazu procesowego.

2.1 Opis wpływu wybranych czynników na przebieg procesu zgazowania oraz charakterystykę zanieczyszczeń produkowanego gazu

Dla rozwiązania problemu filtracji gorącego gazu procesowego niezbędne było zatem zrozumienie, w jaki sposób charakterystyka gazu produkowanego w procesie zgazowania wpływa na wzrost trudności jego odpylania przy wykorzystaniu filtrów barierowych. W szczególności istotne było wskazanie, które z cech procesu mogą powodować, że w odniesieniu do wielkoskalowych układów spalania i zgazowania węgla znane są doświadczenia przemysłowe świadczące o możliwości skutecznej filtracji gazów gorących, jednak jednocześnie zarówno z własnego doświadczenia, jak i powszechnie dostępne dane wskazywały, że filtracja gazu procesowego uzyskiwanego w małoskalowych układach zgazowania np. biomasy wiąże się ze znacząco wyższym wyzwaniem i ryzykiem.

2.1.1 Charakterystyka podstawowa procesu zgazowania

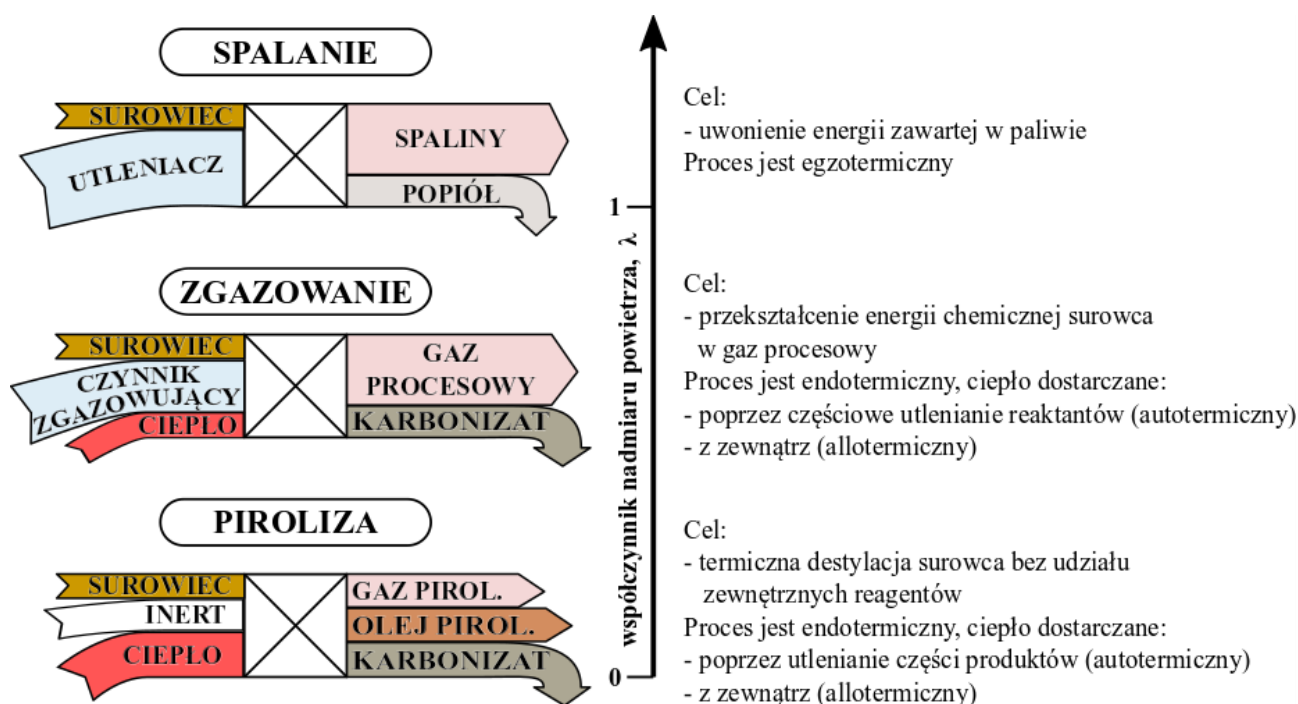
Zgazowanie jest reprezentantem grupy procesów konwersji termochemicznej, w którym na skutek działania temperatury oraz czynników zgazowujących możliwa jest przemiana surowca stałego do postaci gazowej. Zgazowaniu można poddać każdy surowiec posiadający w swojej strukturze węgiel pierwiastkowy, niezależnie od jego stanu skupienia. Reaktory, w których realizuje się proces zgazowania nazywane są zazwyczaj zgazownikami, jednak w powszechnym użyciu są również terminy „generatory gazu” czy „gazyfikatory”. Paliwo poddawane procesowi zgazowania w trakcie podgrzewania ulega w pierwszej kolejności suszeniu, następnie w trakcie etapu pirolizy jego struktura rozpada się i dopiero produkty tegoż rozpadu biorą udział w reakcjach zgazowania i spalania. Głównym produktem zgazowania jest gaz procesowy, składający się z pożądaných gazów permanentnych: H_2 , CO , CH_4 , lekkich węglowodorów łańcuchowych C_2 - C_5 oraz gazów balastowych i inertnych takich jak: N_2 , H_2O czy CO_2 . Gaz po oczyszczeniu i uszlachetnieniu można przekształcić do syngazu, czyli mieszaniny składającej się głównie z H_2 i CO . Do stałych produktów ubocznych procesu należą pyły lotne i denne, stanowiące mieszaninę uwolnionej ze zgazowanego surowca frakcji mineralnej oraz karbonizatu, czyli odgazowanej i przekształconej struktury węglowej paliwa. W gazie opuszczającym reaktor zgazowania zawarte są również

zanieczyszczenia organiczne, których znaczna część w standardowych warunkach odniesienia ulegać może kondensacji i przyjmować strukturę ciekłą lub półstałą. Pomimo istnienia wielu metod klasyfikacji zanieczyszczeń organicznych gazów, grupę tę najogólniej można podzielić na lotne związki organiczne (LZO) oraz smoły grawimetryczne. Do pierwszej zalicza się związki, których lotność jest wystarczająco wysoka, aby umożliwić wykorzystanie chromatografii gazowej jako metody oznaczania ilościowego i jakościowego ich składu. Z kolei na drugą składają się najcięższe związki smoliste, których właściwości fizykochemiczne ograniczają zakres dostępnych technik analitycznych jedynie do metod ilościowych – wagowych (grawimetrycznych). Ponadto do pozostałych zanieczyszczeń gazów procesowych zalicza się również metale ciężkie i alkaliczne oraz organiczne i nieorganiczne związki S, N i halogenków.

Wspomniany powyżej termin „karbonizat” pochodzi z procesów pirolizy, gdzie odnosi się do uwęglonej i odgazowanej pozostałości stałej. W przypadku procesu zgazowania nazwy tej używa się często w odniesieniu do wszystkich wytworzonych produktów stałych, dlatego też rozdział między popiołami a karbonizatami bywa nieprecyzyjny. Również poprzez analogię do procesów pirolizy terminy „smoły”, „smółki” czy „organika” w układach zgazowania mogą odnosić się do wszystkich produkowanych węglowodorów cięższych od metanu, w tym nie tylko najcięższych wielopierścieniowych węglowodorów aromatycznych (WWA), ale również do benzenu i jego najprostszych analogów, czy do węglowodorów zawierających w swojej strukturze heteroatomy, jak np. tiofeny, kwasy sulfonowe, pirydyny, azyny czy lekkie aldehydy i kwasy organiczne. Ze względu na skomplikowany skład chemiczny, w zależności od warunków procesu smoły mogą przybierać zarówno formę gazową, ciekłą, jak i stałą. Wykazują również wysoką reaktywność, która objawia się głównie poprzez zdolność do spontanicznej polimeryzacji czy koksowania. Powstawanie w procesie zgazowania karbonizatów i substancji organicznych stanowi skutek niepełnej konwersji surowca, a zawarte w tych frakcjach pierwiastki C i H przyczyniają się do zmniejszenia sprawności energetycznej procesu.

Podstawowym wyróżnikiem procesu zgazowania w odniesieniu do pirolizy jest zastosowanie czynnika zgazowującego, jako reagenta mającego na celu maksymalizację stopnia konwersji surowca do gazu [8,9]. Dla odróżnienia, w procesach klasycznej pirolizy stosuje się jedynie gazy inertne jak N_2 , He lub Ar, choć znane są również warianty pirolizy wykorzystujące H_2 , czy CO_2 . Z definicji celem pirolizy jest rozkład termiczny surowca, a w związku z niewielkim zakresem dostępnych metod kontroli jakości produktów tegoż rozpadu, efektem procesu pirolizy jest zazwyczaj bardzo szerokie spektrum wytworzonych związków. Dlatego też w procesach pirolizy zazwyczaj otrzymuje się trzy typy produktów: gaz pirolityczny, olej pirolityczny oraz karbonizat. Za klasyczne czynniki zgazowujące uważa się parę wodną oraz ditlenek węgla, jednak ze względu na fakt, że zgazowanie jest procesem endotermicznym, tj. wymagającym dostarczenia ciepła, w większości instalacji przemysłowych energia niezbędna do przeprowadzenia reakcji dostarczana jest do układu poprzez częściowe utlenienie surowca i produktów zgazowania, a układy tego typu nazywa się autotermicznymi. W tym celu wykorzystuje się powietrze lub czysty tlen, przez co nierzadko również

w stosunku do tych gazów spotyka się użycie zwrotu „czynniki zgazowujące”. Takie wykorzystanie nie mieści się w zakresie podstawowej definicji tego terminu, jednak może stanowić wyjaśnienie, dlaczego zgazowanie często traktowane jest w sposób uproszczony, jako niepełne spalanie. Podstawowa różnica pomiędzy spalaniem a zgazowaniem polega jednak na tym, że proces spalania prowadzi się w celu całkowitego uwolnienia energii chemicznej zawartej w paliwie, a tym samym konwersji energii chemicznej paliwa do użytecznego ciepła, natomiast proces zgazowania prowadzi się w celu przekształcenia jednego surowca w drugi. Przedstawiony poniżej Rys. 2.1 zawiera poglądowe porównanie procesów spalania, zgazowania oraz pirolizy.



Rys. 2.1 Prezentacja różnic pomiędzy trzema podstawowymi procesami termochemicznego przekształcania paliw [10].

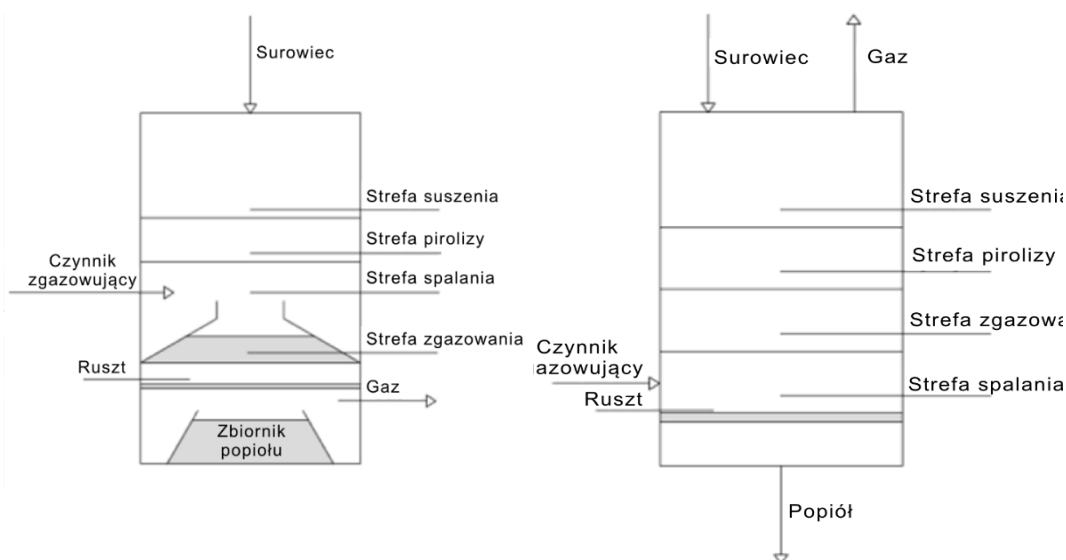
2.1.2 Konstrukcje reaktorów zgazowania a jakość produkowanego gazu procesowego

Ideowo reaktory zgazowania czerpią zarówno z rozwiązań wykorzystywanych w procesach spalania, jak i pirolizy. Poniżej opisano podstawowe zagadnienia związane z wykorzystaniem trzech głównych typów reaktorów zgazowania. Poza przedstawionymi konstrukcjami, w literaturze można znaleźć również znaczną ilość konstrukcji hybrydowych [8,10–12].

Reaktory ze złożem stałym

Reaktory ze złożem stałym, nieruchomym lub tzw. ustalonym (od ang. *fixed-bed*, *stationary bed*) wypełnione są warstwą surowca, który podczas konwersji przemieszcza się w sposób grawitacyjny w dół reaktora. W instalacjach przemysłowych spotyka się głównie dwa typy takich reaktorów tj. górnociągowe i dolnociągowe (Rys. 2.2), które znajdują zastosowanie odpowiednio w skalach $<5 \text{ MW}_t$ oraz $<1 \text{ MW}_t$ [12–14]. Uwarstwienie złoża w reaktorze, jego niewielkie mieszanie oraz umiejscowienie dysz podających czynniki

zgasowujące determinują sprawność i wydajność tych konstrukcji oraz jakość produkowanego gazu. W konstrukcjach dolnościagowych, paliwo i gaz wędrują równolegle w dół reaktora, co wymusza przepływ gazu przez strefę najwyższych temperatur oraz przez złożę gorącego karbonizatu ($>700-800^{\circ}\text{C}$) i powoduje jednocześnie, że produkowany gaz charakteryzuje się wysoką temperaturą oraz stosunkowo niską zawartością zanieczyszczeń (smoły grawimetryczne $<2\text{ g/Nm}^3$, LZO $<5\text{ g/Nm}^3$, pyły $<1\text{ g/Nm}^3$). Dla porównania w reaktorach górnościagowych, w których gaz i paliwo przepływają przeciwprądowo, produkowany gaz przepływa przez całe złożę surowca i w sposób bezpośredni odpowiada za jego ogrzewanie. Jednocześnie wytraca swoją temperaturę oraz porywa parę wodną i związki uwalniane z surowca na skutek jego suszenia i pirolizy. Dlatego temperatura gazu surowego, zazwyczaj nie przekracza tu $300-400^{\circ}\text{C}$, a sam gaz jest mocno zanieczyszczony (pył $<1\text{ g/Nm}^3$, smoły grawimetryczne $>5-10\text{ g/Nm}^3$, LZO $>20-30\text{ g/Nm}^3$). Wysoka ilość zanieczyszczeń w gazie procesowym produkowanym w reaktorach górnościagowych powoduje, że jego oczyszczanie jest skomplikowane i stanowi podstawowy problem przemysłowego wykorzystania tych konstrukcji.



Rys. 2.2 Schemat ogólny zgazowarek ze złożem stałym.

Reaktory fluidalne

Reaktory fluidalne stanowią grupę reaktorów, w których proces zgazowania odbywa się w warunkach zawiesiny składającej się z cząstek ciała stałego oraz gazu odpowiadającego za ich fluidyzację. Przepływający przez złożę strumień gazu, oddziałuje na nie siłą równoważącą i przewyższającą siłę przyciągania ziemskiego, przez co nadaje cząstkom złoża właściwości przynależne cieczom takie jak: ciągły ruch cząstek w obrębie całej objętości złoża, blisko idealne wymieszanie czy przyjmowanie kształtu naczynia. W związku z powyższym prowadzenie procesów w warunkach złoża fluidalnego przyczynia się do intensyfikacji przebiegu procesów fizycznych i chemicznych, m.in. poprzez wzrost powierzchni międzyfazowej czy wzrost wartości współczynników wymiany ciepła i masy. Powyższe w połączeniu z niskim rozmiarem cząstek paliwa przekształcanych w reaktorach

fluidalnych przyczynia się do wzrostu jednostkowej wydajności reaktora, sprawności procesu czy jakości produkowanego gazu. Również z tego powodu konstrukcje te wykazują się łatwą skalowalnością [15,16]. W reaktorach fluidalnych fluidyzacji często nie poddaje się samego paliwa lub jego karbonizatu, ponieważ skuteczniej jest procesowi temu poddać drobnoziarnisty materiał o kontrolowanej charakterystyce fizykochemicznej i strukturze. Materiał ten może pełnić zarówno funkcję balastu termicznego, tj. swoistego koła zamachowego stabilizującego szybkość zmian temperatur zachodzących w reaktorze, jak i ośrodka, w który następnie w łatwiejszy sposób można wprowadzić i wymieszać cząstki paliwa i karbonizatu. Ponadto złożo fluidalne może w sposób aktywny oddziaływać na układ zgazowania poprzez realizację procesów sorpcyjnych czy katalitycznych, przez co rozumie się głównie możliwość oczyszczania gazu oraz konwersji smół i karbonizatu in-situ [17,18].

W warunkach przemysłowych wyróżnia się dwa podstawowe reżimy pracy reaktorów fluidalnych – pęcherzykowy lub bąbelkowy (*BFB* od ang. *bubbling fluidized bed*) oraz cyrkulacyjny (*CFB* od ang. *circulating fluidized bed*).

W warunkach fluidyzacji pęcherzykowej złożo wypełnia jedynie część objętości reaktora i możliwe jest wyróżnienie powierzchni styku pomiędzy złożem a gazem znajdującym się ponad nim. Granica ta przypomina powierzchnię wrzącej cieczy. Takie złożo nazywa się często stacjonarym, pomimo że znajduje się ono w stanie prawie idealnego wymieszania. Układ ten stanowi niejako przeciwieństwo złoża cyrkulacyjnego, w którym wypełnia ono całą objętość reaktora i teoretycznie w każdym jego punkcie posiada identyczną porowatość. W cyrkulującym złożu fluidalnym recyrkulacja złoża odbywa się poprzez wykorzystanie układów pozwalających na separację złoża ze strumienia gazu i jego zawrócenie do reaktora zgazowania. Podstawowym problemem reaktorów fluidalnych jest zjawisko defluidyzacji złoża na skutek np. jego aglomeracji. Opisane powyżej podstawowe konfiguracje reaktorów fluidalnych zostały przedstawione na Rys. 2.3.

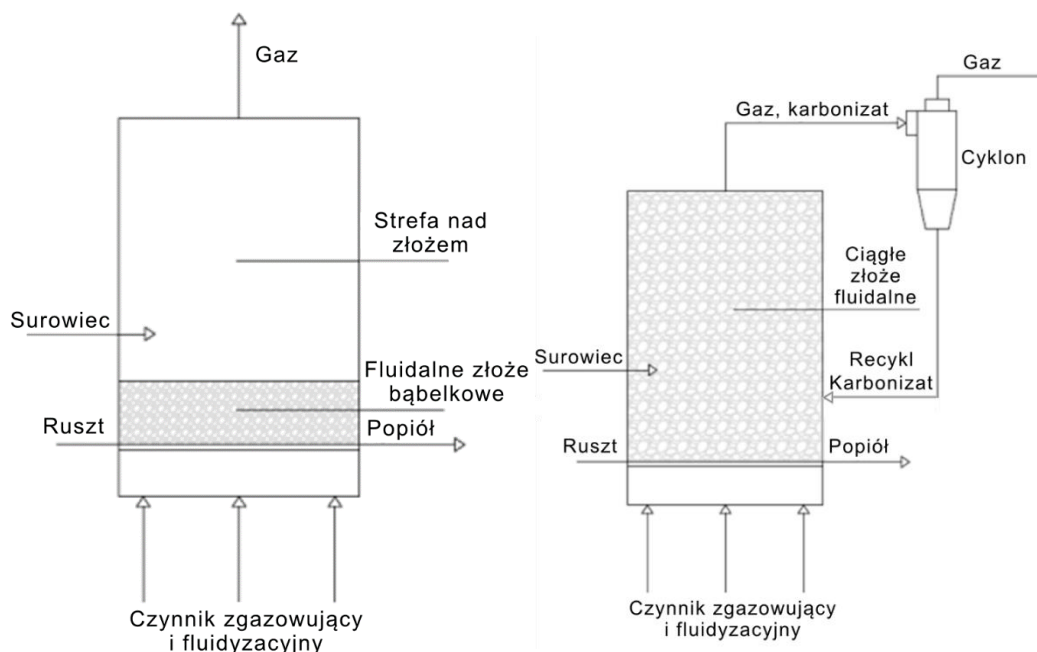
Reaktory pęcherzykowe znajdują zastosowanie przede wszystkim tam, gdzie występuje konieczność utrzymania wysokiej kontroli temperatury procesu lub przekształcania surowców zawierających znaczną ilość wtrąceń. Konfiguracja ta pozwala na prowadzenie zgazowania w temperaturach nieprzekraczających temperatur topnienia popiołów, natomiast w strefie ponad złożem (ang. *freeboard*) temperatura gazu może być znacząco podniesiona celem m.in. poprawy czystości gazu.

Reaktory cyrkulujące przyjmują profil temperatury w złożu, który wynika z przepływowego charakteru reaktora. Ze względu na wyższą prędkość fluidyzacji konstrukcje te charakteryzują się również niższą wrażliwością na powstające w procesie (aglomeraty).

Charakterystycznym dla tych konstrukcji jest również wykorzystywanie cyklonów celem recyrkulacji usuwanych z reaktora ciał stałych oraz poprawy sprawności procesu. W związku z powyższym w układach fluidalnych to sprawność zastosowanego odpylacza determinuje zapylenie produkowanego gazu. Rozkład temperatur, czas przebywania gazu w gorących strefach reaktora oraz kontakt gazu z cząstkami stałymi powodują, że produkowane smoły są stosunkowo lekkie, a ich ilość jest jedynie w niewielkim stopniu wyższa niż

reaktorów dolnociągowych (smoły grawimetryczne $<1 \text{ g/Nm}^3$, LZO $<15 \text{ g/Nm}^3$). Z drugiej strony wysokie temperatury oraz brak fizycznych barier dla przepływającego gazu, powodują również bardziej intensywne uwalnianie z paliwa metali ciężkich i alkalicznych.

W przemysłowych układach zgazowania reaktory pęcherzykowe i cyrkulujące zazwyczaj znajdują zastosowanie odpowiednio w skali $<10 \text{ MW}_t$ oraz $>20 \text{ MW}_t$.



Rys. 2.3 Reaktory fluidalne w konfiguracji ze złożem pęcherzykowym (str. lewa) oraz cyrkulującym (str. prawa).

Reaktory strumieniowe

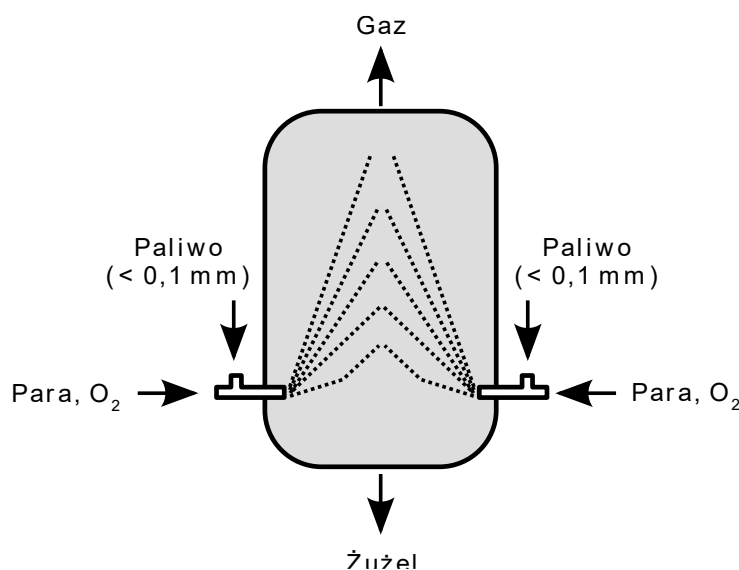
W zgazownikach strumieniowych drobnoziarnisty surowiec oraz utleniacz – powietrze lub częściej tlen – wraz z parą wodną są podawane do reaktora wspólnie w tym samym ułożonym zazwyczaj w górnej lub środkowej części reaktora miejscu. Urządzenia wykorzystywane w tym celu nazywane są potocznie palnikami. Taki sposób wprowadzania surowców do reaktora sprawia, że cząstki przekształcanego paliwa są bardzo dobrze wymieszane z utleniaczem i czynnikiem zgazującym. Niski rozmiar cząstek w połączeniu z wysoką temperaturą i ciśnieniem procesu, dobrym wymieszaniem reagentów oraz wysoką turbulencją przepływu sprawiają, że reaktory strumieniowe charakteryzują się bardzo wysoką sprawnością i wydajnością. W warunkach pracy reaktorów strumieniowych, reakcje zgazowania osiągają stan bliski stanowi równowagi termodynamicznej w czasie zaledwie kilku sekund, co przekłada się na możliwość produkcji in-situ gazu charakteryzującego się bardzo niską ilością zanieczyszczeń organicznych, a przez to konstrukcje te są w stanie uzyskiwać, nieosiągalne dla innych typów reaktorów zgazowania, sprawności konwersji węgla na poziomie 98-99,5% [19].

Cechą szczególną tych konstrukcji jest zazwyczaj realizacja procesu zgazowania w temperaturze przekraczającej temperatury topnienia popiołów, co z jednej strony pozwala na jego odbiór w postaci inertnego szklatego żużla (witryfikatu), jednak z drugiej stanowi

znaczące wyzwania technologiczne, procesowe i ekonomiczne. W tej grupie reaktorów wyróżnia się reaktory wykonane w technologii suchej i membranowej. Konstrukcje te różnią się pomiędzy sobą tym, że w pierwszej z nich temperatura obmura utrzymywana jest na poziomie uniemożliwiającym zestalenie się żużla, a w drugiej to film zestalonego żużla stanowi pierwszą warstwę chroniącą ściany reaktora przed działaniem wysokiej temperatury. Gaz przed opuszczeniem reaktora może być chłodzony szokowo (od ang. *quench*) celem zestalenia zanieczyszczeń mineralnych zawartych w gazie.

Wysokie temperatury konwersji wiążą się również z wysokim zużyciem tlenu, koniecznością realizacji procesu przy wyższych współczynnikach nadmiaru powietrza, produkcją gazów bogatszych w CO₂ oraz spadkiem sprawności gazu na zimno (ang. *cold gas efficiency* lub CGE).

Ponadto, właściwości reologiczne paliwa muszą pozwalać na jego niezawodne, precyzyjne i powtarzalne mielenie oraz bardzo stabilne podawanie do palnika reaktora. Przyjmuje się, że dla węgla wielkość ziaren paliwa nie powinna przekraczać 200 μm [19], podczas gdy wyższa reaktywność biomas pozwala, by przekształcany surowiec posiadał zazwyczaj wielkość ziaren na poziomie ok. 500–1 000 μm [20]. Jedną z metod poprawy przemiałowości surowców będącej zarazem formą ich przygotowania do zgazowania strumieniowego jest toryfikacja. Toryfikacja surowca dodatkowo obniża zawartość związków organicznych i halogenków w produkowanym gazie [12,21,22].



Rys. 2.4 Schemat koncepcyjny pracy reaktora strumieniowego.

Reaktory strumieniowe znajdują obecnie zastosowanie głównie w układach wielkoskalowych typu IGCC [23]. Jednak ze względu na minimalne nakłady na niezbędne oczyszczanie produkowanych gazów procesowych coraz większym zainteresowaniem cieszą się również koncepcje wykorzystania tych konstrukcji do konwersji toryfikowanej biomas [24,25].

W Tab. 2-1 zaprezentowano zestawienie wybranych aspektów technologicznych związanych z wykorzystaniem omówionych powyżej głównych grup reaktorów zgazowania.

Tab. 2-1 Zestawienie aspektów technologicznych wybranych zgazowarek [10–12,14].

\	złoże stałe		złoże fluidalne		złoże strumieniowe
	górnociągowy	dolnociągowy	pęcherzykowe	cyrkujące	
temperatura zgazowania	900-1 100°C	750-1 000°C	750-900°C	750-900°C	1 000-1 500°C
temperatura produkowanego gazu	250-450°C ⁽¹⁾	650-750°C	700-850°C	730-870°C	150-1 000°C ⁽⁵⁾
ilość smół	5	2-3	3-4	3-4	1-2
ilość pyłów	3-5	1-2	3-5	3-5	2
wymogi dot. paliwa	20-100 mm wilgotność <50%	10-40 mm wilgotność <12-15%	1-100 mm ⁽⁴⁾ wilgotność <25%	0,5-80 mm ⁽⁴⁾ wilgotność <25%	0,1-1 mm wtrysk suchy lub mokry wymagana wysoka przemiatowość paliwa
problemy operacyjne	- słaba kontrola temperatury dopalania karbonizatu – łatwe spiekanie złoża - słaba kontrola przesuwania się złoża – strefowanie i nierównomierna praca reaktora – zawisanie złoża		- paliwa ze znaczną ilością popiołów o niskich temperaturach spiekania mogą prowadzić do aglomeracji złoża - zmiany wydajności ograniczone utrzymaniem reżimu fluidyzacji		- skład chemiczny popiołu determinuje wykorzystanie paliwa - ze względu na wysoką temperaturę – problemy materiałowe i niższa sprawność energetyczna pomimo pełnej konwersji surowca
zarządzanie ciepłem	2 ⁽²⁾	2 ⁽³⁾	5	5	5
stopień konwersji surowca	5	4	4	4	5
sprawność zgazowania	2	4	4	4	3
skalowalność	3	2	4	5	4

(1) odbierany gaz może mieć temperaturę poniżej punktu kondensacji smół

(2) duży rozmiar cząstek ogranicza możliwość odbioru ciepła z gazu, złoże stałe praktycznie uniemożliwia zastosowanie zewnętrznych metod chłodzenia

(3) niewielka możliwość suszenia paliwa wewnątrz reaktora

(4) mocno uzależnione od skali oraz właściwości przekształcanego surowca

(5) zależnie od sposobu odbioru popiołu/żużla i odzysku ciepła z gazu

(1-brak, 2-mało, 3-średnio, 4-dużo, 5-bardzo dużo)

2.1.3 Rodzaj zgazowywanego surowca a jakość produkowanego gazu procesowego

Wyzwania z jakimi zmagają się operatorzy technologii zgazowania i oczyszczania wyprodukowanych gazów procesowych wynikają m.in. z wysokiej zmienności parametrów fizycznych przekształcanych surowców.

Większość biomas zbudowana jest z mieszaniny ligniny, celulozy i hemicelulozy. Powyższe tworzą grupy (frakcje) związków organicznych o bardzo skomplikowanej strukturze przestrzennej, lecz o stosunkowo dobrze zdefiniowanej strukturze chemicznej. Przebieg rozpadu termicznego tych frakcji oraz warunki, w jakich przebiegały reakcje zgazowania, determinują charakterystykę jakościową i ilościową powstających w procesie związków smolistych i karbonizatu. Dla biomasy drzewnej zgazowanie prowadzi do produkcji smół, w których skład wchodzi głównie alifatyczne oraz cykliczne związki tlenowe, natomiast ilość, struktura i reaktywność powstałego karbonizatu wynikają głównie z rekombinacji ligniny oraz wyprodukowanych substancji smolistych.

W przypadku odpadów i paliw alternatywnych wyprodukowanych na ich bazie (SRF, RDF) liczba możliwych kombinacji budujących je frakcji jest praktycznie nieskończona, a analiza wynikających z tego konsekwencji dla procesu zgazowania stanowi wyzwanie nie mniejsze niż opisane powyżej dla biomasy. Dla odpadów pewnym ułatwieniem jest jednak, że ich skład morfologiczny bazuje głównie na mieszaninie takich surowców jak biomasa, papier czy tworzywa sztuczne i inne węglowodory. Tym samym na podstawie analizy poszczególnych frakcji wchodzących w skład odpadów, możliwe jest przybliżenie charakterystyki ich konwersji, powstających odpadów poprocesowych oraz zanieczyszczeń gazu.

Doświadczenia wskazują, że zazwyczaj biomasy w trakcie ogrzewania ulegają szybkiemu odgazowaniu, uwalniając związki organiczne oraz tworząc karbonizat. Odpady (szczególnie tworzywa sztuczne) ulegają przemianom fazowym i odgazowują wytwarzając jedynie znikome ilości karbonizatów. Jednocześnie mogą jednak pozostawiać w reaktorze bardzo duże ilości wtrąceń metalicznych i mineralnych. Dla porównania węgle odgazowują wolno i produkują karbonizaty o niskiej reaktywności. Dlatego też w procesach zgazowania biomas i odpadów kluczowym etapem ich konwersji jest przebieg zachodzących w fazie gazowej reakcji zgazowania, natomiast w przypadku węgla to przebieg reakcji heterogenicznych zgazowania karbonizatu ma decydujące znaczenie dla szybkości i sprawności procesu. Brak wzięcia pod uwagę powyższej charakterystyki lub zastosowanie nieadekwatnych środków zaradczych może prowadzić do produkcji gazów zanieczyszczonych związkami organicznymi, których ilość i jakość będzie determinowała przebieg całego procesu oczyszczania gazu.

2.1.4 Właściwości fizykochemiczne surowca a zanieczyszczenia zawarte w produkowanym gazie procesowym

Charakterystykę fizykochemiczną paliwa analizuje się głównie na podstawie: analizy technicznej i elementarnej, tym udziału pierwiastków CHNSO, ale również Cl, Br, F czy P oraz części lotnych, pyłu, wody i parametrów energetycznych. Istotnymi elementami analizy

surowca są jednak również analizy składu chemicznego popiołu oraz jego temperatur topności.

Analiza techniczna surowca determinuje ilość tlenu/powietrza niezbędną do zastosowania w procesie oraz podstawowy skład gazu procesowego: w tym stosunek H_2 do CO oraz produkcję CO_2 . Zawartość metanu i związków alifatycznych C_2-C_5 wiąże się bezpośrednio ze sprawnością zgazowania danego reaktora oraz strukturą chemiczną związków budujących dany surowiec. Dla przykładu w trakcie zgazowania PE/PP charakterystycznym jest wyjątkowo wysoki udział etenu lub propenu w produkowanym gazie.

2.1.4.1 Związki organiczne (smoły grawimetryczne i LZO)

Podstawowe wyzwanie w oczyszczaniu gazów procesowych leży w konieczności usunięcia z nich zanieczyszczeń organicznych, które w trakcie obniżania jego temperatury ulegają kondensacji i są odpowiedzialne za zarastanie i finalne uszkodzenie aparatów i urządzeń wchodzących w skład układów oczyszczania i wykorzystania gazu. Zanieczyszczenia organiczne zawarte w gazie stanowią także o niepełnej sprawności procesu zgazowania. Jest to część paliwa, która uległa odgazowaniu, lecz jej czas przebywania w reaktorze był zbyt krótki, aby w danych warunkach procesowych możliwe było jej całkowite przereagowanie. W warunkach równowagowych (idealnych), smoły grawimetryczne i LZO nie występują w gazie, gdyż ulegają przereagowaniu do gazów prostych (CO , H_2 , CH_4 , CO_2 , H_2O), wchodzących w skład gazu procesowego.

Analiza laboratoryjna paliwa nie wskazuje bezpośrednio ani na ilość, ani na rodzaj związków organicznych zanieczyszczających gaz, ponieważ zależą one w głównej mierze od struktury chemicznej przekształcanego surowca i warunków pracy reaktora. Pewnym indykatorem udziału związków organicznych w procesie zgazowania pozostaje natomiast zawartość części lotnych paliwa, czy analiza jego morfologii.

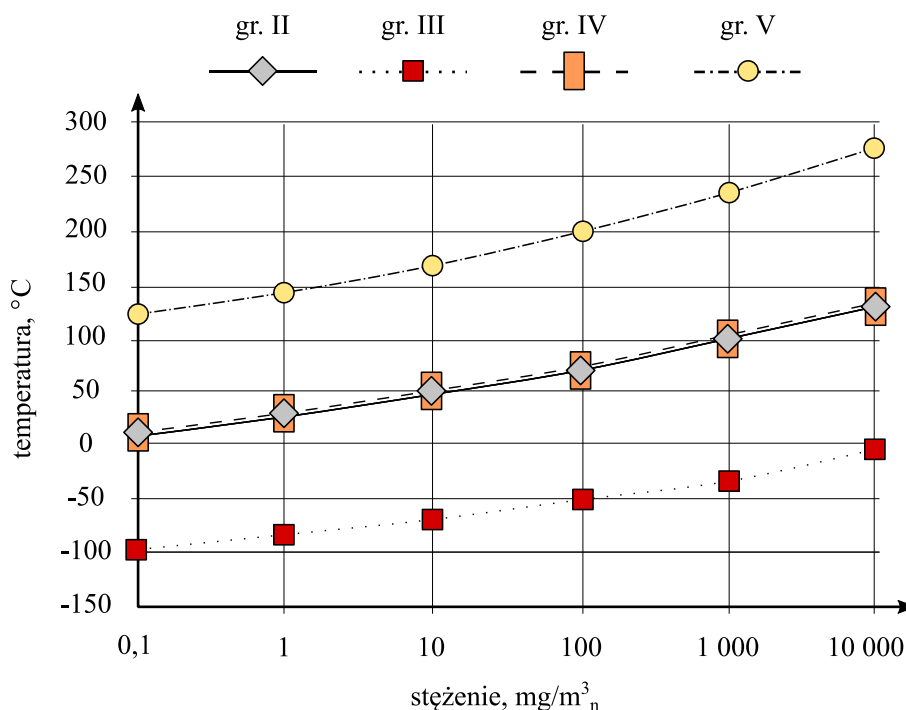
Ponieważ zanieczyszczenia organiczne tworzą wyjątkowo rozbudowaną i skomplikowaną matrycę związków, a część z nich pozostaje nieuchwytną nawet dla najbardziej nowoczesnych i precyzyjnych metod analitycznych, zrozumiałym jest problem ich definicji oraz ujednoczenia metod i procedur stosowanych w celu ich pomiaru. Jedną z najpowszechniej stosowanych konwencji unifikujących rozumienie kwestii smół jest ta zaproponowana w opublikowanym w roku 2008 dokumencie o roboczej nazwie Tar Protocol (TP) [26]. W dokumencie tym smoły definiowane są jako: „Wszelkiego rodzaju związki organiczne, których definicja niejednokrotnie zależy od konkretnego zastosowania gazu lub przyjętej konwencji”. Inną z metod definicji smół jest podanie, w jakich warunkach została przeprowadzona ich analiza. W ten sposób poprzez określenie, w jakiej temperaturze oraz pod jakim ciśnieniem odparowywano próbkę, możliwe jest określenie punktu odcięcia lotności związków, które zaliczono do smoły grawimetrycznej. Mylnym jest założenie, że smoły, jako węglowodory są zbudowane tylko z pierwiastków C i H, ponieważ w swojej strukturze zawierają również heteroatomy (S, N, P, O etc.) występujące w przekształcanym surowcu. Stanowią zatem mieszaninę wszystkich możliwych związków organicznych, jakie mogły powstać w wyniku

rozpadu struktury węglowej paliwa (smoły pierwotne lub podstawowe), ale również ich późniejszej rekombinacji (smoły wtórne). Od warunków realizowanego procesu zależy zatem, jaki będzie skład fizykochemiczny wyprodukowanych zanieczyszczeń organicznych. W tym miejscu warto zauważyć, że wachlarz możliwości w tym zakresie pozostaje niezwykle szeroki – od węglowodorów krótkich i łańcuchowych, aż do związków multicyklicznych i aromatycznych. W uproszczeniu zanieczyszczenia smoliste dzieli się na dwa rodzaje, tj. smoły grawimetryczne i LZO. Podział wynika z faktu, że te pierwsze jesteśmy w stanie analizować jedynie wagowo, natomiast drugie oznacza się ilościowo i jakościowo przy wykorzystaniu chromatografii gazowej². W odniesieniu do LZO możliwy jest podział na klasy, co ma na celu umożliwienie bardziej precyzyjnego dostosowania metod skutecznego usuwania LZO z gazu. Poniżej w Tab. 2-2 zaprezentowano klasyfikację smół zaproponowaną przez jeden z głównych europejskich ośrodków aktywnie działających w obszarze zgazowania. Natomiast na Rys. 2.5 przedstawiono przybliżone wartości punktów kondensacji LZO w funkcji stężenia w gazie oraz w podziale na klasy.

Tab. 2-2 Klasyfikacja substancji smolistych wg. TNO Holandia [27].

	Opis	Definicja	Przykłady związków	Metoda oznaczenia
Klasa 1	Nieoznaczalne przy pomocy GC	Najcięższe smoły, które kondensują w wysokiej temperaturze nawet przy bardzo niskich stężeniach.	Smoły nazywane jako grawimetryczne	Wskaźniki w TP
Klasa 2	Heterocykliczne związki aromatyczne	Składniki, które ze względu na swoją polarność na ogół wykazują wysoką rozpuszczalność w wodzie.	pirydyna, fenol, krezol, chinon	TP lub adsorpcja (SPA)
Klasa 3	1-pierścieniowe związki aromatyczne	Związki które nie kondensują i rozpuszczają się w wodzie.	ksylen, styren, toluen	TP lub SPA
Klasa 4	Lekkie WWA (2, 3 pierścieniowe)	Składniki te kondensują przy stosunkowo wysokich stężeniach i średnich temperaturach.	naftalen; metyl-naftalen; bifenyl; etyl-naftalen; acenaftenyl; acenaften; fluoren; fenantren; antracen	TP lub SPA
Klasa 5	Ciężkie WWA (>3 pierścieni)	Składniki te kondensują się w stosunkowo wysokiej temperaturze przy niskich stężeniach.	fluoranten; pyren; benzo-antracen; chryzen; benzo-fluoranten; benzo-pyren; perylen; indeno-pyren; dibenzo-antracen; benzo-perylen	TP lub SPA

² smoły grawimetryczne są zbyt ciężkie, aby w warunkach pracy kolumny chromatograficznej ulec odparowaniu, na skutek ogrzewania mogą również koksować



Rys. 2.5 Wykres temperatury kondensacji podstawowych grup substancji smolistych w zależności od ich zawartości w gazie procesowym (adaptacja na podstawie [27]).

2.1.4.2 Zanieczyszczenia stałe (pył)

Ocena wpływu stężenia pyłu w gazie oraz jego właściwości fizykochemicznych na przebieg procesu zgazowania cechuje się podobnie niejednoznacznym charakterem jak opisana powyżej analiza dotycząca charakterystyki smół. W tym przypadku powodem jest jednak zmiana charakterystyki frakcji mineralnej surowca pod wpływem warunków pracy reaktora zgazowania. Zarówno analiza ilościowa, jak i jakościowa popiołu zawartego w surowcu dostarcza informacji istotnych, lecz niewystarczających do precyzyjnej oceny potencjału szlakowania i żużlowania reaktora. Analizy te szczególnie po rozszerzeniu o wyznaczenie charakterystycznych temperatur topliwości oraz obliczenie wskaźników żużlowania pozwalają jednak na wskazanie możliwych działań zaradczych oraz określenie górnego limitu temperatury procesu zgazowania.

Karbonizat

Pył porywany z reaktora zgazowania wraz z gazem procesowym składa się z dwóch głównych frakcji: karbonizatu oraz frakcji mineralnej. Frakcje te są ze sobą połączone, lecz powstają na skutek różnych procesów. Karbonizat, czyli krucha i odgazowana struktura węglowa, obok substancji smolistych, stanowi drugi najważniejszy czynnik świadczący o niepełnej sprawności procesu zgazowania. Jest to część paliwa, która uległa odgazowaniu, lecz jej czas przebywania w reaktorze był zbyt krótki, aby w danych warunkach procesowych możliwe było jego całkowite przereagowanie. Ze względu na swoją rozwiniętą strukturę przestrzenną w procesie zgazowania pełni funkcję zarówno surowca, jak i sorbentu, a ponieważ na powierzchni karbonizatu kondensują zanieczyszczenia organiczne i metale, znany jest również katalityczny wpływ karbonizatu na przebieg reakcji zgazowania.

Karbonizat z jednej strony może stanowić źródło strat energii chemicznej w procesie oraz trudny do zagospodarowania odpad, jednak z drugiej, jeśli nie zostanie znacznie zanieczyszczony, może stanowić również produkt handlowy: węgiel drzewny, prekursor do produkcji węgla aktywnego [28], dodatek poprawiający właściwości gleby [29] lub bezpośredni dodatek paszowy w hodowli bydła i drobiu [30]. W procesach oczyszczania gazu usuwanie karbonizatu odbywa się poprzez odpylanie. Jeśli odpylanie gazu realizowane jest przy wykorzystaniu filtracji, na uwagę zasługuje fakt, że karbonizat tworzy placki filtracyjne o wysokiej sprężystości i spoistości. Procesowo jego zaleganie w instalacji lub odbiór w zbyt wysokiej temperaturze może stanowić zagrożenie pożarowe i wybuchowe, a równocześnie warto pamiętać, że rozwinięta struktura, wysoki udział węgla, niski rozmiar cząstek oraz niska gęstość karbonizatu powodują, że jego gaszenie przy wykorzystaniu wody jest trudne. Ponadto karbonizat tworzy trwałe aerozole, które mogą przyjmować właściwości wybuchowe (podobnie do pyłu węglowego). Jeśli jego temperatura w momencie kontaktu z powietrzem przekracza 150°C, może ulec samozapłonowi.

Fracja mineralna, metale i niemetale (Na, K, Ca, Mg, Fe, Mn, Hg, etc.)

Wraz z wprowadzanym do reaktora surowcem podawany jest również ładunek związków nieorganicznych (minerałów, soli, metali i niemetalii – Na, K, Mg, P, Fe, Pb, Mn, Cl, Br, F ...). Zawartość poszczególnych pierwiastków i związków wynika z warunków, w jakich rosła biomasa, ale również zanieczyszczeń i wtrąceń wprowadzonych do paliwa na etapie jego pozyskania, transportu i przygotowania (piasek, złom metalowy, zanieczyszczenia innymi frakcjami). Związki nieorganiczne wprowadzone do reaktora wraz z surowcem w pośredni sposób przekładają się na produkcję gazu procesowego. Frakcje te w warunkach zgazowania tworzą niezwykle skomplikowane układy heterogeniczne, które w sposób ciągły ulegają przemianom fizycznym i chemicznym na skutek zmian warunków równowagi termodynamicznej. Powodują spiekanie złoża, żużlowanie i szlakowanie reaktora oraz zanieczyszczanie powierzchni wymiany ciepła. Wpływają również na szybkość reakcji zgazowania, gdzie albo same katalizują/inhibują ich przebieg, albo wiążą związki wykazujące taką aktywność. Mogą również oddziaływać na rozkład i jakość uzyskiwanych produktów i zanieczyszczeń oraz niewątpliwie są źródłem zanieczyszczeń gazu (metale ciężkie i alkaliczne, halogenki). W związku z powyższym charakterystyka frakcji mineralnej paliwa determinuje szereg rozwiązań technicznych i procesowych reaktorów zgazowania oraz wszystkich elementów wchodzących w skład układu oczyszczania gorącego gazu procesowego. Zazwyczaj przyjmuje się, że poniżej temperatury kondensacji zanieczyszczenia z tej grupy osiadają na powierzchni ciał stałych, przez co ich usuwanie z gazu procesowego realizowane jest poprzez jego odpylanie.

2.1.4.3 Zanieczyszczenia kwaśne i zasadowe

Analiza elementarna paliwa udziela informacji o zawartości N, S i halogenków w paliwie, które w procesie zgazowania konwertują do związków stanowiących zanieczyszczenia gazu procesowego [31,32]. Stopień ich konwersji wynika z warunków równowagi chemicznej, jakie ustalą się w reaktorze, dlatego np. część S i Cl zawartych w paliwie opuszcza

proces, będąc trwale związanymi ze strukturą popiołu dennego lub lotnego. Co istotne, pozostała część zanieczyszczeń kwaśnych i zasadowych może opuszczać reaktor w formie gazowej i w tej formie wykazuje silne właściwości korozyjne oraz zdolność do dezaktywacji katalizatorów.

Związki siarki

Zazwyczaj ujmuje się w tej grupie jedynie proste związki siarki uwolnione ze struktury surowca/złoża/sorbentów takie jak H_2S , COS , CS_2 [33,34]. W zależności od konfiguracji reaktora, czy zastosowania na wyjściu z reaktora układu do reformingu zanieczyszczeń organicznych, w gazie procesowym oznaczane bywają również szczątkowe ilości SO_2 . Ze względu na swój kwasowy charakter oraz rozpuszczalność w wodzie, związki te usuwane są z gazu przy wykorzystaniu adsorbentów (zarówno w niskiej, jak i wysokiej temperaturze – np. poprzez dodatek związków Ca do złoża reaktora), lub poprzez ich wymywanie przy wykorzystaniu wody, roztworu zasadowego, amin czy metanolu [35–37]. W celu poprawy sprawności i szybkości przebiegu procesu odsiarczania gazu często preferowane jest usuwanie związków siarki w formie H_2S , co wymaga uprzedniej konwersji pozostałych zanieczyszczeń siarkowych. Proces ten realizuje się zwykle przy wykorzystaniu metody katalitycznej – hydroliza w temperaturze $200^\circ C$ przy wykorzystaniu katalizatora Al .

Związki azotu

W tej grupie zanieczyszczeń zazwyczaj ujmuje się jedynie NH_3 . Podobnie jak dla SO_x , istnieje możliwość powstania w gazie niewielkich ilości, nietrwałych NO_x . Zanieczyszczenia azotowe w gazie wykazują zasadowy charakter, dlatego ich usuwanie realizuje się zazwyczaj przy wykorzystaniu sorbentów o właściwościach kwasowych. Spotykane jest jednak również wykorzystanie metod katalitycznych, w tym np. konwersja w temperaturze $550^\circ C$ przy wykorzystaniu katalizatora wolframowego [32,38,39].

Halogenki

Do tej grupy zaliczają się głównie wodorki Cl , Br i F . Chlor i fluor wchodzą w skład związków budujących biomasę, natomiast wysokie stężenia Cl i Br spotykane są głównie w tworzywach sztucznych, gdzie pochodzą one odpowiednio z polimeru macierzystego np. PCV lub z modyfikatorów dodawanych do tworzyw np. środków zmniejszających palność. Halogenki wykazują jeszcze silniejszy charakter kwasowy niż związki siarki, dlatego ich usuwanie z gazu odbywa się przy wykorzystaniu tych samych metod. Z powodu wyższej kwasowości sprawność ich usuwania zazwyczaj jest również wyższa [40–42].

2.1.5 Parametry procesu zgazowania a zanieczyszczenia zawarte w produkowanym gazie procesowym

Temperatura

Podstawowym parametrem kontroli procesu zgazowania jest temperatura. Ponieważ większość reakcji zgazowania ma charakter endotermiczny, wraz ze wzrostem temperatury wzrasta szybkość ich przebiegu, a równowaga reakcji przesuną się w kierunku produktów. Za optymalny punkt pracy uważa się taką temperaturę, przy której zachowaniu w sposób

ciągły możliwe jest utrzymanie najwyższej sprawności konwersji surowca. W takich warunkach powinna powstawać również najmniejsza ilość zanieczyszczeń organicznych i karbonizatu, lecz niekoniecznie będzie ona wiązać się również z produkcją gazu o maksymalnej wartości opałowej. Maksymalną temperaturę procesu limitują wytrzymałość termiczna materiałów wykorzystanych do budowy reaktora oraz właściwości fizykochemiczne popiołów. Dla większości reaktorów już przekroczenie temperatury spiekania popiołów prowadzi do zaburzeń procesu, a bez odpowiednio zaprojektowanego układu usuwania spieków i żużla, kwestią czasu jest konieczność zatrzymania reaktora. Wyjątek od tej reguły stanowią reaktory z odbiorem żużla w fazie ciekłej lub z odpopielaniem wspomaganym mechanicznie. Jednym ze sposobów przeciwdziałania problemowi spiekania popiołów jest wykorzystanie strefowości reaktorów zgazowania. W takich rozwiązaniach główny przebieg procesu zgazowania realizowany jest poniżej granicy spiekania popiołów, natomiast w strefie reaktora, w której gaz jest albo wolny od cząstek stałych, albo też zawiera ich niewielkie ilości, w celu przyspieszenia kinetyki procesu zgazowania i podniesienia stopnia konwersji smół, w sposób kontrolowany podnoszona jest temperatura gazu. W warunkach wysokiej temperatury część związków mineralnych opuszczających reaktor wraz z gazem surowym pozostaje w fazie gazowej. Jeśli temperatura gazu za reaktorem nie zostanie obniżona do punktu, w którym związki te zmienią stan skupienia na stały, ich niekontrolowana kondensacja może być jednym z powodów szlakowania powierzchni wymiany ciepła lub dezaktywacji katalizatorów i zatykania filtrów.

Szybkość ogrzewania, wielkość cząstki paliwa oraz czas przebywania

Rozmiar i struktura fizyczna przekształcanego paliwa mają przełożenie na sposób, w jaki przepływa ono przez układ podawania czy reaktor, ale wywierają również wpływ na przebieg samego procesu zgazowania, ponieważ szybkość transportu ciepła i masy wewnątrz cząstek determinują przebieg etapu pirolizy oraz strukturę jej produktów.

W procesach zgazowania nie analizuje się wpływu wielkości cząstek, jednak niezmiennymi pozostają zasady znane z procesów pirolizy, dlatego przyjmuje się, że wraz ze spadkiem szybkości ogrzewania cząstki, czy wzrostem jej wielkości, piroliza surowca prowadzi do produkcji większej ilości karbonizatu, natomiast w przeciwnym wypadku, promowana jest produkcja większej ilości części lotnych i gazu. Powodem takiego stanu rzeczy jest fakt, że związki lotne uwolnione w trakcie procesu pirolizy pozostają krócej w kontakcie z cząstkami karbonizatu o mniejszych rozmiarach, przez co mniejsza ich część ulega wtórnej karbonizacji, wbudowując się tym samym w strukturę karbonizatu. Skutkuje to wyższą sumaryczną ilością produkowanych smół oraz produkcją smół o wyższej masie cząsteczkowej. Ponieważ proces zgazowania jest procesem przebiegającym zarówno w fazie gazowej, jak i w heterogenicznym układzie gaz-ciało stałe, gdzie zgazowanie karbonizatów stanowi najwolniejszy krok tego procesu, wraz ze spadkiem wielkości cząstki wzrasta jej dostępna powierzchnia, a przez to rosną również szybkości konwersji. Podobne zjawiska obserwuje się w odniesieniu do czasu kontaktu produktów lotnych ze stałymi. Krótki czas przebywania surowego gazu procesowego w strefach wysokich temperatur reaktora przyczynia się do strat konwersji, wyższego zanieczyszczenia gazu oraz wyższej produkcji smół

grawimetrycznych. Natomiast nadmierne wydłużenie czasu przebywania gazu w wysokiej temperaturze wiąże się z koniecznością podnoszenia gabarytów reaktora, co znowuż przekłada się na wyższe koszty budowy, dłuższy czas rozruchu czy wyższe straty ciepła do otoczenia.

Ciśnienie procesu

Zgodnie z regułą przekory Le Chateliera-Brauna, zgazowanie surowców przy wyższych ciśnieniach całkowitych procesu może wiązać się z szeregiem korzyści. Po pierwsze, wzrost ciśnienia zgazowania prowadzi do poprawy kinetyki reakcji, a przez to wydajności reaktora [43–45]. Po drugie, gdy gaz procesowy jest wykorzystywany do syntezy chemicznej czy w układach typu IGCC, ogólną sprawność procesu można zwiększyć, unikając pośrednich etapów sprężania gazu [46]. Niemniej jednak, zalety zgazowania ciśnieniowego są równoważone przez jego wady. W przypadku wielu projektów zgazowania ciśnieniowego wyzwania techniczne związane ze złożonością systemu, jego budową i sterowaniem doprowadziły ostatecznie do licznych awarii, niestabilnej pracy lub braku ekonomicznego uzasadnienia dla takiego sposobu realizacji inwestycji [47]. W przypadku węgla za zgazowaniem przy ciśnieniu wyższym niż 50 bar przemawia wzrost szybkości reakcji, a ze względu na łatwość transportu, składowania i podawania surowca, jego właściwości fizykochemiczne czy dostępność, cała koncepcja instalacji ciśnieniowej znajduje uzasadnienie. W odróżnieniu od węgla, w przypadku większości biomas zgazowanie generalnie prowadzi do produkcji mniejszej ilości karbonizatu, a wytworzony karbonizat jest bardziej reaktywny [48–50]. W związku z powyższym, dla surowców o rozproszonej dostępności geograficznej oraz niskiej gęstości energetycznej wskazuje się zwykle na zasadność realizacji procesu zgazowania w warunkach ciśnienia zbliżonego do atmosferycznego. Jak zostało wykazane eksperymentalnie, zgazowanie ciśnieniowe może wiązać się również ze spadkiem ogólnej sprawności procesu zgazowania, m.in. ze względu na wzrost ilości produkowanych smół i lekkich węglowodorów [51]. Oczyszczanie gazów pod zwiększonym ciśnieniem przekłada się jednak na spadek gabarytów aparatów oraz poprawę sprawności usuwania zanieczyszczeń.

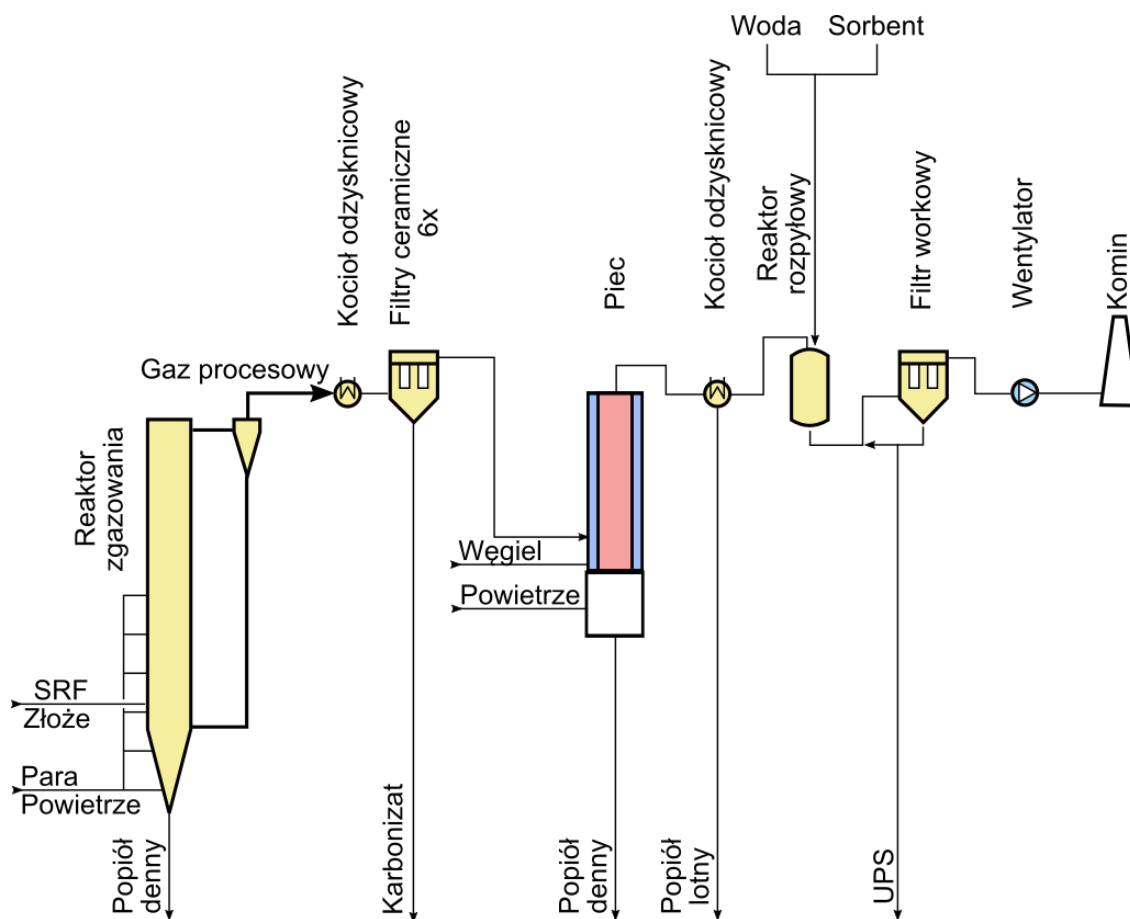
2.2 Układy oczyszczania gazu

O tym, czy dany związek stanowi zanieczyszczenie gazu, decyduje sposób jego wykorzystania. Na ten przykład, w układach gdzie gaz jest spalany na gorąco, w kogeneracji przy wykorzystaniu układu parowego czy ORC [52], jego oczyszczanie nie jest wymagane lub jest wymagane tylko w minimalnym zakresie – np. jedynie zgrubne odpylanie przy wykorzystaniu metod inercyjnych. Jednak już przy energetycznym zastosowaniu gazu w układach kogeneracyjnych (CHP) bazujących na turbinach gazowych czy silnikach tłokowych [53] wymogi mówiące o czystości gazu są bardziej rygorystyczne i wynikają bezpośrednio z budowy i charakterystyki pracy tych urządzeń. W tego typu aplikacjach zazwyczaj wymagane jest głębokie odpylenie gazu i usunięcie związków mogących kondensować, tj. wody i związków organicznych. Natomiast podążając w kierunku wykorzystania gazu procesowego do zasilania urządzeń o jeszcze wyższej sprawności produkcji energii elektrycznej,

tj. ogniw paliwowych [54], wymagane jest również głębokie usunięcie związków siarki i halogenków, które mogą powodować korozję i zatrucie elektrod [55,56]. Podobnie postępuje się z gazem w przypadku jakiegokolwiek aplikacji, gdzie gaz wchodzi w kontakt z katalizatorami, wykorzystywanymi np. w celu konwersji i reformingu składników gazu czy też jego wykorzystania jako surowca w procesach syntezy. W takich przypadkach analizie poddawane jest indywidualnie każde z obecnych w gazie zanieczyszczeń, celem wybrania optymalnej metody jego usunięcia do poziomu wymaganego przez daną aplikację oraz jej skuteczną integrację z ciągiem technologicznym procesu zgazowania i układem oczyszczania gazu.

Oczyszczanie gazu przed jego spalaniem w komorze spalania

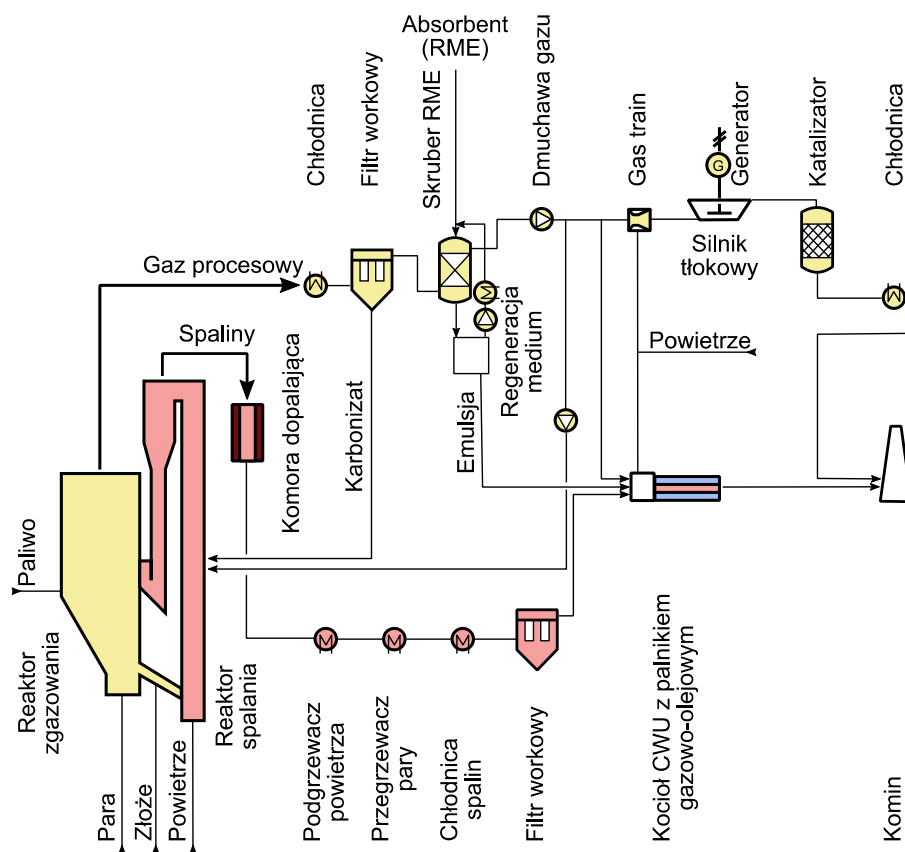
Jak zostało już wskazane, proces zgazowania paliwa stałego może stanowić również sposób poprawy jego parametrów fizykochemicznych i energetycznych, lub usunięcia z jego struktury zanieczyszczeń mogących stanowić wyzwanie np. w trakcie bezpośredniego spalania. Metoda ta znajduje zastosowanie szczególnie często przy wykorzystaniu surowców odpadowych, o znacznej zawartości wtrąceń mineralnych, metali żelaznych i nieżelaznych, soli metali ciężkich i halogenków, czy też zawierających związki mogące prowadzić do żużlowania lub szlakowania reaktora. W takim układzie zgazowanie stanowi metodę uwolnienia zawartej w paliwie energii chemicznej – jej konwersję do wysokotemperaturowego paliwa gazowego – ale również pozwala na skuteczne usunięcie zanieczyszczeń z paliwa. Ze względu na spalanie gazu procesowego na gorąco nie ma tu konieczności usuwania z gazu pary wodnej czy substancji smolistych. W zależności od surowca, niebagatelne znaczenie ma jednak wykorzystanie odpowiednio skutecznej metody odpylania gazu gorącego, celem usunięcia z niego popiołów oraz karbonizatu wraz z zaadsorbowanymi na ich powierzchni zanieczyszczeniami (halogenki, metale ciężkie, smoły grawimetryczne). Jedyną dostępną dziś metodą wysokosprawnego odpylania gazów gorących jest ich filtracja przy wykorzystaniu filtrów ceramicznych lub metalowych. W celu wsparcia przebiegu procesu odpylania oraz zwiększenia stopnia usunięcia z gazu również zanieczyszczeń kwaśnych (głównie halogenki) do gazu wtryskiwane są również sorbenty wapniowe lub sodowe. Halogenki naturalnie wykazują również niewielkie powinowactwo do adsorpcji na powierzchni karbonizatu, jednak po wprowadzeniu do placka filtracyjnego powyższych dodatków, skuteczność ich usuwania w temperaturach pracy filtra tj. ok. 400°C znacząco wzrasta. Schemat ideowy takiego układu oczyszczania na podstawie instalacji typu WtE (od ang. *Waste-to-Energy*) w Lahti przedstawiono na Rys. 2.6.



Rys. 2.6 Schemat układu zgazowania zastosowanego w elektrociepłowni Kymijärvi II, należącej do Lahti Energia Oy [57].

Średnioskalowy układ oczyszczania gazu dla kogeneracji w silniku tłokowym

Przeważająca większość budowanych obecnie układów zgazowania biomasy powstaje w małej lub średniej skali (odpowiednio $<5 \text{ MW}_t$ i $< 20 \text{ MW}_t$) i ukierunkowana jest na rozproszoną kogenerację ciepła i energii elektrycznej, zazwyczaj realizowaną przy wykorzystaniu silników tłokowych. W celu zapewnienia bezpiecznych warunków pracy układów kogeneracyjnych z gazu powinny być usunięte wszelkie zanieczyszczenia stałe, jego temperatura nie powinna przekraczać 40°C (w rzadkich przypadkach 80°C) i bezwzględnie gaz w takich warunkach powinien być suchy, przez co rozumie się zarówno stężenie wody, jak i związków organicznych poniżej punktu nasycenia. Pierwszym tego typu układem, dla którego z sukcesem przeprowadzono demonstrację w warunkach przemysłowych była instalacja w Güssing (Austria, rok 2002). Układ składał się z reaktora zgazowania typu DFB (od ang. *Dual-Fluidized Bed*, reaktor z podwójnym złożem fluidalnym) o mocy w paliwie 8 MW_t . W instalacji tej układ oczyszczania gazu składał się z chłodnicy gazu, układu skrubera olejowego – w którym funkcję medium sorpcyjnego pełniło RME (od ang. *Rapeseed Methyl Esters*, estry metylowe oleju rzepakowego) – oraz filtra workowego.

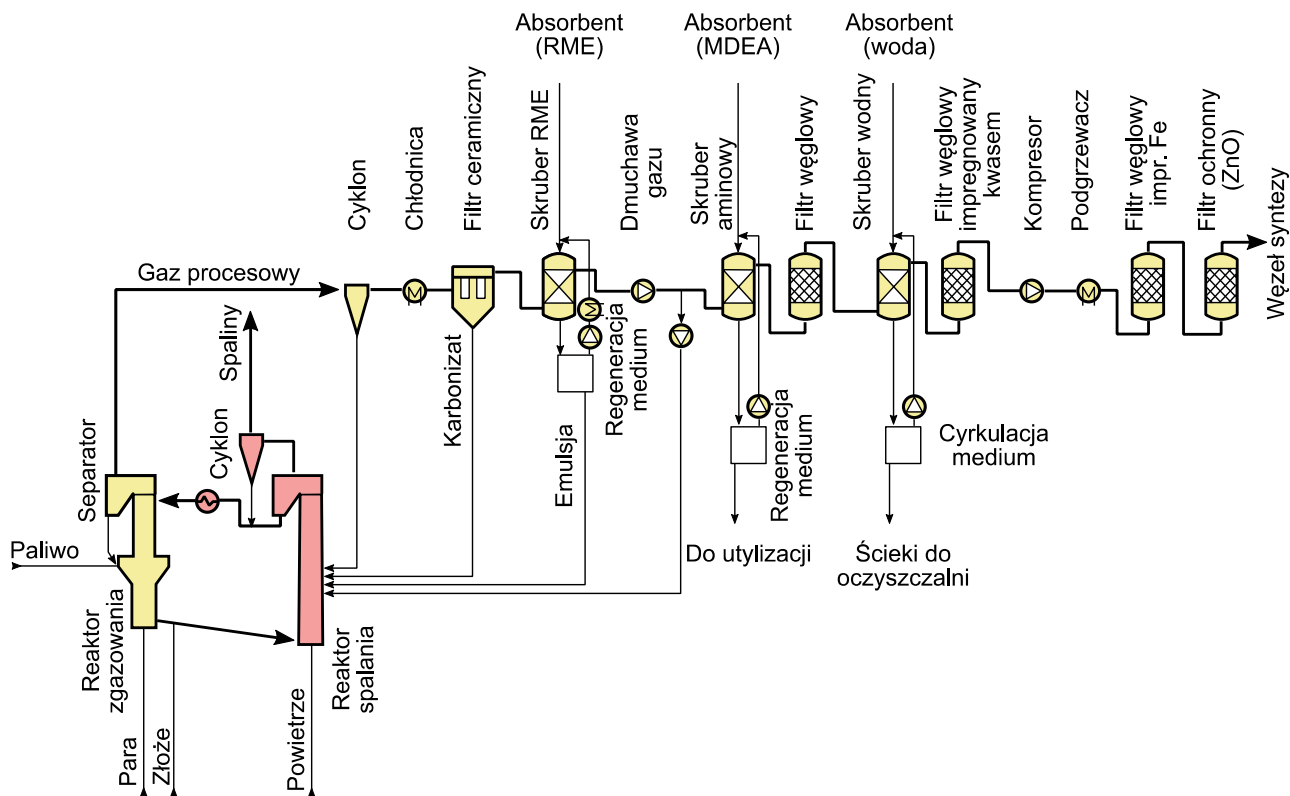


Rys. 2.7 Schemat ideowy układu zgazowania biomasy zastosowanego w Güssing [56].

Ze względu na charakterystykę tej aplikacji, odpowiednia konfiguracja oraz dobór rozwiązań w zakresie procesu oczyszczania dla małych i średnioskalowych układów CHP musi w pierwszej kolejności charakteryzować się niskim stopniem skomplikowania, dlatego w proponowanych obecnie technologiach oczyszczania obserwuje się coraz częściej odejście od wykorzystania skrubierów RME, jako rozwiązania kosztownego, na rzecz np. poprawy stopnia konwersji zanieczyszczeń organicznych już w reaktorze lub ochładzania gazu do 5°C.

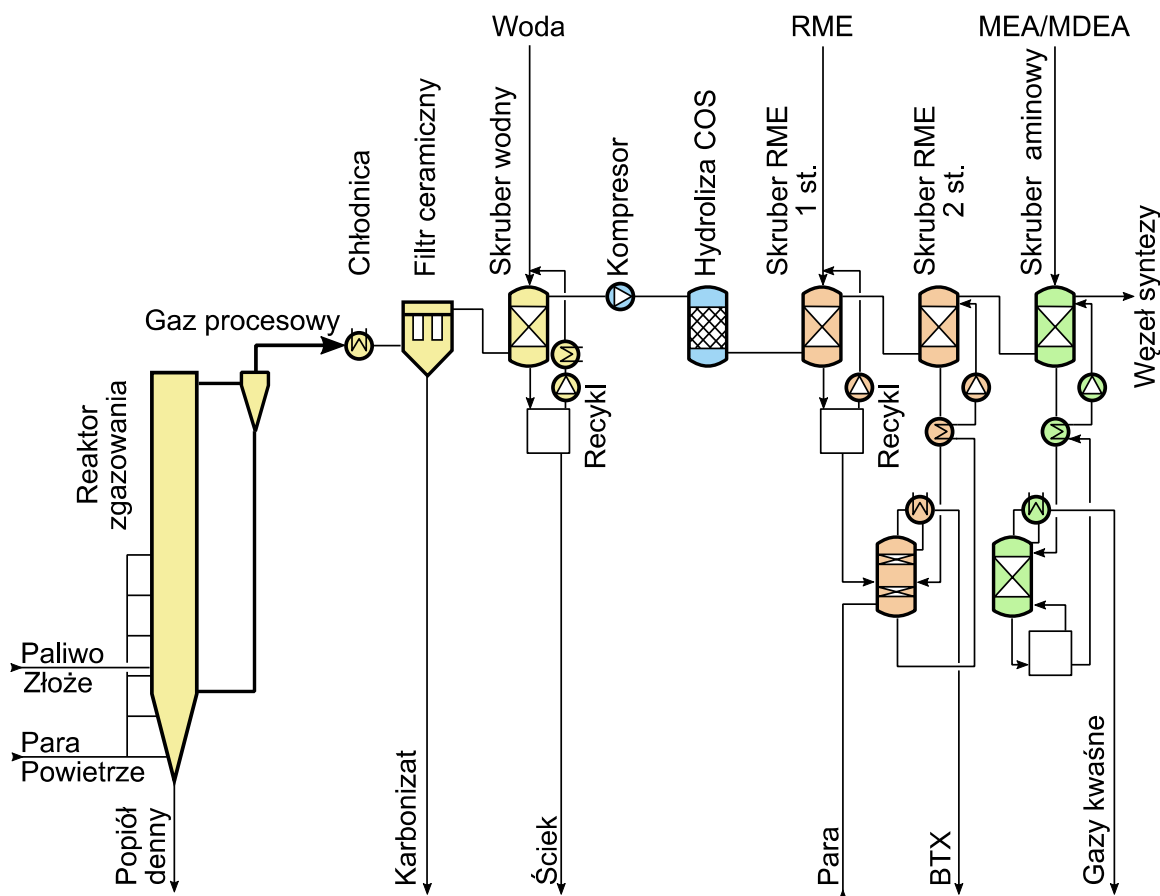
Średnioskalowy układ oczyszczania gazu dla potrzeb chemicznego recyklingu

W roku 2022 firma BEST GmbH, odpowiedzialna za rozwój opisanej powyżej technologii zgazowania paliw stałych w reaktorze z podwójnym złożem fluidalnym, o komercyjnej nazwie FICFB (od ang. *Fast Internally Circulating Fluidized Bed*), zbudowała na terenie oczyszczalni ścieków w Wiedniu (Wien Simmering), nowy układ zgazowania, którego celem jest demonstracja możliwości wykorzystania gazu ze zgazowania osadów ściekowych w procesach syntezy SNG (od ang. *Synthetic Natural Gas*), czy F-T. Zastosowany na instalacji podstawowy układ oczyszczania ma na celu dostosowanie jego parametrów do spalania w zlokalizowanym nieopodal układzie WtE, jednak stanowi również sposób wstępnego oczyszczania gazu, przed prowadzonym już w mniejszej skali dedykowanym, głębokim doczyszczaniem gazu do potrzeb konkretnej syntezy. Jak pokazano na zamieszczonym poniżej Rys. 2.8, procesy doczyszczania gazu i usuwania zanieczyszczeń śladowych wykonywane są z reguły przy wykorzystaniu metod adsorpcyjnych bazujących na sorbentach dedykowanych dla wychwyty danego typu zanieczyszczeń.



Rys. 2.8 Schemat ideowy układu zgazowania osadu ściekowego zastosowanego w Wien Simmering [58].

Podobną ścieżką technologiczną podążyło konsorcjum realizujące projekt Lig2Liq, którego celem było opracowanie metody konwersji SRF do metanolu i paliw F-T [59]. Zapropo-nowany układ oczyszczania bazował na koncepcji fluidalnego reaktora zgazowania typu HTW (od ang. *High-Temperature Winkler*, zgazowanie powietrzno-parowe w reaktorze typu BFB) oraz na układzie oczyszczania, w którego skład wchodziła chłodnica gazu, filtr gazu gorącego, skruber wodny, reaktor do konwersji COS, skruber RME, aminowy wychwył zanieczyszczeń kwaśnych i CO₂ oraz adsorber ze złożem cynkowym, jako zabezpieczenie układu katalitycznego przed związkami siarki. Schemat układu zgazowania SRF opracowany w ramach projektu Lig2Liq została zaprezentowany poniżej na Rys. 2.9.



Rys. 2.9 Schemat ideowy układu zgazowania SRF opracowanego w ramach projektu Lig2Liq [60,61].

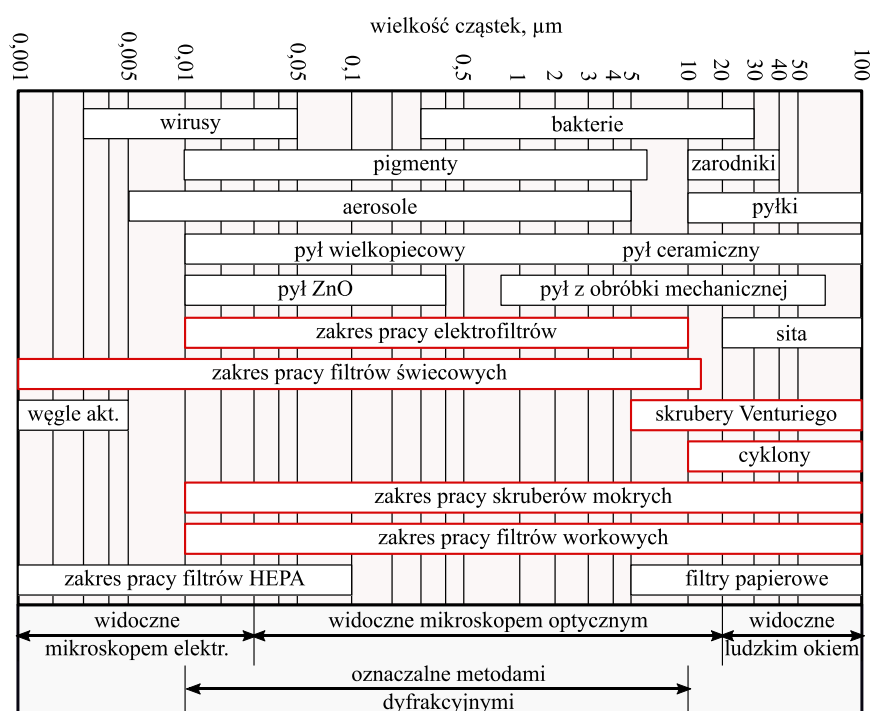
Wielkoskalowe oczyszczanie gazu w układach IGCC

Ze względu na swoją specyfikę oraz skalę aplikacji energetyczne wykorzystanie paliw stałych w układach typu IGCC oraz związane z tym metody oczyszczania gazów procesowych wymagają rozważania w ramach odrębnych metod i kryteriów. W uproszczeniu w układach IGCC, z powodu wykorzystania gazu do zasilania turbin gazowych, niebagatelne znaczenie ma możliwie głęboka redukcja zawartości związków wykazujących właściwości korozyjne, mogących wywoływać erozję łopatek turbiny lub ulegać na nich kondensacji. Efekt ten osiąga się poprzez stosowanie metod oczyszczania gazu gorącego bezpośrednio w przestrzeni reaktora (in-situ) oraz poza nim (ex-situ). Obie strategie priorytetyzują unikanie niepotrzebnego chłodzenia gazu. Dlatego też filtry ceramiczne oraz reaktory katalityczne i adsorpcyjne stanowią jedyne rozwiązania spełniające wymogi oczyszczania gorącego gazu procesowego dla układów IGCC. Skala tego typu instalacji zgazowania przekracza zazwyczaj $>500 \text{ MW}_t$ [23], co powoduje, że zastosowanie znajdują tu reaktory strumieniowe, które umożliwiają osiągnięcie bardzo wysokich stopni przereagowania surowca, a przez to produkują gaz o bardzo niskim stężeniu substancji smolistych ($<50 \text{ mg/Nm}^3$) [24]. Najstarsza znana i w dalszym ciągu szeroko stosowana metoda oczyszczania gazów w układach IGCC bazuje na szokowym schładzaniu gazu realizowanym poprzez wtrysk wody bezpośrednio na wyjściu gazu ze strefy reakcyjnej zgazowarki. W ten sposób produkuje się gaz praktycznie wolny od ciał stałych, metali ciężkich i alkalicznych. Równocześnie jednak z gazu usuwane są również związki siarki (10-100 ppm_v) i halogenki (1-10 ppm_v).

2.3 Separacja zanieczyszczeń stałych z gazów procesowych

W większości układów zgazowania, odpylanie gazu ma pierwszorzędne znaczenie w łańcuchu operacji jednostkowych składających się na ciąg procesów budujących układ oczyszczania gazu. Biorąc pod uwagę sprawność instalacji oraz bezpieczeństwo jej pracy, separacja pyłów z gazu musi odbywać się w warunkach gazu suchego, tj. gdy żadne z zawartych w nim zanieczyszczeń nie przyjmuje postaci ciekłej. Odpylanie gorącego gazu procesowego pozwala na uniknięcie problemów zarastania aparatury (blokowanie króćców pomiarowych, błędne wskazania AKP, wzrost oporów przepływu) i niweluje ryzyko uszkodzenia ruchomych części instalacji, takich jak zawory, pompy, turbiny itp. Gazy procesowe odpylane są głównie przy wykorzystaniu cyklonów, elektrofiltrów oraz filtrów barierowych (inaczej przegrodowych lub membranowych), z których należy wyodrębnić dwie grupy urządzeń o znacząco odmiennych charakterystykach, tj. wysokotemperaturowe filtry świecowe oraz filtry workowe. Historycznie gazy procesowe odpylane były również z wykorzystaniem skrubarów i komór osadczycy jednak te urządzenia znajdują obecnie zastosowanie tylko w bardzo specyficznych aplikacjach. Powodem odejścia od odpylania gazu w układzie skrubera są problemy eksploatacyjne związane z separacją zanieczyszczeń z medium absorpcyjnego oraz jego regeneracją. Natomiast komory osadczycy stosuje się obecnie jedynie tam, gdzie konieczne jest zminimalizowanie zjawiska ścierania separowanego ciała stałego i akceptowalne są niewielkie skuteczności odpylania.

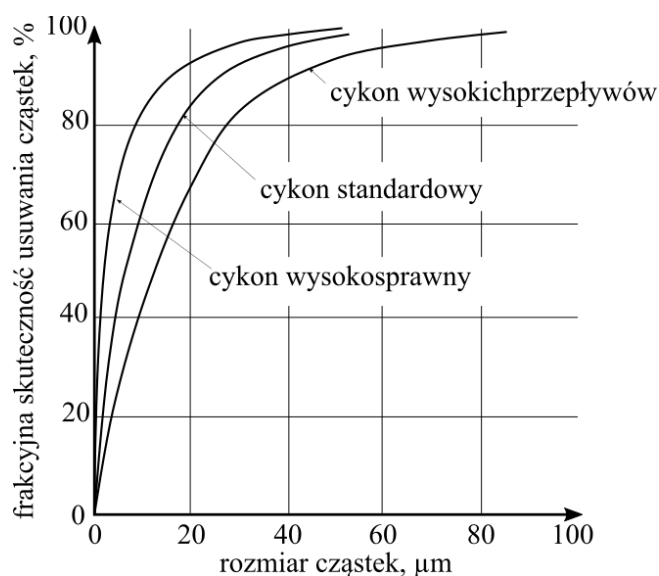
Na zamieszczonym poniżej Rys. 2.10 zaprezentowano schemat przedstawiający zakresy stosowalności wybranych metod separacji oraz charakterystyki i wielkości usuwanych cząstek.



Rys. 2.10 Porównanie zakresów stosowalności wybranych metod separacji oraz charakterystyki i wielkości usuwanych cząstek (adaptacja za [6, 62]).

Odpylacze inercyjne

Cyklon oraz komora osadczą stanowią dwa podstawowe typy urządzeń inercyjnych wykorzystywanych do odpylania gazów procesowych. Ich prosta konstrukcja oraz brak części ruchomych pozwalają na aplikację nawet w najtrudniejszych warunkach procesowych. Separacja pyłów w tych urządzeniach przebiega na skutek wykorzystania sił inercyjnych oraz znacząco różnych gęstości usuwanych cząstek i strumienia przepływającego gazu. Sprawność odpylania zależy w pierwszej mierze od rozkładu wielkości cząstek separowanego pyłu oraz parametrów geometrycznych urządzenia. Ze wszystkich odpylaczy, komory osadzące charakteryzują się najniższą ogólną skutecznością, lecz równocześnie powodują najmniejszą erozję separowanego materiału. W tym ujęciu cyklony jawią się jako korzystny kompromis pomiędzy prostotą budowy, sprawnością separacji, a niskimi oporami przepływu. Cyklony osiągają jednak swoją maksymalną sprawność jedynie w wąskim oknie temperaturowym, nie radzą sobie dobrze ze zmiennym obciążeniem – zarówno w odniesieniu do strumienia gazu, jak i do stężenia pyłu – oraz odpylaniem gazów zawierających pyły o szerokiej zmienności parametrów fizykochemicznych. Cyklony często wykorzystywane są jako odpylacze wstępne, czy zabezpieczające, umieszczane przed urządzeniami o wyższej sprawności. Wysokoefektywna separacja pyłów ze zgazowania przy zastosowaniu cyklonów jest praktycznie niemożliwa, ponieważ pył zawarty w gazach procesowych jest mieszaniną karbonizatu i frakcji mineralnej o znacząco różnych gęstościach (odpowiednio 200-800 kg/m³ oraz 1 500-3 500 kg/m³) i rozmiarach. Przyjmuje się, że uzyskanie przez cyklon sprawności separacji dla frakcji 10 µm na poziomie 90%, przy spadku ciśnienia ok. 250 Pa, jest wynikiem bardzo dobrym oraz świadczy o poprawności obranych założeń projektowych. Takie cyklony nazywa się cyklonami wysokosprawnymi [62]. Sprawność odpylania cyklonów w zakresie frakcji <10 µm drastycznie spada, dlatego przyjmuje się, że urządzenia te nie służą do separacji z gazu pyłów o wielkościach rzędu kilku mikrometrów. Przedstawiony poniżej Rys. 2.11 obrazuje sprawność frakcyjną odpylania trzech podstawowych typów cyklonów.



Rys. 2.11 Przykładowa sprawność frakcyjna cyklonu w odniesieniu do wielkości cząstek ciała stałego [6].

Odpylacze przegrodowe

Drugim typem urządzeń znajdujących największe zastosowanie w odpylaniu gazów procesowych są filtry barierowe, czy inaczej przegrodowe. Wyróżnia się tutaj dwa typy rozwiązań tj. filtry bazujące na wkładach workowych oraz świecowych. W urządzeniach tych cząstki separowane są z gazu na skutek filtracji. Zasadniczo rozróżnia się dwa typy filtracji: wgłębną i powierzchniową. Przy filtracji wgłębnej pył usuwany jest z gazu wewnątrz struktury porowatej materiału filtracyjnego. Wkłady tego typu charakteryzują się niski początkowym spadkiem ciśnienia oraz bardzo wysoką sprawnością już od pierwszych chwil pracy, jednak skuteczność ich regeneracji bez przerywania pracy urządzenia może być niska, a w niektórych przypadkach jest całkowicie niemożliwa. Natomiast w przypadku filtrów powierzchniowych, ich konstrukcja ma na celu maksymalizację stopnia zatrzymania cząstek na powierzchni materiału filtracyjnego, wytworzenie złoza pyłu na tej powierzchni – tzw. placka filtracyjnego – i realizację głównego procesu filtracji wewnątrz zebranej warstwy placka. Dlatego też filtry powierzchniowe budują swoją sprawność wraz z przebiegiem filtracji, co określa się powszechnie jako kondycjonowanie, czy „układanie się” filtrów. Filtracja powierzchniowa pozwala również na regenerację wkładów w trakcie pracy urządzenia. Na udział jednego lub drugiego typu filtracji wpływ ma nie tylko sposób wykonania materiału filtra, lecz również charakterystyka filtrowanego pyłu i warunki realizacji procesu. Jeśli pył ma znaczny udział frakcji submikronowych lub materiał filtra posiada duże cząstki/włókna, spodziewanym mechanizmem pracy filtra jest filtracja wgłębna.

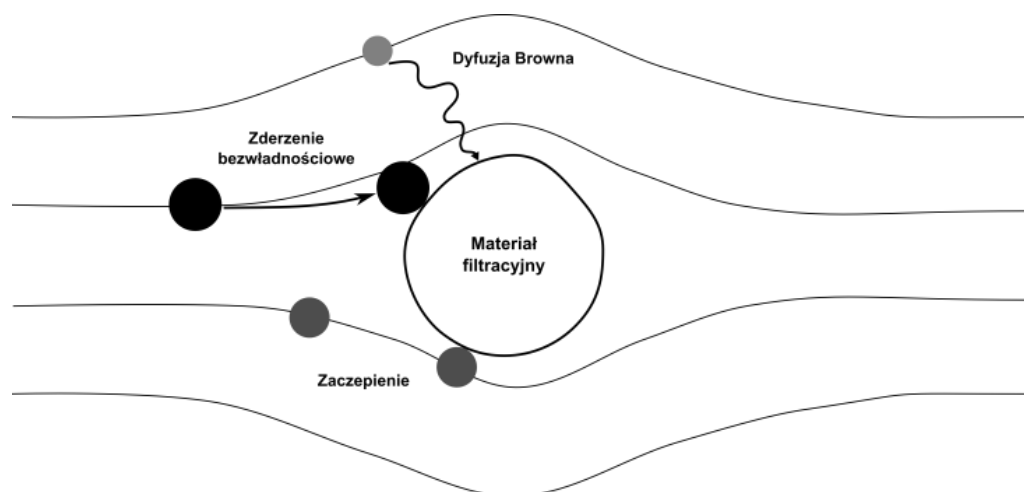
Ponieważ w zakresie temperatur $>250-350^{\circ}\text{C}$, które odpowiadają granicznym temperaturom kondensacji smół uzyskiwanych z większości reaktorów zgazowania, odpowiednio wysoką skutecznością filtracji dla pyłów o wielkości cząstki $<5\ \mu\text{m}$, charakteryzują się jedynie filtry barierowe. Jest to pułap temperatur przekraczający możliwości standardowych filtrów workowych³, obecnie w komercyjnych układach zgazowania to filtracja gazu gorącego przy wykorzystaniu filtrów świecowych jest najczęściej spotykaną metodą odpylania.

2.3.1 Mechanizmy filtracji

Zgodnie z teorią filtracji istnieją trzy podstawowe mechanizmy odpowiedzialne za transport, a w konsekwencji również usuwanie cząstek, które determinują zjawiska zachodzące zarówno w procesach separacji ciał stałych, jak i cieczy. Do mechanizmów tych należą zderzanie cząstek w wyniku działania sił inercji, ich przechwycenia i dyfuzji (Rys. 2.12). Mechanizm bezpośredniego zderzenia ma największe znaczenie dla cząstek dużych, które podczas przepływu przez medium opuszczają linie przepływu fazy ciągłej i uderzają

³ Istnieją tkaniny zapewniające możliwość pracy worków filtracyjnych w temperaturach sięgających granic dla jakich definiuje się gazy gorące – włókno szklane: 3M™ Nextel™ 610 DF-13-4500 do maks. 300°C ; impregnowane włókno szklane: 3M™ FB700 typu FG7-22 do maks. 371°C czy FB900 typu CG22 do temp. maks. 482°C – jednak rozwiązania te stanowią obecnie jedynie niszę, której dalszy rozwój jest skutecznie blokowany przez coraz to wyższą doskonałość technologii filtrów świecowych. Obecnie filtry workowe, bazujące na materiałach miękkich i odkształcalnych (tkaniny, włókniny, filce), znajdują zastosowanie głównie w procesach filtracji gazów zimnych i ciepłych, tj. $<250^{\circ}\text{C}$.

w przeszkodę (materiał filtracyjny, inna cząstka budująca placek filtracyjny, przegroda porowata, etc.) na skutek działania sił inercji.



Rys. 2.12 Teoretyczne mechanizmy filtracji [63].

Mechanizm przechwyty (zaczepienia) polega na zbliżeniu się transportowanej cząstki na odległość jednego promienia od przeszkody, co skutkuje jej usunięciem w wyniku bezpośredniego kontaktu z materiałem. Mechanizm ten pozwala na usunięcie cząstek, które poruszają się zgodnie z liniami przepływu płynu znajdującego się w bezpośredniej bliskości przeszkody. Ostatnim mechanizmem filtracji, który dodatkowo tłumaczy fakt, dlaczego filtry charakteryzują się wysoką skutecznością separacji również w przypadku cząstek o rozmiarach znacząco mniejszych niż ich nominalna wielkość porów, jest zjawisko dyfuzji na skutek ruchów Browna.

Udowodniono, iż dla separacji cząstek powyżej jednego mikrona procesy oparte na mechanizmach bezpośredniego zderzenia dominują i mają największy wpływ na skuteczność odpylania. Dla cząstek o rozmiarach od 0,1 do 0,6 mikrona decydujące znaczenie ma mechanizm przechwytywania. Natomiast dla cząstek o wielkości poniżej 0,1 mikrona mechanizm dyfuzji determinuje przebieg separacji [63,64]. Powyższa teoria posiada swoje bezpośrednie przełożenie na każdy proces filtracji przegrodowej, tj. taki w którym wykorzystuje się medium filtracyjne. W odniesieniu do filtracji gazu gorącego, dla cząstek mniejszych niż 1 μm , przyjmuje się, że wraz ze wzrostem temperatury poprawia się skuteczność separacji pyłu, ponieważ dla tej wielkości cząstek dominuje separacja na skutek działania siły dyfuzji, a sama filtracja zachodzi głównie w obrębie placka filtracyjnego. Na podstawie analizy teoretycznej dla pojedynczego włókna, wskazano również, że w przypadku cząstek, dla których wychwytywanie na skutek działania siły bezwładności jest podstawowym mechanizmem filtracji, wraz ze wzrostem temperatury następuje również spadek skuteczności separacji. Powodem takiego działania jest wzrost lepkości gazu, jednak w rzeczywistym procesie filtracji gazu gorącego całkowity udział ilości cząstek wychwytywanych na skutek uderzeń bezwładnościowych pozostaje pomijalnie mały, ponieważ filtracja największych cząstek przebiega głównie poprzez ich odsiewanie (od ang. sieving, lub *size exclusion*) [62,65].

Głównymi czynnikami mającymi wpływ na skuteczność usuwania pyłów z gazów przy wykorzystaniu filtrów przegrodowych są:

- spadek ciśnienia na filtrze oraz tempo zmian oporów,
- prędkość filtracji,
- fizyczne i chemiczne właściwości medium – charakterystyka pyłu,
- łatwość regeneracji filtra – częstotliwość regeneracji,
- siła działania układu regeneracyjnego – pozostałość placka na materiale.

2.3.2 Odpylanie gazu gorącego

Zasadność oczyszczania gorącego gazu procesowego nie sprowadza się tylko do opisanego wcześniej zagadnienia odpylania gazu przed usuwaniem z niego zanieczyszczeń smolistych. Koncepcja usuwania wszystkich typów zanieczyszczeń z gazu procesowego bez konieczności jego wielokrotnego ochładzania i ogrzewania wywodzi się z rozważań termodynamicznych, które wskazują, że taki sposób realizacji procesu oczyszczania gazu, powinien umożliwiać również ograniczenie do minimum strat energii w układzie [66]. Dla przykładu, najefektywniejsza instalacja wytwarzająca produkty syntezy Fischera-Tropscha z syngazu wyprodukowanego w reaktorze fluidalnego zgazowania biomasy powinna umożliwiać oczyszczanie gazu ze wszystkich zawartych w nim zanieczyszczeń w zakresie pomiędzy temperaturą pracy reaktora zgazowania a reaktora syntezy (np. 850°C-300°C). Jedynie w takim układzie można uniknąć konieczności wielokrotnego ochładzania i ponownego podgrzewania gazu. Jak zostało już powiedziane, potencjalne walory oczyszczania na gorąco są jednak dostrzegalne jedynie w układach ciśnieniowego zgazowania, ponieważ instalacje tego typu nie wymagają kompresji syngazu przed jego skierowaniem do syntezy [67]. Aby umożliwić efektywne katalityczne i sorpcyjne oczyszczanie gazu gorącego, ten w pierwszej kolejności powinien zostać całkowicie oczyszczony z ciał stałych i niskowrzących soli, a w celu uniknięcia konieczności ponownego podgrzewania gazu, jego odpylanie powinno być realizowane w możliwie jak najwyższej temperaturze.

Według definicji upowszechnionej przez Niemieckie Stowarzyszenie Inżynierów VDI 3677-3 (VDI, 2012), proces filtracji gazów o temperaturze >260°C nazywa się filtracją gorącego gazu (od ang. *Hot gas filtration*, *High-temperature gas filtration*, lub od niem. *Heißgasfiltration*). Przez analogię filtracja gazów o temperaturze poniżej tej granicy często określana jest jako filtracja gazów ciepłych i zimnych.

Podstawowa metoda działania i budowa filtrów świecowych stosowanych w układach zgazowania jest podobna do dobrze znanych filtrów workowych. Jednak ze względu na maksymalną temperaturę pracy 1 200°C oraz ciśnienie 80 bar, filtry mogą charakteryzować się odmienną budową oraz wykorzystywać inne materiały konstrukcyjne.

Pomimo że w filtrach barierowych to materiał filtracyjny stanowi najistotniejszy punkt układu, niebagatelne znaczenie ma tutaj również sposób rozwiązania mocowania wkładów, zapewnienie szczelności połączenia, odpornego m.in. na oddziaływanie szoków termicznych i wysokiej temperatury, czy odpowiedniej skuteczności regeneracji powierzchni filtracyjnej. Dla bezpiecznej i stabilnej pracy urządzenia niemniej istotnymi pozostawać powinny

takie zagadnienia, jak dystrybucja gazu zapyłonego wewnątrz filtra, zastosowanie rozwiązań umożliwiających utrzymanie okna pracy filtra, niezawodność i szczelność zastosowanego układu usuwania pyłu, odpowiednie opomiarowanie, sterowanie i diagnostyka, zabezpieczenie na wypadek awarii, czy też dostęp i łatwość serwisu.

Podstawowe terminy i pojęcia

Dla uporządkowania dyskusji oraz sposobu prezentacji i analizy wyników badań, poniżej zestawiono najważniejsze pojęcia i definicje charakterystyczne dla procesów filtracji.

- Placek filtracyjny – pojęciem tym określa się warstwę ciał stałych odkładających się na powierzchni wkładu filtracyjnego.

Wraz ze wzrostem czasu kontaktu cząstek filtrowanego pyłu, w wyniku oddziaływania sił kohezji (spójności), cząstki ulegają koagulacji, przyjmując postać coraz to większych struktur. Finalnie struktury te tworzą na powierzchni filtrów ciągłą warstwę, która przejmuje rolę medium filtracyjnego, a tym samym determinuje przebieg i skuteczność odpylania gazu.

- Kondycjonowanie filtrów – stanowi pierwszy etap pracy materiału filtracyjnego, w trakcie którego na jego powierzchni osiągany jest stan równowagi pomiędzy ilością gromadzonego i usuwanego placka filtracyjnego.

Jest to okres pracy filtrów, w którym parametry układu stabilizują się, a w warunkach idealnych opory filtracji wzrastają w sposób asymptotyczny.

- Opór bazowy (podstawowy) – jest to wartość spadku ciśnienia na filtrze, jaka jest mierzona tuż po zakończeniu jego regeneracji. Może być określany dla danej sekcji lub całego urządzenia.
- Opór właściwy filtra – jest to wartość oznaczająca znormalizowaną miarę spadku ciśnienia ΔP na filtrze (dla wkładów po okresie kondycjonowania) wymaganą do osiągnięcia jednostkowej prędkości filtracji.
- Penetracja cząstek (przepuszczalność pyłu) – zjawisko to polega na przedostawaniu się cząstek pyłu przez membranę filtracyjną. Obserwuje się je jako obecność pyłu w gazie odpyłonym (po czystej stronie filtra), a to przekłada się na niepełną skuteczność filtracji.

Powodem przedostawania się cząstek pyłu przez filtr może być niedostateczna łączna skuteczność filtracji placka i membrany, zbyt wysoki spadek ciśnienia na filtrze i obciążenie filtra gazem. Penetracja pyłu może również mieć charakter chwilowy i zachodzić na skutek zbyt głębokiego usuwania placka z powierzchni filtracyjnej.

- Prędkość filtracji (obciążenie filtra gazem, liniowa prędkość przepływu gazu) – stanowi podstawowy parametr charakteryzujący pracę filtrów, określa się go jako stosunek objętościowego natężenia przepływu odpylanego gazu w warunkach rzeczywistych do całkowitej powierzchni filtracyjnej wkładów.

Na bazie doświadczenia, dla danej aplikacji wyznacza się maksymalną dopuszczalną prędkość filtracji. Parametr ten ma na celu zagwarantowanie długoterminowej pracy filtra przy zachowaniu wymaganej sprawności oraz przy maksymalnych akceptowanych przez dany układ oporach przepływu. Ponieważ wartość tego parametru determinuje również koszty inwestycyjne i operacyjne filtra, stanowi główny parametr optymalizacyjny. Czynnikiem wpływającymi na maksymalne dopuszczalne obciążenie filtra są m.in. właściwości odpylanego gazu, zawartość i charakterystyka filtrowanego pyłu oraz parametry zastosowanych wkładów filtracyjnych. Zazwyczaj limit dopuszczalnego obciążenia filtra spada wraz ze spadkiem wielkości filtrowanych cząstek, wzrostem zawartości pyłu w gazie, lepkości gazu i spoistości produkowanego placka filtracyjnego.

- Obciążalność materiału – jest to pojęcie zbliżone do prędkości filtracji, lecz charakteryzuje opór właściwy nowego, nieużywanego materiału filtracyjnego. Dzięki określaniu jego wartości w standaryzowanych warunkach, pozwala na porównywanie różnych typów materiałów filtracyjnych.

Parametr wyznacza się dla wkładów przed kondycjonowaniem. Pomiar wykonywany jest zazwyczaj przy przepływie powietrza (czasem CO₂ lub wody). Wskazuje, jaką dla danego materiału można uzyskać maksymalną prędkość filtracji przy określonych warunkach przepływu – np. dla $\Delta P_0=200$ Pa w trakcie filtracji powietrza o temperaturze 20°C.

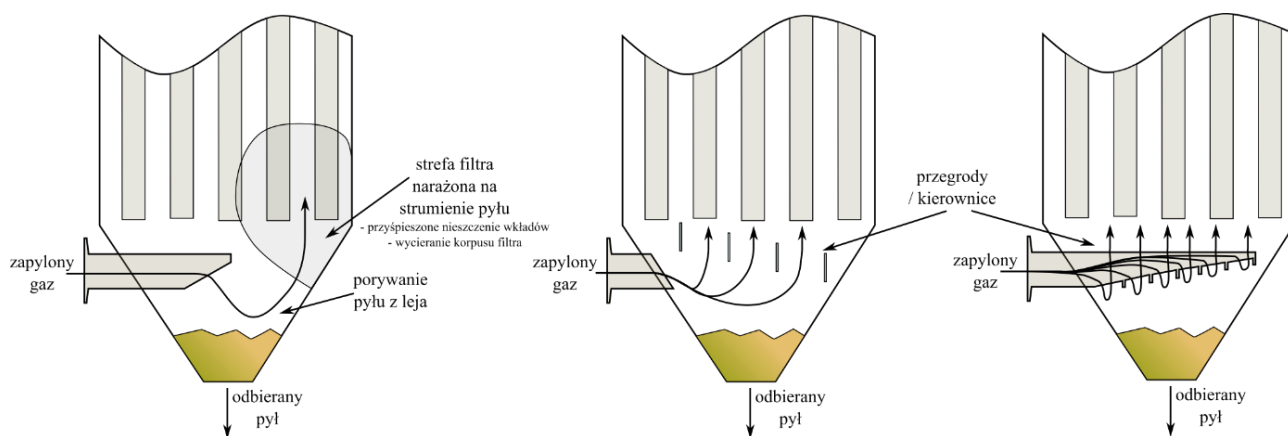
- Prędkość przepływu gazu przez aparat (od ang. *can velocity*) – parametr ten opisuje liniową prędkość przepływu gazu przez przekrój poprzeczny filtra przy uwzględnieniu powierzchni zajmowanej przez wkłady.

Parametr wykorzystywany głównie do wyznaczania maksymalnego obciążenia filtra gazem, jakie uniemożliwia samoistne osiadanie placka filtracyjnego pod wpływem grawitacji.

2.3.2.1 Konstrukcja oraz zasada działania filtrów gazu gorącego

Wlot gazu do filtra

Zapylony gaz trafia do części brudnej filtra poprzez króciec wlotowy. Ten może stanowić dystrybutor, współtworzyć wstępną komorę osadczą lub być wykonany w sposób cyklonowy. Znane są również inne sposoby na optymalizację dystrybucji gazu zapylonego wewnątrz filtra oraz wstępne odseparowanie dużych cząstek pyłu ze strumienia filtrowanego gazu. Korzystnym jest, jeśli wpadający do filtra gaz jest ukierunkowany w taki sposób, aby wspomagał samoistne opadanie cząstek, zredukował ilość drobnych ciał stałych porywanych z leja zasypowego oraz nie powodował ponownego porywania i odkładania cząstek placka filtracyjnego na powierzchni wkładów. Na zaprezentowanym poniżej Rys. 2.13 przedstawiono porównanie trzech przykładowych rozwiązań dystrybucji gazu wewnątrz brudnej strony filtra.



Rys. 2.13 Porównanie konwencjonalnego oraz dwóch zmodyfikowanych rozwiązań dystrybucji gazu wewnątrz brudnej strony filtra.

Prędkość filtracji – obciążenie filtra gazem

Podstawowym parametrem projektowym charakteryzującym układy filtracji gazów jest prędkość filtracji. Parametr ten informuje o ilości gazu przepływającego przez jednostkę powierzchni tkaniny filtracyjnej. Bardzo wysokie współczynniki mogą prowadzić do produkcji placka filtracyjnego o wysokiej gęstości, co powoduje nadmierne spadki ciśnienia i wpływa niekorzystnie na stabilność pracy urządzenia. Ponadto może to również prowadzić do abrazyj cząstek pyłu i materiału filtracyjnego, co z kolei skutkuje zmniejszoną skutecznością odpylania i wzrostem oporów. Dzieje się tak, ponieważ małe cząstki pyłu mogą stopniowo migrować przez warstwę placka filtracyjnego i wkładu, blokując jego pory i uszkadzając jego strukturę. Z drugiej strony parametr ten bezpośrednio wpływa na aspekt ekonomiczny budowy i użytkowania filtrów.

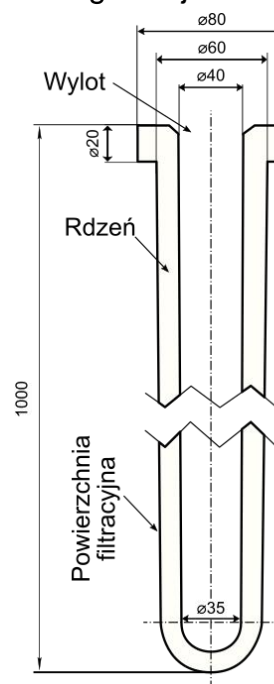
Prędkość filtracji ma również przełożenie na charakterystykę zbieranego na powierzchni wkładów placka filtracyjnego. Teoretycznie, jeśli filtrowane cząstki utrzymują swoją pozycję w punkcie pierwszego kontaktu, wiąże się to z formacją placka o dendrytycznej budowie, skutkującej jego wyższą porowatością oraz niższym oporze przepływu. Takiej charakterystyki można oczekiwać w przypadku filtracji pyłu drobnego, spoistego lub osadzanego z małą prędkością filtracji. Z drugiej strony gęste placki filtracyjne o wysokim oporze przepływu są typowe dla cząstek o niskiej kohezji, a ich uzyskiwaniu sprzyjają wysokie prędkości filtracji.

Dla filtrów świecowych wykorzystywanych w filtracji gazu gorącego konserwatywnie przyjmuje się, że prędkość filtracji nie powinna przekraczać 2-2,5 cm/s⁴. W celu utrzymania niskiego oporu filtracji, wysokiej sprawności oraz niezawodności urządzenia, parametr ten można obniżyć, jednak pociąga to za sobą znaczny wzrost kosztów inwestycyjnych.

⁴ Dla filtrów workowych stosowanych w filtracji gazu procesowego, obciążalność maksymalna sięga 3-4 cm/s, podczas gdy w trakcie filtracji gazów zimnych spotyka się prędkości filtracji >7 cm/s

Wkłady filtracyjne stosowane w filtrach gazu gorącego

Ze względu na bardzo trudne warunki, w jakich pracują wkłady stosowane do filtracji gazów gorących, stosuje się tu zazwyczaj wkłady świecowe, zwykle otwarte tylko z jednej strony, zakończone u wylotu kołnierzem płaskim, bądź stożkowym. Standardowe wkłady posiadają średnicę zewnętrzną $\varnothing 60$ mm oraz długość 1 m, co przekłada się na powierzchnię filtracyjną równą $0,19 \text{ m}^2$. Wraz z rozwojem technologii na rynku pojawiły się jednak również wkłady o bardzo szerokim zakresie wielkości, zaczynając już od $\varnothing 20$ mm oraz długości 0,2 m. Obecnie największe wkłady na rynku produkuje firma Tenmat (tzw. long big tube filter) o wymiarach $\varnothing 150 \text{ mm} \times 5,6 \text{ m}$. Filtry świecowe nie muszą stanowić pojedynczych elementów, mogą być składane z części i sklepane przy użyciu klejów ceramicznych lub w przypadku filtrów metalowych spawane. Wzrost dojrzałości technologicznej filtrów metalowych dodatkowo zróżnicował gamę dostępnych wykonań i wykończeń filtrów. W zakresie mocowań filtry metalowe oferują również kołnierze zakończone gwintem lub z końcówkami do spawania. Wspomniane powyżej wkłady o dużych średnicach są dedykowane modernizacji filtrów workowych. W porównaniu z innymi wykonaniami filtrów gazu gorącego, wkłady o dużych średnicach nie przekładają się na możliwość zwiększenia ilości dostępnej powierzchni filtracyjnej w odniesieniu do gabarytów zewnętrznych urządzenia. Pod tym względem na rynku prym wiodą niewątpliwie filtry metalowe wykonane z plisowanej siatki, które w rozmiarach standardowych ($\varnothing 60$ mm oraz długość 1 m) charakteryzują się powierzchnią filtracyjną równą $0,52 \text{ m}^2$. Ze względu na problem regeneracji plisowanej membrany filtracyjnej, wkładów tego typu nie spotyka się w układach zgazowania.



Rys. 2.14 Schemat standardowego wkładu świecowego stosowanego w filtrach gazu gorącego.

Układ wkładów w filtrze

Układy pionowo zamontowanych filtrów świecowych stanowią przeważającą większość konstrukcji stosowanych w instalacjach przemysłowych, jednak istnieją również filtry świecowe o układzie horyzontalnym, filtry cylindryczne czy płaskie. Podobnie do filtrów workowych, wkłady świecowe grupuje się w sekcje, co umożliwia ich sekwencyjne oczyszczanie. W aplikacjach wysokociśnieniowych stosuje się głównie cylindryczne korpusy filtra, natomiast w układach pracujących przy ciśnieniu zbliżonym do atmosferycznego, jako że jest to rozwiązanie mniej kosztowne, spotyka się głównie filtry o przekroju prostokątnym.

Sekcje wkładów montowane są zazwyczaj do wspólnej półki sitowej, stanowiącej przegrodę oddzielającą stronę brudną filtra, od strony czystej. Taki układ ma ograniczoną ilość wkładów, jaka mogłaby zostać zainstalowana w jednym urządzeniu. Problem ten dotyczy głównie układów ciśnieniowych, gdzie maksymalna możliwa do wykonania średnica cylindrycznego płaszcza zewnętrznego filtra podlega ograniczeniom. W latach 80. XX w. rozwiązaniem stanowiły filtry wielopoziomowe, tj. takie, w których sekcje wkładów znajdują się na

różnych poziomach w filtrze, a odpylony gaz z każdej z sekcji odprowadzany jest do wspólnego kolektora. Przykładami tego typu konstrukcji są np. rozwiązania firm Lurgi Lentjes Babcock oraz Westinghouse [68]. Filtry tego typu pracowały m.in. w Berrenrath (Niemcy) oraz Puertollano (Hiszpania). Filtry z pojedynczą półką sitową stanowią jednak rozwiązanie prostsze konstrukcyjnie i łatwiejsze w obsłudze i serwisie, ponieważ te mogą odbywać się od góry przy wykorzystaniu zdejmowanych pokryw czystej strony filtra lub też włazów serwisowych. Ograniczeniem w konstrukcjach z pojedynczą półką sitową jest jednak większa wymagana powierzchnia zabudowy filtra (ang. vessel footprint).

Mocowanie wkładów filtracyjnych

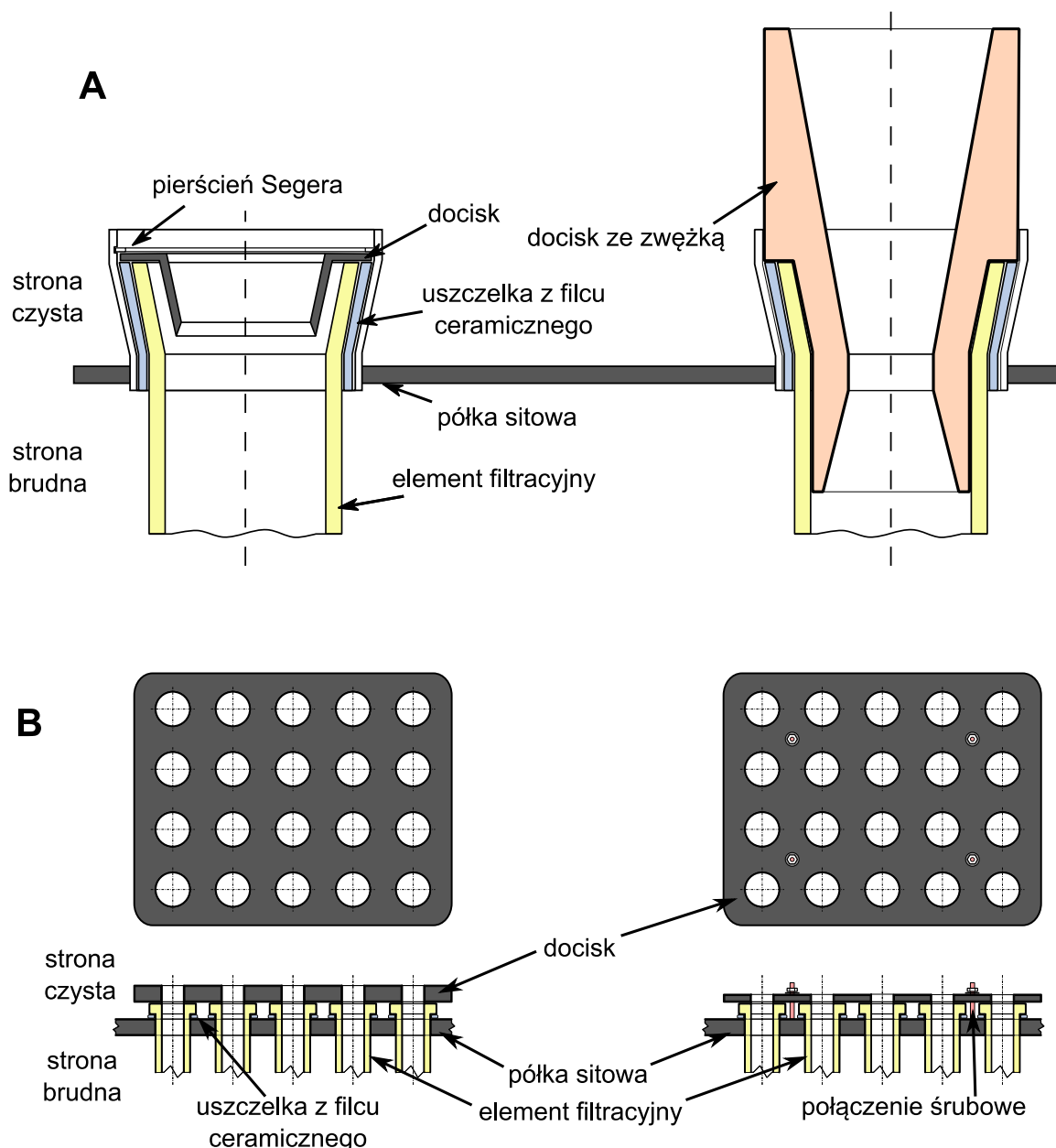
Sposób mocowania i uszczelnienia wkładów ma fundamentalny wpływ na ich niezawodną pracę. Od tego, czy zastosowana metoda uszczelnienia połączenia między czystą a brudną stroną filtra utrzyma szczelność, zależy czy gaz przepływający przez urządzenie będzie odpylany, czy też nie. Z procesowego punktu widzenia rozwiązanie optymalne powinno utrzymywać szczelność przy spadku ciśnienia min. 30-50 kPa, być odpornym na zaburzenia wprowadzane przez pracę układu regeneracji (wywołane zmianami ciśnienia i temperatury lokalne zmiany naprężeń), kompensować drgania instalacji, nie wywierać nadmiernego nacisku na kołnierz filtra oraz być możliwie jak najprostsze, ponieważ warunki procesu zmniejszają możliwość niezawodnej pracy wielu typów połączeń, a sam montaż i serwis wkładów odbywa się zazwyczaj w warunkach pracy instalacji (bez dostępu do parku maszynowego producenta).

Na zamieszczonym poniżej Rys. 2.15 przedstawiono zestawienie najczęściej spotykanych metod montażu filtrów stosowanych do filtracji gorącego gazu procesowego. W pierwszych wprowadzanych na rynek konstrukcjach filtrów każdy z wkładów był mocowany przy użyciu indywidualnego docisku (często zintegrowanego ze zwężką Venturiego). Skuteczność i niezawodność tej niewątpliwie bardzo prostej metody nie została jednak potwierdzona w trakcie testów przemysłowych. Wkłady mocowane w ten sposób „podskakiwały” i przemieszczały się, co doprowadzało do uszkodzeń zarówno uszczelnień, jak i samych filtrów [7,69,70]. Ewolucją tego pomysłu, znajdującą obecnie zastosowanie głównie w filtrach o bardzo małej wydajności, były dociski obciążające jednocześnie całą grupę, czy in. sekcję wkładów. Niestety w takim układzie znacznie większe pole kontaktu docisku z filtrami powoduje, że w celu zapewnienia odpowiednio dużej siły docisku, płyty muszą być bardzo ciężkie, a to utrudnia montaż. Znane są również przypadki gdzie niedokładność wykonania powierzchni docisku i półki sitowej w połączeniu z odchyłkami w wymiarach wkładów, prowadziły do odkształceń docisku i utraty szczelności. Kolejnym krokiem w rozwoju metod montażu było już wykorzystanie połączeń śrubowych w celu zagwarantowania niezmienności siły połączenia. W takim rozwiązaniu sekcja filtrów jest mocowana przy wykorzystaniu wspólnej płyty dociskanej do półki sitowej poprzez jedno lub kilka połączeń śrubowych. Utrudnienie stanowią tutaj jednak bardzo niekorzystne warunki, w których połączenie to musi pracować. Odpowiedni dobór materiałów oraz sił, z jakimi wykonywane są naprężenia wstępne, warunkują jego szczelność. Od kompatybilności zastosowanych materiałów oraz odpowiedniego wykonania i montażu zależy również czy połączenie to nie tylko utrzyma siłę

docisku, ale również, czy nie ulegnie zniekształceniu. W celu zmniejszenia prawdopodobieństwa wystąpienia awarii stosuje się wysokotemperaturowe smary stałe mające zabezpieczyć połączenie przed ew. zatarciem lub zerwaniem, natomiast samo wstępne naprężanie wykonuje się przy wykorzystaniu bardzo niskich momentów.

Jedynym materiałem uszczelniającym, który jest w stanie spełnić opisywane powyżej warunki, są filce ceramiczne. Materiał ten posiada wytrzymałość temperaturową $>1\ 200^{\circ}\text{C}$ i dzięki swojej elastyczności zapewniają kompensację nierówności i odchyłek w wykonaniu dna sitowego, wkładów, płyt etc. Filce w trakcie pierwszego wygrzewania do temperatury pracy tracą swoją sprężystość i ulegają kompresji. Ze względu na bardzo niską gęstość i wytrzymałość mechaniczną są narażone na uszkodzenia mechaniczne na skutek np. pracy układu regeneracji wkładów, a przy każdym demontażu wymagają wymiany na nowe.

Opisane powyżej sposoby montażu wywodzą się z doświadczeń filtracji przy wykorzystaniu wkładów ceramicznych. Spotykane obecnie na rynku wkłady metalowe również mogą być skutecznie mocowane przy ich wykorzystaniu, jednak wnoszą również szerokie spektrum innych niezawodnych typów połączeń, np. spawanych lub skręcanych. Wkłady metalowe z kołnierzem przystosowanym do wspawania w dno sitowe po takim połączeniu stają się de facto integralną częścią urządzenia. Połączenie, jeśli jest wykonane w sposób należyty, gwarantuje całkowitą szczelność, jednak w przypadku jakiegokolwiek awarii, lub po okresie życia wkładów, serwis takiego filtra jest znacząco utrudniony. Pewnym ułatwieniem są rozwiązania, w których do przegrody sitowej filtra montowana jest cała sekcja wkładów już wspawanych we własne dno sitowe. Tutaj pozostaje jednak znowuż kwestia uszczelnienia połączenia całej sekcji z przegrodą filtra. Istnieją również wkłady świecowe wykończone w sposób umożliwiający ich wkręcenie w specjalnie w tym celu zainstalowane gniazdo gwintowane będące elementem dna sitowego. W rozwiązaniu tym dzięki znacznie większej średnicy połączenia gwintowanego zmniejsza się ryzyko jego uszkodzenia. Poza stosowaniem docisków i spawaniem wkładów z przegrodą filtra pozostałe z opisanych powyżej typów montażu nie znajdują zastosowania w filtrach, których punkt pracy znajdowałby się $>800^{\circ}\text{C}$.



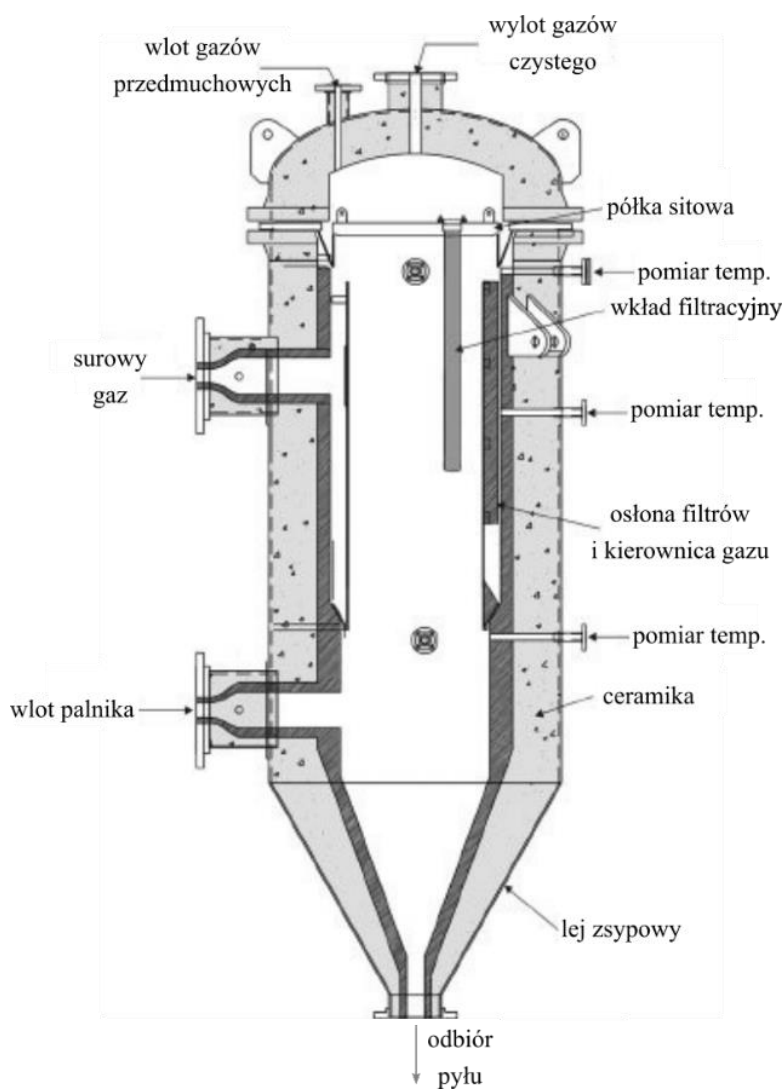
Rys. 2.15 Szkic podstawowych metod mocowania wkładów świecowych, na przykładzie A) wkładów z kołnierzem stożkowym, B) wkładów z kołnierzem płaskim.

Konieczność stosowania obmurzy

Jeśli filtracji poddawany jest gaz o temperaturze $>700^{\circ}\text{C}$, wnętrza filtrów wykończone są zazwyczaj wymurówkami wykonanymi z materiałów ceramicznych. Zastosowanie obmurzy ma na celu umożliwić zmniejszenie grubości ścian zewnętrznych filtra oraz niezbędnej izolacji. Podstawowy problem stanowi tu wzrost wagi aparatu, który z jednej strony przekłada się na wyzwanie inżynierskie w trakcie budowy instalacji, ale z drugiej stanowi również problem procesowy wynikający z konieczności kontrolowanego wygrzewania i chłodzenia ceramiki. Filtry ceramiczne pracujące w temperaturach $>700^{\circ}\text{C}$ stanowią jednak niszę głównie wykorzystywaną w układach typu IGCC oraz niektórych reaktorach badawczych, gdzie filtr zintegrowany jest bezpośrednio z reaktorem zgazowania. W pozostałych aplikacjach pracujących w zakresie temperatur $300\text{-}700^{\circ}\text{C}$ zazwyczaj nie stosuje się okładzin ceramicznych.

Temperatury $>650^{\circ}\text{C}$ dodatkowo ograniczają zakres skutecznych rozwiązań w zakresie łączenia materiałów – np. standardowe połączenia śrubowe nie znajdują zastosowania, natomiast kleje ceramiczne charakteryzują się niską siłą połączenia i są podatne na kruszenie. Z tego powodu, w aplikacjach tych jedną z podstawowych metod montażu są płyty dociskowe i połączenia spawane.

W instalacjach zgazowania węgla filtry ceramiczne udowodniły, że stanowią wysoce efektywną i niezawodną metodę poprawy sprawności procesu. O ich niezawodności świadczyć może m.in. doświadczenie firmy Shell, której filtry pracujące w sposób ciągły w instalacjach IGCC (Rys. 2.16) wykazują żywotność przekraczającą cztery lata.



Rys. 2.16 Schemat poglądowy filtra ceramicznego stosowanego w układach IGCC [71,72].

Kontrola temperatury pracy filtra

Filtry wymagają kontroli temperatury wprowadzanego gazu w celu wykluczenia możliwości zaistnienia sytuacji, w której do urządzenia mógłby zostać podany gaz zarówno o zbyt wysokiej, jak i o zbyt niskiej temperaturze. W trakcie rozruchu oraz na wypadek przestoju instalacji, filtry wyposaża się w układy grzewcze pozwalające na wstępne wygrzanie urządzenia oraz zniwelowanie strat ciepła do otoczenia (ang. *trace heating*). Do podstawowych metod redukcji temperatury gazu na wejściu do filtra należą przeponowe chłodnice gazu

(często radiacyjne) oraz chłodnice adiabatyczne. Natomiast do podnoszenia temperatury gazów procesowych wykorzystuje się zazwyczaj wtrysk utleniacza, rozruchowe komory spalania i palniki (Rys. 2.16). W układach małej mocy, do wygrzewania filtra oraz podgrzewania gazu wykorzystywane są również oporowe, wysokotemperaturowe przewody grzewcze (mineralne).

2.3.2.2 Materiały filtracyjne

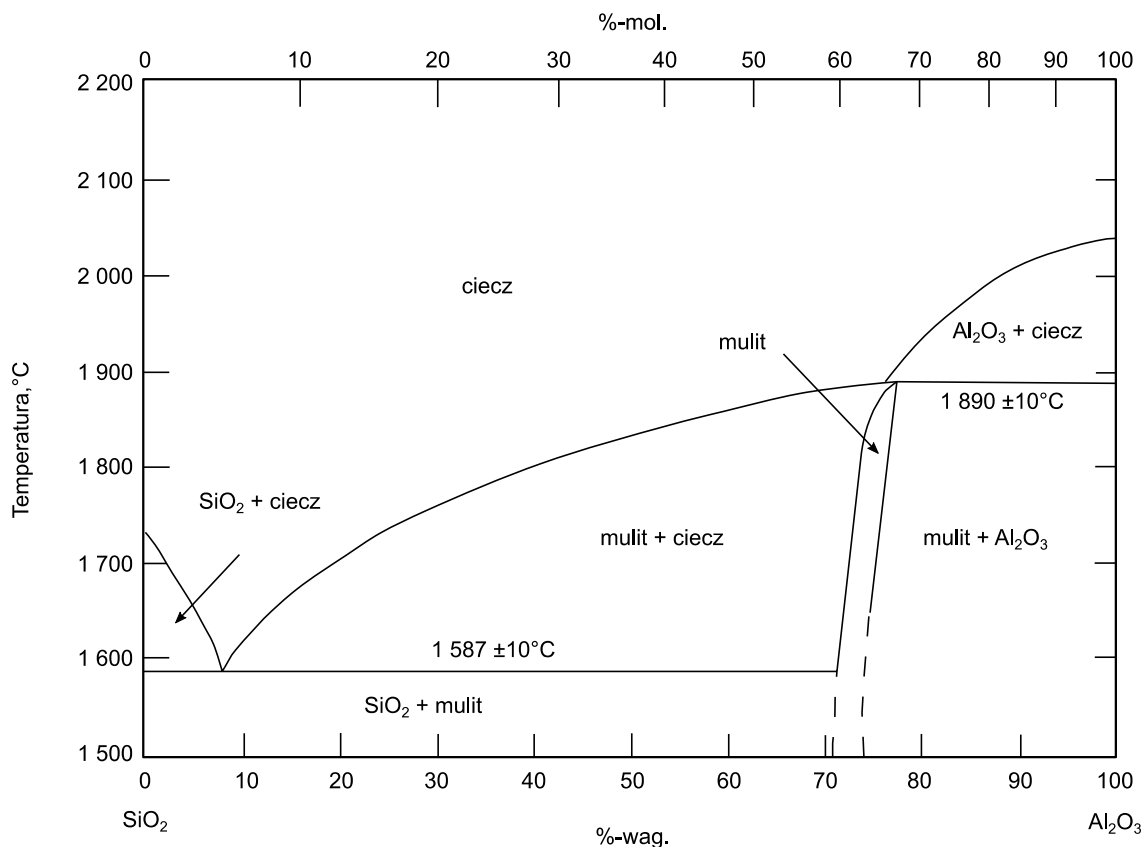
Skuteczne medium filtracyjne musi charakteryzować się odpornością na oddziaływania chemiczne (korozja, zmiany w składzie materiału), termiczne (szoki temperaturowe) i fizyczne (erozja, naprężenia, drgania) będąc z jednej strony wystarczająco porowatym, aby stawiać odpowiednio niskie opory przepływu, natomiast z drugiej nie na tyle porowate, aby umożliwiać przenikanie cząstek pyłu przez filtr lub ich wnikanie do wnętrza struktury wkładu.

Zazwyczaj materiały, z których wykonywane są wkłady przeznaczone do filtracji gorącego gazu procesowego, muszą pozwalać na pracę ciągłą w temperaturze 400-500°C. Ponadto muszą również być odporne na działanie atmosfery redukcyjnej, zanieczyszczeń zawartych w gazie, a w tym pyłów o wysokiej abrazyjności, szerokim rozkładzie frakcji, czy produkujących placki o wysokiej adhezji. W przypadku awarii i niekontrolowanego przedostania się do układu tlenu powinny być odporne również na miejscowe przegrzania. Obecnie powyższe wymagania spełniają jedynie sztywne, wkłady filtracyjne wykonane z materiałów ceramicznych lub z metali.

Materiały ceramiczne

Dostępne na rynku filtry ceramiczne różnicuje się przede wszystkim ze względu na ich gęstość. Wkłady ceramiczne o dużej gęstości wykonane są ze spiekanych proszków węgla krzemu, tlenku glinu, lub kordierytu ($Mg_2Al_3[AlSi_5O_{18}]$), podczas gdy wkłady ceramiczne o niskiej gęstości są zazwyczaj wykonane ze spiekanych włókien glinokrzemianowych – najczęściej o strukturze mulitu – $Al_4^{6+}, Al_4^{4+}[O_3(O_{0.5}, OH, F)|Si_3AlO_{16}]$. Porowatość typowych filtrów o wysokiej gęstości wynosi około 40%, natomiast filtry o niskiej gęstości dzięki porowatości przekraczającej nawet 90%, pozwalają na pracę przy znacząco niższych oporach przepływu. Śwecowe filtry ceramiczne wykonuje się zarówno z granulek, włókien, jak i ich kompozytów.

Na początku rozwoju technologii filtracji gorącego gazu przy wykorzystaniu materiałów ceramicznych, wkłady te mogły zawierać włókna ceramiczne, których produkty degradacji, na skutek aspiracji przez człowieka mogły powodować wzrost ryzyka rozwoju chorób nowotworowych. Z tego powodu zgodnie z dyrektywą 67/548/UE, ogniotrwałe włókna ceramiczne są klasyfikowane, jako substancja rakotwórcza kategorii drugiej. Obecnie, czołowi producenci wkładów ceramicznych produkują swoje materiały na bazie glinokrzemianów ziem zasadowych (głównie sodu, potasu i magnezu), które nie wykazują takiej charakterystyki, a tym samym nie stanowią zagrożenia dla zdrowia i życia człowieka [73]. Poniżej na Rys. 2.17 zaprezentowano wykres fazowy SiO_2 i Al_2O_3 wraz z zaznaczonym przedziałem, w którym otrzymywane są materiały o strukturze mulitu.



Rys. 2.17 Wykres fazowy SiO₂ i Al₂O₃ w zakresie temperatur 1 500-2 200°C.

Co do zasady wkłady wykonane ze spiekanych włókien charakteryzują się wyższą porowatością niż te ze spiekanych proszków. Pozwala to na osiągnięcie niższych wstępnych oporów przepływu przez wkład, lecz może równocześnie prowadzić do jego zatykania na skutek filtracji wgłębnej. Wkłady wykonane z włókien charakteryzują się wysoką odpornością na pękanie, jednak są znacząco słabsze mechanicznie niż wkłady ze spiekanych proszków. Wykazują przez to większe ryzyko wystąpienia uszkodzeń mechanicznych: powstawanie wgłębnień i otworów w materiale (wskutek erozji, uderzeń cząstek pyłu i usuwania placka filtracyjnego), czy odkształceń: skręceń, zagięć czy zmiażdżeń wkładów (wskutek drgań, cyklicznych naprężeń termicznych, korozji, lokalnych przegrzań czy mostków z placka filtracyjnego – ang. *bridging*). Przy ich stosowaniu wymagana jest wysoka precyzja kontroli intensywności pracy układu regeneracyjnego, aby uniknąć problemów z uszkodzaniem i wynoszeniem cząstek włókien. Wkłady o niskiej gęstości wytwarza się zwyczajowo poprzez formowanie podciśnieniowe z zawiesiny, a włókna łączy się w punktach styku poprzez stosowanie spoiw organicznych i nieorganicznych [74]. Przykładami wysokiej klasy filtrów świecowych wykonanych przy wykorzystaniu włókien są np. produkty firmy Tenmat w tym z grupy Cerafil wykonane z SiAl, czy Firefly wykonane z SiCa [75].

Wkłady wykonane z proszków wytwarza się poprzez ekstruzję, a następnie spiekanie uformowanych filtrów w wysokiej temperaturze. Wielkość i rozkład porów we wkładzie można precyzyjnie kontrolować poprzez stosowanie modyfikatorów. Przy produkcji wkładów ceramicznych powszechnie stosuje się w tym celu materiały ulegające utlenianiu w trakcie wypalania (polimery, pył drzewny, grafit). Dzięki temu możliwe jest produkowanie wkładów

o symetrycznych lub asymetrycznych przekrojach poprzecznych ścianek. W filtrach symetrycznych rozkład ziaren i porów jest identyczny w całym przekroju filtra. W filtrach asymetrycznych po zewnętrznej stronie rdzenia (o wysokiej porowatości oraz wielkościach porów 100-150 μm) nakładana jest również cienka warstwa (membrana), o niskiej porowatości i rozmiarze porów (<8-10 μm). Taki zabieg pozwala na szybkie wytworzenie na powierzchni wkładu stabilnego placka, a przez to filtrację w reżimie powierzchniowym. Powierzchniowa charakterystyka filtracji wkładów przekłada się nie tylko na poprawę skuteczności odpylania najmniejszych cząstek, lecz również na zmniejszenie ich wagi czy poprawę właściwości termicznych i mechanicznych. Dzięki zastosowaniu zewnętrznej membrany o niskiej porowatości możliwe jest również zwiększenie porowatości i wielkości cząstek rdzenia filtra (ang. *support*), co pozwala na zmniejszenie oporów przepływu gazu przez wkład. Najistotniejszą cechą wkładów asymetrycznych jest jednak bezwzględnie łatwość ich regeneracji. Przykładem wysokiej klasy asymetrycznych filtrów świecowych wykonanych z granulek ceramicznych są materiały z rodziny Dia-Schumalith (wykonane z SiC).

Na początku rozwoju technologii filtracji gorącego gazu procesowego, ze względu na niski początkowy spadek ciśnienia i wysoką sprawność filtracji, stosowano głównie wkłady włókniste. Wraz z rozwojem technologii produkcji wkładów asymetrycznych znacząca przewaga technologiczna wynikająca z łatwości regeneracji i wyższego udziału filtracji powierzchniowej zdecydowały o tym, że pomimo ok. 4× wyższej ceny zakupu, obecnie wkłady o konstrukcji asymetrycznej stanowią złoty standard w przemysłowych procesach filtracji gazów gorących.

Materiały filtracyjne wykonane z metalu

W ostatnich latach w sposób znaczący rozwinęła się również nowa nisza wśród materiałów stosowanych do filtracji gazów gorących. Filtry świecowe wykonane z metalu, podobnie do ceramicznych, dzieli się na wkłady wykonane na bazie włókien lub proszków. Ze względu na technologię produkcji i właściwości włókien metalowych, istnieje możliwość poddawania ich procesom znanym z produkcji tkanin filtracyjnych wykorzystywanych w filtrach workowych. Tym samym w podobny sposób możliwa jest również obróbka materiałów filtracyjnych celem nadania im pożądaných właściwości (impregnacja, powlekanie, irradycja, igłowanie etc.). Za jeden z rodzajów tkanin można uznać również materiał, z którego wytwarza się wkłady określane jako siatkowe.

Wkłady ze spiekanych proszków metalowych wykonuje się w sposób analogiczny do tych produkowanych z proszków ceramicznych, jednak metodą ich spiekania może być zarówno ściskanie izostatyczne w warunkach wysokiej temperatury, jak i standardowe spiekanie termiczne. Ściskanie izostatyczne pozwala jednak na utrzymanie wyższej jednorodności parametrów materiału oraz podnosi jego odporność na korozję. Standardowe wkłady filtracyjne wykonane ze spiekanych proszków metalowych charakteryzują się porowatością na poziomie ok. 20-40%.

Metalowe tkaniny filtracyjne, podobnie do tych standardowych, charakteryzują się regularnym splotem opartym na wątku i osnowie, z tym że rolę nici czy przędzy pełnią tu

odpowiednio cienkie druty, czyli włókna metalowe. Powtarzalny i kontrolowany układ przestrzenny włókien uzyskuje się poprzez tkanie siatek o różnych rodzajach splotów. Szeroki zakres dostępnych metod konstrukcji materiału przekłada się również na szeroki zakres dostępnych wielkości porów oraz możliwość adaptacji właściwości danego medium pod kątem wymaganej obciążalności czy wytrzymałości na rozciąganie. Materiałom filtracyjnym produkowanym przy wykorzystaniu technik analogicznych do tych znanych z przemysłu włókienniczego, nadawana jest struktura od prostego kwadratowego oczka, aż do splotu holenderskiego (tzw. Dutch Twill Weave). Zwykły splot kwadratowy znajduje zastosowanie w nieskomplikowanych aplikacjach bazujących na mechanizmie przesiewania cząstek. Natomiast splot holenderski zapewnia najlepszą kontrolę nad strukturą medium, a przez to najwyższą wszechstronność aplikacji i praktycznie 100% filtrację powierzchniową. Porowatość tkanin filtracyjnych wysokiej jakości wynosi zazwyczaj 70–85%.

Drugim z podstawowych typów metalowych materiałów filtracyjnych są włókniny filtracyjne, które wykonuje się bezpośrednio ze strumienia pociętych włókien, a przez to ich przekrój przybiera postać przypadkowo ułożonych warstw. Włókniny mogą cechować się porowatością >80% oraz obciążalnością >8 cm/s. W porównaniu z tkaninami filtracyjnymi, zaletą włóknin jest wolniejszy przyrost oporów w miarę narastania grubości placka oraz możliwość pracy przy wyższych prędkościach filtracji. Wadę stanowi jednak niewątpliwie mniejsza wytrzymałość mechaniczna [76].

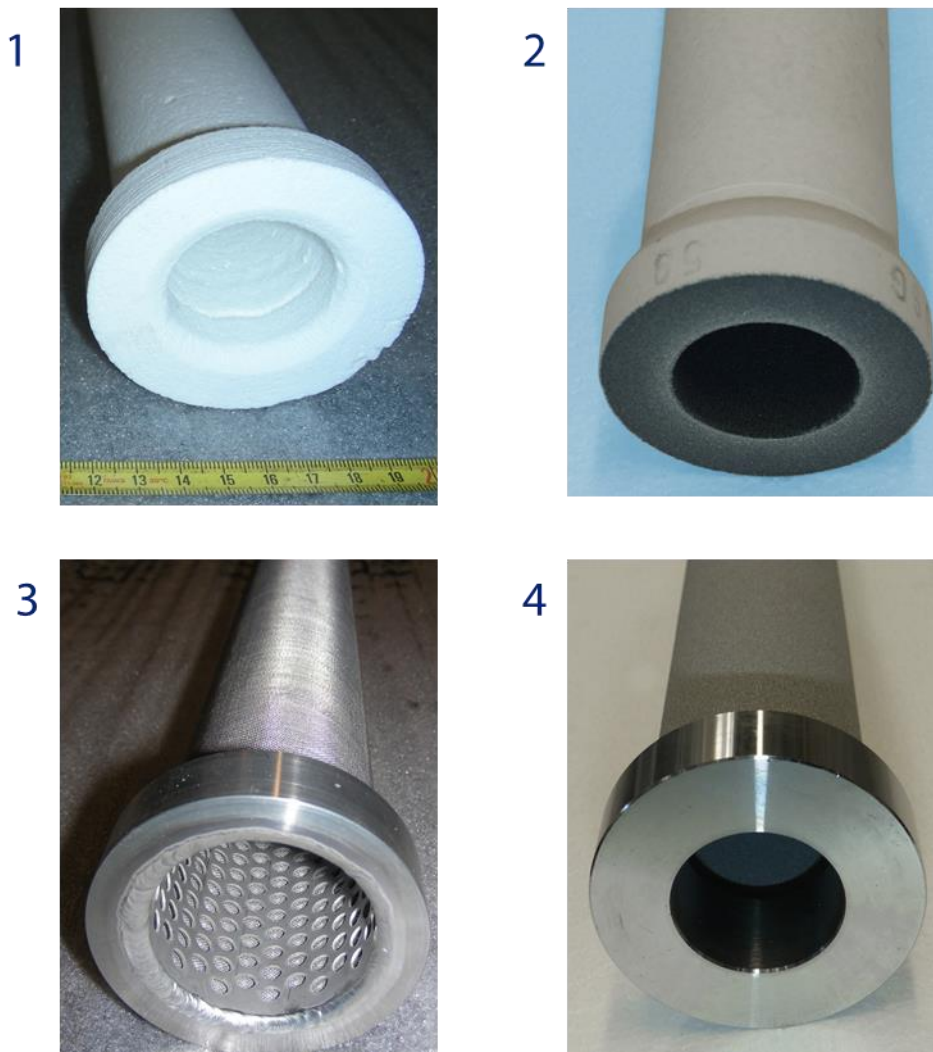
Technologia produkcji „włókien” metalowych wykorzystuje proces ciągnięcia i polega na stopniowym zmniejszaniu średnicy drutu metalowego aż do wielkości ok. 2-40 μm . Powstały drut wykorzystywany jest następnie do produkcji tkanin lub po pocięciu na odcinki o długości 20-25 μm , stanowi surowiec stosowany do produkcji włóknin. Poprzez walcowanie kształtuje się ostateczną grubość struktury przestrzennej materiału oraz nadaje mu żądaną porowatość. Materiały z włókien metalowych spieka się podobnie do proszków, natomiast po spiekaniu, tkanina łączona jest z klatką filtracyjną, która nadaje wkładowi ich kształt oraz wytrzymałość mechaniczną.

W przypadku filtrów metalowych istnieje bardzo szerokie spektrum stopów, z których możliwe jest przygotowanie wkładów. Przy doborze stopu istotne jest wzięcie pod uwagę wszystkich zagadnień wynikających z interakcji materiału ze środowiskiem i warunkami procesu oraz charakterystyką filtrowanego pyłu. Korozja filtra może prowadzić zarówno do zatykania jego porów, jak i do przerwania jego ciągłości. W procesach o temperaturze pracy nieprzekraczającej 420°C do filtracji gazu procesowego stosuje się filtry wykonane przy użyciu stali nierdzewnych. Standardowo producenci materiałów ze stali o gatunku AISI 316L gwarantują możliwość pracy ciągłej w temperaturach <540°C. Natomiast maksymalną temperaturą aplikacji stali żaroodpornych (AISI 314 – CrNi – lub 446 – CrAl) jest 650°C [77]. Powyżej tej granicy oraz w aplikacjach o wysokiej zawartości związków siarki czy chloru zastosowanie znajdują stale typu duplex jak Inconel 600®, Monel®, Hastelloy X® czy HR 160®. Dla gazów o znaczącym udziale związków siarki stosuje się również materiały pokrywane (impregnowane) dodatkowo warstwą glinu, który w trakcie wygrzewania w warunkach utleniających pasywuje (np. stop FeCr oraz FeAl). Stopy żelazowo-glinowe stosuje

się do maksymalnej temperatury 780°C natomiast chromowo-żelazowo-chromowe w sprzyjających warunkach mogą charakteryzować się maksymalną temperaturą pracy ciągłej wynoszącą nawet 1 000°C [78]. Przykładem wysokiej klasy metalowych filtrów są produkty firmy Provoir Filtration sygnowane logo Sinterflo®.

Ze względu na sposób przygotowania filtrów świecowych oraz warunki ich pracy bada się również możliwość ich wykorzystania jako powierzchni do realizacji procesów katalitycznego oczyszczania gazów. Dostępne na rynku filtry wielofunkcyjne zostały opracowane głównie dla realizacji procesu usuwania NO_x ze spalin w procesie SCR [79,80]. Na powierzchnię cząstek takich materiałów nakłada się dodatkową warstwę związku – głównie metale, TiO₂-V₂O₅-WO₃ – wykazującego aktywność katalityczną w kierunku usuwania konkretnego zanieczyszczenia, np. NO_x czy dioksyn ze spalin. W odniesieniu do układów zgazowania szczególnym zainteresowaniem cieszy się możliwość wykorzystania wkładów filtracyjnych w celu rozkładu substancji smolistych. Efekt ten miałby być uzyskiwany np. poprzez impregnację wkładów związkami Ni. Istnieją dwie podstawowe metody nadawania materiałom właściwości katalitycznych. Pierwszym jest nakładanie katalizatora na powierzchnię rdzenia wkładu w trakcie procesu produkcji. Drugim jest wprowadzanie do wnętrza czystej strefy wkładu specjalnych rdzeni o porowatej strukturze (pianek), których powierzchnia została zmodyfikowana poprzez naniesienie warstwy katalizatora. [79,81]. Przy utrzymaniu temperatury filtrowanego gazu procesowego w zakresie 800-850°C oraz niskiej zawartości związków siarki udowodniono, że przy wykorzystaniu filtra wielofunkcyjnego możliwa jest redukcja do 94% substancji smolistych zawartych w gazie.

Na zaprezentowanym poniżej Rys. 2.18 przedstawiono cztery powszechnie spotykane na rynku rodzaje filtrów gazu gorącego. Filtr (1) stanowi podstawowy, najczęściej wykorzystywany wkład o budowie symetrycznej, wykonany z włókien ceramicznych. Natomiast Filtr (2) jest filtrem ceramicznym o budowie asymetrycznej. Pomiędzy wkładami 1 i 2 widoczne są również różnice w sposobie wykończenia kołnierza mocującego wkłady: (1) – kołnierz płaski, (2) – kołnierz stożkowy. To drugie rozwiązanie stanowi teoretycznie rozwiązanie korzystniejsze. Wkłady (3) oraz (4) są wkładami świecowymi wykonanymi z metalu. W pierwszym filtracja odbywa się na powierzchni plecionej siatki metalowej, natomiast Filtr (4) jest wykonany poprzez spiekanie proszków metalicznych. Oba ze względu na zawarte w metalach Ni i Cr wykazują pewną aktywność katalityczną w zakresie konwersji związków smolistych. Ich podstawową wadą jest podatność na korozję i ograniczony zakres temperatur dla pracy ciągłej.



Rys. 2.18 Cztery przykładowe typy filtrów gazu gorącego.

2.3.2.3 Metody regeneracji

W pierwszej fazie filtracji opory przepływu gazu wynikają jedynie z oporów stawianych przez materiał wkładu filtracyjnego. Następnie na skutek odkładania się cząstek wewnątrz struktury wkładu zmniejsza się jego porowatość, a poprzez przyrastanie warstwy pyłu również na jego powierzchni, wytwarza się dodatkowa warstwa filtracyjna, przez którą filtrowany płyn musi przepłynąć. Po zakończeniu procesu kondycjonowania wkładów to właśnie opór placka filtracyjnego determinuje charakterystykę pracy urządzenia. W momencie, gdy opór przepływu gazu przez filtr przekracza wartość zadaną (punkt pracy filtra), wkłady poddawane są regeneracji w celu zmniejszenia grubości zebranego na ich powierzchni placka filtracyjnego i przywrócenie oporów filtracji do zakresu nominalnego.

Procesowo punkt pracy filtrów gazu gorącego jest wyższy od wartości typowych dla filtrów workowych (250-1 500 Pa). Urządzenia filtrujące gaz procesowy pracują zwykle przy spadkach ciśnienia w zakresie 2 000-3 000 Pa. Za utrzymanie kontroli nad wielkością oporów na filtrze, a przez to i ciągłości procesu odpowiedzialny jest układ regeneracji wkładów. Obecnie zarówno w filtrach workowych, jak i filtrach gazu gorącego standardową metodą regeneracji jest metoda impulsowa (ang. *pulse jet* – strumień impulsowy). W filtracji

gorących gazów procesowych wskazuje się, że niska temperatura gazu wykorzystywanego do regeneracji wkładów może powodować kondensację smół, a to w konsekwencji może prowadzić do zatykania filtrów.

W filtrach jednosekcyjnych lub jednoelementowych rozpoczęcie regeneracji wymaga chwilowego zaprzestania filtracji, przekierowania strumienia gazu zasilającego filtr do innego urządzenia lub wiąże się z chwilowym brakiem odpylania gazu, jednak ostatnia z wymienionych sytuacji jest niedopuszczalna w większości aplikacji zgazowania. W przypadku filtracji gazu gorącego problem ten jest minimalizowany poprzez podział wkładów w filtrze na kilka odrębnie regenerowanych sekcji lub kilka niezależnych filtrów. W ten sposób w trakcie regeneracji jednej z sekcji pozostałe przejmują na siebie obciążenie dodatkowym strumieniem gazu lub analogicznie, jeśli jeden filtr wymaga odstawienia, pozostałe jednostki powinny posiadać odpowiednio duże nadwyżki wydajności, aby możliwe było przekierowanie tego strumienia gazu bez wpływu na przebieg procesu.

Gaz regeneracyjny

Zazwyczaj gazem regeneracyjnym wykorzystywanym w filtracji gazów palnych, jak gaz procesowy, są gazy inertne jak azot lub ditlenek węgla. W przypadku instalacji, w których rozcieńczanie gazem inertnym jest niedopuszczalne, wkłady oczyszcza się głównie sprężonym, oczyszczonym gazem procesowym. Taki układ wymaga jednak indywidualnego podejścia do kwestii sprężania i magazynowania gazu procesowego, czy też doboru urządzeń pomocniczych jak zawory i stacje redukcyjne, które nie spowodują jego niekontrolowanego uwalniania. Ponadto metoda ta wymaga często rozszerzenia stref wybuchowych, a tym samym doboru urządzeń, które mogą pracować w takich warunkach. Teoretycznie istnieje również możliwość regeneracji impulsowej przy wykorzystaniu pary wodnej.

Temperatura strumienia impulsowego

Gdy filtrowany gaz zawiera związki, które na skutek ochłodzenia mogą kondensować, koniecznością może stać się podgrzewanie gazu regeneracyjnego. W zakresie temperatur $<150^{\circ}\text{C}$ podgrzewanie gazu nie stanowi znaczącego wyzwania technicznego, powyżej tej granicy, spada jednak możliwość stosowania typowych urządzeń zabezpieczających i elektrozworów impulsowych. Konieczne jest również zastosowanie większych zbiorników ciśnieniowych, czy zaworów szybkiego działania. W ostatnich latach coraz częściej w tej roli obserwuje się stosowanie pełnoprzelotowych, podpartyh zaworów kulowych współpracujących z siłownikami pneumatycznymi (ang. *truunion pulse-jet ball valve*). Przewagą zaworów kulowych jest możliwość zastosowania uszczelnień metalowych, które pozwalają na pracę w temperaturze ok 250°C . Natomiast wadę stanowi fakt, że konstrukcji tych nie produkuje się w rozmiarach $<\text{DN}50$. Ponadto ze względu na ograniczoną liczbę dostawców i wykorzystanie drogich materiałów, rozwiązania te są również bardzo kosztowne.

Zawory impulsowe

Wzrost przepływu gazu przez zawór impulsowy można osiągnąć poprzez minimalizację oporów przepływu gazu oraz maksymalne skrócenie czasu, w którym zawór znajduje się w pozycjach nieustalonych. Idealny zawór impulsowy powinien stawiać jedynie minimalne

opory przepływu (jak najwyższe K_{vs}) oraz mieć jak najkrótszy czas otwarcia. Dla większości aplikacji optymalnym rozwiązaniem są elektrozawory. Takie rozwiązania potwierdziły swoją skuteczność dla układów wysokociśnieniowych, tj. tam, gdzie ciśnienie gazu regeneracyjnego jest znacząco wyższe niż ciśnienie procesowe. Standardowo elektrozawory impulsowe występują w rozmiarach $<DN65$. Dla większych instalacji lub w celu zapewnienia większych przepływów gazu regeneracyjnego – np. w związku z niskim ciśnieniem gazu regeneracyjnego – konieczne jest stosowanie wspomnianych powyżej wspartych zaworów kulowych o charakterystyce pełnoprzelotowej. Takie zawory pozwalają na niezawodną pracę przez min. 500 000 cykli, a dzięki zastosowanym zestawom siłowników pneumatycznych pozwalają na wykonanie pełnego cyklu pracy (zamknięty-otwarty-zamknięty) w czasie nieprzekraczającym 450 ms. Zawory kulowe pełnoprzelotowe charakteryzują się również znacznie wyższymi K_{vs} niż elektrozawory ($>10\times$). Elektrozawory impulsowe są jednak w stanie osiągnąć pełne otwarcie już w czasie 10-15 ms, co stanowi wartości nieosiągalne dla zaworów kulowych napędzanych siłownikami pneumatycznymi. W przypadku obu typów konstrukcji czas zamknięcia zwykle nie przekracza 50 ms.

Mechanizm regeneracji z wykorzystaniem strumienia impulsowego

Wspólnym założeniem dla wszystkich mechanizmów regeneracji filtrów jest odrywanie się placka od medium filtracyjnego na skutek wystąpienia naprężeń rozciągających o wartości przekraczającej siły adhezyjne występujące między cząstkami placka a medium lub siły kohezyjne występujące między cząstkami pyłu. W praktyce obserwuje się zarówno niejednorodny rozkład oddziaływania sił adhezyjnych, jak i kohezyjnych oraz niejednorodną wartość oddziaływania naprężeń ścinających, co powoduje, że filtry świecowe oczyszczane są w sposób niejednorodny, tj. w pewnych miejscach następuje pełne usunięcie placka, natomiast w innych pozostaje on nienaruszony. W wolnym przekładzie z języka angielskiego takie zjawisko określane jest jako oczyszczanie nierówne, czy nieregularne (patchy cleaning) i rozróżnia się jego dwa rodzaje: zlokalizowane odrywanie płatków oraz typu „skórka pomarańczy”.

W filtrach workowych regenerowanych impulsowo przyjmuje się, że wymagane naprężenia rozciągające powstają podczas przemieszczania się impulsu gazu wewnątrz worka, gdy ten rozpycha tkaninę na zewnątrz. Gdy tkanina zostaje napięta do granic swoich możliwości wynikających z wymiarów worka i rozciągliwości materiału, w konsekwencji gwałtownie rośnie wartość jej spowolnienia, która zwykle wielokrotnie przewyższa wartość przyspieszenia grawitacyjnego. W wyniku działania tej siły, placek w zależności od swojej gęstości powierzchniowej doznaje naprężeń rozciągającego. Jeśli naprężenie to jest wystarczająco duże, placek ulega rozerwaniu i jego fragmenty odpadają od powierzchni filtra. Powierzchnia sztywnych wkładów filtracyjnych, w tym wkładów świecowych stosowanych w filtracji gazu gorącego, nie ulega przemieszczeniu w trakcie przepływu czoła fali impulsu regeneracyjnego. Naprężenia rozciągające oddziałujące na placek filtracyjny powstają zatem jedynie w wyniku oddziaływania spadku ciśnienia na placek. W trakcie regeneracji filtra następuje chwilowa zmiana kierunku przepływu przez filtr i powstaje różnica ciśnień, składająca

się z dwóch komponentów: oporów przepływu przez medium (wyższych dla filtrów świecowych niż workowych) oraz oporów przepływu przez placek filtracyjny.

Ponieważ lepkość gazu pozostaje w przybliżeniu wartością stałą, a przyjmując, że grubość placka i medium mogą być przedstawione w postaci zmodyfikowanych współczynników oporów miejscowych – odpowiednio k_p i k_m – spadek ciśnienia w trakcie regeneracji można wyznaczyć przy wykorzystaniu poniższej zależności:

$$\Delta P_p = \Delta P_c \left(\frac{k_p}{k_p + k_m} \right) \quad R. (2-1)$$

gdzie:

ΔP_p – spadek ciśnienia na placku;

ΔP_c – całkowity spadek ciśnienia na filtrze w trakcie regeneracji impulsowej.

Dla analizowanego układu wartość ΔP_p jest równa sile ścinającej oddziałującej na placek.

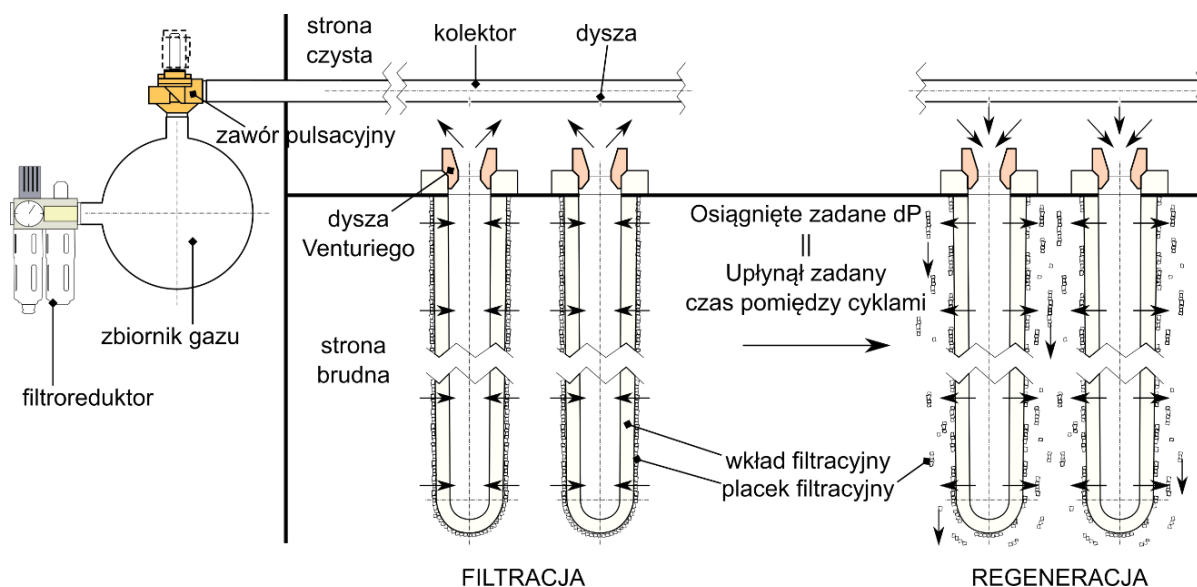
Dominującymi parametrami odpowiadającymi za skuteczność pracy układu jest prędkość gazu na wylocie z dyszy, jego strumień masowy i geometria samego układu (straty ciśnienia w trakcie przepływu, różna dystrybucja pomiędzy wkładami w sekcji, wykorzystanie efektu zwężki Venturiego). Górnym ograniczeniem prędkości gazów opuszczających dyszę jest prędkość dźwięku, powyżej której na skutek kawitacji energia kinetyczna strumienia opuszczającego dyszę spada.

Analiza pracy standardowej konstrukcji układu regeneracji

Układ bazuje na wykorzystaniu: zbiornika gazu impulsowego (zbiornik z reduktorem ciśnienia przy króćcu zasilającym, zaworem bezpieczeństwa i króćcem wylotowym osobnym dla każdej z sekcji), zestawu zaworów impulsowych (otwarcie zaworu powoduje wpuszczenie strumienia regeneracyjnego do danej sekcji filtra), przewodów/kolektorów rozprowadzających gaz pomiędzy sekcjami filtra oraz dysz kierujących strumień do wnętrza elementu filtracyjnego (w najprostszyc konstrukcjach filtrów, funkcję tę pełnią otwory w kolektorach). Nieodzownym elementem systemu są również układ pomiaru spadku ciśnienia pomiędzy stronami filtra oraz system zarządzający pracą układu regeneracji. Część producentów stosuje również zwężki Venturiego umieszczane na ujściu gazu odpylonego z wkładu. Celem zastosowania zwężki jest stworzenie strefy niskiego ciśnienia po czystej stronie filtra i wykorzystania do oczyszczania wkładów również pewnej objętości gazu odpylonego. Schematyczną prezentację działania takiego układu przedstawiono na Rys. 2.19. Ciśnienie panujące w kolektorze standardowo mieści się w granicy 5 – 10 bar_g dla instalacji pracujących przy ciśnieniu zbliżonym do atmosferycznego, natomiast dla instalacji ciśnieniowych, pracującej pod ciśnieniem >10 bar_g, ciśnienie gazu regeneracyjnego powinno wynosić min. dwukrotność ciśnienia panującego w instalacji [82]. Doświadczenia eksploatacyjne oraz przeprowadzone badania wskazują, że czas otwarcia zaworu ma niewielkie przełożenie na skuteczność regeneracji. To od wartości piku energii impulsu strumienia powstającego w pierwszym momencie wypełnienia wkładu przez gaz regeneracyjny zależy, czy w trakcie

regeneracji wytworzona zostanie siła zdolna oderwać placki od powierzchni wkładu. Zwykle czasy pulsacji mieszczą się w granicach 150-500 ms. Czas otwarcia zaworu oznacza zazwyczaj okres, w którym sterownik podaje sygnał otwarcia do elementu wykonawczego odpowiedzialnego za poruszanie zaworem. Na skuteczny czas i stopień otwarcia zaworu, a przez to na charakterystykę przepływu gazu przez układ regeneracji wpływ mają również charakterystyka mechaniczna samego zaworu – czas zmiany pozycji z zamkniętej na otwartą i odwrotnie, jego napędu (zwłoka układu elektronicznego, charakterystyka pracy elementu wykonawczego) oraz układu sterowania (zwłoka na elementach wykonawczych i charakterystyka przesyłanego sygnału). Ponieważ czasy regeneracji są mierzone w milisekundach, na powtarzalność pracy układu wpływ ma również charakterystyka prądowa układu zasilania instalacji oraz zaburzenia wprowadzane do sieci poprzez pracę inwerterów czy napędów.

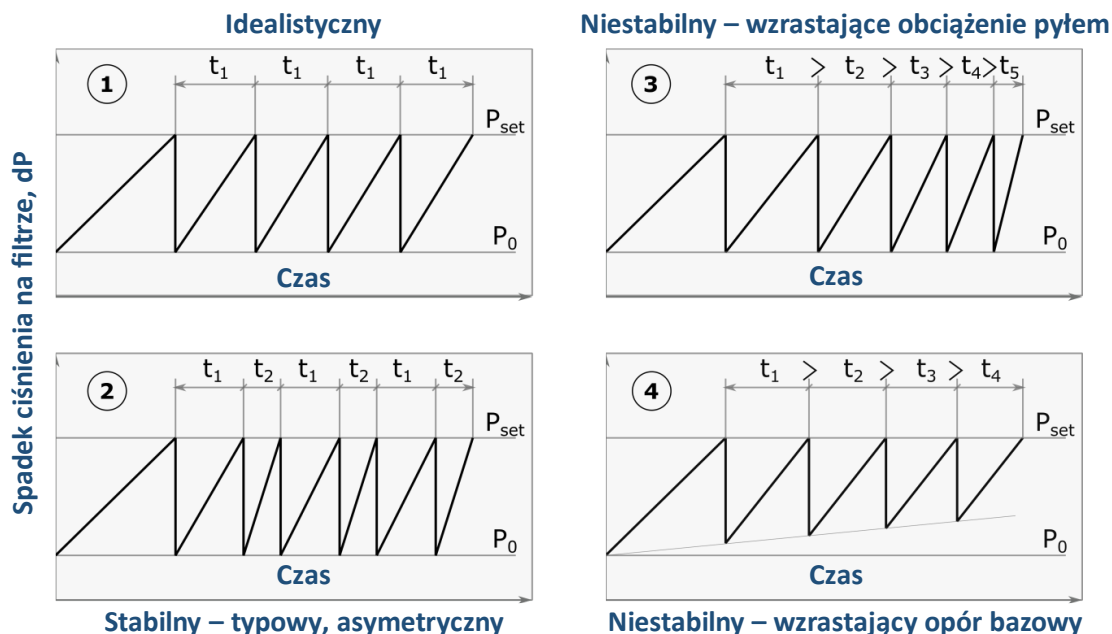
W filtrach wielosekcyjnych regeneracja odbywa się w taki sposób, aby jeśli to tylko możliwe, nie poddawać regeneracji sekcji znajdujących się w swojej bezpośredniej bliskości. Ma to na celu ochronę wkładów, na których powierzchni chwilowo znajduje się niewielka grubość placka filtracyjnego przed uderzaniem cząstek odrywanych z pobliskich wkładów oraz minimalizację osiadania tychże cząstek na sekcjach już zregenerowanych. W tym miejscu warto dodać, że dystrybucja strumienia gazu przepływającego przez sekcje znacząco różni się w zależności od ilości zebranego na nich pyłu.



Rys. 2.19. Schemat pracy i regeneracji impulsowej przy wykorzystaniu zwężki Venturiego.

Analiza stabilności procesu filtracji

Typowym sposobem analizy przebiegu procesu filtracji, jego stabilności i diagnozy nieprawidłowości, jest analiza zmian w czasie spadku ciśnienia na filtrze lub zmian długości interwałów pomiędzy kolejnymi cyklami regeneracji. Przykładowe wykresy wraz z analizą typowych przyczyn takich obserwacji prezentuje Rys. 2.20.



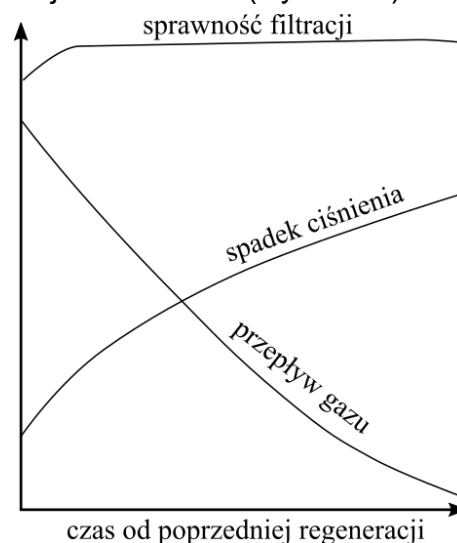
Rys. 2.20 Typowe przebiegi zmian spadku ciśnienia na filtrze w czasie.

Na wykresie (1) zaprezentowano idealistyczny i rzadko spotykany w rzeczywistości przebieg filtracji, w którym zarówno interwały kolejnych cykli regeneracji, jak i spadek ciśnienia przed i po regeneracji są sobie równe. Świadczy to o powtarzalnym i stabilnym przebiegu filtracji. Przypadek (2) jest częściej obserwowany w praktyce. Tutaj sam proces filtracji pozostaje stabilny w czasie, jednak obserwuje się niewielkie różnice pomiędzy interwałami cykli regeneracji. Różnice te mogą wynikać z odmiennego wykonania poszczególnych stref filtra, mniejszej skuteczności regeneracji, nierównomiernego obciążenia pyłem lub być związane z innymi problemami wynikającymi np. z braku odpowiedniego odbioru pyłu z jednej z sekcji urządzenia. Natomiast sytuacje zaprezentowane na rysunkach (3) i (4) obrazują niestabilne procesy filtracji, które w perspektywie czasu mogą skutkować koniecznością odstawienia urządzenia. Filtry wykazują często naprzemienne okresy pracy stabilnej i niestabilnej. Decyduje o tym dynamika relacji zachodzących pomiędzy parametrami filtrowanego medium a warunkami pracy samego filtra. Zmiany strumienia gazu, jego temperatury, wilgotności, czy stężenia pyłu stanowią najczęstsze powody destabilizacji urządzenia.

Każdy filtr podczas pierwszego uruchomienia przechodzi przez okres niestabilnej pracy, w trakcie którego odbywa się jego kondycjonowanie. W tym czasie na wkładach filtracyjnych uzyskiwany jest stan pseudoustalanej równowagi, na którą składają się charakterystyka struktury powstającego placka filtracyjnego oraz zdolność układu impulsowego do

regeneracji powierzchni materiału filtracyjnego. Na skutek kondycjonowania wkładów ich opory bazowe stabilizują się, a sprawność filtracji osiąga swoje maksimum (Rys. 2.21). Jeśli przyrost ten wykazuje właściwości asymptotyczne, a wartość tej asymptoty znajduje się w zakresie wartości dopuszczalnego dla danej instalacji spadku ciśnienia, pracę takiego urządzenia określa się jako prawidłową. Analiza zmian oporów w czasie procesu filtracji wskazuje na charakter filtrowanego pyłu i samego wkładu filtracyjnego. Dla ziaren drobnych zazwyczaj obserwuje się wykładniczy przyrost oporów, natomiast dla ziaren dużych opory przyrastają zwykle w sposób liniowy.

Rys. 2.21 Schemat zmian sprawności filtra barierowego w czasie pomiędzy kolejnymi cyklami regeneracji.



Przyczyny niskiej sprawności regeneracji

Największym problemem eksploatacyjnym filtrów jest niska skuteczność ich regeneracji oraz wynikające z niej konsekwencje w postaci konieczności pracy urządzenia przy niskich prędkościach filtracji lub przy wysokich spadkach ciśnienia.

Kilka mechanizmów przyczynia się do wzrostu wytrzymałości mechanicznej placka. Wskazuje się tu na czynniki przyczyniające się do wzrostu kohezji cząstek pyłu oraz ich adhezji ze strukturą materiału. Najistotniejsze z rozpatrywanych oddziaływań wynikają zazwyczaj z przyciągania elektrostatycznego i van der Waals'a oraz oddziaływań mechanicznych na skutek aglomeracji cząstek stałych bez oraz z udziałem fazy ciekłej. Udział powyższych mechanizmów zależy od dystrybucji wielkości i składu cząstek pyłu, porowatości placka oraz parametrów fizykochemicznych gazu i procesu filtracji. W celu podjęcia efektywnych działań zmierzających do poprawy skuteczności pracy układów regeneracji filtrów gazu gorącego konieczne jest określenie przyczyn stojących u podstaw tego problemu. Poniżej zaprezentowano ich analizę w odniesieniu do głównych czynników i zjawisk występujących w układach filtracji gorącego gazu procesowego.

Wywołane przez właściwości fizykochemiczne ciała stałego

W procesie filtracji podstawowym parametrem procesowym jest różnica ciśnień pomiędzy czystą a brudną stroną filtra. Wartość oporów przepływu gazu przez filtr jest determinowana w głównej mierze przez właściwości placka filtracyjnego. Wartość spadku ciśnienia na filtrze nie przekłada się jedynie na zagadnienia inżynierskie jak dobór wentylatora czy związany z jego pracą wydatek energii. W procesie filtracji spadek ciśnienia ma również szczególnie istotny wpływ na utrzymanie stabilności samego procesu. Wiele pyłów w warunkach wysokiej temperatury wykazuje tendencję do tworzenia ściśliwych placków filtracyjnych, podczas gdy takich cech nie obserwuje się w trakcie filtracji tych samych pyłów zanieczyszczających gazy zimne. Ponadto, w wyższej temperaturze struktura i porowatość placka mogą ulegać zmianie ze względu na wzrost oddziaływania siły adhezji i kohezji oraz jego plastyczne odkształcanie. Dla przykładu w powyższym zakresie wykazano m.in., że

placki z filtracji wapna, kwarcu i popiołu z kory wykazywały się niższą porowatością w wyższych temperaturach, niż w temperaturze otoczenia [83]. Natomiast, podobnych cech nie stwierdza się dla popiołów lotnych ze spalania węgla [84].

Rozkład cząstek pyłu stanowi drugi z podstawowych czynników warunkujących długotrwałą i niezawodną pracę wkładów. Parametr ten determinuje przebieg filtracji w obrębie placka filtracyjnego i dlatego ważne jest, aby filtrowany materiał składał się z możliwie szerokiego spektrum cząstek. Placki filtracyjne zbudowane z wąskiego przedziału drobnych cząstek często mogą przybierać niekorzystne cechy, takie jak nadmierna gęstość i wytrzymałość, a te przekładają się na wzrost siły potrzebnej do oderwania pyłu z powierzchni filtrów. Z zagadnieniem stężenia pyłu w filtrowanym gazie i wielkości separowanych cząstek związane jest również zagadnienie wykorzystania np. cyklonów, jako odpylaczy wstępnych przed filtrem barierowym. Zastosowanie takiego zestawu odpylaczy powinno być zawsze rozpatrywane w sposób jednostkowy, ponieważ zmniejszenie obciążenia filtra pyłem z jednej strony przekłada się na zmniejszenie częstotliwości jego regeneracji, czy możliwość pracy przy wyższych przepływach, jednak z drugiej zastosowane odpylanie wstępne może przyczynić się do wzrostu udziału frakcji submikronowych, a to z kolei może uniemożliwić stabilną pracę filtra.

Jak zostało już powiedziane, filtry świecowe nie odkształcają się w trakcie regeneracji. Jeśli dodatkowo warunki procesu sprzyjają filtracji wgłębnej, skuteczność impulsowej metody regeneracji drastycznie maleje. Podobne konsekwencje powoduje wzrost udziału frakcji submikronowej w filtrowanym gazie oraz przekroczenie temperatury spiekania cząstek. Każdy z wymienionych powyżej czynników może być początkiem spirali niekorzystnych zdarzeń powodujących utratę stabilności pracy filtra: wzrasta wytrzymałość mechaniczna placka, spada zdolność regeneracji powierzchni filtracyjnej, placek nabiera właściwości elastycznych, wzrasta opór przepływu, placek ulega ściśnięciu, wzrasta kohezja cząstek, zmniejszają się pory w placku, następuje penetracja filtra, cząstki przedostają się do porów filtra i je blokują.

Dodatkowo charakterystycznym dla filtrów świecowych jest również zjawisko niepełnej regeneracji wkładów, przez co w trakcie pulsacji z powierzchni materiału w pierwszej kolejności usuwane są fragmenty placka o najniższej wytrzymałości mechanicznej. Skutkuje to natychmiastowym spadkiem oporów i lokalnym wzrostem przepływu gazu regeneracyjnego przez materiał. W konsekwencji spada wartość siły ciśnienia oddziałującego na placek w pozostałych punktach materiału filtracyjnego, a to skutkuje brakiem możliwości jego usunięcia.

Z powyższym wiąże się również wzrost niebezpieczeństwa zbyt głębokiego oczyszczenia materiału, co może skutkować oderwaniem z materiału całej grubości placka, chwilowym spadkiem sprawności filtracji, penetracją cząstek i filtracją wgłębnią, a w skrajnym przypadku oderwaniem wraz z plackiem filtracyjnym również fragmentu powierzchni wkładu. Takie sytuacje są spotykane we wkładach, w których interakcja pomiędzy cząstkami pyłu a materiałem filtra doprowadziła do powstania zbyt wysokiej adhezji. Czynnikiem

sprzyjającym powyższemu ryzyku jest prowadzenie filtracji przy wysokich oporach przepływu oraz przy długich interwałach pomiędzy cyklami regeneracji

Jako metodę poprawy niezawodności procesu filtracji gazów gorących, dyskutuje się również możliwość adaptacji zasady „filtracji bez placka filtracyjnego”. W układzie pracującym zgodnie z tą zasadą cykle regeneracyjne są realizowane w taki sposób, aby minimalizować grubość placka zebranego na materiale. Powyższe osiąga się np. poprzez regenerację wkładów w regularnych odstępach czasu, bez względu na opory na filtrze. Metoda ta nie może jednak znaleźć zastosowania wszędzie tam, gdzie placek filtracyjny jest niezbędny do zachowania skuteczności procesu, zabezpieczenia powierzchni filtracyjnej przed zatkanie porów czy jej uszkodzeniem.

Ze względu na problem bezpośredniego pomiaru właściwości adhezyjnych i kohezyjnych pyłów, podstawowym pomiarem laboratoryjnym mającym na celu ocenę właściwości filtracji ciał stałych, jest ocena wytrzymałości na ścinanie placków filtracyjnych wytworzonych w trakcie filtracji tychże pyłów. Tym sposobem określono m.in., że regeneracja placków filtracyjnych o niskiej wytrzymałości na rozciąganie $<50 \text{ N/m}^2$ może prowadzić do blokowania porów filtra, podczas gdy regeneracja placków o wytrzymałości $>300 \text{ N/m}^2$ może prowadzić do odrywania się placka w formie dużych płatków oraz wzrostu ryzyka blokowania się placka między wkładami filtracyjnymi (ang. *bridging*) [7,85,86]. Wskazuje się również, że korzystniejszym parametrem oceny zachowania pyłów w trakcie procesu filtracji, a także doboru warunków tegoż procesu jest odniesienie wytrzymałości na rozciąganie wytworzonych placków filtracyjnych do ich gęstości. Parametr ten nazwano charakterystyczną wytrzymałością placka lub krytycznym wskaźnikiem grubości od ang. *Critical Thickness Index* (CTI) [87]. Powyższa nazwa wywodzi się z faktu, że parametr ten wskazuje maksymalną grubość warstwy pyłu, jaka mogłaby powstać na powierzchni materiału, przed samoistnym uszkodzeniem struktury placka pod wpływem działania siły ciężenia.

Jedna z podstawowych zasad filtracji mówi, że filtrowane cząstki nie powinny być lepkie i należy unikać prowadzenia procesu w warunkach, w których cząstki takie właściwości wykazują. W układach zgazowania biomasy związki mineralne metali alkalicznych mogą występować w fazie ciekłej nawet w temperaturach 600-700°C. Jeśli temperatura gazu przed filtracją nie zostanie odpowiednio skontrolowana, filtracja pyłów zawierających nawet niewielkie ilości ciekłych związków mineralnych prowadzi będzie do powstawania placka o bardzo wysokiej wytrzymałości mechanicznej, a w przypadku kondensacji lub zestalenia zanieczyszczeń wewnątrz jego porów, również do zatkania porów materiału.

[Wywołane przez właściwości fizykochemiczne gazu](#)

Z przytoczoną powyżej zasadą wiąże się inna konsekwencja wynikająca z charakterystyki medium, jakim są gazy uzyskiwane w procesie zgazowania. Drugim z głównych powodów przybierania właściwości lepkich przez placek oraz wzrostu jego spoistości są występujące w gazie zanieczyszczenia organiczne. Związki te w warunkach gazu gorącego utrzymują swoją reaktywność i wraz z czasem zmieniają swoją charakterystykę ilościową i jakościową, w konsekwencji czego mogą produkować struktury węglowe na skutek

polikondensacji związków cyklicznych. Ponieważ smoły grawimetryczne stanowią grupę zanieczyszczeń o zbyt dużej masie cząsteczkowej, aby możliwa była ich charakterystyka, przyjmuje się, że zanieczyszczenia te mogą występować w gazach gorących zarówno w fazie ciekłej, jak i stałej już przy stężeniach na poziomie mg/Nm^3 . W związku z powyższym problem wpływu temperatury na właściwości frakcji organicznej występującej w gazie procesowym i oddziałującej na ten proces, z pewnością nie może być określany jako jasny i czytelny.

O tym jak bardzo niekorzystnym jest zjawisko kondensacji frakcji organicznej gazu w warunkach pracy filtra świadczyć powinny zaprezentowane w literaturze wyniki badań wytrzymałości na rozciąganie placków filtracyjnych, gdzie wskazano, że już przy najmniejszych ilościach fazy ciekłej w strukturze placka następuje podwojenie jego wytrzymałości na rozciąganie, a wielkość wzrostu tego parametru zależy w wyższym stopniu od zwilżalności cząstek placka, niż od lepkości cieczy lub napięcia powierzchniowego na granicy faz gaz-ciecz [7,88].

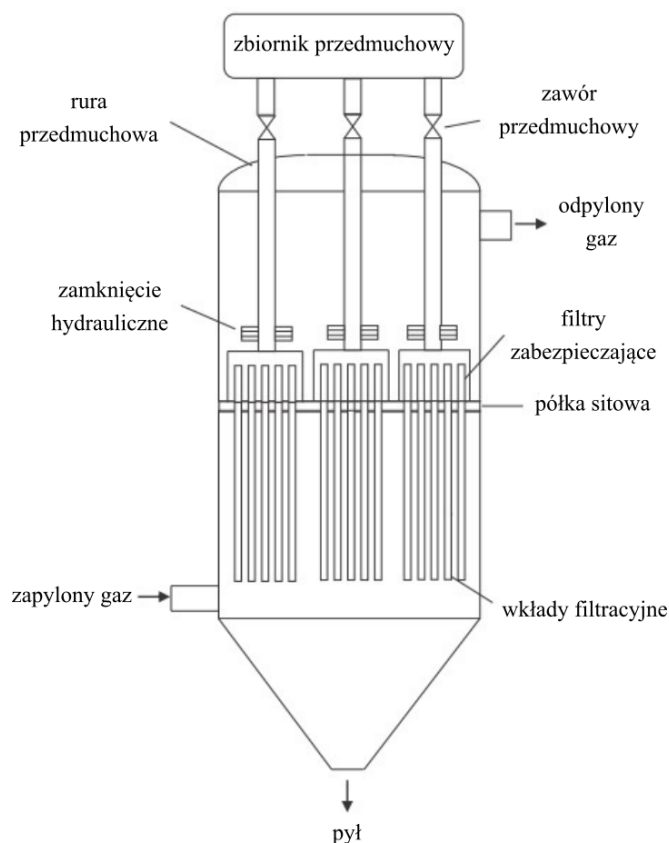
Metodą przeciwdziałania występowaniu zanieczyszczeń organicznych gazu w fazie ciekłej, podobnie jak ma to miejsce z przytoczoną powyżej dyskusją dla zanieczyszczeń mineralnych gazu, jest praca filtra w odpowiedniej temperaturze. W ujęciu idealistycznym za optymalny przyjmuje się obszar pracy pomiędzy punktem kondensacji najcięższych frakcji zanieczyszczeń smolistych oraz mięknięcia zanieczyszczeń stałych. Należy jednak nadmienić, że w sposób lokalny do kondensacji substancji smolistych może dochodzić również w trakcie regeneracji wkładów. Ryzyko to wzrasta wraz z zawartością organiki w gazie, wzrostem strumienia gazu impulsowego oraz spadkiem temperatury pracy filtra. W literaturze można spotkać prace ukierunkowane na określenie zmian profilu temperatur w filtrze regenerowanym przy wykorzystaniu gazu impulsowego o różnych temperaturach. Przy wykorzystaniu modeli symulacyjnych wskazuje się, że regeneracja przy zastosowaniu gazu impulsowego o temperaturze 25°C może wiązać się z lokalnym obniżeniem temperatury filtra gazu gorącego o 300°C [89]. Powyższe szacunki powinny być jednak traktowane indywidualnie i nie powinny być generalizowane. Wtrysk zimnego gazu impulsowego prowadzi jednak bezdyskusyjnie do cyklicznych obciążeń termicznych wkładów świecowych.

Powyższe argumenty powinny stanowić w pierwszej kolejności powód, dlaczego o możliwości filtracji gazu procesowego decydują nie tylko warunki procesu, ale także charakterystyka pracy samego reaktora, a następnie, dlaczego w trakcie realizacji fazy przedwdrożeniowej projektów związanych z filtracją gorących gazów procesowych zasadna jest realizacja testów terenowych przy wykorzystaniu gazów rzeczywistych.

[Wynikające z konstrukcji układu regeneracji](#)

Standardowa metoda impulsowej regeneracji wkładów świecowych stanowi adaptację rozwiązań znanych z filtracji gazów zimnych. Pomiedzy oboma aplikacjami występuje jednak znacząca różnica w mechanizmach działania, przez co rozwiązania techniczne decydujące o jej skuteczności w filtrach workowych, nie są w stanie osiągnąć podobnego poziomu sprawności w trakcie regeneracji nieodkształcalnych filtrów świecowych.

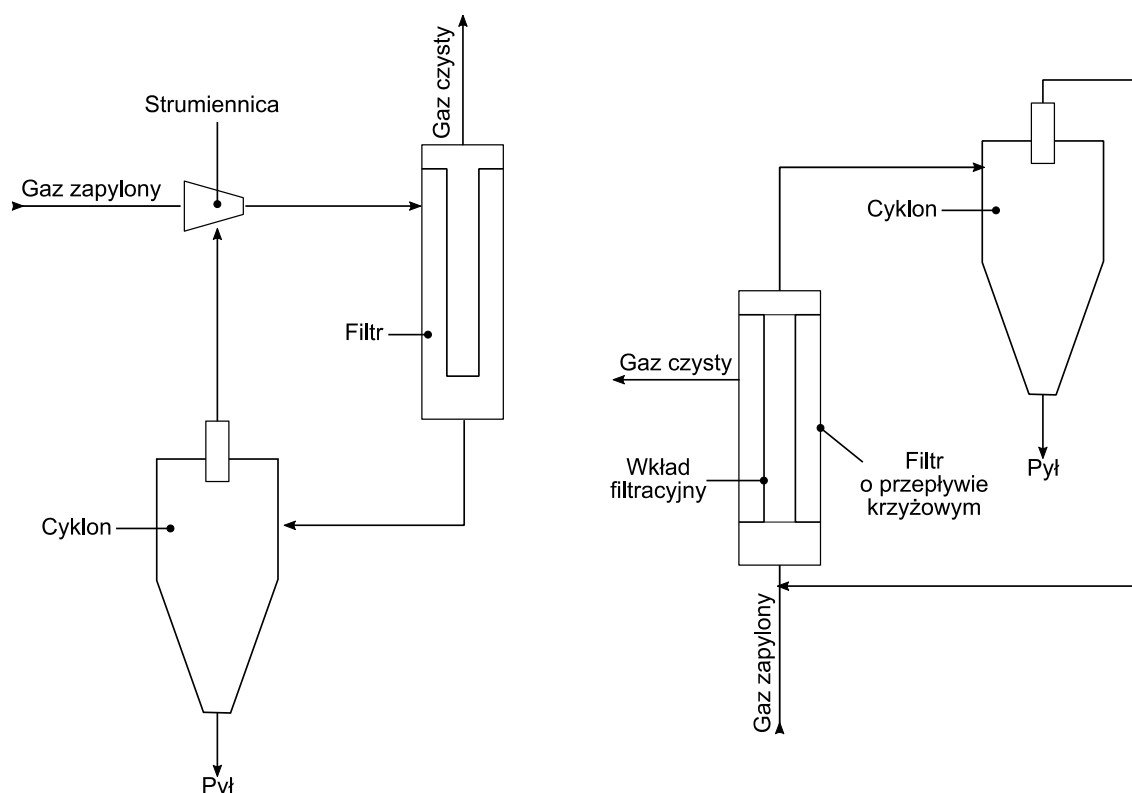
Jedną z dostępnych na rynku metod poprawy skuteczności regeneracji impulsowej bazuje na bezpośrednim połączeniu układu oczyszczania z czystą stroną wkładów. W tej metodzie układ regeneracji jest odcięty od przestrzeni filtra zaworami szybkiego działania, a gaz regeneracyjny kierowany jest bezpośrednio ze zbiornika magazynującego do wnętrza wkładów poprzez porowate rury ceramiczne. Otwarcie zaworu impulsowego powoduje powstanie nadciśnienia o podobnej wartości wewnątrz całej przestrzeni czystej części filtra. Taki zabieg przekłada się na wzrost skuteczności regeneracji przy jednoczesnym obniżeniu wymaganego ciśnienia gazu regeneracyjnego (1-2 bar(g)). Ponieważ regeneracja prowadzona według powyższej metody trwa 2-4× dłużej niż standardowy czas pracy wysokociśnieniowej metody impulsowej, zaprezentowany układ stanowi niejako metodę pośrednią pomiędzy wysokimi ciśnieniami i krótkimi czasami pracy znanymi z układów impulsowych a metodami bazującymi na przedmuchu wstecznym znanymi głównie ze starszych konstrukcji filtrów workowych, gdzie regenerowano filtry przy wykorzystaniu dużych strumieni gazu o niskim ciśnieniu. Za sprawnością tej metody stoi zastosowanie tak zwanych zaworów hydraulicznych, stawiających wysoki opór w trakcie przepływu strumienia impulsowego (niska objętość gazu wprowadzona w krótkim czasie) natomiast stawiających znikomy opór przepływu dla gazu odpylonego w trakcie cyklu filtracji. Dodatkowym atutem tej metody są również zastosowane filtry wgłębne umieszczone po stronie czystej wkładów świecowych, stanowiących dodatkowe zabezpieczenie na wypadek uszkodzenia materiału filtracyjnego czy zastosowanych uszczelnień. Schemat koncepcyjny takiego rozwiązania zaprezentowano na Rys. 2.22.



Rys. 2.22 Filtr ceramiczny z niskociśnieniowym układem regeneracji oraz zintegrowanymi filtrami zabezpieczającymi [90,91].

Wynikające z konstrukcji filtra oraz sposobu wprowadzenia i dystrybucji gazu zapyłonego

Dyskusję poświęconą potencjalnym źródłom strat sprawności regeneracji na skutek ponownego porywania cząstek placka usuniętego z powierzchni filtrów przedstawiono powyżej w trakcie opisu metod dystrybucji gazu w filtrach. W literaturze opisano również sposoby poprawy sprawności filtracji i regeneracji poprzez zastosowanie odmiennych od standardowej konfiguracji procesowej filtra. Wskazano między innymi, że poprzez wprowadzenie gazu zapyłonego współosiowo, bezpośrednio w przestrzeń przyścienną wkładu filtracyjnego wspomaga się samoistne zdmuchiwanie placka z powierzchni wkładu oraz jego grawitacyjne opadanie. W przypadku zaistnienia sprzyjających warunków procesowych modyfikacja ta może prowadzić nawet do „samoczynnego” oczyszczania się powierzchni filtracyjnej. Układ ten został zaprezentowany również w połączeniu z cyklonami oraz z dodatkową recyrkulacją wewnętrzną gazu – celem zwiększenia lokalnych prędkości gazu na wlocie do urządzenia oraz sił ścinających oddziałujących na plackę filtracyjną (Rys. 2.23). Prace te nie znalazły do tej pory demonstracji w warunkach przemysłowych, co może wynikać z faktu, że skuteczność tej metody jest wysoka jedynie w przypadku korzystnych parametrów fizykochemicznych filtrowanych pyłów.



Rys. 2.23 Schemat dwóch rozwiązań pozwalających na nadanie filtrom właściwości samoczyszczących [92,93].

Istnieją również metody, które należy traktować, jako wspomagające główny system regeneracji. Zaliczyć do nich można m.in. metody mechaniczne oraz ultradźwiękowe, które często są wykorzystywane w pracy niskotemperaturowych filtrów workowych. W układach zgazowania metody te posiadają jednak ograniczone możliwości zastosowania.

2.3.2.4 *Temperaturowe okno pracy filtrów gorącego gazu procesowego*

Reaktory zgazowania w większości przypadków produkują gaz o temperaturze poniżej 850°C, co biorąc pod uwagę jedynie wytrzymałość temperaturową dostępnych na rynku materiałów, powinno teoretycznie pozwalać na jego bezpośrednią filtrację. Powodów stojących za tym, dlaczego filtracja gazu surowego zaraz za reaktorem zgazowania może wiązać się z problemami eksploatacyjnymi filtrów, upatruje się w zawartości w gazie związków wykazujących zdolność do ulegania przemianom fazowym, czy to na skutek reakcji chemicznych, czy procesów fizycznych.

W temperaturach >600°C kondensacji mogą ulegać zawarte w gazie procesowym najcięższe związki smoliste oraz substancje mineralne, co w efekcie może prowadzić do blokowania porów wkładów filtracyjnych lub powstawania placka filtracyjnego o wysokiej gęstości, spoistości i lepkości, a przez to i wysokiej wytrzymałości mechanicznej. Powyższe nie jest zasadą, jednak wynika z połączenia właściwości zgazowanego paliwa i parametrów pracy reaktora. W odniesieniu do frakcji mineralnej paliwa, szczególnie problematyczne są sole metali alkalicznych, ich chlorki i siarczki. Jeśli dane paliwo wykazuje się niskimi temperaturami spiekania popiołów lub w trakcie konwersji termochemicznej wykazuje tendencje do szlakowania powierzchni wymiany ciepła (np. w przegrzewaczy pary), powinno to stanowić wskazówkę, że podobne zjawisko może utrudniać również proces filtracji. W celu przeciwdziałania kondensacji zanieczyszczeń mineralnych przed filtracją, a tym samym również uniknięcia ryzyka powstawania wtórnych zanieczyszczeń pyłowych w gazie odpylonym na skutek jego ochładzania, temperatura gazu surowego po opuszczeniu reaktora powinna być możliwie jak najszybciej obniżana, korzystnie poprzez chłodzenie szokowe z wykorzystaniem chłodnic adiabatycznych, poprzez wtrysk wody lub też dzięki wykorzystaniu chłodnic maksymalizujących transport ciepła na drodze promieniowania.

Drugim z czynników mogących ograniczać zakres temperatur stabilnej pracy filtrów są zawarte w gazie zanieczyszczenia organiczne. Zanieczyszczenia te wpływają w sposób dwójaki na okno temperaturowe, w którym możliwa jest niezawodna i bezpieczna filtracja gazu gorącego. Najcięższe zanieczyszczenia organiczne (o najwyższych masach cząsteczkowych) w wysokiej temperaturze na skutek kontaktu z materiałami porowatymi wykazują tendencje do spontanicznego koksowania, jako efektu zachodzenia reakcji polikondensacji. W procesach pirolizy lub reformingu gazów procesowych (głównie metodą suchą) znany jest również problem odkładania się struktur węglowych na powierzchni katalizatorów (koksowanie). Ponieważ długi czas przebywania gazu w filtrze sprzyja powyższej charakterystyce, tym istotniejsze jest, aby materiały filtracyjne stosowane w filtracji gorącego gazu procesowego nie wykazywały takiej aktywności. Rozwiązaniem idealistycznym pozostaje obecnie opracowanie takich filtrów, które katalizowałyby rozkład zanieczyszczeń smolistych gazu procesowego, bez negatywnego wpływu na strukturę porów materiału. Z drugiej strony, te same zanieczyszczenia organiczne – szczególnie ich najcięższe frakcje z grupy IV (Rys. 2.5 na str. 34) i smoły grawimetryczne – mogą posiadać punkt kondensacji >400°C.

Metody analityczne pozwalające na wyznaczenie temperaturowego okna pracy filtra

W literaturze opisuje się metody charakteryzujące okno pracy filtra ceramicznego na podstawie analizy parametrów fizykochemicznych filtrowanego pyłu. Do czterech najczęściej dyskutowanych metod należą metody dylatometryczne [94,95], reometria wysokotemperaturowa [96] oraz termograwimetria i kalorymetria [97]. Ich skuteczne zastosowanie wymaga jednak posiadania próbki filtrowanego pyłu, a najkorzystniejszą jest sytuacja, w której próbka ta została uzyskana z przekształcania docelowego paliwa w danym reaktorze i w optymalnych warunkach pracy instalacji. Temperatura mięknięcia pyłu zależy od jego składu chemicznego, a z reguły związki zawierające w swojej strukturze halogenki metali z pierwszej i drugiej grupy układu okresowego pierwiastków, takie jak NaCl, KCl lub CaCl₂ wykazują tendencję do obniżania tego parametru. Dodatkowo niekorzystną jest sytuacja, w której zanieczyszczenia mineralne gazu mogą tworzyć mieszaniny eutektyczne, ponieważ może to prowadzić do dalszego, znacznego obniżania temperatury mięknięcia filtrowanych cząstek [68]. Filtracja pyłu o właściwościach lepkich przekłada się nie tylko na wzrost problemów z regeneracją filtrów czy utratą stabilności procesu. W sytuacjach ekstremalnych może również prowadzić do mostkowania placka pomiędzy wkładami filtrów, co dodatkowo pogłębia ich niepełną regenerację i przyspiesza narastanie grubości placka. Niedostatecznie szybkie rozpoznanie problemu mostkowania może z kolei prowadzić do tworzenia się martwych stref filtra, a w konsekwencji nawet do uszkodzeń wkładów. Ponadto właściwości redukujące gazu procesowego mogą prowadzić do zachodzenia reakcji w obrębie placka filtracyjnego, które wpływają na jego właściwości fizykochemiczne. W tym zakresie wykazano m.in. że w atmosferze CO₂, zmianie ulega charakterystyka filtracji kamienia wapiennego [98] i możliwe jest występowanie okien temperaturowych, w których filtracja danego pyłu odbywa się naprzemiennie w sposób stabilny i niestabilny.

W odniesieniu do dolnego limitu temperatury filtracji gazów procesowych znana jest metoda pozwalająca na obliczenie teoretycznego punktu kondensacji substancji organicznych zawartych w gazie ze zgazowania. Metoda opracowana przez ECN (obecnie TNO Holandia) [26] bazuje na analizie ilościowej i jakościowej smół jednak w związku z ograniczeniami analitycznymi, jej precyzja pozostaje obciążona wysokim błędem. Podstawowym ograniczeniem metody jest fakt, że bazuje ona tylko na wybranych związkach. Ujmuje zatem związki charakterystyczne głównie dla procesów zgazowania biomasy, lecz niekoniecznie najistotniejsze dla zgazowania innych surowców. Ponadto w obliczeniach uwzględnia się tylko część związków oznaczonych w gazie. Pomija się wszystkie związki wykryte, lecz niezidentyfikowane, których ilość zazwyczaj przekracza 20% oraz smoły grawimetryczne. Jak do tej pory, przytoczona metoda pozostaje jednak jedynym sposobem na przybliżenie punktu kondensacji frakcji organicznej gazu procesowego.

Niestety znajomość tego parametru nie przekłada się jednoznacznie na możliwość wyznaczenia dolnego limitu pracy filtrów. Ponieważ smołami grawimetrycznymi nazywa się bardzo szeroko zakrojoną rodzinę węglowodorów, błędnym mogłoby być wnioskowanie, jakoby gaz zawierający mniejsze stężenie smół grawimetrycznych posiadał jednoznacznie wyższą temperaturę kondensacji. Dodatkowo istnieje jedynie teoretyczny opis zachowania

smół w warunkach procesowych. W analizie właściwości smół grawimetrycznych czy ich połączenia z wpływem na realizację innych procesów, w tym reformingu, uwodornienia czy filtracji, nie pomaga fakt, że związki te w trakcie badań realizowanych *ex-situ* wykazują reaktywność poniżej punktu odparowania. Ważnym jest również, że charakterystyka smół produkowanych w wyniku zgazowania identycznego surowca w różnych typach reaktorów nigdy nie będzie tożsama. Również charakterystyka smół uzyskanych w tym samym reaktorze, w identycznych warunkach procesowych, będzie zależała od składu przekształcanego paliwa. Biorąc pod uwagę, że surowce biomasowe i odpady charakteryzują się znaczną różnorodnością również wewnątrz jednej grupy, stajemy przed sytuacją, w której odmienną może być charakterystyka przebiegu procesów filtracji gazów powstałych w różnych reaktorach, a ponadto innych rezultatów powinno się oczekiwać dla filtracji gazu ze zgazowania zarówno odmiennych typów surowców, jak i odrębnych dostaw tego samego typu surowca. W związku z powyższym najpewniejszym sposobem wyznaczenia dolnego limitu pracy filtrów pozostaje wykonanie testów badawczych oraz zastosowanie możliwie dużego marginesu bezpieczeństwa.

2.3.2.5 Pomiar ciśnienia w procesie filtracji gazu gorącego

Podstawowym pomiarem wykorzystywanym do obserwacji i kontroli pracy filtra jest pomiar ciśnienia, a szczególnie różnica ciśnień pomiędzy brudną a czystą stroną filtra. W procesach filtracji mówi się o stabilnym przebiegu procesu, jeśli spadek ciśnienia na urządzeniu nie zmienia się w czasie i zawiera się pomiędzy określonymi wartościami minimum (po regeneracji) i maksimum (przed regeneracją). W przypadku gdy spadek ciśnienia filtra narasta w czasie, świadczy to o jego niezrównoważonej pracy oraz konieczności dostosowania parametrów pracy układu. Ważnym jest jak najwcześniejsze wykrycie niestabilnej filtracji, ponieważ zwiększa to szanse na ponowną stabilizację procesu oraz uniknięcie konieczności odstawienia urządzenia. Często utrzymywanie spadku ciśnienia filtra na zbyt wysokim poziomie lub też zbyt długie interwały pomiędzy oczyszczaniem danej sekcji mogą prowadzić do niestabilnej filtracji. Tym samym w celu obserwacji parametrów pracy filtra standardowo stosuje się precyzyjne przetworniki spadku ciśnienia podłączone do króćców pomiarowych umieszczonych tuż pod oraz tuż nad półką sitową. Takie umieszczenie czujnika pozwala na wyeliminowanie spadków ciśnienia związanych z króćcami zasilania i odbioru gazu z filtra oraz jego dystrybutorem. Czujnik rejestruje przede wszystkim spadek ciśnienia wywołany przepływem gazu przez placek filtracyjny, materiał wkładu oraz ewentualne elementy umieszczone po czystej stronie filtra [99]. Przetworniki różnicy ciśnień w standardowych wykonaniach pozwalają na pracę z rozdzielczością do 1 Hz, co pozwala na śledzenie globalnych parametrów pracy filtra, ale nie daje szczegółowych informacji dot. przebiegu pojedynczego cyklu. Regeneracja jednej sekcji świec filtrujących zwyczajowo trwa mniej niż 1 s, a w zależności od wielkości filtra, powrót do pełnej równowagi układu (całkowite zaniknięcie fali gazu impulsowego zarówno sprzed, jak i z za filtra) nie trwa dłużej niż 15 s, dlatego też za pomocą takich urządzeń nie jest możliwy pomiar zmian ciśnienia w trakcie regeneracji. Informacje te mają jednak niebagatelne znaczenie w trakcie badań nad

optymalizacją procesu regeneracji oraz identyfikacji potencjalnych źródeł niestabilności procesu. W tym celu do pomiaru różnicy ciśnienia wykorzystuje się czujniki, które za pomocą przewodów impulsowych umieszczonych bezpośrednio wewnątrz wkładu świecowego oraz przy powierzchni placka filtracyjnego pozwalają na próbkowanie z częstotliwością przekraczającą 1 000 Hz. Taki sposób pomiaru nazywa się często dynamicznym. Umożliwia to analizę charakterystyki przebiegu procesu oczyszczania wkładów przy rozdzielczości agregowanych danych na poziomie milisekund, a to przekłada się na wiedzę dotyczącą takich parametrów jak szybkość wzrostu ciśnienia, jego maksymalna wartość oraz charakterystyka pracy zaworu impulsowego. Interpretacja danych wymaga jednak szczególnej uwagi ze względu na istotny wpływ lokalizacji oraz sposobu wykonania punktów pomiarowych. Dynamiczne pomiary ciśnienia wiążą się ze znacznie wyższą trudnością realizacji pomiaru, agregacji danych, ich wizualizacji oraz analizy, a przez to znajdują zastosowanie głównie w warunkach laboratoryjnych. W wielu pracach badawczych spotyka się dane dla rozkładu ciśnienia po czystej stronie wkładów podczas ich regeneracji oraz przebiegi zmian ciśnienia nad elementem filtrującym [89,100,101]. W literaturze opisano również badania ukazujące informacje dotyczące zmian ciśnienia w ściance filtra [102], przepływu gazów i cząstek w zbiorniku filtra [103–105], dystrybucję przepuszczalności placka filtracyjnego na elemencie wkładu [106], przyrost i zmiany ściśliwości placka filtracyjnego [107–112], mechanizmy stojące za odrywaniem się placka filtracyjnego [98] oraz awariami filtrów gazu gorącego [113]. W ujęciu gazu procesowego ważnym jest jednak, że większość dostępnych badań filtracji gazu gorącego prowadzona jest w warunkach laboratoryjnych z wykorzystaniem gazu syntetycznego (mieszanina gazów technicznych z butli symulująca gaz procesowy) lub gazu inertnego, które w znaczący sposób odbiegają od warunków filtracji rzeczywistego, gorącego gazu procesowego.

2.3.2.6 Modelowanie procesu filtracji gazu gorącego

Jednym z najpopularniejszych modeli pozwalających na wyznaczenie i przewidywanie spadku ciśnienia na filtrach gazu gorącego jest ten zaprezentowany przez Seville [69]. Obliczenia prowadzi się w celu określenia spadku ciśnienia przy przepływie przez jednowymiarowe medium porowate przy wykorzystaniu modelu zaprezentowanego w [114]:

$$-\frac{dP}{dz} = k_1\mu U + k_2\rho U^2 \quad R. (2-2)$$

gdzie:

$-dP/dz$ – gradient ciśnienia w kierunku przepływu;

k_1 oraz k_2 – zmodyfikowane współczynniki oporu przepływu;

U – prędkość filtracji;

μ – lepkość dynamiczna gazu;

ρ – gęstość.

Ponieważ wartość liczby Reynoldsa zarówno dla średnicy pyłu, jak i cząstki/włókna medium przyjmuje wartości znacznie niższe niż 1, również cały drugi człon w powyższym

równaniu przyjmuje bardzo niskie wartości, a to pozwala na uproszczenie wyrażenia. W celu przybliżenia k_1 wykorzystuje się wyrażenie Kozeny'ego [115]

$$k_1 = k_K(1 - \varepsilon)^2 \varepsilon^{-3} S_0^2 \quad R. (2-3)$$

gdzie:

ε – porowatość;

S_0 – powierzchnia filtracyjna wkładu;

k_K – parametr Kozeny'ego, którego wartość zależy od struktury geometrycznej materiału.

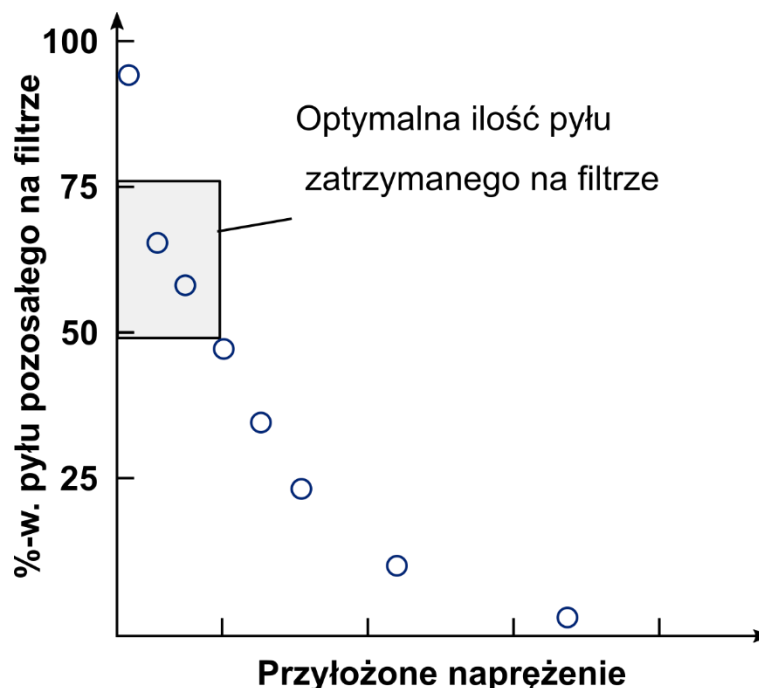
W badaniach wykazano, że k_1 mieści się zazwyczaj w zakresie $4 \cdot 10^{10}$ - $5 \cdot 10^{11} \text{ m}^{-2}$, przy czym k_K , pozostaje wartością praktycznie stałą i wynosi 6,1(0,7). Dowodzi to, że w zakresie temperatur 0-1 000°C wpływ rozszerzalności temperaturowej filtrów ceramicznych jest pomijalnie mały. Obliczenia można wykonać dla elementów o dowolnym kształcie poprzez rozwiązanie równania Laplace'a ($\nabla^2 P = 0$) przy zachowaniu odpowiednich warunków brzegowych [69]. Obliczenia znajdują jednak zastosowanie jedynie dla filtrów nowych, a jak zostało wspomniane wcześniej, spadek ciśnienia na filtrze przed zakończoną fazą jego kondycjonowania jest zazwyczaj wielokrotnie niższy niż filtra pracującego w sposób ciągły, przez co ich rezultat w praktyce nie znajduje szerokiego zastosowania. Niestety w przypadku modelowania spadku ciśnienia na filtrach w warunkach procesowych – uwzględniających wpływ rzeczywistego pyłu i charakterystyki gazu procesowego – nie przedstawiono do tej pory modeli, które mogłyby zostać określone jako skuteczne. Jedną z metod przybliżania oporów przepływu gazu przez placek, jest jego wyznaczenie w relacji do obciążenia filtra pyłem (strumień masy pyłu na jednostkę powierzchni filtra), jednak takie założenie nie jest zasadne, jeśli filtrowany materiał tworzy placek ściśliwy. Parafrazując myśl Profesora Seville'a przedstawioną ponad 25 lat temu w książce „*Gas cleaning in demanding applications*”, ze względu na brak odpowiednich narzędzi do wyznaczenia (lub pomiaru) porowatości placka niestety w dalszym ciągu pozostajemy zmuszeni do realizacji doświadczeń eksperymentalnych.

2.3.2.7 Wyznaczanie optymalnej wartości siły działania układu regeneracyjnego

Podobnie jak ma to miejsce w przypadku porowatości placka filtracyjnego, takich zjawisk jak kohezja, czy adhezja nie można potwierdzić a priori. Dlatego też przeprowadza się testy w celu zbadania współpracy konkretnej pary medium filtracyjnej – pyłu. Badania te wykonuje się m.in. według procedury opisanej w [116] – przy wykorzystaniu płaskich kuponowych wkładów filtracyjnych – lub według normy ISO 11057 (dawniej wg. niemieckiej normy VDI 3926).

Przykładowe wyniki badań wykonanych przy wykorzystaniu wskazanej metody zostały przedstawione na Rys. 2.24. Wynikiem testu są wartości procentowego udziału pozostałości placka na filtrze w stosunku do zastosowanego naprężenia, gdzie zastosowane naprężenie jest tożsame z wartością ΔP_p , obliczoną z równania R. (2-2) wartości k_p i k_m uzyskuje się

z pomiarów spadku ciśnienia przed badaniem i po całkowitym usunięciu placka (gdzie $\Delta P_m = k_m U$ i analogicznie $\Delta P_p = k_p U$).



Rys. 2.24 Pozostałość placka na filtrze w odniesieniu do przyłożonego naprężenia ścinającego (adaptacja na podstawie [69]).

Propozycja sposobu wykonania laboratoryjnego układu umożliwiającego realizację opisaną powyżej procedury badawczej bezpośrednio przy wykorzystaniu gazu gorącego (spalin lub gazu procesowego) produkowanego w rzeczywistych obiektach przemysłowych została opisana w [117].

Krzywe impulsowego usuwania pyłów dla układów filtracji gazów gorących mają trzy charakterystyczne cechy: 1) długi „ogon”, 2) naprężenie wymagane do usunięcia 100% placka jest o rząd wielkości większe niż dla 50%, 3) naprężenia zmierzone dla podobnych filtracji pyłów przy wykorzystaniu wkładów nieodkształcalnych (świecowych) są co najmniej o rząd wielkości większe niż zmierzone dla materiałów elastycznych (workowych). Wadą tego badania pozostaje, że pomimo przekroczenia granicznej wartości naprężenia w warstwie pyłu, ten niejednokrotnie nie odpada samoistnie z powierzchni materiału i, pomimo że odsuwa się od membrany, niejako pozostaje do niej przyczepiony. W ten sposób niedoszacowane pozostają wartości usuniętego z materiału pyłu oraz wzrasta rozrzut danych pomiarowych.

Literatura opisuje próby wyznaczenia naprężeń, jakie są niezbędne do usuwania pyłu z filtra. Podstawowy model podobnie jak ma to miejsce w klasycznym modelu wytrzymałości aglomeratów [118] bazuje na sumie wszystkich sił międzycząsteczkowych istniejących w układzie, w każdym punkcie kontaktu między cząstkami i materiałem filtra oraz przy wzięciu pod uwagę kierunków tychże oddziaływań [119]. Opis modelu dla cząstek o jednakowej wielkości sprowadza się do wzoru:

$$\sigma = \pi \frac{(1 - \varepsilon) \gamma}{\varepsilon d_p} \quad R. (2-4)$$

gdzie:

γ – energia powierzchniowa;

ε – porowatość;

d_p – średnicę cząstek.

Model zakłada jednak jednoczesne przekroczenie wszystkich oddziaływań międzycząsteczkowych, co nie oddaje natury usuwania placka z nieodkształcalnych materiałów filtracyjnych. W rzeczywistości proces ten przebiega zazwyczaj na skutek propagacji pierwszego rozwarstwienia placka, do którego doszło w konsekwencji przekroczenia sił jego dopuszczalnego odkształcenia elastycznego. Jak do tej pory literatura nie przedstawia jednak modeli obrazujących skutecznie wskazany powyżej przebieg usuwania pyłu z filtrów.

2.4 Podsumowanie i wnioski

Przeprowadzona analiza aktualnego stanu wiedzy wskazuje, że istnieją cztery główne typy urządzeń wykorzystywanych do odpylania gazów procesowych. Mowa tu o odpylaczach inercyjnych, filtrach barierowych, elektrofiltrach oraz skrubkach. Pierwsze trzy znajdują zastosowanie zarówno w filtracji gazów ciepłych, jak i gorących, jednak spośród nich jedynie filtry barierowe mogą charakteryzować się skutecznością odpylania mikronowej frakcji cząstek zawartych w gazach procesowych przekraczającą 99,9%. W odniesieniu do filtracji gazów procesowych uzyskiwanych na drodze zgazowania paliw stałych podstawowymi zagadnieniami wpływającymi na niezawodność i skuteczność pracy filtrów są temperatura filtracji, układ technologiczny instalacji zgazowania, skład filtrowanego gazu oraz charakterystyka zanieczyszczeń. Spośród zanieczyszczeń dominujący wpływ na przebieg filtracji wykazują związki mineralne i smoliste. Temperatura procesu determinuje właściwości fizykochemiczne i reologiczne składników gazu, dlatego z tym zagadnieniem łączy się rodzaj wykorzystanego reaktora zgazowania oraz zastosowane przed filtrem urządzenia służące odbiorowi ciepła lub też oczyszczania gazu surowego. Skład produkowanego gazu oraz charakterystyka zawartych w nim zanieczyszczeń są pochodnymi warunków pracy reaktora zgazowania. Tym samym sposób kontaktu gazu ze złożem oraz jego charakterystyka wpływają na jakość produkowanego gazu nie tylko poprzez różny czas kontaktu, szybkość wymiany masy i ciepła czy też wielkość cząstek paliwa i jego wilgotność, lecz również na skutek przebiegu wtórnych reakcji zgazowania, w tym konwersji smół, kondensacji i filtracji związków mineralnych, czy w końcu katalitycznego i sorpcyjnego usuwania zanieczyszczeń. Wymienione powyżej cechy gazu surowego determinują znowuż przebieg pierwszych etapów jego oczyszczania. Jeśli zgazowanie danego surowca prowadzi do powstawania gazu, którego skład w trakcie chłodzenia jest przyczyną zarastania i szlakowania powierzchni wymiany ciepła, niekorzystnego przebiegu można oczekiwać również wobec jego filtracji. Docelowo filtry powinny zatem pracować w takich warunkach, w których wszystkie zanieczyszczenia filtrowanego gazu przyjmują jedynie postać stałą lub gazową.

W zagwarantowaniu utrzymania takich warunków pracy filtrów nie pomaga skomplikowany skład zawarty w gazie frakcji mineralnych i smolistych. Zanieczyszczenia te mogą powodować brak stabilności pracy filtrów poza określonymi warunkami procesowymi (tzw. okna temperaturowe). Wskazuje się również, że pyły zawarte w gazach procesowych produkują placki filtracyjne o wyższych właściwych oporach przepływu niż te uzyskiwane w trakcie filtracji spalin produkowanych na skutek spalania tego samego surowca. Na taką charakterystykę wpływ mają zarówno struktura węglowa karbonizatu, jak i rozmiar jego cząstek.

Jednym z problemów rozpoznanych w trakcie przeglądu dostępnej literatury przedmiotu jest niewielka dostępność wyników badań eksperymentalnych przeprowadzonych przy wykorzystaniu filtrów gazu gorącego, które konstrukcyjnie bazowałyby na rozwiązaniach mogących znaleźć zastosowanie w skali przemysłowej, lub też prac, które zostałyby przeprowadzone przy wykorzystaniu rzeczywistych gazów procesowych, gdzie filtr stanowiłby element układu oczyszczania gazu procesowego produkowanego w zgazowarce pracującej w ruchu ciągłym, czy też pracowałby na boczniku takiego układu.

Wyniki uzyskiwane na drodze eksperymentów, w trakcie których wykorzystano np. mieszanki gazów technicznych, modelowe ciała stałe, filtry płaskie, układy regeneracji z przedmuchem wstecznym czy też systemy pozwalające na niezależną regulację temperatury procesu dają szerokie pole do badań i łatwość kontroli zmiennych, jednak o ile wnioski i wiedza uzyskane w efekcie ich realizacji mogą być przydatne w zrozumieniu podstawowych pojęć i reguł rządzących procesem, **to przyjęte w części z analizowanych badań uproszczenia powodują, że możliwość bezpośredniego przełożenia uzyskiwanych w ten sposób wyników na opis bardziej skomplikowanych relacji obserwowanych w warunkach rzeczywistych, pozostaje ograniczona.**

Do pewnego stopnia problem stanowi również stosowana w literaturze nomenklatura, ponieważ często analizowane w dotychczasowych badaniach pyły nazywane są popiołami (lub popiołami lotnymi), a przez to w badaniach filtracji gorącego gazu ze zgazowania spotyka się wyniki, w których mieszanina gazów odpowiadała składem syngazowi, jednak filtrowane pyły stanowiły np. popioły lotne wyprodukowane w procesie spalania. W procesie zgazowania produkowane są karbonizaty, a zatem cząstki, które w odróżnieniu od popiołów lotnych zawierają zwykle również frakcje o strukturze węglowej. Powyższe przybliżenie może być prawdziwe w przypadku niektórych typów reaktorów zgazowania, a mianowicie reaktorów strumieniowych i niektórych typów reaktorów dolnociągowych, pozostaje ono jednak nieadekwatne dla reaktorów ze złożem stałym czy reaktorów fluidalnych. **Badania realizowane w układach uproszczonych, a takie przeważają w literaturze przedmiotu, również nigdy nie będą w stanie oddać wpływu smół, ponieważ te stanowią pochodną charakterystyki danego reaktora, paliwa i warunków procesu.**

W zakresie filtracji gorących gazów procesowych ze zgazowania węgla udowodniono skuteczność ich pracy w temperaturach 800-900°C oraz ciśnieniach sięgających 50 bar. W przypadku instalacji zgazowania biomasy i odpadów praca filtrów w analogicznych

warunkach zwykle przebiega w sposób niestabilny. Co więcej, typowe układy impulsowej regeneracji filtrów świecowych charakteryzują się niższą skutecznością działania, niż ma to miejsce w aplikacjach opartych na filtrach workowych, a to dodatkowo ogranicza możliwość przeciwdziałania destabilizacji procesu. Ponadto najcięższe frakcje substancji smolistych zawartych w gazie w trakcie regeneracji impulsowej mogą ulegać przemianom fazowym, co w dłuższej perspektywie czasu również może niekorzystnie wpływać na pracę filtrów.

Literatura – szczególnie ta dedykowana filtrom workowym – przedstawia zagadnienie powlekania filtrów oraz stosowania dodatków wspomagających filtrację gazów, jako metody stabilizacji procesów prowadzonych w warunkach, które mogą powodować powstawanie ściśliwych placków filtracyjnych, lub też placków o wysokiej odporności na ścinanie. Metoda ta została opracowana dla filtrów workowych, gdzie użycie pyłów o kontrolowanych parametrach fizykochemicznych (np. wapienia) jest niezbędne do uzyskania placków filtracyjnych o odpowiednio niskiej spoistości, lub też wstępnego zabezpieczenia membrany filtracyjnej przed jej uszkodzeniem. Wstępne powlekanie wkładów filtracyjnych realizuje się jednak przede wszystkim w celu ograniczenia możliwości występowania filtracji wgłębnej [120–122]. Szczegółowa analiza wykorzystania dodatków w procesie filtracji wskazuje jednak, że rozwiązanie to wymaga przewymiarowania układu, a w niektórych aplikacjach odpylane karbonizaty mogą stanowić zaledwie 20-30% m/m całkowitego ładunku ciał stałych odpylanych w filtrze. Pociąga to za sobą nie tylko wyższe koszty inwestycyjne, ale również operacyjne związane np. z zakupem dodatków do filtracji czy utylizacji produkowanych odpadów. Wykorzystywanie dodatków modyfikujących charakterystykę produkowanego placka filtracyjnego nie powinno stanowić zatem podstawowej metody przeciwdziałania destabilizacji pracy filtra, ponieważ metoda ta pozostaje niejako rozwiązaniem zastępczym, które przeciwdziała objawom, a nie przyczynom.

Pomimo szerokiej wiedzy ogólnej na temat procesu filtracji oraz dostępności materiałów konstrukcyjnych i filtracyjnych pozwalających na odpylanie gorących spalin i gazów procesowych, jak dotąd brak jest wiedzy niezbędnej do precyzyjnego wskazywania i przeciwdziałania czynnikom destabilizującym ten proces. Z tego powodu filtracja gorących gazów pochodzących ze zgazowania biomas i odpadów charakteryzuje się wyższym stopniem ryzyka, niż ma to miejsce np. w przypadku gazów procesowych uzyskiwanych na drodze zgazowania węgla. Sytuacji tej nie poprawia fakt, że zasady projektowania i wykorzystywania wysokotemperaturowych filtrów świecowych wywodzą się w głównej mierze z filtracji gazów zimnych i ciepłych, opracowanych dla spalin i gazów niezawierających smół oraz dla procesów realizowanych przy wykorzystaniu filtrów workowych. Nie powinno dziwić zatem dlaczego nie uwzględniają one w sposób adekwatny wpływu czynników wynikających ze specyfiki procesu zgazowania.

Oprócz wskazanych powyżej ograniczeń w zakresie rozwiązań technicznych i procesowych, można stwierdzić, że istniejące metody charakterystyki substancji mineralnych i smolistych zawartych w gazach procesowych pozwalają jedynie na wyciąganie ogólnych wniosków, a przez to nie mogą być bezpośrednio wykorzystywane w trakcie optymalizacji warunków pracy filtrów. Jak zostało wspomniane, ze względu na

brak technicznej możliwości pomiaru spoistości placków filtracyjnych bezpośrednio w rzeczywistych warunkach realizacji procesu, obecnie diagnozowanie oraz optymalizację konstrukcji i parametrów pracy filtrów prowadzi się zwykle na bazie rozważań teoretycznych wspartych przez pośrednie badania laboratoryjne surowca, karbonizatu oraz gazu wraz z zawartymi w nim zanieczyszczeniami. **Na podstawie analizy termicznej frakcji mineralnej i smół zawartych w gazie możliwa jest jedynie przybliżona charakterystyka opisująca w sposób nieskwantyfikowany, w jakich warunkach proces filtracji może być realizowany przy minimalnym wpływie czynników destabilizujących. Wpływ na taki stan ma np. brak możliwości uwzględnienia kondensacji zanieczyszczeń na skutek pracy układu impulsowej regeneracji wkładów.** Ponadto zagadnienie to łączy się również z optymalizacją parametrów pracy filtrów. Proces optymalizacji przebiega zwykle w oparciu o dane i doświadczenia eksperymentalne, jednak te obarczone są również wpływem charakterystyki danego układu technologicznego, a przez to mogą posiadać ograniczone przełożenie na inne aplikacje.

Reasumując, na podstawie przeprowadzonego przeglądu stanu wiedzy określono szereg zagadnień badawczych z zakresu filtracji gorących gazów procesowych, które nie zostały jak dotąd opisane w literaturze. Zagadnienia te stanowią tzw. lukę badawczą. W zakresie technologii zgazowania analizę wsparło przeprowadzonymi przez autora badaniami eksperymentalnymi, natomiast w odniesieniu do filtracji gorącego gazu procesowego omówiono szereg zagadnień teoretycznych i eksperymentalnych przedstawionych w literaturze.

Dla pogłębienia wiedzy w tym zakresie oraz identyfikacji czynników powodujących niską skuteczność i wysoką awaryjność filtrów, w pracy zaproponowano realizację serii badań własnych ukierunkowanych na charakterystykę pracy jednej z dostępnych komercyjnie technologii filtracji gorącego gazu procesowego. Ta w dalszej części rozprawy określana jest jako wariant bazowy, ponieważ stanowi punkt odniesienia dla podjętego zagadnienia badawczego związanego z rozwojem metody filtracji gorącego gazu procesowego.

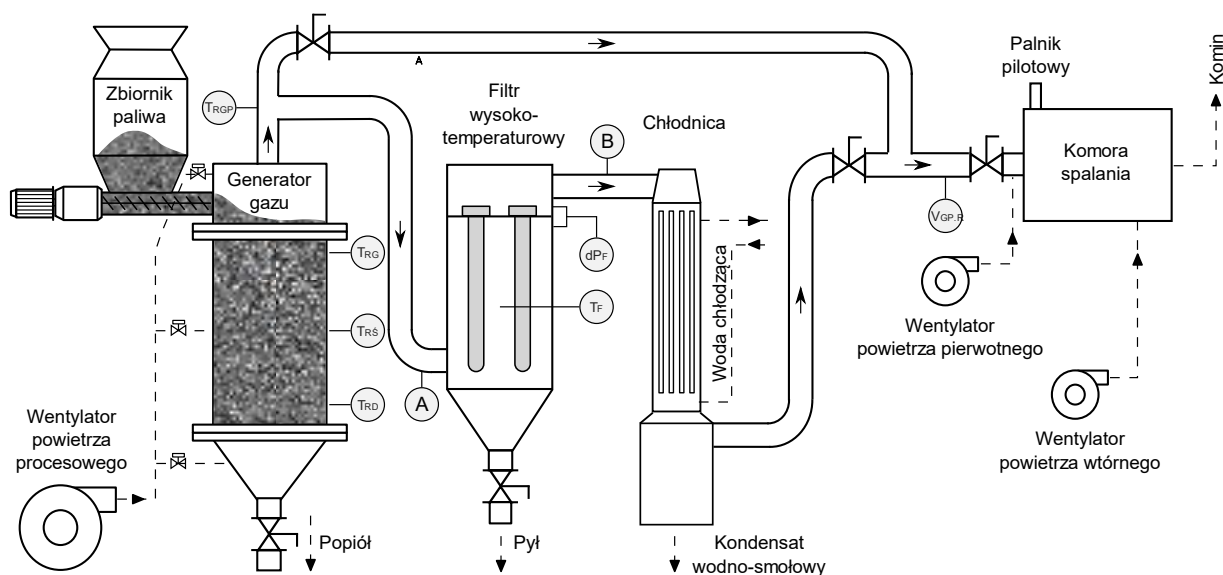
Charakterystyka wariantu bazowego obejmowała szereg testów technologicznych, które miały na celu określenie warunków umożliwiających utrzymanie stabilności pracy filtra. W trakcie badań analizie poddano wpływ modyfikacji takich czynników technicznych i procesowych jak: rodzaj wkładów filtracyjnych, temperatura filtracji, obciążenie filtra gazem, utrzymywany spadek ciśnienia na filtrze, rozmiar dysz impulsowych czy ciśnienie gazu regeneracyjnego.

Rozdział 3 Charakterystyka pracy wariantu bazowego filtra gorącego gazu procesowego

W pracy podjęto decyzję, że dla pełnego zrozumienia wskazanych w zaprezentowanym powyżej przeglądzie literatury w zakresie charakterystyki filtracji gorącego gazu procesowego i przyczyn niskiej gotowości technologicznej tej metody, korzystnym będzie przeprowadzenie również wstępnej serii testów eksperymentalnych przeprowadzonych w warunkach rzeczywistych przy wykorzystaniu pilotowej, pozwalającej na pracę w układzie ciągłym, instalacji zgazowania.

3.1 Opis instalacji

W trakcie realizacji badań charakterystyki pracy wariantu bazowego filtra gazu gorącego wykorzystano pilotową instalację zgazowania paliw stałych zlokalizowaną w Centrum Czystych Technologii Węglowych, Instytutu Technologii Paliw i Energii w Zabrze. Schemat ideowy układu przedstawiono na Rys. 3.1, natomiast Rys. 3.2 ukazuje zdjęcie instalacji.



Rys. 3.1 Schemat pilotażowej instalacji zgazowania paliw stałych w reaktorze ze złożem stałym GazEla i zestawem aparatów składających się na układ suchego oczyszczania gazu.



Rys. 3.2 Zdjęcie pilotażowej instalacji zgazowania z zaznaczonymi głównymi aparatami: 1) układ podawania paliwa, 2) reaktor zgazowania, 3) filtr gazu procesowego, 4) chłodnica.

Reaktor GazEla

Sercem wykorzystanej w badaniach instalacji zgazowania był reaktor ze złożem stałym o nazwie GazEla. W konstrukcji tej paliwo wprowadzane jest do górnej strefy reaktora przy wykorzystaniu dozownika ślimakowego, natomiast transport złoża odbywa się w sposób grawitacyjny, niewspomagany dodatkowymi elementami mieszającymi, czy homogenizującymi zasyp paliwa. Podstawowym czynnikiem zgazującym wykorzystywanym w tym układzie jest powietrze atmosferyczne lub mieszanina powietrza z parą wodną. Strumień czynnika zgazującego w kontrolowany sposób rozdzielany jest pomiędzy trzy strefy złoża, a dzięki wyposażeniu reaktora w centralnie zamocowaną rurę wznoszącą umożliwiającą odbiór gazu bezpośrednio ze strefy zgazowania, reaktor wykazuje cechy przynależne zarówno współ- jak i przeciwprądowym reaktorom zgazowania. Rozwiązania te mają na celu umożliwić produkcję gazu o wysokich parametrach energetycznych, wysokiej temperaturze oraz o obniżonej zawartości substancji smolistych w produkowanym gazie, przy wykorzystaniu paliw o szerokim zakresie wielkości cząstek i zawartości wilgoci.

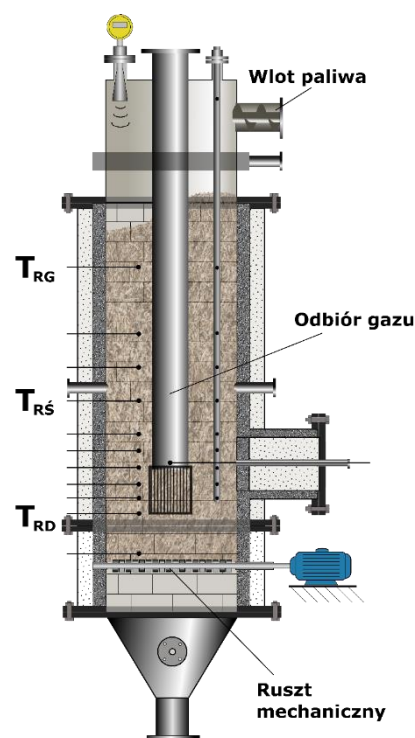
W trakcie rozwoju technologii reaktora GazEla opracowano zestawy parametrów procesowych oraz strategię kontroli reaktora dla szeregu biomas i odpadów. W przypadku zgazowania biomasy reaktor charakteryzuje się mocą w paliwie wynoszącą 60 kW_t przy sprawności gazu na zimno (CGE) 67%, natomiast dla zgazowania SRF oba wspomniane powyżej parametry przyjmują wartości odpowiednio 50 kW_t oraz 63%. W literaturze opisano ten układ w sposób bardziej szczegółowy oraz zaprezentowano wyniki badań dla szerokiej gamy paliw i konfiguracji pracy instalacji [123,124]. Na Rys. 3.3 przedstawiono schemat reaktora z zaznaczonymi najważniejszymi elementami.

Jednym z najważniejszych czynników mających wpływ na przebieg procesu zgazowania jest wytworzony w reaktorze profil temperaturowy. Obserwowany w reaktorze rozkład temperatur jest bezpośrednio powiązany ze strumieniami czynników zgazowujących dozowanych do poszczególnych stref procesowych reaktora. Reaktor wyposażono w układ kontroli poziomu złoża bazujący na ciągłym pomiarze z wykorzystaniem sondy radarowej oraz ruszcie mechanicznym, który zapewnia możliwość mechanicznego odbioru produkowanego w reaktorze karbonizatu i popiołu (cecha szczególnie istotna dla paliw odpadowych). Surowy gaz opuszczający reaktor, w zależności od wilgotności paliwa oraz mocy reaktora, charakteryzuje się temperaturą na poziomie 350-750°C. W trakcie badań eksperymentalnych wytworzony gaz kierowany był bezpośrednio do wlotu filtra gazu gorącego lub utylizowany w zamkniętej komorze spalania.

Filtr gazu gorącego

Prace nad opracowaniem filtra gazu gorącego dla reaktora GazEla trwały w Instytucie od 2014 r. Pierwsza z testowanych konstrukcji stanowiła produkt komercyjny oferowany na polskim rynku. Filtr ten opierał się na zbiorniku cylindrycznym z płaską płytą górną oraz stożkową dennicą dolną. Urządzenie składało się z komory filtracyjnej i zestawu filtrów świecowych. W filtrze jednorazowo możliwe było zastosowanie maksymalnie dziesięciu świecowych wkładów filtracyjnych o długości 1 m oraz średnicy zewnętrznej $\varnothing 60$ mm. Filtry spoczywały na półce sitowej, która stanowiła przegrodę oddzielającą część dolną filtra (brudną), gdzie trafiał surowy gaz procesowy, od części górnej, z której odbierany był gaz odpylony. Z powodu braku możliwości sekwencyjnego oczyszczania filtrów w trakcie testów ograniczono ilość instalowanych jednorazowo w urządzeniu wkładów do maksymalnie czterech sztuk. Uszczelnieniem połączenia filtrów z półką sitową były uszczelki wykonane z filcu ceramicznego, których grubość nominalna przed użyciem wynosiła 8 mm, a mocowanie wkładów realizowano z wykorzystaniem płyty dociskowej. Wlot gazu następował poprzez otwór zlokalizowany poniżej dolnej linii wkładów filtracyjnych, tuż ponad dennicą stożkową. Urządzenie nie zapewniało możliwości ciągłego odbioru pyłów w trakcie pracy.

Warunkiem brzegowym determinującym możliwość skierowania gazu do filtra było zagwarantowanie, aby gaz ten był suchy, tj. wolny od wody i związków organicznych w fazie ciekłej. W tym celu filtr oraz rurociąg doprowadzający gaz były ogrzewane przy pomocy elektrycznych, wysokotemperaturowych przewodów grzejnych. Ogrzewanie to charakteryzowało się sumaryczną mocą elektryczną 2,2 kW i pozwalało na wygrzanie urządzenia od temperatury

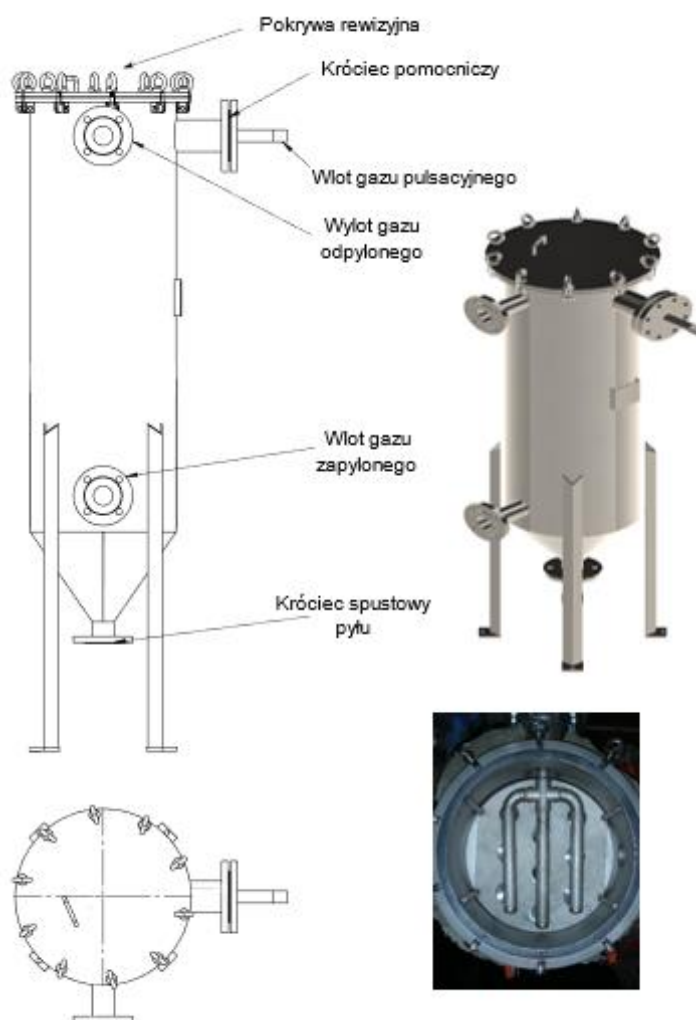


Rys. 3.3 Przekrój generatora gazu GazEla wraz z umiejscowieniem wlotu paliwa, punktu odbioru gazu i termopar.

otoczenia do temperatury minimalnej 350°C⁵ w czasie ok. sześciu godzin. Układ wykorzystywano również w celu podtrzymania zadanej temperatury filtracji.

Za ciągłość pracy urządzenia odpowiadał układ impulsowej regeneracji wkładów filtracyjnych. W swojej podstawowej konfiguracji układ regeneracji nie posiadał zbiornika buforowego gazu, a strumień gazu impulsowego dostarczany był bezpośrednio z przyłącza o rozmiarze DN15. Strumień impulsowy powstawał poprzez wypływ gazu regeneracyjnego z rozgałęzionego kolektora umieszczonego ok. 30 mm powyżej górnej linii wkładów filtracyjnych. Rolę dysz pełniły wykonane w kolektorze otwory o średnicy $\varnothing 3$ mm. Tym samym regeneracja filtrów realizowana była poprzez wtrysk azotu bezpośrednio z sieci gazów technicznych.

Rys. 3.4 przedstawia przekrój oraz rzut filtra wraz z zaznaczonymi najważniejszymi elementami aparatu.



Rys. 3.4 Rysunek poglądowy filtra gazu gorącego i rzut z góry na czystą stronę filtra wraz z dyszą układu regeneracji – urządzenie w konfiguracji dostarczonej bezpośrednio przez producenta.

⁵ Uproszczenie powszechnie uznawana za regułę. W tej temperaturze związki organiczne zawarte w gazach procesowych ze zgasowania biomasy powinny występować jedynie w fazie gazowej.

3.2 Surowce i materiały

W trakcie badań zgazowaniu poddano zrębki drewna olchowego o wymiarach ok. 20×20×10 mm. W Tab. 3-1 przedstawiono podsumowanie analizy technicznej i elementarnej paliwa. Natomiast w Tab. 3-2 zestawiono podstawowe dane charakteryzujące testowane materiały filtracyjne.

Tab. 3-1 Analiza techniczna i elementarna wykorzystanych zrębków drzewnych.

C _a	H _a	N _a	S _a	Cl _a	F _a	H ₂ O _a	H ₂ O _{ar}	A _a	V _a	LHV _a
% m/m										J/g
47,6	5,29	0,15	0,04	0,08	0,003	8,9	18,0	0,5	76,66	17 164

a-stan analityczny, ar-stan roboczy

Tab. 3-2 Charakterystyka testowanych materiałów filtracyjnych.

Kod filtra	F_C_01	F_M_01	F_M_02	F_M_03
Rodzaj filtra	Ze spiekanych włókien ceramicznych	Ze spiekanych włókien metalowych, z siatką wewnętrzną	Ze spiekanych włókien metalowych, z siatką wewnętrzną i zewnętrzną	Ze spiekanych proszków metalowych
Skład chemiczny/materiał	65% SiO ₂ ; 35% P ₂ O ₃	AISI 304	AISI 316L	INCONEL 601
Porowatość, %	87,5-91	~70%	~70%	~60%
Precyzja filtracji, μm	8	b.d.	b.d.	b.d.
Wymiary, mm d _{zewn.} × L	ø60 × 1 000			
Masa, g	775	900	980	1 250
Maksymalna temperatura pracy, °C	900	360	540	640
Spadek ciśnienia na elemencie nowym, Pa	<250	<200	<250	<300

* dla powietrza przy prędkości filtracji 3 cm/s i 20°C

Wkłady ceramiczne F_C_01 reprezentowały w trakcie przeprowadzonych badań najprostszy i zarazem najbardziej rozpowszechniony na rynku typ wkładów umożliwiających filtrację gazu gorącego. Konstrukcja wkładu bazuje na spiekaniu jednorodnych warstw włókniny ceramicznej wykonanej z mieszaniny tlenków glinu i tlenków krzemu. Taki układ filtra ma gwarantować utrzymanie skuteczności odpylania gazu procesowego na poziomie >99,99%, jednak struktura tych wkładów sprzyja postępującemu zatykaniu porów na skutek przebiegającej filtracji wgłębnej.

Wkłady F_M_01 zostały wykonane z włókniny metalowej, co oznacza, że włókna budujące membranę filtra posiadają losowe ułożenie. Takie rozwiązanie pozwala na utrzymanie jednolitej i gładkiej powierzchni materiału, o średniej porowatości oraz o niewielkiej grubości. Powyższe jest również powodem, dlaczego wkłady te w trakcie badania reprezentowały rozwiązania, wobec których oczekiwano wyższej podatności na regenerację. Badany wkład składał się z wewnętrznego wzmocnienia wykonanego z siatki metalowej,

zakończonego z jednej strony kołnierzem płaskim, a z drugiej kołpakiem. Włókninę połączono z konstrukcją kosza przy wykorzystaniu spoiny.

Trzeci z badanych wkładów F_M_02 był wykonany w technice podobnej do F_M_01 jednak przy użyciu włókniny ze stali AISI 316L. Dodatkowo po brudnej stronie wkładu zainstalowano również siatkę wzmacniającą o oczkach 1×1 mm. Dwie z wymienionych powyżej cech miały za zadanie wzmocnienie wkładów oraz zmniejszenie ich podatności na uszkodzenia mechaniczne i korozję wywołaną środowiskiem gorącego gazu procesowego.

Ostatni z badanych typów wkładów F_M_03 został wykonany w technice spiekania izostatycznego proszków metalowych wykonanych ze stopu INCONEL 601. Wkłady podobnie do F_C_01 w przekroju charakteryzowały się jednolitą strukturą oraz grubością membrany filtracyjnej wynoszącej ok. 10 mm. F_M_03 posiadał porowatość najmniejszą ze wszystkich materiałów filtracyjnych, jednak skład chemiczny stopu, z którego został wykonany, pozwalał teoretycznie na pracę ciągłą w atmosferze gazu procesowego w temperaturze 640°C.

3.3 Opis metod i procedur badawczych

Procedura rozruchu oraz kontroli pracy reaktora była jednakowa dla wszystkich testowanych konfiguracji filtra. W trakcie rozruchu, gdy temperatura gazu procesowego nie przekraczała 400°C, gaz kierowany był bezpośrednio z reaktora do komory spalania. W tym czasie, przy wykorzystaniu elektrycznych przewodów grzejnych, wygrzewano filtr gazu gorącego oraz rurociąg doprowadzający gaz do filtra. Dopiero w momencie przekroczenia wskazanej powyżej wartości brzegowej, poprzez otwarcie zaworów odcinających układ oczyszczania, do filtra kierowany był cały strumień gazu produkowanego w reaktorze. W trakcie pracy reaktora, w sposób automatyczny utrzymywany był stały poziom paliwa oraz strumień i rozkład powietrza. Badania filtracji prowadzono do osiągnięcia celu założonego dla danego testu bądź też do momentu stwierdzenia niestabilnej pracy filtra. W trakcie wyłączenia instalacji układ oczyszczania był odcinany od reaktora poprzez zamknięcie przepustnicy zlokalizowanej pomiędzy reaktorem a filtrem. Następnie wyłączano ogrzewanie elektryczne i inertyzowano układ przy wykorzystaniu niewielkiego strumienia azotu (1–2 l/min). W tym czasie ograniczano moc reaktora i realizowano proces kontrolowanego wypalania złoża. W trakcie wygaszania instalacji gaz procesowy kierowany był do komory spalania.

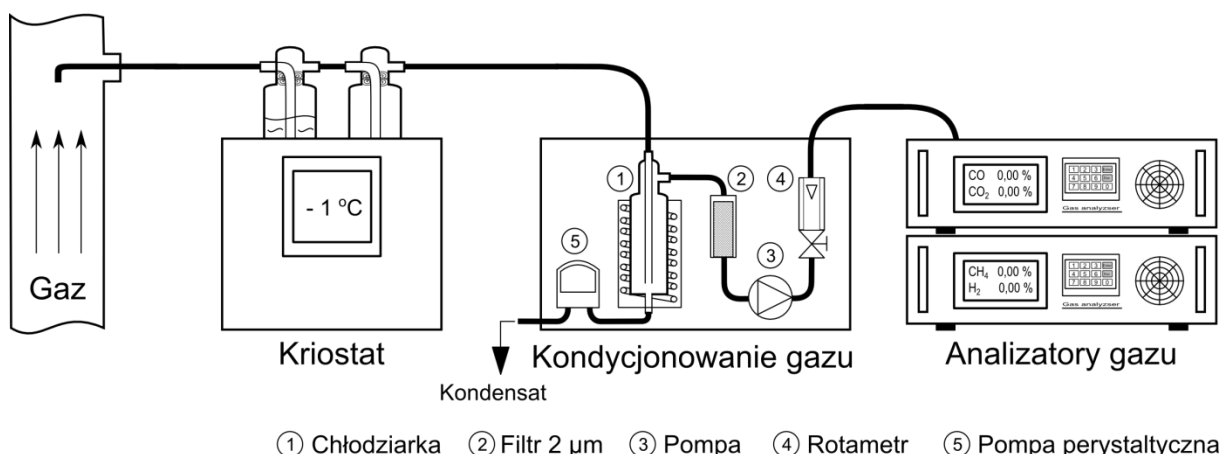
Badania realizowano w zakresie obciążeń 50-100% nominalnej mocy reaktora. Ze względu na brak możliwości podawania do układu oczyszczania tylko części strumienia produkowanego w reaktorze gazu procesowego, zmiana obciążenia filtra gazem musiała odbywać się poprzez modulację mocy reaktora. Bezpośrednie sprzęgnięcie reaktora z filtrem oraz stosunkowo mała skala instalacji powodują, że wszystkie zmiany wydajności i charakterystyki produkowanego gazu, wprost przekładały się również na warunki pracy filtra. Charakterystycznymi cechami dla reaktorów ze złożem stałym jest utrzymywanie stałego poziomu złoża (również warstwy popiołu na ruszcie) oraz fakt, że zmiana mocy odbywa się

jedynie poprzez zmianę strumienia podawanego czynnika zgazowującego. Powyższe aspekty wpływają na profil temperatury w reaktorze, a przez to również na skład produkowanego gazu oraz ilość zawartych w nim zanieczyszczeń.

Proces filtracji kontrolowano poprzez pomiar spadku ciśnienia pomiędzy dwoma stronami przegrody filtracyjnej (dP) oraz pomiar temperatury: na wejściu i wyjściu z urządzenia – w dwóch punktach wewnątrz brudnej części filtra oraz na powierzchni elementów ogrzewanych przewodami elektrycznymi. Temperatura pracy urządzenia była utrzymywana na minimalnym poziomie 400°C poprzez działanie automatycznego układu sterowania ogrzewaniem elektrycznym filtra lub wynikała z temperatury przepływającego gazu i strat ciepła na aparacie. W instalacji nie przewidziano możliwości obniżania temperatury gazu na wlocie do filtra. Filtry gazu gorącego pracują zazwyczaj przy spadkach ciśnienia nie większych niż 2-3 kPa, dlatego pierwsze uruchomienie układu regeneracji następowało po osiągnięciu spadku ciśnienia na filtrze dP=2 kPa. W trakcie prac badawczych zmieniano zarówno sposób sterowania strumieniem (ręczne/automatyczne, zawory kulowe/elektrozawory), ciśnieniem gazu regeneracyjnego (3-10 bar(g)), jak i czasem trwania regeneracji (0,1-10 s). W trakcie testów filtrowany z gazu karbonizat gromadzony był w dennicy filtra, a jego odbiór następował po zakończonym teście. Pomędzy testami wykonywano regularne inspekcje stanu czystej i brudnej strony filtra oraz dokonywano niezbędnych czynności serwisowych polegających głównie na zmianie uszczelnień, dystansów płyty dociskowej, wymianie wkładów, czy ich czyszczeniu ex-situ. Czyszczenie wkładów ex-situ realizowano poprzez zdmuchiwanie warstwy zebranego na wkładach placka filtracyjnego przy wykorzystaniu strumienia sprężonego powietrza.

Oznaczanie składu gazu

Podczas badań prowadzono ciągłą analizę składu gazu procesowego. Gaz do analizy pobierany był z króćca umieszczonego w punkcie pomiaru strumienia gazu ($V_{GP.S}$ na Rys. 3.1). Pobierany gaz przepływał przez zespół płuczek umieszczonych w łaźni wodnej, gdzie wstępnie był schładzany i odwadniany. Stąd trafiał do układu przygotowania próbki gazowej do analizy. Za kondycjonowanie gazu odpowiadał zestaw wyposażony w: chłodnicę gazu obniżającą temperaturę kondycjonowanej próbki do stałej wartości 5°C, pompę membranową usuwającą z chłodnicy kondensat oraz układ gazowej pompy membranowej i rotametry odpowiedzialny za stały, stabilny strumień gazu kierowanego do analizatorów. Za dokładną filtrację próbki odpowiadał filtr typu FP-2T o porowatości 2 µm. Tak przygotowany gaz kierowany był następnie do zestawu analizatorów, w którego skład wchodziły: analizator SICK GMS 810, pozwalający na pomiar stężenia CO (0 ÷ 30% v/v), CO₂ (0 ÷ 30% v/v), CH₄ (0 ÷ 25% v/v) i H₂ (0 ÷ 30% v/v) oraz Siemens Ultramat 23, pozwalający na pomiar stężenia CO₂ (0 ÷ 100% v/v) i O₂ (0 ÷ 100% v/v). Schemat układu poboru gazu do analizatorów przedstawia Rys. 3.5.



① Chłodziarka ② Filtr 2 µm ③ Pompa ④ Rotametr ⑤ Pompa perystaltyczna

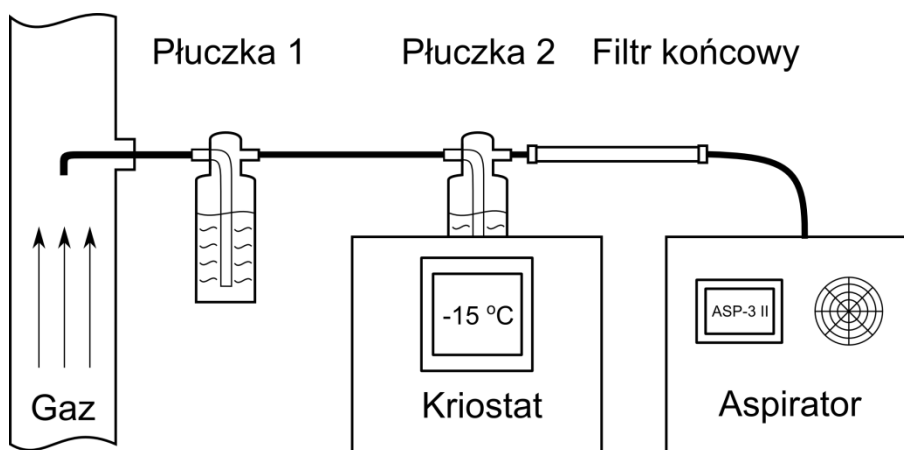
Rys. 3.5 Układ kondycjonowania i pobierania gazu do analizatorów.

Zawartość zanieczyszczeń organicznych i pyłu w gazie procesowym

Pobór próbek gazu do analiz realizowany był równoległe z króćców umiejscowionych za reaktorem oraz za filtrem. W skład układu poborowego wchodziły:

- 2-kanalowy aspirator LAT, składający się z membranowej pompy gazu, układu automatycznej regulacji przepływu oraz licznika gazowego,
- kriostat Julabo F34 wykorzystywany do utrzymywania temperatury płuczek z absorbentem na poziomie -15°C ,
- zestaw poborowy składający się z:
 - a) dwóch płuczek wypełnionych izopropanolem,
 - b) filtra końcowego zabezpieczającego aspirator przed zassaniem porwanej mgły izopropanolu i substancji organicznych.

Schemat układu przedstawiono na Rys. 3.6.



Rys. 3.6 Układ do pobierania gazu w celu oznaczania zawartości wody, związków organicznych oraz pyłów.

Metodyka poboru i analizy

Próbka gazu pobierana była z osi kanału poprzez sondę poborową skierowaną przeciwnie do kierunku przepływu gazu. Po opuszczeniu sondy, próbka trafiała do układu płuczek wypełnionych izopropanolem, w których następowało wychwycenie z gazu wody, związków organicznych oraz pyłów. Pierwsza płuczka utrzymywana była w temperaturze

otoczenia, celem wychwycenia substancji smolistych oraz wody. Druga płuczka – o temperaturze -15°C – służyła dokładnemu oczyszczeniu gazu z lekkich węglowodorów (pochodne furanu, aldehydy i alkohole, C2-C5, benzen, toluen). W płczkach osadzał się również aspirowany wraz z gazem pył. Po zakończonym poborze uzyskane roztwory filtrowano przy wykorzystaniu sączków laboratoryjnych celem separacji i określenia ilości pyłu w próbce, a następnie poddawano analizie na zawartość wody metodą Karla-Fischera oraz analizom chromatograficznym celem ilościowej i jakościowej analizy związków organicznych. Na Rys. 3.7 przedstawiono przykładowy zestaw poborowy po zrealizowanym poborze.



Rys. 3.7 Zestaw poborowy do oznaczania zawartości wody, związków organicznych oraz pyłów zawartych w gazie procesowym – po zrealizowanym poborze.

Opisana powyżej metodyka została opracowana w oparciu o zalecenia zawarte w Tar Protocol [26,125], jednak na potrzeby realizacji badań przedstawionych w niniejszej pracy niezbędne było jej uproszczenie i adaptacja do warunków pracy wykorzystywanych instalacji zgazowania. Uproszczenie układu poborowego (2 płuczki zamiast 6, brak naprzemianowego ogrzewania i chłodzenia próbki, brak wykorzystania spieków lub kulek szklanych w płczkach) miało niebagatelne znaczenie dla możliwości technicznych i ekonomicznych realizacji oznaczeń w sposób jednoczesny i równoległy. Wprowadzona modyfikacja przelożyła się na spadek skuteczności odzysku zanieczyszczeń smolistych o ok. 16%, jednak nie miała wpływu na oznaczane wartości wody i pyłu. Pomimo wprowadzonego uproszczenia, procedura w dalszym ciągu dostarcza informacji o stężeniach, co najmniej 40 różnych związków organicznych. Dolne granice oznaczalności są uzależnione od ilości gazu przepuszczonego przez układ, stąd istnieje możliwość obniżenia granicy oznaczalności poprzez wydłużenie okresu poboru, gdy spodziewane są małe stężenia lub skrócenia czasu pobierania próbki gazu, gdy spodziewane stężenia są duże. Zastosowanie izopropanolu zapewnia pełną homogenizację próbki już na etapie jej pobierania. Zarówno smoła, jak i woda transportowane przez gaz są bardzo dobrze rozpuszczalne w izopropanolu, a uzyskany po

poborze roztwór jest klarowny i nie zawiera emulsji. W ten sposób możliwe jest uniknięcie konieczności późniejszego rozdziału frakcji organicznej od wody.

Analizy chromatograficzne przeprowadzane były przy wykorzystaniu aparatów firmy Thermo-Scientific wyposażonych w 60-metrowe kolumny Stabilwax. Analizę jakościową wykonywano z wykorzystaniem chromatografu Focus GC sprzężonego ze spektrometrem mas, a analizę ilościową na chromatografie Trace GC wyposażonym w detektor FID.

Archiwizacja danych

Archiwizacja danych realizowana była za pomocą programu ASIX (typu SCADA), który umożliwiał zarówno podgląd danych procesowych w czasie rzeczywistym oraz automatyczny zapis danych w pamięci serwera z częstotliwością co 15 s.

3.4 Badania procesu filtracji gazu gorącego

W trakcie tego etapu pracy przeprowadzono osiem testów filtracji gazu gorącego, które pozwoliły na określenie charakterystyki pracy wariantu bazowego filtra przy różnych warunkach procesowych oraz na zebranie doświadczeń eksploatacyjnych dla czterech typów materiałów filtracyjnych. Wyniki tych prac zestawiono w przedstawionej poniżej Tab. 3-3. Co więcej, już w trakcie wstępnych prac rozruchowych i pierwszych testów filtracji gazu gorącego stwierdzono niewystarczającą sprawność pracy standardowego rozwiązania układu regeneracji wkładów filtracyjnych. Układ ten nie pozwalał na utrzymanie stabilnego przebiegu procesu filtracji, co obserwowano głównie jako ciągły wzrost oporów przepływu na urządzeniu. Z tego powodu podjęto również próby ukierunkowane na zbadanie skuteczności innych rozwiązań konstrukcyjnych i procesowych, których celem miało być opracowanie rozwiązań pozwalających na podniesienie sprawności układu impulsowej regeneracji wkładów. Przedmiotem prac były głównie: sposób zasilania układu regeneracyjnego oraz konstrukcja i umiejscowienie dysz w odniesieniu do wkładów filtracyjnych. W Tab. 3-4 przedstawiono zestawienie informacji o przetestowanych konfiguracjach dysz impulsowych.

Uwagi ogólne:

- Wszystkie testy wykonano przy wykorzystaniu czterech wkładów filtracyjnych o jednakowych wymiarach, różniących się jedynie rodzajem materiału filtracyjnego.
- W trakcie żadnej z przeprowadzonych prób nie osiągnięto pełnej szczelności pomiędzy stroną czystą a brudną filtra, co obserwowano np. poprzez obecność śladów pyłu po stronie czystej.
- Pomiar strumienia gazu realizowano z wykorzystaniem kryzy pomiarowej zlokalizowanej za układem oczyszczania. Mierzono strumień gazu w warunkach 25-30°C i <1 kPa oraz po przejściu gazu przez chłodnicę, w której następowała kondensacja pary wodnej i smół.
- Ze względu na wstępny charakter testów nie dokonywano regularnych oznaczeń laboratoryjnych zawartości zanieczyszczeń smolistych oraz wody w gazie przed filtrem.

Tab. 3-3 Zestawienie danych procesowych dla testów filtracji – wariant bazowy filtra, zgazowanie biomasy w reaktorze ze złożem stałym GazEla.

Numer testu	T_01	T_02	T_03	T_04	T_05	T_06	T_07	T_08
Typ wkładu	F_C_01	F_M_01	F_M_01	F_C_01	F_C_01	F_M_02	F_M_02	F_M_03
Stan wkładu	PU	PU	Po T_02*	Po T_01*	Po T_04*	PU	Po T_06*	PU
Typ dyszy reg.	D_O_01	D_R_01	D_R_01	D_R_02	D_R_02	D_R_02	D_R_03	D_R_03
Ciśnienie w ukł. reg. – P _{PS} [bar(g)]	2-10	6	6-10	6	6	6	6	6
Czas pulsu – t _P [s]	1-10	1-5	1-5	1-2	<0,5	<0,5	<0,5	<0,5
Zasilanie układu regeneracji	Przewód 1/2"	Przewód 1/2"	Przewód 1/2"	Przewód 1/2"	Zb. buforowy 4,5 dm ³	Zb. buforowy 4,5 dm ³	Zb. buforowy 4,5 dm ³	Zb. buforowy 4,5 dm ³
Temperatura reaktor – góra, T _{RG} [°C]	369,06 (39,56)	68,26 (11,47)	380,41 (102,84)	337,28 (44,35)	376,39 (126,14)	197,04 (40,31)	363,96 (84,24)	377,43 (52,34)
Temperatura reaktor – środek, T _{RS} [°C]	602,4 (39,87)	580,9 (37,56)	633,58 (73,75)	612,36 (32,93)	605,77 (46,78)	478,87 (51,73)	634,84 (74,88)	670,67 (59,95)
Temperatura reaktor – dół, T _{RD} [°C]	892,85 (27,5)	1 083,86 (35,12)	1 012,17 (46,64)	945,13 (41,75)	734,17 (126,73)	1 036,48 (34,88)	893,89 (53,71)	1 009,11 (38,52)
Temperatura reaktor – gaz proc, T _{RGP} [°C]	480,72 (20,56)	520,97 (28,33)	555,42 (51,5)	525,22 (19,76)	511,41 (41,39)	418,03 (28,01)	498,62 (74,73)	529,69 (54,06)
Temperatura wewnątrz filtra – T _F [°C]	510,12 (66,97)	446,29 (0,72)	505,16 (54,47)	b.d.	528,59 (59,48)	625,69 (16,77)	549,06 (57,55)	657,1 (32,48)
Strumień gazu procesowego – V _{GP,R} [m ³ /h]**	57,67 (5,54)	85,28 (6,93)	65,7 (13,78)	b.d.	72,87 (11,46)	91,87 (13,64)	73,32 (13,29)	82,26 (20,24)
Prędkość filtracji – v _F [cm/s]**	2,12 (0,2)	3,14 (0,26)	2,42 (0,51)	b.d.	2,68 (0,42)	3,38 (0,5)	2,7 (0,49)	3,03 (0,75)
Spadek ciśnienia na filtrze – dP _F [kPa]	3,13 (1,28)	1,39 (0,81)	6,5 (2,26)	4,32 (1,35)	6,2 (1,35)	3,77 (1,32)	2,78 (0,95)	3,36 (0,42)

Dane zestawione w tabeli stanowią wartości średnie z okresu trwania próby. Format prezentacji wyników: wartość średnia (odchylenie standardowe próbki). PU – pierwsze użycie; *Wkłady wyczyszczone mechanicznie poza filtrem. ** Warunki rzeczywiste, gaz mokry.

Tab. 3-4 Charakterystyka badanych dysz impulsowych.

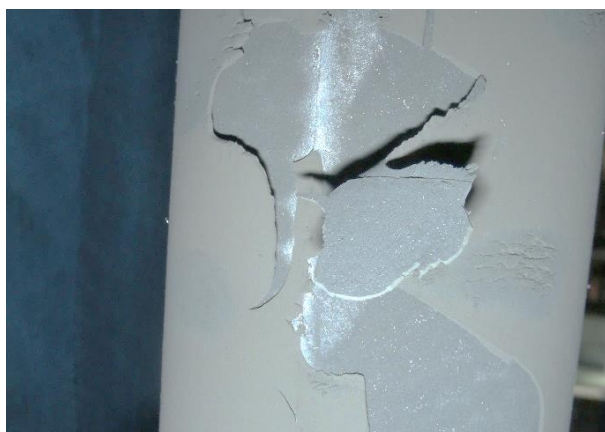
	Dysze	Komentarz	Kolektor
D_O_01	otwory o średnicy $\varnothing 3$ mm	układ podstawowy – regeneracja jednocześnie maksymalnie dziesięciu wkładów	średnica wewnętrzna $\varnothing 30$ mm
D_R_01	dysze o średnicy wewnętrznej $\varnothing 6$ mm wprowadzone do wnętrza wkładów, zakończone poniżej górnej powierzchni kołnierzy filtrów	modyfikacja miała na celu lepsze ukierunkowanie impulsu oraz wzrost jego intensywności	
D_R_02	dysze o średnicy wewnętrznej $\varnothing 16,5$ mm zakończone ok. 2 cm powyżej górnej powierzchni kołnierzy filtrów	modyfikacja miała na celu zwiększenie strumienia masowego impulsu wprowadzanego do wkładów w trakcie regeneracji	
D_R_03	dysze o średnicy wewnętrznej $\varnothing 20,4$ mm zakończone poniżej górnej powierzchni kołnierzy filtrów na których dodatkowo zastosowano kryzy	prześwit ujścia gazu z czystej strony filtrów ograniczony przez kryzy z sześcioma otworami o średnicy $\varnothing 6$ mm	

T_01

Pomimo realizacji próby przy prędkości filtracji mieszczącej się w dolnym zakresie wskazywanym, jako optymalny dla filtracji gazu gorącego, w trakcie testu obserwowano ciągły wzrost oporów filtracji, bez względu na czas podawania gazu regeneracyjnego. Wykonana po zakończeniu testu inspekcja wnętrza filtra wykazała gładką i jednolitą powierzchnię zebranego placka. Zastosowane uszczelnienia filcowe zachowały szczelność, jednak uszkodzeniu uległy pręty dociskające płytę przytrzymującą wkłady.

T_02

Ze względu na brak widocznego wpływu działania układu impulsowego D_O_01, przed przystąpieniem do testu T_02 podjęto próbę modyfikacji dysz impulsowych. Modyfikacja ta polegała na wykonaniu nowego kolektora gazu, w którym rolę dysz impulsowych zamiast otworów $\varnothing 3$ mm pełniły rurki. Długość rurek dobrano w taki sposób, aby ich ujścia znajdowały się bezpośrednio we wnętrzu wkładów filtracyjnych (D_R_01). Dodatkowo



Rys. 3.8 Widok wkładu F_M_01 po zakończonym teście filtracji.

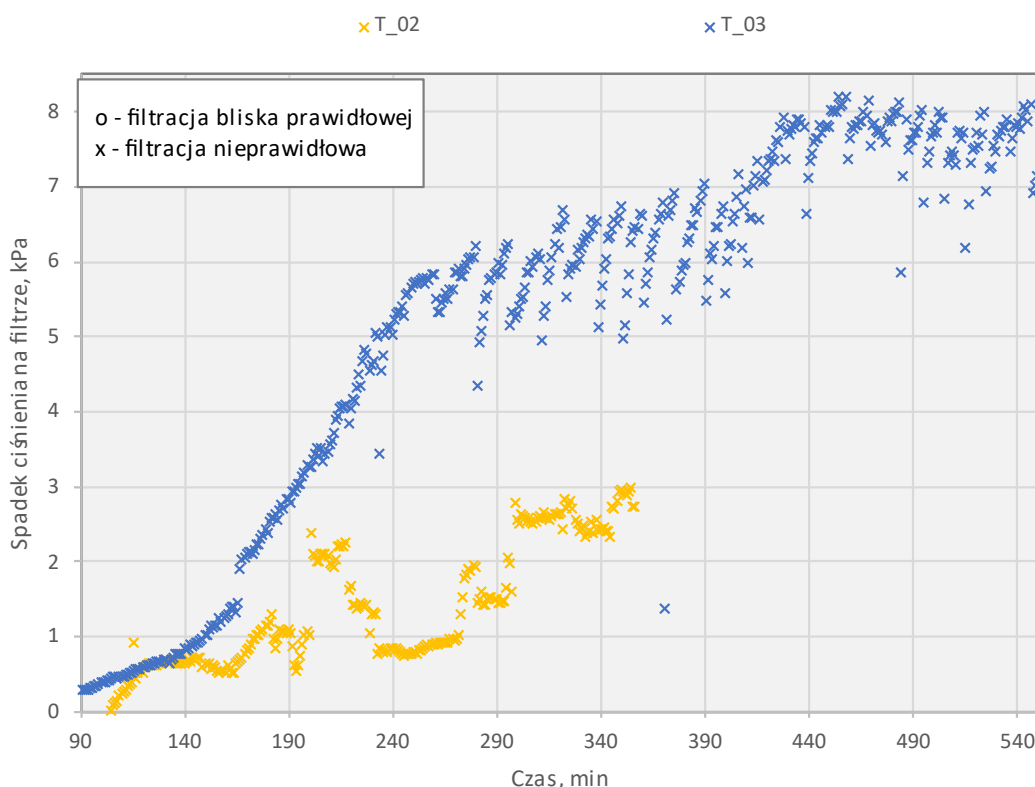
w trakcie badania wykorzystano wkłady metalowe F_M_01, które ze względu na swoją budowę nie powinny wykazywać tendencji do filtracji wgłębnej. Pomimo powyższych modyfikacji, w trakcie próby obserwowano ciągły wzrost oporów na filtrze, jednak wartość przyrostu spadku ciśnienia była niska, a przebieg wskazywał na nieszczelność filtra. Przyczyną nieszczelności było uszkodzenie jednej z uszczelnień pod korkiem zaślepiającym otwór w dnie sitowym. W tym punkcie stwierdzono również wyraźnie większy odstęp pomiędzy płytą dociskową a półką sitową. Co istotne powierzchnia placka filtracyjnego na wkładach nie była gładka i jednolita, a to świadczyło, że wprowadzane do filtra impulsy gazu regeneracyjnego były w stanie usuwać plackę filtracyjną z powierzchni wkładów. Nie mniej skuteczność regeneracji filtrów pozostawała na niskim poziomie. Po wyczyszczeniu wkładów stwierdzono, że pomimo przekroczenia ich nominalnej temperatury pracy ciągłej, zastosowana włóknina metalowa nie nosiła oznak uszkodzenia. Widok wkładu F_M_01 po zakończonym teście filtracji przedstawiono na Rys. 3.8.

T_03

Kolejna z przeprowadzonych prób została wykonana przy zastosowaniu tego samego zestawu wkładów, jaki był wykorzystywany w trakcie T_02. Podczas testu obserwowano wpływ pracy układu regeneracyjnego na zmiany oporów na filtrze. Stabilizację warunków pracy filtra uzyskano jednak jedynie na krótki czas oraz przy bardzo wysokiej wartości oporów przepływu gazu (ok. 7 kPa). Ponadto powodem zakończenia testu była utrata szczelności filtra. W trakcie przeprowadzonej inspekcji stwierdzono na wkładach bardzo grubą warstwę zbitego placka filtracyjnego, który był odporny na czyszczenie przy wykorzystaniu sprężonego powietrza. Po usunięciu pyłu z wkładów odnaleziono ślady mechanicznego uszkodzenia ich powierzchni – przerwanie ciągłości włókniny metalowej (Rys. 3.9). Średnia temperatura wewnątrz filtra w trakcie próby wyniosła 505°C. Porównanie oporów filtracji gazu zarejestrowanych w trakcie badania charakterystyki wkładów F_M_01 przedstawiono na Rys. 3.10.



Rys. 3.9 Uszkodzenia wkładu F_M_01.



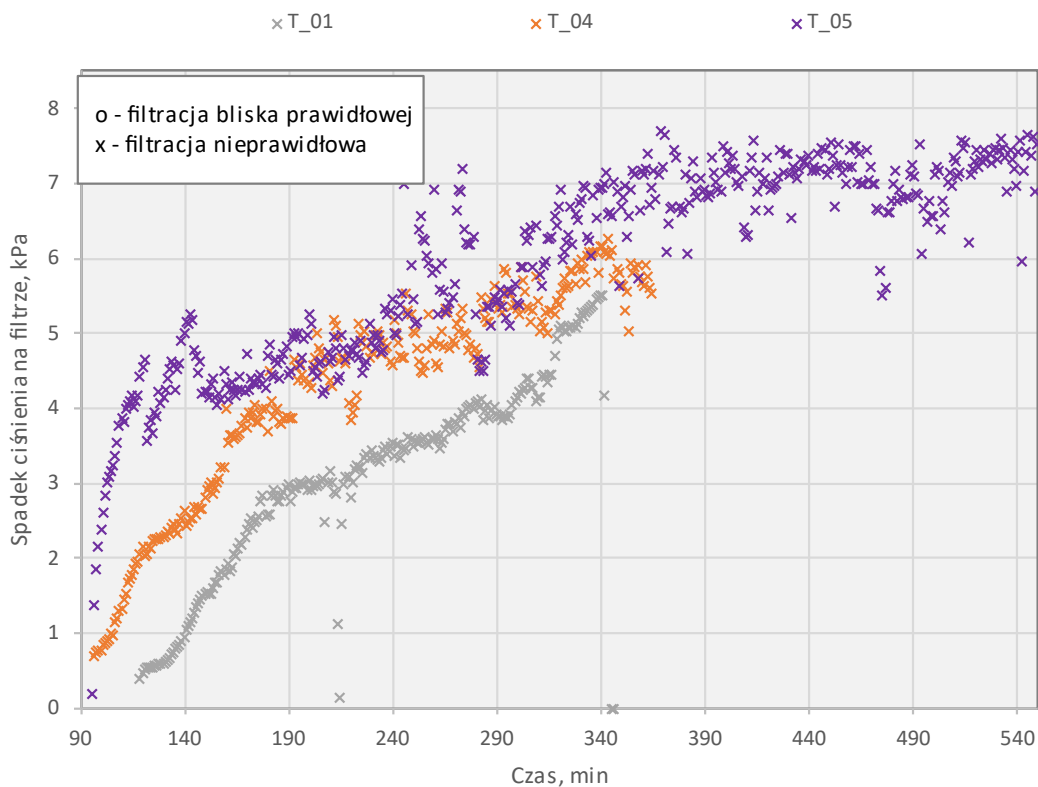
Rys. 3.10 Porównanie oporów filtracji przy wykorzystaniu wkładów F_M_01.

T_04

W następnej kolejności sprawdzono możliwość regeneracji F_C_01 przy wykorzystaniu większego strumienia gazu impulsowego. W tym celu skonstruowano dyszę D_R_02, dzięki której impuls gazu regeneracyjnego uwalniany był ok. 2 cm powyżej górnej powierzchni kołnierzy filtrów. Dodatkowo do $\varnothing 13$ mm powiększono średnicę wewnętrzną dysz impulsowych. W trakcie próby obserwowano jednak w dalszym ciągu nieznaczne spadki oporów świadczące o usuwaniu jedynie niewielkiej części placka filtracyjnego. W trakcie inspekcji filtra stwierdzono śladowe ilości pyłu po stronie czystej, natomiast na powierzchni placka filtracyjnego zebranego na wkładach nie stwierdzono wyraźnych śladów działania układu regeneracyjnego. Podczas testu nastąpiła dodatkowo awaria jednego z wykorzystywanych protokołów komunikacyjnych, co było powodem braku rejestracji części danych pomiarowych.

T_05

Test T_05 był pierwszym, w trakcie którego zastosowano modyfikację układu regeneracji w postaci zbiornika buforowego, służącego za akumulator ciśnienia gazu impulsowego. Zastosowano tu również zestaw wkładów filtracyjnych, które były wykorzystywane wcześniej w trakcie realizacji testów T_01 oraz T_04. Zestaw ten został uprzednio oczyszczony mechanicznie, jednak już w początkowej fazie testu obserwowano bardzo szybkie tempo wzrostu spadku ciśnienia na filtrze. W trakcie całej próby obserwowano ciągły wzrost oporów filtracji, z wyjątkiem dwukrotnego krótkotrwałego spadku ciśnienia na skutek regeneracji wkładów. Powyższe obserwacje wskazują, że struktura porowata wkładów ulegała stopniowemu zatykaniu w trakcie poprzednich testów. Świadczy o tym obserwowany już od pierwszych minut badania opór filtracji >1 kPa, który nie mógł wynikać z oporów stawianych przez placki filtracyjny. Dodatkowo powyższą tezę wspiera również analiza wzrastającej pomiędzy kolejnymi próbami filtracji szybkości przyrastania oporów. Na poprawę charakterystyki filtracji nie wpłynęło zastosowane tu niższe obciążenie gazem, czy zwiększenie temperatury pracy filtra. Podczas przeprowadzonej po teście inspekcji układu stwierdzono, że na powierzchni wkładów pojawiły się wżery i zagłębienia (erozja wkładów), które wskazują na wysoką siłę, z jaką placki przywarły do powierzchni materiału filtracyjnego. Porównanie oporów filtracji gazu zarejestrowanych w trakcie badania charakterystyki wkładów F_C_01 przedstawiono na Rys. 3.11.



Rys. 3.11 Porównanie oporów filtracji przy wykorzystaniu wkładów F_C_01.

T_06

W trakcie kolejnej próby badaniu poddano odmianę filtrów metalowych wykonanych ze spiekanej włókniny wyposażonych dodatkowo w zewnętrzną siatkę wzmacniającą, której celem było zmniejszenie obciążeń wywieranych na włókninę w trakcie jej regeneracji. Wkłady wykonano również ze stali nierdzewnej o nieco wyższej wytrzymałości chemicznej i termicznej (AISI 316L). Analizując przebieg spadku ciśnienia na filtrze, można stwierdzić stabilizację procesu przy oporach wynoszących 5-5,5 kPa oraz widoczny wpływ impulsów gazu regeneracyjnego na spadek oporów na wkładach. W finalnym etapie próby obserwowano jednak ponowną destabilizację procesu, na co mogły mieć wpływ: wysoka prędkość filtracji, wysoka temperatura procesu, wyższe niż typowe opory przepływu na filtrach, znaczna grubość zebranego placka filtracyjnego, czy też jedynie częściowa regeneracja powierzchni filtracyjnej wkładów.

Podczas inspekcji urządzenia po teście zaobserwowano obecność śladów pyłu nie tylko po czystej stronie filtra (jak miało to miejsce w trakcie poprzednich prób), ale również we wnętrzu wkładów filtracyjnych. Ponadto w trakcie oczyszczania mechanicznego wkładów, stwierdzono organoleptycznie oznaki penetracji pyłu przez tkaninę filtracyjną (strużki dymu wydostające się z wnętrza wkładu). Łatwość regeneracji wkładów była jednak zauważalnie wyższa niż któregośkolwiek z pozostałych testowanych do tej pory filtrów.

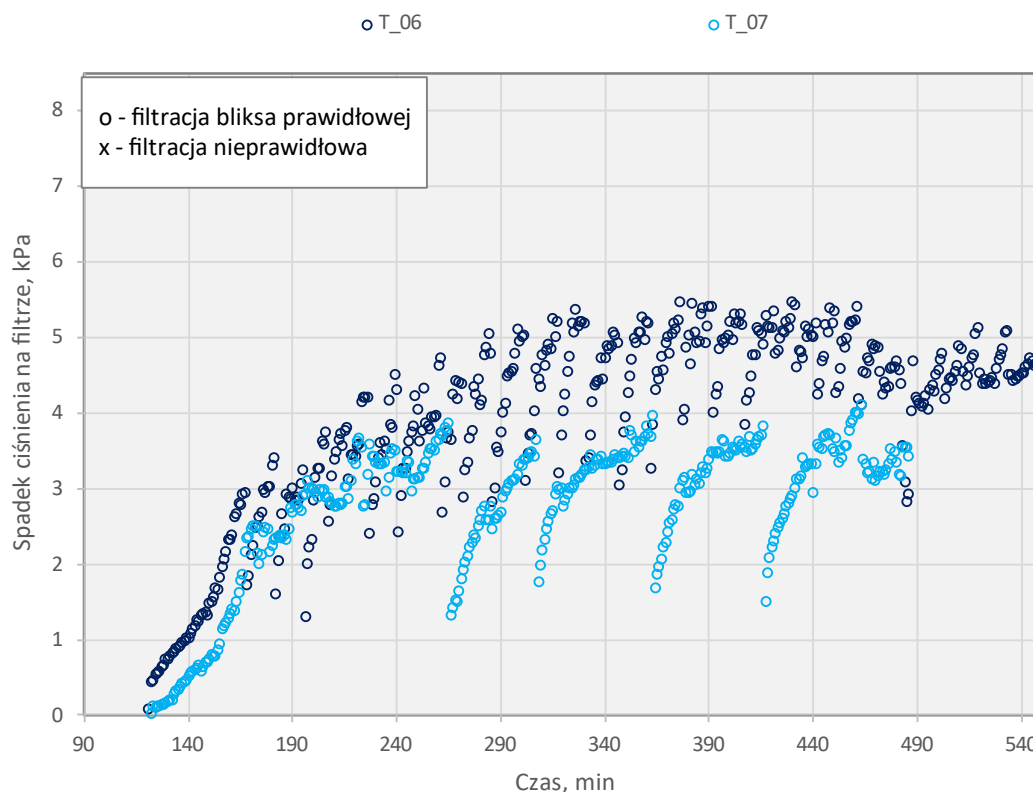
T_07

Próbie przeprowadzono przy wykorzystaniu tego samego zestawu wkładów, co w przypadku T_06 (po uprzednim oczyszczeniu mechanicznym). Jednak w przypadku tego

badania zastosowano układ regeneracyjny oparty o dysze o średnicy wewnętrznej $\varnothing 24$ mm, których ujścia znajdowały się wewnątrz wkładów. Dodatkowo na wylocie gazu z wkładów filtracyjnych zamontowano kryzy mające na celu zwiększenie efektywnego ciśnienia regeneracji wytworzonego wewnątrz wkładów przez strumień gazu impulsowego.

W początkowej fazie filtracji stwierdzono analogiczne do poprzedniej próby tempo wzrostu oporów na wkładach, jednak spadek ciśnienia na filtrze ustabilizował się ok. 1-1,5 kPa niżej niż w przypadku T_06. Również sam przebieg cykli regeneracji miał bardziej wyraźny i jednorodny charakter. Obserwowane długości cykli regeneracji w zakresie 42-53 min oraz podobne wartości oporu bazowego po regeneracji na poziomie 1,3-1,8 kPa świadczyły o wyższej stabilności pracy filtra w testowanej konfiguracji. Warto w tym miejscu zauważyć, że na stabilność przebiegu procesu filtracji wpływ mogło mieć również zmniejszenie obciążenia filtra gazem, ponieważ prędkość filtracji w trakcie tej próby wyniosła 2,7 cm/s (przy 3,39 cm/s w trakcie T_06).

Bezpośrednim powodem przerwania badania była awaria uszczelnienia jednego z wkładów. Pomimo obserwowanej w trakcie testu wyraźnej regeneracji filtra, powierzchnia zebranego na wkładach placka filtracyjnego była gładka oraz o jednolitej grubości. Również po zakończeniu testu T_07 stwierdzono zabrudzenia po czystej stronie filtra, które świadczyły o niedostatecznie wysokiej sprawności procesu filtracji. Porównanie oporów filtracji gazu zarejestrowanych w trakcie badania charakterystyki wkładów F_M_02 przedstawiono na Rys. 3.12.



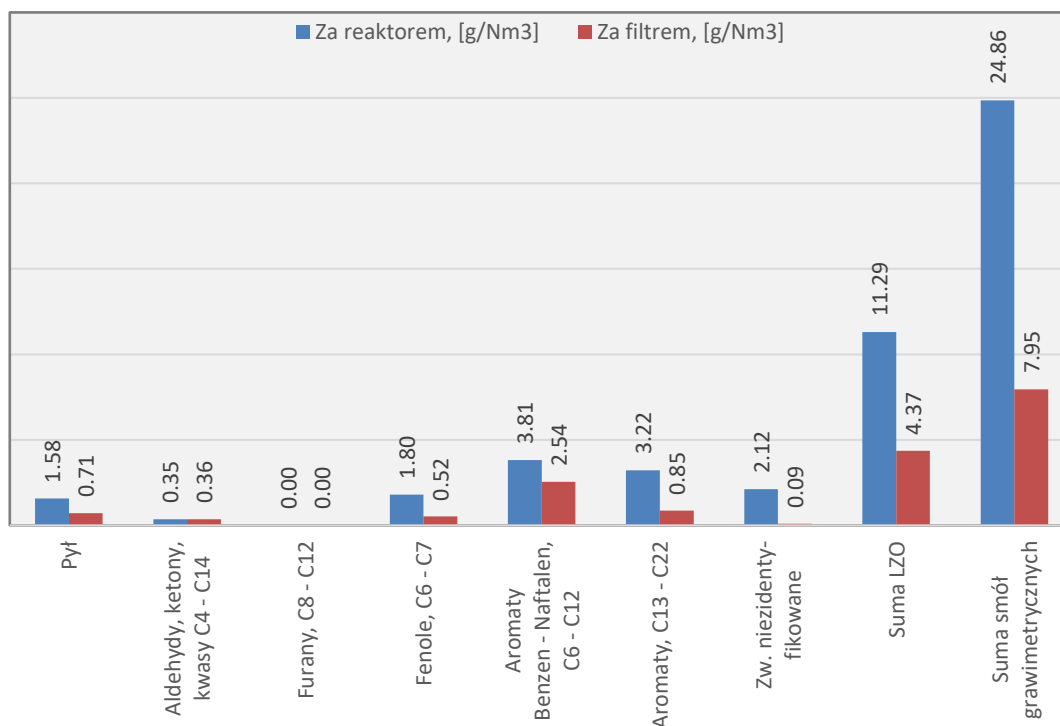
Rys. 3.12 Porównanie oporów filtracji przy wykorzystaniu wkładów F_M_02.

Podobnie jak miało to miejsce w trakcie T_03 w przypadku wkładów F_M_01, również dla tego testu i przypadku wkładów F_M_02, w trakcie inspekcji stwierdzono przerwanie włókniny filtracyjnej wkładów (Rys. 3.13). Ponieważ wkłady te były zabezpieczone dodatkową siatką metalową również po brudnej stronie, głównych powodów ich rozerwania upatruje się w połączonym działaniu długotrwałego przekroczenia nominalnych temperatur pracy wkładów oraz oddziaływania impulsów regeneracyjnych (szoki termiczne i mechaniczne).



Rys. 3.13 Stan wkładu F_M_02 po zakończonym teście filtracji.

W trakcie testu podjęto decyzję o przeprowadzeniu jednej serii równoległych poborów próbek gazu procesowego przed i za filtrem (punkty poborowe oznaczono jako A i B na Rys. 3.1), celem oznaczenia zawartości zanieczyszczeń organicznych i pyłu. Zaprezentowane na Rys. 3.14 wyniki przeprowadzonych oznaczeń jakościowych zanieczyszczeń organicznych zostały zestawione według głównych grup zanieczyszczeń smolistych⁶ obserwowanych w gazach procesowych ze zgazowania biomasy.



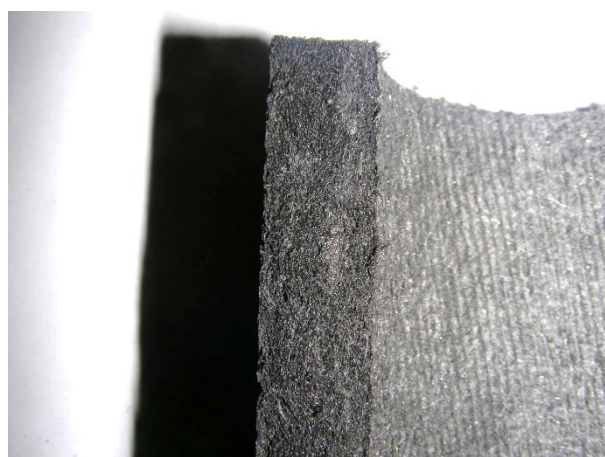
Rys. 3.14 Wpływ procesu filtracji gazu gorącego na zawartość zanieczyszczeń w gazie – porównanie zawartości zanieczyszczeń organicznych według głównych grup oraz pyłu przed i za filtrem gazu gorącego.

⁶ Według konwencji zaproponowanej przez ECN [26].

Przedstawiony powyżej wynik oznaczenia zawartości pyłu w gazie bezpośrednio za reaktorem obarczony jest wysokim niedoszacowaniem na skutek charakterystyki punktu poborowego oraz pyłu produkowanego przez reaktor GazEla. Pył opuszczający tę konstrukcję reaktora posiada znaczny udział frakcji pow. 8 mm, natomiast maksymalna średnica wlotu sondy poborowej, jaką można zastosować w testowanym układzie, wynosiła 6 mm. Zatem oznaczony strumień pyłu dotyczy jedynie najdrobniejszej frakcji ciał stałych znajdujących się w filtrowanym gazie. Z bilansów masowych pyłu odebranego spod filtra wynika, że wartość rzeczywista zapylenia gazu surowego ze zgazowania biomasy w reaktorze GazEla mieści się w przedziale 3-6 g/Nm³.

We wszystkich wskazanych powyżej kategoriach związków organicznych zaobserwowano spadek stężenia zanieczyszczeń w gazie po procesie filtracji, włączając w to grupę najłżejszych związków organicznych (LZO). Zmierzony spadek zanieczyszczenia gazu wyniósł od 33% dla związków aromatycznych C6-C12, do 73% dla związków aromatycznych C13-C22. Z procesowego punktu widzenia najistotniejszą obserwacją była ta mówiąca o braku istotnych zmian składu gazu w różnych punktach pomiarowych instalacji, a nie sam fakt spadku stężenia wszystkich analizowanych klas zanieczyszczeń organicznych. Brak obserwacji wzrostu stężenia związków o prostszej budowie (np. C1-C5, BTX, czy tlenowych związków alifatycznych) może stanowić podstawę do wykluczenia rozkładu katalitycznego, jako przyczyny obserwowanego zjawiska. W konsekwencji jako najbardziej prawdopodobny powód wskazano koksowanie i polimeryzację zanieczyszczeń organicznych, ich adsorpcję na powierzchni karbonizatu i popiołu oraz usuwanie z gazu na skutek filtracji⁷. Ponieważ w trakcie badań nie osiągnięto warunków procesowych, w których filtracja przebiegałaby w pełni stabilnie, wyjaśnienie powodu ciągłego wzrostu oporów filtracji może stać również w opisanym powyżej koksowaniu zanieczyszczeń smolistych wewnątrz porów filtra i placka filtracyjnego. Takie zjawisko byłoby wyjątkowo niekorzystne, ponieważ wzmagałoby trwałą, odporną na regenerację impulsową wzrost oporów przepływu gazu przez wkłady.

W warunkach laboratoryjnych postanowiono sprawdzić teorię o adsorpcji związków smolistych wewnątrz wkładów. W tym celu z jednego z wkładów ceramicznych po T_05 został wycięty fragment ściany filtra. Rozcięty filtr ukazywał równe tonalnie, ciemne zabarwienie na całej szerokości przekroju (Rys. 3.15). Następnie z pobranej próbki przeprowadzono ekstrakcję przy wykorzystaniu izopropanolu celem wymycia potencjalnych zanieczyszczeń organicznych. Jako metodę analityczną zastosowano procedurę



Rys. 3.15 Przekrój wkładu F_C_01 po T_01.

⁷ Stali AISI 316 zawiera wysokie ilości Cr, Ni i Fe. W literaturze opisano mechanizmy stojące za aktywnością katalityczną wkładów wykonanych z tych pierwiastków w kierunku rozkładu substancji organicznych [126,127].

analogiczną do opisanej powyżej dla oznaczania zanieczyszczeń organicznych w gazie procesowym. W ekstrakcie nie stwierdzono jednak obecności związków organicznych, których oznaczenie byłoby możliwe przy wykorzystaniu chromatografii gazowej. Dla weryfikacji, czy zmiana zabarwienia wkładu ceramicznego nie jest jego naturalną cechą, wynikającą z podgrzewania, czy na skutek kontaktu z gorącym gazem o właściwościach redukcyjnych, nieużywany wkład został poddany czterem cyklom wygrzewania do temperatury 600°C. Próby przeprowadzono przy użyciu laboratoryjnego pieca oraz mieszanki gazów technicznych CO/CO₂ w proporcji 2:1. W takich warunkach zabarwienie wkładu nie uległo jednak zmianom. We wcześniejszych pracach badawczych obserwowano, że w obszarach instalacji, w których gaz przebywa w temperaturze powyżej 400°C przez dłuższy czas (komory osadczyste, króćce rewizyjne) lub jego temperatura spada ze zbyt niską szybkością (dennica powietrznej chłodnicy gazu procesowego), obserwuje się powstawanie porowatych, w pełni skarbonizowanych struktur. Ponieważ czas przejścia gazu przez filtr wynosi ok. 4-5 s zasadnym jest spodziewać się podobnych obserwacji w obrębie filtra gazu gorącego. Obecność złogów struktur węglowych stwierdzono jednak wyłącznie w obrębie króćca rewizyjnego filtra, gdzie temperatura gazu mogła pozostawać niższa niż w obszarze głównego strumienia filtrowanego gazu.

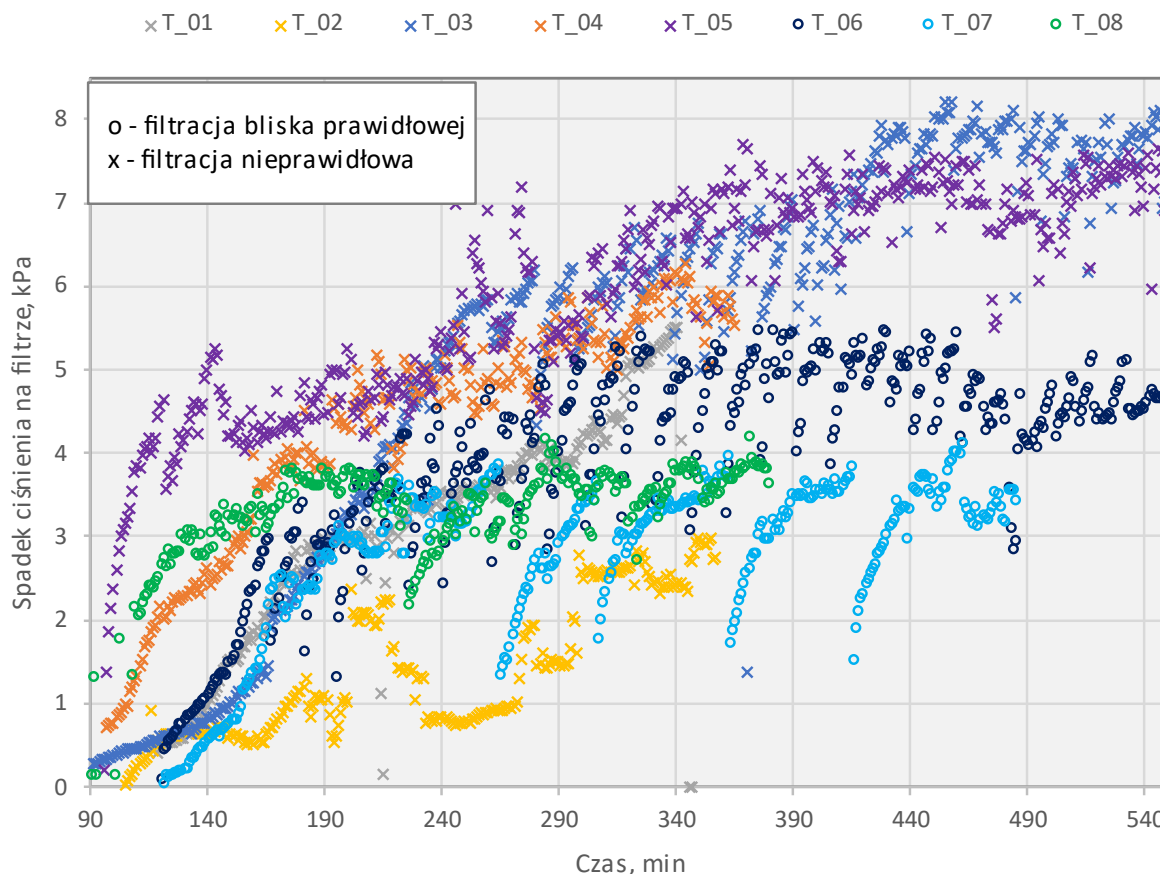
T_08

W trakcie ostatniego z testów wstępnych próbie poddano trzeci rodzaj wkładów metalicznych F_M_03. Wkłady te wykonano w technice izostatycznego spiekania proszków metalowych. Proszki wykonano ze stopu o znacznie wyższej odporności temperaturowej, co miało przełożyć się na wyeliminowanie wpływu degradacji membrany filtracyjnej na przebieg procesu filtracji. Podczas filtracji gazu gorącego obserwowano jedynie nieznaczne oznaki wpływu pracy układu impulsowego na zmiany spadku ciśnienia na filtrach. Pomimo tego faktu, proces ustabilizował się przy spadku ciśnienia na wkładach wynoszącym 4 kPa. W tym czasie obserwowano również duże wahania wskazania przepływu gazu oraz spadku ciśnienia na filtrze, co było związane ze skokami ciśnienia w instalacji na skutek braku szczelności w obrębie przegrody filtra. W trakcie inspekcji potwierdzono nieszczelność wkładów wynikającą z uszkodzenia jednego z uszczelnień filcowych. Placek filtracyjny na wkładach miał widoczne jedynie niewielkie zagłębienia, co potwierdza niską efektywność pracy układu regeneracji w połączeniu z grubościennymi, gęstymi i mało porowatymi wkładami filtracyjnymi. Podczas następných prób filtracji przy wykorzystaniu wkładów F_M_03, podobnie jak miało to miejsce w trakcie T_05, wkłady te nie wykazywały podatności na regenerację, a jednocześnie obserwowano coraz to wyższe tempo przyrastania oporów przepływu. Powyższe może wskazywać na tendencję wkładów do pracy w reżimie filtracji wgłębnej.

Po zakończonym teście filtracji na gorąco wykonano próbę regeneracji impulsowej wkładów przy wykorzystaniu kryz o różnych średnicach otworów wewnętrznych. Próba wykonana została poza filtrem, przy wykorzystaniu stojaka laboratoryjnego i zestawu łap laboratoryjnych. Pojedynczy impuls azotu wprowadzono jednocześnie do czterech wkładów. Stwierdzono wyższą skuteczność usuwania placka z wkładu znajdującego się na końcu

sekcji w porównaniu do wkładu znajdującego się na jej początku, pomimo że w tym miejscu zamontowano kryzę o największym otworze. Obserwacja ta została przypisana nierównej dystrybucji gazu wewnątrz układu regeneracji.

Przebiegi zmian spadku ciśnienia na filtrze gorącego gazu procesowego zarejestrowane w trakcie wszystkich z opisanych powyżej testów zostały zestawione na zaprezentowanym poniżej Rys. 3.16.



Rys. 3.16 Zestawienie przebiegów spadków ciśnień na filtrze gorącego gazu procesowego – badania wariantu bazowego.

3.5 Podsumowanie i wnioski

Przeprowadzone badania charakterystyki pracy wariantu bazowego filtra uwidocznily szereg zagadnień technicznych i procesowych powodujących nieskuteczność i wysoką awaryjność pracy tego urządzenia. Pomimo podjęcia wielu prób, dla żadnej z testowanych konfiguracji wkładów filtracyjnych, parametrów procesowych i układu regeneracji nie osiągnięto stabilnego przebiegu filtracji gorącego gazu procesowego uzyskanego na drodze zgazowania biomasy w reaktorze ze złożem stałym GazEla.

Przy wykorzystaniu wkładów ceramicznych F_C_01, dla każdego z przeprowadzonych testów filtracji obserwowano ciągły przyrost spadku ciśnienia na filtrze, bez względu na wykorzystywaną konfigurację układu impulsowej regeneracji. Powyższe stanowią obserwacje charakterystyczne dla filtracji wgłębnej oraz świadczą o wysokiej trudności regeneracji tych

wkładów. Podobne obserwacje poczyniono dla wkładów metalowych F_M_03, pomimo mniej wyraźnego trendu wzrostu oporów filtracji, ich regeneracja również była wysoce nieskuteczna. W tym zakresie oba typy testowanych wkładów metalowych wykonanych ze spiekanych włókien (F_M_01 i 02) charakteryzowały się korzystniejszymi właściwościami. Jednak zarówno dla wkładów wykonanych ze stali AISI 304, jak i 316L, ich warstwy filtracyjne uległy uszkodzeniu w warunkach pracy filtra. Powyższe wraz z niedostatecznie wysoką skutecznością odpylania wkładów zaobserwowaną dla F_M_02 dyskwalifikuje te typy wkładów z wykorzystania w filtracji gorącego gazu procesowego. Efektem zebranych doświadczeń są wnioski skłaniające do wytypowania do dalszych prac wkładów F_C_01 jako filtrów o stosunkowo niskim koszcie, wysokiej dostępności, bardzo wysokiej obciążalności i skuteczności filtracji. **Przeprowadzone badania uzasadniają również konieczność podjęcia starań zmierzających do opracowania metody umożliwiającej zarówno zabezpieczenie wkładów filtracyjnych przed występowaniem zjawiska filtracji wgłębnej, jak i ułatwienie ich impulsowej regeneracji.**

W warunkach optymalnych filtrację gazu gorącego prowadzi się przy prędkościach filtracji w zakresie 2-3 cm/s. Pomimo że w trakcie testu T_02, T_06 oraz T_08 wartości maksymalne tego parametru mogły chwilowo przekraczać nawet 3,8 cm/s, to w przypadku T_06 oraz T_08 przebieg filtracji miał charakter zbliżony do pożądanego. Pomimo występowania w trakcie tych badań wartości oporów filtracji >3,5-5 kPa, obserwowano tu również wpływ podawanych impulsów gazu regeneracyjnego. Zgodnie z teorią filtracji oraz doświadczeniem eksploatacyjnym z pracy filtrów workowych, również tych wykorzystywanych do filtracji gazów ciepłych, jednym z głównych czynników mogących mieć wpływ na destabilizację procesu filtracji jest zbyt duże obciążenie filtrów gazem lub pyłem. Dlatego podstawową strategią stabilizacji pracy filtrów jest zwykle próba zmniejszenia ich obciążenia. **Ponieważ w odniesieniu do zrealizowanych prób filtracji gazu procesowego nie obserwowano jasných przesłanek mogących świadczyć o pozytywnym wpływie takiego działania, problem obserwowanej tu niestabilności filtracji przypisuje się w głównej mierze niskiej efektywności pracy układu regeneracji wkładów. W związku z powyższym to ten czynnik wskazuje się, jako krytyczny dla dalszego rozwoju filtracji gazu gorącego jako metody oczyszczania gazów procesowych.**

W trakcie zaprezentowanych powyżej badań przeprowadzono również serię prób podniesienia sprawności regeneracji powierzchni filtracyjnej wkładów. Badania te skupiły się na analizie wpływu zmiany konstrukcji dysz impulsowych i elektrozaworów oraz zastosowania zbiornika buforowego dla gazu regeneracyjnego. Na podstawie przeprowadzonych prac stwierdzono jednoznaczną poprawę skuteczności regeneracji wkładów na skutek zastosowania elektrozaworu impulsowego w miejsce elektrozaworu o tradycyjnej charakterystyce pracy oraz zastosowania zbiornika buforowego. Stwierdzono również, że układ regeneracji oparty o kolektor z nawierconymi otworami (pełniącymi funkcję dysz) jest rozwiązaniem nieskutecznym. Poprawę skuteczności działania układu obserwowano w konsekwencji zastosowania dysz o większych rozmiarach. Równie jednoznaczne nie są jednak wnioski wynikające z prób różnicujących miejsce wtrysku gazu impulsowego lub efekt zastosowania

przewężenia na wylocie gazu z czystej strony wkładów. Stwierdzono ponadto, że wyzwala nie pracy układu regeneracji przy niskich wartościach spadku ciśnienia na filtrze nie znajdowało przełożenia na usuwanie placka filtracyjnego. Dopiero oczyszczanie wkładów przy oporach 4-5 kPa powodowało odpadanie nagromadzonej na ich powierzchni warstwy pyłu i obniżenie oporów przepływu do poziomu 2-3 kPa. Obserwacje te pokrywają się z przedstawioną w rozdziale 2.3.2.3 teorią mówiącą, że wraz ze wzrostem grubości placka, spada wartość siły, jaka jest potrzebna do przekroczenia jego wytrzymałości na rozciąganie. Interesującym pozostaje jednak bardzo wysoka wartość oporów bazowych na filtrze po regeneracji, co świadczy o niepełnej regeneracji wkładów lub znacznej grubości placka utrzymującego się na wkładach. Doświadczenia te wskazują, że przedmiot konstrukcji układu impulsowej regeneracji filtrów gazu gorącego jest zagadnieniem kompleksowym, którego skuteczne rozwiązanie wymaga przeprowadzenia dedykowanych badań podstawowych i rozwojowych, ponieważ niewątpliwie korzystne byłoby osiągnięcie w opisanym powyżej zakresie optimum pomiędzy sprawnością filtracji, spadkiem ciśnienia gazu oraz stabilnością tegoż procesu.

W związku z obserwowanym zatykaniem się filtrów oraz diskutowanym udziałem w tym procesie związków organicznych, w trakcie prowadzonych badań podnoszono temperaturę pracy filtra znacząco powyżej temperatury, w której gaz powinien pozostawać suchy ($>400^{\circ}\text{C}$). Zrealizowane badania prowadzą do wniosku, że filtracja gazu ze zgazowania biomasy w temperaturach $>550^{\circ}\text{C}$ nie znajduje przełożenia na stabilizację tegoż procesu. Dodatkowo przeprowadzona próba wyjaśnienia zmian zabarwienia wkładów ceramicznych oraz spadku ich obciążalności jako skutku odkładania się substancji smolistych zakończyła się niepowodzeniem. To nie oznacza, że pory filtrów nie ulegają zatykaniu z powodu karbonizacji związków organicznych, ale wskazuje na trudność potwierdzenia tej teorii przy użyciu metod chromatograficznych.

Szacuje się, że w przypadku filtrów ceramicznych 50% m/m odzyskanego placka filtracyjnego stanowiły płaskie, okrągłe płatki o średnicy 1-3 mm, podczas gdy pozostała część placka charakteryzowała się wielkością 10-20 mm oraz nieregularnymi krawędziami i zakrzywioną powierzchnią wewnętrzną. Placek filtracyjny z F_M_01 stanowiły wyłącznie duże cząstki o zaokrąglonej strukturze i wielkości 40-100 mm. W przypadku F_M_02 uzyskano placek przypominający stan pośredni pomiędzy wymienionymi powyżej dwoma typami wkładów, natomiast w przypadku F_M_03 placek filtracyjny nie różnił się znacząco od tego uzyskiwanego przy wykorzystaniu wkładów ceramicznych. Opisana rozbieżność wpływa na sposób usuwania placka filtracyjnego z urządzenia, a zebrane doświadczenia stanowiąc będą podstawę dla opracowania metody jego ciągłego odbioru.

Ponadto jednym z podstawowych problemów technicznych wariantu bazowego filtra, była nieszczelność połączenia wkładów z przegrodą filtracyjną. Awarie zastosowanych uszczelnień skutkowały spadkiem sprawności filtracji, wprowadzały zaburzenia w ciśnieniu pracy instalacji oraz prowadziły finalnie do konieczności jej odstawiania. Wyeliminowanie tego zjawiska jest niezbędne dla poprawy niezawodności działania rozwijanej metody odpylania gazów.

Rozdział 4 Cel i zakres pracy

Czerpiąc z przeprowadzonej analizy stanu wiedzy, wzbogaconej o dane eksperymentalne zebrane podczas badania charakterystyki pracy wariantu bazowego filtra gazu gorącego, zidentyfikowano następujące przyczyny niskiej dojrzałości technologicznej urządzeń wykorzystywanych do filtracji gazów procesowych produkowanych na drodze zgazowania biomasy:

- niedostatecznie wysoka skuteczność stosowanych układów impulsowej regeneracji,
- realizacja procesu filtracji w warunkach niekorzystnie wpływających na charakterystykę zanieczyszczeń zawartych w filtrowanych gazach,
- brak jednoznacznych metodyk określania optymalnych warunków pracy filtra,
- brak jasnych wytycznych dotyczących projektowania filtrów gazu gorącego – szczególnie konstrukcji wykorzystywanych do filtracji gazu procesowego produkowanego na drodze zgazowania.

Powyższe czynniki pozwoliły sformułować problem badawczy związanych z eksploatacją filtrów gazu gorącego za pomocą dwóch pytań badawczych:

- 1) *Czy możliwe jest udoskonalenie konstrukcji filtra gazu gorącego do takiego stopnia, aby urządzenie to gwarantowało sprawną i niezawodną pracę w warunkach gazu procesowego?*
- 2) *Czy w ujęciu rozwijanych w Instytucie technologii zgazowania możliwe jest, aby urządzenie takie pozwalało na stabilne odpylanie gazu produkowanego na drodze zgazowania różnych surowców oraz przy wykorzystaniu różnych konstrukcji reaktorów zgazowania?*

Nadrzędnym **celem aplikacyjnym** realizacji niniejszej pracy stało się więc potwierdzenie, że **opracowanie udoskonalonej metody filtracji gorącego gazu procesowego** będzie rozwiązaniem wymienionych problemów związanych z niską dojrzałością technologiczną układów filtracji na gorąco. **Metoda ta powinna w efekcie umożliwiać skuteczne i niezawodne odpylanie wszystkich typów gazów procesowych, pozwalać na prowadzenie procesu filtracji w jak najszerszym zakresie temperatur (260–900°C) oraz redukować zapylenie gazu do poziomu nieprzekraczającego 5 mg/Nm³. Ponadto filtr gazu gorącego stanowić będzie rozwiązanie atrakcyjne technologicznie i procesowo dopiero wtedy, gdy będzie w stanie zapewnić możliwość pracy ciągłej przy obciążeniu gazem wynoszącym min. 1–2 cm/s oraz oporach filtracji nieprzekraczających 2–3 kPa.** Finalnie elementem dopełniającym funkcjonalność filtra będzie opracowanie analogicznie dojrzałej metody impulsowej regeneracji świecowych wkładów filtracyjnych, która to będzie decydować o jego długoterminowej stabilności działania. **Skuteczne opracowanie i integracja z istniejącymi i wykorzystywanymi w Instytucie instalacjami pilotowymi filtra gazu gorącego charakteryzującego się powyższymi cechami pozwoliłoby na osiągnięcie dla tej technologii poziomu gotowości technologicznej TRL VI.**

Dla przyjętego celu rozprawy zdefiniowano następujący zakres pracy, który umożliwił osiągnięcie postawionych celów o charakterze naukowym:

1. Projekt zmodyfikowanej konstrukcji filtra gazu gorącego.

Opracowanie nowej konstrukcji filtra gazu gorącego rozpoczęto od przeprowadzenia niezbędnych prac projektowych. Przy wykorzystaniu oprogramowania typu CAD opracowano model 3D urządzenia uwzględniający szereg autorskich rozwiązań technicznych i procesowych (m.in. w zakresie metody mocowania wkładów, wprowadzania i dystrybucji gazu zapyłonego w filtrze czy metody odbioru placka filtracyjnego), których poprawność i skuteczność miała następnie być zweryfikowana w warunkach rzeczywistych. Dopelnieniem etapu projektowania filtra gazu gorącego była seria zrealizowanych badań eksperymentalnych niezbędnych do uzupełnienia luk badawczych w zakresie opisanych powyżej przyczyn niskiej dojrzałości technologicznej filtrów.

2. Zaprojektowanie i wykonanie stanowiska badawczego umożliwiającego przeprowadzenie badań celem opracowania rozwiązań techniczno-technologicznych dla układu impulsowej regeneracji wkładów świecowych.

Realizacja badań ukierunkowanych na opracowanie układu impulsowej regeneracji filtrów świecowych pozwalającego na skuteczną, ciągłą pracę filtrów w warunkach gorącego gazu procesowego wymagała zaprojektowania i budowy dedykowanego, pracującego w układzie modelowym stanowiska badawczego. Odejście w tym zakresie od wykorzystania rzeczywistego, gorącego gazu procesowego miało na celu umożliwić ocenę znacząco szerszego spektrum rozwiązań technicznych i technologicznych oraz zastosowanie bardziej precyzyjnych metod pomiarowych. Obie z wymienionych cech miały niebagatelne znaczenie dla wyznaczenia wpływu głównych czynników procesowych na skuteczność pracy układu impulsowej regeneracji wkładów świecowych.

3. Analiza i badania eksperymentalne wybranych aspektów technologicznych filtra gazu gorącego

Opracowane stanowisko badawcze umożliwiło osiągnięcie pierwszego z zaprezentowanych w dalszej części pracy celów naukowych, polegającego na wyznaczeniu wpływu szeregu parametrów konstrukcyjnych i procesowych na skuteczność pracy układu impulsowej regeneracji wkładów świecowych. W analizie skoncentrowano się głównie na ocenie wpływu ciśnienia gazu regeneracyjnego, czasu otwarcia zaworu impulsowego, rozmiaru i położenia dyszy impulsowej oraz zastosowania przewężenia ograniczającego wpływ impulsu gazu z wnętrza regenerowanego wkładu.

4. Opracowanie skuteczniejszej od opisywanej w literaturze metody wyznaczania optymalnej objętości zbiornika buforowego.

Ze względu na zaobserwowany w trakcie tych badań istotny wpływ ciśnienia gazu w zbiorniku buforowym na przebieg procesu regeneracji, **drugim z podjętych w pracy zagadnień naukowych stała się próba opracowania strategii alternatywnej do opisanej dotychczas w literaturze metody wyznaczania optymalnej objętości tego naczynia.**

5. Określenie temperaturowego okna pracy filtra

Kolejna ze wskazanych luk badawczych dotyczyła eksperymentalnej walidacji przydatności wykorzystania **opisanych w literaturze metod analitycznych celem wyznaczenia zakresu temperatury, w których możliwa byłaby minimalizacja niekorzystnego wpływu zanieczyszczeń zawartych w gazie procesowym na przebieg jego filtracji.** W tym obszarze ocenie poddano przydatność wykorzystania technik opisujących właściwości reologiczne i termiczne filtrowanych cząstek oraz analizy jakościowej i ilościowej zanieczyszczeń organicznych zawartych w filtrowanym gazie. **Osiągnięcie powyższego celu naukowego powinno być postrzegane jako podstawowe i decydujące o spójności technologicznej opracowanego rozwiązania.**

6. Opracowanie metody wspomagania procesu filtracji poprzez wykorzystanie dodatków mineralnych

Ponieważ warunki przebiegu filtracji zależą w równej mierze od charakterystyki fizykochemicznej przepływającej przez wkłady fazy ciągłej, jak i rozproszonych w niej cząstek, interesującymi jawią się również metody pozwalające na wpływanie in-situ na spistość wytwarzanego placka filtracyjnego. Jedną z takich metod bazuje na wprowadzaniu do procesu filtracji dodatków w postaci pyłów o kontrolowanych parametrach, a te w teorii powinny móc być dobrane w taki sposób, aby umożliwiać równolegle np. usuwanie z gazu również innych zanieczyszczeń, jak smoły. **Analiza charakterystyki czterech dodatków mineralnych pod kątem możliwości ich wykorzystania jako środków pozwalających na osiągnięcie wskazanych powyżej efektów stała się zatem ostatnim z celów naukowych powziętych i opisanych w ramach niniejszej pracy.** Poza szczegółową analizą fizykochemiczną wytypowanych dodatków, celem oceny wpływu ich wprowadzenia do procesu filtracji, koniecznym stało się również zaprojektowanie i budowa autorskiego dozownika mikroporcjowego pozwalającego na pracę ciągłą w warunkach gorącego gazu procesowego.

7. Budowa i walidacja obranych koncepcji technicznych i technologicznych zmodyfikowanej konstrukcji filtra w warunkach rzeczywistego gazu procesowego

Szersze spojrzenie na perspektywę aplikacji filtrów gazu gorącego wskazuje na możliwość stosowania tych urządzeń w znacznej liczbie procesów. Przykład mogą pełnić tu reaktory katalityczne, gdzie filtry mogą stanowić zabezpieczenie przed zarastaniem lub stratami katalizatora. Utylitarny charakter opracowanych rozwiązań technicznych i procesowych wymaga jednak eksperymentalnej weryfikacji. W odniesieniu do opisanej tu metody dedykowanej dla układów zgazowania – przez co rozumie się m.in. rozwiązania konstrukcyjne i procesowe w zakresie filtra gazu gorącego i układu impulsowej regeneracji oraz stosowanie dodatków mineralnych – **celowym było również zademonstrowanie możliwości odpylania różnych gazów procesowych, w tym pochodzących ze zgazowania odmiennych surowców, lub też gazów uzyskiwanych w innych typach reaktorów zgazowania.** Realizacja badań w tym zakresie miała umożliwić wyznaczenie podstawowych parametrów procesu filtracji, m.in. takich jak współczynniki oporu przepływu charakterystyczne dla filtracji danego pyłu, a to z kolei przełożyć się na poprawę zrozumienia wpływu czynników decydujących o jego stabilności. **Opisany sposób realizacji eksperymentów wymagał jednak**

integracji i wykorzystania unikatowej infrastruktury badawczej, co może tłumaczyć, dlaczego literatura pozostaje uboga w podobne wyniki.

8. Opracowanie pobocznych zagadnień technicznych i procesowych warunkujących stabilną i ciągłą pracę filtra

Finalnie efektem skutecznego rozwiązania wskazanych powyżej problemów badawczych, a zarazem nadrzędnym celem użytecznym pracy było znaczące podniesienie poziomu gotowości technologicznej metody filtracji gorących gazów procesowych, a w szczególności urządzeń dedykowanych filtracji gazów produkowanych na drodze zgazowania biomasy i SRF. W dalszej części pracy przedstawiono zatem opis przeprowadzonych rozważań, które ukierunkowane były na **opracowanie wszystkich pobocznych dla filtracji gazu gorącego rozwiązań technicznych i procesowych warunkujących ciągłość pracy takiego urządzenia**. W grupę tę wliczyć należy m.in. procedury uruchamiania, zatrzymania i konserwacji filtrów gazu gorącego.

9. Opracowanie poradnika dobrych praktyk inżynierskich w zakresie filtracji gorącego gazu procesowego

Dodatkowym efektem pracy stał się również opracowany poradnik dobrych praktyk inżynierskich integrujący wszystkie zebrane w trakcie realizacji badań doświadczenia w zakresie projektowania, obsługi i optymalizacji filtrów gazu gorącego. Poza dyskusją zagadnień ogólnych, tekst ten omawia głównie aspekty oczyszczania gorących gazów procesowych produkowanych w instalacjach zgazowania biomas i odpadów, dlatego jego odbiorcami mogą być inżynierowie i naukowcy rozwijający m.in. technologie zgazowania paliw stałych, oczyszczania gazów procesowych czy też odpylania gazów gorących przy wykorzystaniu filtrów świecowych.

Rozdział 5 Opis głównych założeń techniczno-technologicznych zmodyfikowanej koncepcji filtra gorącego gazu procesowego

Pierwszym z kroków na drodze do opracowania skutecznej metody filtracji gorącego gazu procesowego było podjęcie prac inżynierskich i projektowych w zakresie budowy zmodyfikowanej konstrukcji filtra gazu gorącego. W poniższym rozdziale przedstawiono wyniki tych prac.

5.1 Opis ogólnej koncepcji projektowej

Celem podjętych działań inżynierskich było opracowanie projektu techniczno-technologicznego wraz z modelem 3D (przy wykorzystaniu programów AutoCAD i Inventor) filtra gazu gorącego charakteryzującego się wysoką skutecznością separacji pyłów, niezawodną i ciągłą pracą oraz korzystną integracją z istniejącym, zlokalizowanym w CCTW pilotowym układem oczyszczania gazu procesowego. Dzięki opisanym w Rozdziale 3 (str. 85) pracom wstępnym, których wynikiem była identyfikacja głównych problemów technicznych i technologicznych filtra oraz wskazanie potencjalnych metod ich rozwiązania, możliwe było opracowanie koncepcji nowego filtra i podjęcie próby zbudowania urządzenia charakteryzującego się wyższym stopniem dojrzałości technologicznej.

Dzięki swojej funkcjonalności urządzenie miało pozwolić na skuteczne odpylanie gorących gazów procesowych, a przez to wpłynąć na poprawę warunków ich dalszego oczyszczania przy wykorzystaniu metod niskotemperaturowych.

W ramach koncepcji projektowej określono:

- usytuowanie urządzenia w ciągu technologicznym instalacji w perspektywie przyjętej koncepcji funkcjonalno-użytkowej filtra,
- wytyczne integracji filtra z istniejącą infrastrukturą CCTW
- kompletne, szczegółowe rozwiązania techniczne i konstrukcyjne wraz z projektem i modelami 3D wszystkich elementów filtra i układów pomocniczych niezbędnych do jego budowy, integracji z istniejącą infrastrukturą, uruchomienia oraz pracy ciągłej.

Lokalizacja urządzenia

Opracowany filtr miał zostać posadowiony w miejscu, w którym istniał dotychczasowy cyklon stanowiący pierwszy element instalacji oczyszczania gazu procesowego. Układ ten ma możliwość przyjmowania gazu nie tylko z reaktora ze złożem stałym GazEla, ale również z instalacji zgazowania z cyrkulującym złożem fluidalnym, jednak ze względu na przeprowadzenie badań wstępnych przy wykorzystaniu reaktora GazEla, na etapie opracowania zmodyfikowanej koncepcji filtra, to te dane posłużyły do określania założeń i realizacji obliczeń projektowych.

Ze wskazaną lokalizacją wiązały się ograniczenia zarówno w gabarytach samego aparatu, jak i dostępności przestrzeni serwisowej czy sposobu odbioru pyłu. Ze względu na istniejące elementy infrastruktury i instalacji, filtr musiał zmieścić się w polu o wymiarach 0,8×0,8 m, natomiast dostępna wysokość techniczna, w ramach której należało rozwiązać

wszystkie zagadnienia łącznie z montażem urządzenia i jego obsługą serwisową wynosiła 4,5 m.

Odległość od osi wylotu gazu surowego z reaktora GazEla do osi filtra oraz maksymalna możliwa do zastosowania wielkość zbiornika filtra determinowały wachlarz dostępnych tras doprowadzenia gazu procesowego do urządzenia.

Projektowany filtr miał stanowić pierwszy element układu oczyszczania dla instalacji badawczej przeznaczonej do rozwoju technologii zgazowania i oczyszczania gazów. Ze względów bezpieczeństwa na wlocie do filtra należało również przewidzieć możliwość montażu awaryjnej przepustnicy gazu, co stanowiło dodatkowe ograniczenie realizacji projektu.

Warunki pracy filtra

Temperatura:

- maksymalna: 650°C
- minimalna: 350°C
- wygrzewania: 450°C

Ciśnienie:

- maksymalne: 30 kPa
- nominalne: 10 kPa
- minimalne: 0 kPa

Charakterystyka i strumień filtrowanego gazu

Tab. 5-1 Skład podstawowy gazu mokrego w warunkach filtracji – gaz procesowy ze zgazowania zrębki drzewnej w reaktorze GazEla.

H ₂	O ₂	N ₂	CO	CH ₄	CO ₂	C _x H _y (C ₂ -C ₅)	H ₂ O	HHV	LHV	M
% v/v								MJ/Nm ³	MJ/Nm ³	g/mol
4,91	0,00	44,79	17,09	3,38	10,68	1,18	13,09	5,472	4,891	26,687

Tab. 5-2 Zestawienie gęstości i lepkości dynamicznej filtrowanego gazu w warunkach normalnych i rzeczywistych.

Temperatura	Ciśnienie	Gęstość	Lepkość dynamiczna ⁸
°C	kPa	kg/Nm ³	Pa s
0	0	1,196	1,5412·10 ⁻⁵
650	10	0,387	3,6563·10 ⁻⁵

Parametry fizykochemiczne gazu zostały wyznaczone dla gazu mokrego bez uwzględnienia wpływu zanieczyszczeń organicznych (LZO + smoły). Wynika to z braku dostępności takich informacji. W literaturze w zakresie charakterystyki fizykochemicznej związków budujących kondensujące frakcje organiczne, dostępne są jedynie dane oraz modele obliczeniowe dla związków istotnych z punktu widzenia przemysłu petrochemicznego tj. głównie

⁸ Z powodu pracy filtra w ciśnieniu zbliżonym do atmosferycznego, w obliczeniach wpływ ciśnienia przyjęto jako pomijalnie mały.

związków lekkich i łańcuchowych (C1-C10). Co więcej, dane te nie obejmują swoim zakresem temperatur >500 K [128,129].

Maksymalny strumień gazu, w przeliczeniu na rzeczywiste warunki pracy filtra, produkowanego w trakcie testów wstępnych przy maksymalnej wydajności reaktora GazEla, nie przekroczył 96 m³/h. Dlatego na potrzeby obliczeń przyjęto, że filtr powinien nominalnie umożliwiać odpylanie 100 m³/h gazu procesowego w podanych powyżej nominalnych wartościach temperatury i ciśnienia procesu.

Charakterystyka i strumień filtrowanego pyłu

W zamieszczonej poniżej Tab. 5-3 przedstawiono podstawowe dane z zakresu analizy technicznej i elementarnej pyłu zanieczyszczającego gaz procesowy produkowany w reaktorze GazEla w trakcie zgazowania biomasy.

Tab. 5-3 Analiza techniczna i elementarna ciał stałych zawartych w gazie procesowym produkowanym w reaktorze GazEla w trakcie zgazowania biomasy drzewnej.

Parametr	Jednostka	Karbonizat z reaktora GazEla
Analiza techniczna		
Wilgoć, ar	% m/m	-
Popiół, d		11,68
Części lotne, daf		1,70
Ciepło spalania, d	MJ/kg	29,51
Analiza elementarna, d		
Węgiel (C)	% m/m	86,50
Wodór (H)		0,55
Tlen (O)		0,58
Azot (N)		0,61
Siarka (S)		0,05
Chlor (Cl)		0,03

ar – stan roboczy; d – stan suchy; daf – stan suchy-bezpopiołowy

Obciążenie gazu pyłem przekłada się na warunki pracy filtra w dwojaki sposób. Po pierwsze powoduje wzrost częstotliwości cykli regeneracyjnych. Po drugie przekłada się na właściwości uzyskiwanego placka. Wzrost obciążenia gazu pyłem może doprowadzić do niestabilności jego pracy np. na skutek niedostatecznej wydajności układu odbioru pyłu, a w konsekwencji jego aglomeracji w dennicy urządzenia, lub porywania i ponownego osiadania cząstek odbitego placka na wkładach. W trakcie projektowania filtrów gazu gorącego nie sposób jednak włączyć ten parametr do procedury obliczeniowej. W przypadku typowych zastosowań filtrów workowych, przez lata zbierania doświadczeń opracowano m.in. nomogramy łączące właściwości filtrowanego gazu, cząstek pyłu i warunki procesowe celem wyznaczenia optymalnych warunków filtracji, doboru powierzchni filtracyjnej czy prędkości filtracji [130]. Niestety w przypadku tak niszowego zagadnienia, jakim w dalszym ciągu pozostaje filtracja gorącego gazu procesowego, w procesie projektowania pomagają głównie podstawowe prawa i zależności oraz doświadczenie inżynierskie i eksploatacyjne.

Tab. 5-4 Parametry fizykochemiczne pyłu filtrowanego z gazu w zestawieniu z właściwościami uzyskiwanego placka filtracyjnego.

		Karbonizat z reaktora GazEla	Placek filtracyjny
Gęstość nasypowa (d)	kg/m ³	499	650
Gęstość obwiedniowa (d)	kg/m ³	767	986
Gęstość rzeczywista (d)	kg/m ³	2 167	2 230
Porowatość ziarna	-	0,65	0,56
Porowatość złoża	-	0,35	0,34
Rozkład wielkości cząstek			
> 5,0	mm	1,60%	11,50%
5,0-3,0		3,80%	25,70%
3,0-1,0		33,40%	34,20%
1,0-0,5		20,10%	14,60%
0,5-0,2		16,00%	6,30%
0,2-0,1		8,50%	4,50%
<0,1		16,60%	3,20%
Średnia wielkość cząstki		µm	319,3
Graniczna prędkość osiadania [131]	m/s	0,66	5,34

Z przeprowadzonych badań wynika, że reaktor GazEla produkuje gaz o zapyleniu nieprzekraczającym 6 g/Nm³ (dla gazu suchego). Charakterystycznym dla tej konstrukcji jest szeroki zakres frakcji cząstek porywanych z reaktora, których >50% m/m stanowią cząstki o rozmiarze 0,5-5 mm. Analizę wykonano dla cząstek pobranych z gazu przy wykorzystaniu cyklonu, ponieważ placki odbierane z filtra w trakcie testów wstępnych charakteryzowały się właściwościami wynikającymi z przebiegu procesu filtracji i nie odzwierciedlały parametrów pyłu na wyjściu z reaktora. Parametry filtrowanego karbonizatu zestawione z właściwościami próbki placka filtracyjnego (z T_07) zaprezentowano w zamieszczonej powyżej Tab. 5-4.

W przypadku rozwijanej aplikacji filtrowany gaz obciążony będzie dwoma źródłami pyłów. Podstawowe zanieczyszczenia stałe, to karbonizat porywany z reaktora zgazowania. Natomiast drugi strumień pyłów będą stanowiły dodatki wprowadzane do gazu w celu poprawy charakterystyki jego filtracji. Wyznaczenie optymalnego strumienia wprowadzanych dodatków wymagałoby przeprowadzenia dedykowanej serii eksperymentów, co wykracza poza zakres niniejszej pracy. Czerpiąc z doświadczeń zebranych w trakcie eksploatacji filtrów workowych [121,122], wiadomo, że powszechną praktyką jest dozowanie dodatku w stosunku do pyłu zawartego w gazach w proporcji 0,5–2:1.

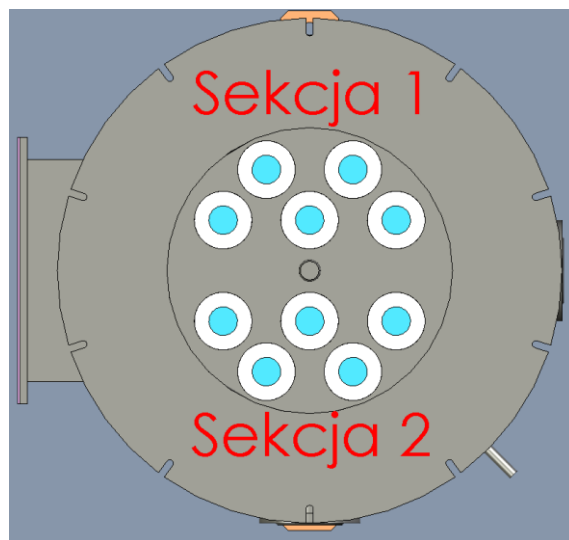
Rozmieszczenie wkładów filtracyjnych

Podstawową cechą opracowywanej koncepcji filtra miała być możliwość jego ciągłej pracy, w związku z czym układ wkładów musiał umożliwiać pracę w sposób sekcyjny. Natomiast, aby ograniczyć intensywność osiadania cząstek placka odrywanych w trakcie regeneracji impulsowej na powierzchni wkładów pozostałych sekcji filtra, te powinny

znajdować się od siebie możliwie daleko. Łącząc powyższy warunek z maksymalnymi możliwymi do zastosowania we wskazanej lokalizacji gabarytami filtra, wkłady świecowe zorganizowano w dwie sekcje po pięć wkładów, umieszczonych w przegrodzie filtra w układzie trapezoidalnym, symetrycznym względem płaszczyzny przekroju filtra.

W wariacie bazowym filtra (Rozdział 3, str. 85) obserwowano zawisanie pyłów pomiędzy wkładami. Zjawisko to było tym intensywniejsze im większe płatki placka były usuwane z powierzchni materiału. Podstawowym sposobem przeciwdziałania takiej charakterystyce w nowym filtrze miało być zwiększenie odległości pomiędzy wkładami z uprzednio zastosowanej 99 mm między wkładami w płaszczyźnie XY filtra i 100 mm między najbliższymi wkładami w równoległych rzędach, do odpowiednio 120 mm i 92 mm (większe pole wolnej przestrzeni pomiędzy wkładami). Dalsza optymalizacja w tym zakresie była niemożliwa ze względu na ograniczenia przestrzenne dostępnej lokalizacji (maksymalny rozmiar korpusu) oraz sposób dystrybucji gazu zapyłonego.

Powyższe rozwiązanie techniczne nie stanowi układu optymalnego, ponieważ jest działaniem pasywnym, dodatkowo niekorzystnie przekładającym się na ekonomikę budowy filtrów. Podstawową metodą przeciwdziałania zjawisku zawisania placka, powinno być określenie kombinacji odpowiednich właściwości materiału filtracyjnego, temperatury i szybkości filtracji, czy też parametrów pracy układu regeneracji, tak aby unikać pracy urządzenia w warunkach, w których na powierzchni wkładów produkowane są warstwy pyłów o dużej gęstości. W zakresie tego zagadnienia, metodą suplementarną może być również wprowadzanie do procesu dodatków umożliwiających dalsze zmniejszenie spoistości produkowanego placka filtracyjnego.



Rys. 5.1 Rozmieszczenia wkładów i podział filtra na sekcje.

Dobór niezbędnej powierzchni filtracyjnej

Pomimo że wiadomo jest, że jednym z najskuteczniejszych sposobów na zwiększenie niezawodności i sprawności pracy filtra jest zmniejszenie szybkości filtracji, jedna z reguł projektowania filtrów gazu mówi, aby czy to z przyczyn ekonomicznych, czy też bezpieczeństwa, nie projektować urządzenia do pracy przy prędkości filtracji w zakresie wykraczającym poza 2,0-4,5 cm/s. Niemniej w związku z napotykanymi w trakcie testów wstępnych problemami z osiągnięciem stabilnego przebiegu procesu odpylania, dla prędkości filtracji 2-2,5 cm/s, zdecydowano o zainstalowaniu w opracowywanym urządzeniu największej możliwej dla zastosowanego korpusu ilości wkładów, tak aby maksymalnie obniżyć prędkość filtracji.

Dostępna powierzchnia pod zabudowę była powodem ograniczenia wielkości zbiornika filtra do średnicy wewnętrznej $\varnothing 400$ mm. W takim zbiorniku, o powierzchni przekroju $0,125$ m², istniała możliwość zastosowania maksymalnie 10 wkładów świecowych przy zachowaniu określonych powyżej odstępów 120 mm \times 92 mm.

Urządzenie będzie wykorzystywać standardowe wkłady filtracyjne o wymiarach $\varnothing_{zewn.}=60$ mm \times $L=1$ m, posiadające powierzchnię $0,19$ m². Przy zastosowaniu 10 elementów oraz filtracji nominalnego strumienia gazu, prędkość filtracji w urządzeniu wynosiłaby $1,46$ cm/s.

Parametrem procesowym łączącym się bezpośrednio ze wskazaną powyżej prędkością filtracji jest opór właściwy filtra. Zależność pomiędzy oboma parametrami przyjmuje następującą postać:

$$R = \frac{\Delta P}{\eta U} \quad R. (5-1)$$

gdzie:

R – opór właściwy filtra (1/m);

U – prędkość filtracji (m/s);

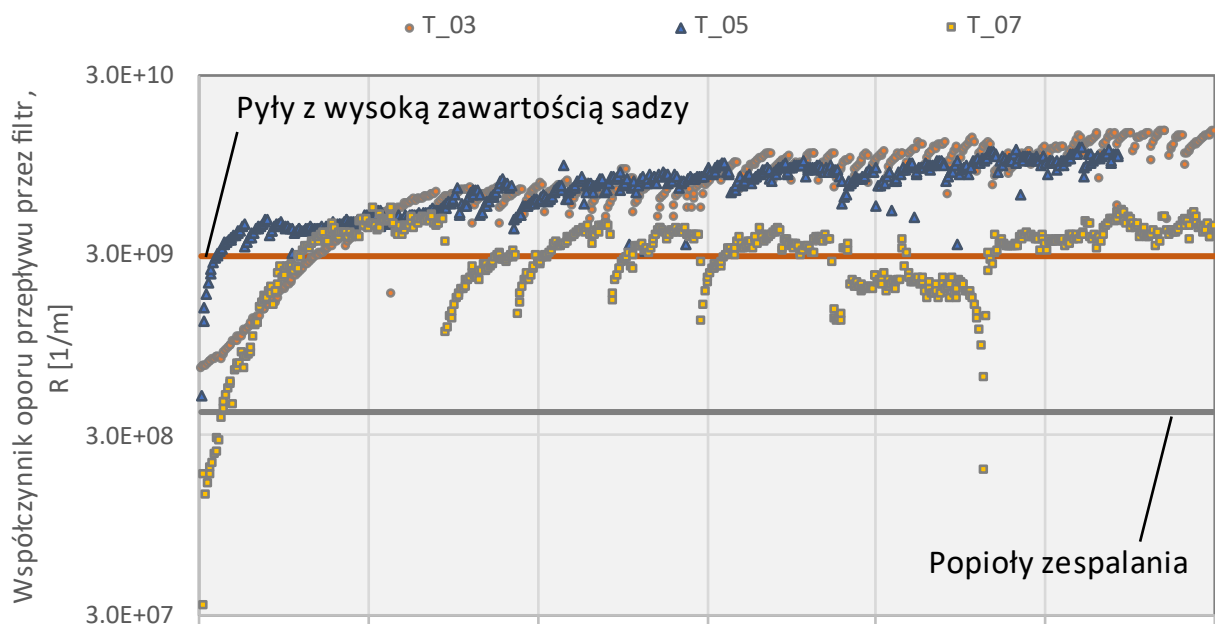
η – lepkość dynamiczna gazu w warunkach rzeczywistych (Pa·s);

ΔP – spadek ciśnienia na filtrze (Pa).

Powyższe równanie jest podobne do równania Darcy'ego, jednak parametr oporu R oznacza tutaj opór dla całego filtra, podczas gdy w równaniu Darcy'ego oznaczał opór znormalizowany dla jednostki grubości. Ponieważ pomiar grubości placka wewnątrz pracującego filtra jest trudny do realizacji, stanowi to również powód wyższej przydatności takiej definicji oporu filtra.

Na podstawie przeprowadzonych testów obliczono współczynniki oporu dla trzech z czterech testowanych materiałów. Ponieważ głównym czynnikiem decydującym o wartości współczynników oporu są opory przepływu przez placek filtracyjny, dane zebrane dla różnych materiałów filtracyjnych różnią się między sobą jedynie w sposób nieznaczny. Pilotowy charakter prowadzonych badań uniemożliwił zebranie danych z długoterminowych testów, jednak już kilkunastogodzinne testy filtracji pozwoliły wskazać prawdopodobny zakres wartości współczynnika oporów przepływu, którego wielkość stanowi teoretycznie wartość stałą, charakterystyczną dla danej pary pył-warunki procesu filtracji.

Na zaprezentowanych poniżej Rys. 5.2 przedstawiono współczynnik oporów przepływu przez filtr obliczony na podstawie danych eksperymentalnych uzyskanych w trakcie realizacji testów wstępnych.



Rys. 5.2 Współczynnik oporu przepływu przez filtr wyznaczony dla wybranych testów wstępnych.

Dla wkładów po kondycjonowaniu, dane literaturowe wskazują na następujące wartości średnie współczynników oporu przepływu przez filtr [7,69]:

- $R = 5,50 \cdot 10^9$ 1/m – krzemionka koloidalna – znana z problematycznej filtracji,
- $R = 1,50 \cdot 10^9 - 3,0 \cdot 10^9$ 1/m – pyły zawierające znaczną ilość węgla/sadzy/karbonizatu – powszechnie uważane za trudne w filtracji,
- $R = 4,0 \cdot 10^8 - 1,0 \cdot 10^9$ 1/m – pyły o wysokim stopniu mineralizacji, w tym również popioły ze spalania węgla.

Dla przedstawionych powyżej przebiegów, zmierzona wartość średnia R mieściła się w zakresie od $3,36 \cdot 10^9$ do $1,09 \cdot 10^{10}$ 1/m. W Tab. 5-5 przedstawiono projekcję wielkości spadku ciśnienia na filtrze dla przedstawionych powyżej parametrów brzegowych szybkości filtracji i oporów przepływu przez filtr.

Tab. 5-5 Projekcja zmiany spadku ciśnienia na filtrze w zależności od zmian oporu przepływu przez filtr.

R	1/m	1,36E+09	5,50E+09	1,09E+10
η	Pa s	$3,6563 \cdot 10^{-5}$		
U	cm/s	1,0	1,46	2,0
dP	Pa	1 229	2 936	7 931

W celu zachowania wysokiego marginesu bezpieczeństwa do obliczeń projektowych filtra wykorzystano konserwatywną wartość R na poziomie $5,50 \cdot 10^9$ 1/m. Dla zakładanej prędkości filtracji oraz przybliżonego oporu przepływu można przyjąć, że punkt pracy filtra powinien przypadać na spadek ciśnienia wynoszący ok. 2,9 kPa.

Założenia dla pracy układu regeneracji impulsowej wkładów oraz dobór urządzeń i aparatów

W celu zapewnienia ciągłości pracy filtra układ został podzielony na dwie niezależne strefy, po pięć wkładów świecowych w każdej ze stref. W trakcie pracy układu

regeneracyjnego chwilowo wstrzymywany jest przepływ gazu przez jedną ze stref filtra, a filtrację tej części strumienia przejmuje druga z sekcji. Oznacza to, że w trakcie regeneracji, na krótki moment, dwukrotnie wzrasta prędkość filtracji gazu. Powyższe nie jest rozwiązaniem optymalnym, ale wynika ze skali projektowanego urządzenia i braku dostatecznej ilości wolnej przestrzeni, aby przy wzięciu pod uwagę sposobu rozmieszczenia wkładów oraz gabarytów filtra, opracować układ składający się z większej ilości sekcji. W skali przemysłowej filtry dzielone są zwykle na kilka/kilkanaście regenerowanych indywidualnie stref, przez co wzrost obciążenia filtra gazem w trakcie regeneracji jest mniej zauważalny. Poniżej przedstawiono główne założenia przyjęte w trakcie rozwijania nowej koncepcji układu regeneracji impulsowej.

- gaz regeneracyjny: N₂
- ciśnienie pracy: 2-10 bar(g)
- ciśnienie zasilania instalacji: 18-26 bar(g)
- wydajność reduktora: 7 000 Ndm³/min (przy ciśnieniu 6,3 bar(g) i dP=1 bar)
- średnica kolektora gazu impulsowego DN25

Jako zawory sterujące pracą układu regeneracji zastosowano elektrozawory szybkiego działania przeznaczone do pracy w układach regeneracji filtrów workowych – MECAIR VNP208 1". Natomiast geometrie i rozmiary dysz impulsowych stanowiły jeden z elementów optymalizowanych w ramach przeprowadzonych prac badawczych i razem z zagadnieniem doboru wielkości zbiornika buforowego zostaną szczegółowo omówione w dalszej części pracy.

Metoda pomiaru spadku ciśnienia na wkładach

Jako metodę pomiaru oporów filtracji zastosowano przetwornik ciśnienia, realizujący pomiar ciągły różnicy ciśnienia pomiędzy brudną a czystą stroną filtra. W tym celu wykorzystano przetwornik Aplisens APR2000ALW/HS o zakresie pomiarowym -0,5-7 kPa. Połączenie przetwornika ciśnienia z króćcami pomiarowymi wykonano przy wykorzystaniu przewodu teflonowego $\varnothing 8 \times 1$ oraz złączy zaciskowych z pierścieniem zacinającym. Odczyt wskazań realizowano z wykorzystaniem pętli prądowej 4-20 mA, a za agregację danych odpowiadał program ASIX.

Dobór wielkości króćców

- Rozmiar króćca wlotowego gazu zapyłonego był determinowany przez lokalizację urządzenia oraz konieczność zastosowania na trasie doprowadzającej gaz do urządzenia również przepustnicy odcinającej dopływ gazu do układu oczyszczania. Zastosowana wielkość przewodu DN 65 pozwalała na utrzymanie prędkości przepływu gazu w rurociągu w granicach 5,2-6,7 m/s, co w połączeniu z poprowadzeniem rurociągu ze spadkiem stanowi wartości wystarczająco wysokie, aby zapobiegać zaleganiu cząstek karbonizatu.
- Rozmiar króćca wylotowego z filtra został dostosowany do rozmiaru istniejącego przewodu gazu procesowego rozprowadzającego jego strumień pomiędzy aparaty przynależne do suchej i mokrej metody oczyszczania. Zastosowany przewód posiadał wielkość DN50.
- Wskutek analizy rozmiarów cząstek placka filtracyjnego uzyskiwanego w trakcie testów wstępnych oraz jego właściwości reologicznych zdecydowano o zastosowaniu króćca odbioru pyłu z urządzenia o rozmiarze DN80. Takiej wielkości zastosowano również pełnoprzelotowe zawory kulowe zamykające układ śluzowego odbioru pyłu z urządzenia.

- W celu pomiaru oporów filtracji zastosowano króćce o rozmiarze $\varnothing 8 \times 1$ mm. Króćce pomiarowe umieszczono ok. 1 cm powyżej oraz poniżej półki sitowej.

Materiały konstrukcyjne

Ze względu na brak obserwacji problemów korozyjnych filtra wykorzystywanego w trakcie testów wstępnych oraz na skutek ograniczenia okna pracy urządzenia do temperatury maksymalnej 650°C , zdecydowano się na zastosowanie stali AISI 316L w miejsce wykorzystywanej wcześniej AISI 316Ti.

Zapotrzebowanie na media i czynniki energetyczne

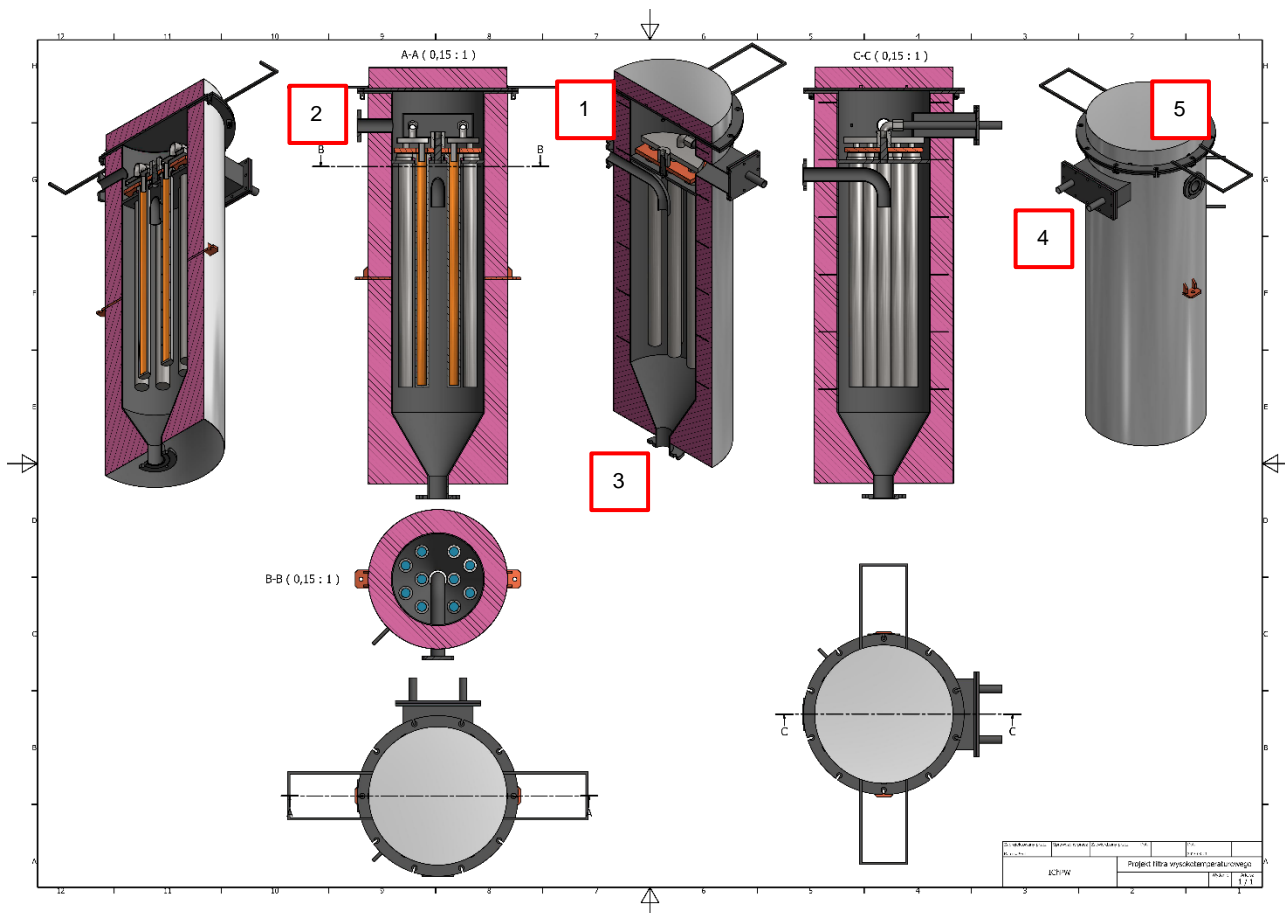
Do obliczeń wymaganej izolacji urządzenia oraz doboru niezbędnej mocy przewodów grzewczych przyjęto, że płaszcz filtra zostanie zaizolowany przy wykorzystaniu dwóch warstw izolacji, na które składać się będzie 10 mm wełny ceramicznej ($\lambda=0,044$ W/mK) oraz 100 mm wełny mineralnej ($\lambda=0,032$ W/mK). Celem zastosowania wełny ceramicznej jako pierwszej warstwy izolacji jest uniknięcie lokalnego przekraczania wytrzymałości temperaturowej wełny mineralnej w trakcie pracy przewodów grzewczych. Ograniczenie możliwości zastosowania grubszej izolacji wynikało z uwarunkowań lokalizacyjnych urządzenia. W efekcie powyższej decyzji oszacowano następujące parametry:

- | | |
|--|--------------------|
| • Całkowita powierzchnia zewnętrzna aparatu | 4,1 m ² |
| • Różnica temperatur przy temperaturze początku pracy: | 430 K |
| • Współczynnik bezpieczeństwa | 50% |
| • Straty ciepła na urządzeniu | 930 W |

Na podstawie przeprowadzonych obliczeń oraz w celu skrócenia czasu wygrzewania filtra do maksimum 4-5 h, do ogrzewania urządzenia zastosowano elektryczne przewody grzejne o mocy 2 500 W (masa elementów stalowych filtra ok. 100 kg, masa wkładów ok. 7,8 kg).

Moc niezbędna do pokrycia strat ciśnienia gazu w trakcie przepływu przez filtr – 10 kPa dla $32,5$ Nm³/h – przy założeniu standardowych współczynników sprawności wentylatorów i silników odpowiednio na poziomie $\eta_w=0,65$ oraz $\eta_e=0,95$, wynosi 143 W. Obecnie w układzie wykorzystywano bocznokanałowy wentylator powietrza procesowego o mocy 2,2 kW, wydajności maksymalnej 250 Nm³/h i sprężu maksymalnym 23 kPa, w związku z czym, wprowadzona w układzie zmiana, nie będzie wiązała się z koniecznością zastosowania dodatkowego wentylatora wyciągowego lub zmiany istniejącego wentylatora zasilającego instalację.

Na zaprezentowanym poniżej Rys. 5.3 przedstawiono wizualizację modelu 3D zmodyfikowanej koncepcji filtra gorącego gazu procesowego. Na rysunku zaznaczono główne króćce i elementy urządzenia, natomiast w dalszych częściach pracy przedstawiono dyskusję nad sposobem wykonania elementów zidentyfikowanych w trakcie testów wstępnych, jako awaryjne lub wykonanych w sposób nieodpowiadający potrzebom wynikającym ze specyfiki wykorzystania filtra do odpylania gorącego gazu procesowego.



Rys. 5.3 Model CAD 3D projektu zmodyfikowanego filtra gorącego gazu procesowego. 1) wlot gazu zapyłonego, 2) wylot gazu czystego, 3) króciec spustowy pyłów 4) króćce przyłączeniowe gazu regeneracyjnego dla obu sekcji filtra, 5) pokrywa rewizyjna.

5.2 Modyfikacje w zakresie rozwiązań technicznych

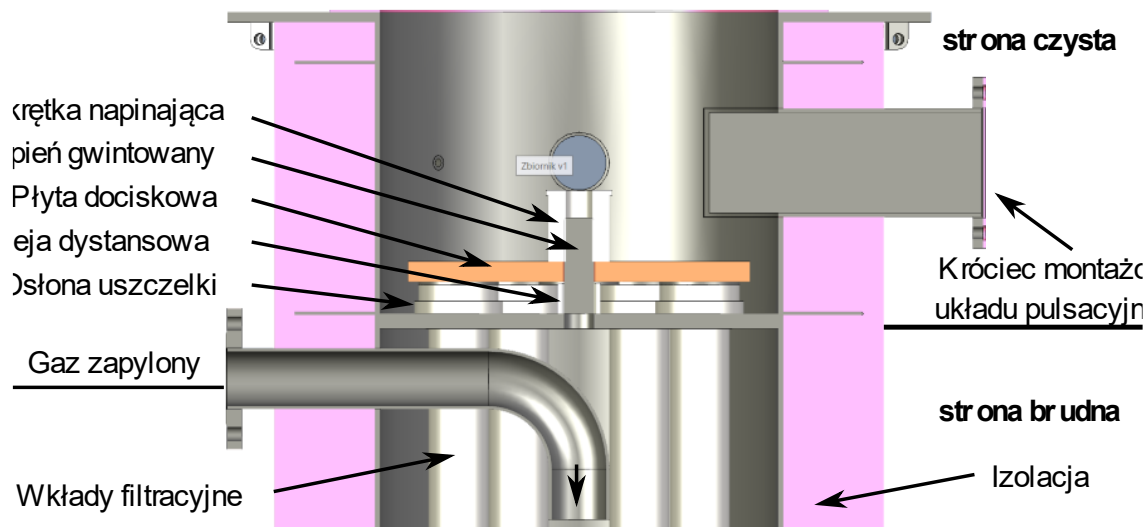
Zaprezentowana powyżej ogólna koncepcja filtra przedstawia szereg zmian podstawowych cech urządzenia. Dla kompletności projektu konieczne było również opracowanie listy nowych i dedykowanych, a przez to autorskich rozwiązań m.in. takich aspektów filtra jak zastosowana metoda mocowania wkładów, zabezpieczenia ich uszczelnienia, wprowadzania i dystrybucji gazu zapyłonego, czy też konstrukcji i uszczelnienia pokrywy filtra i zagwarantowania możliwości ciągłego odbioru placka filtracyjnego.

5.2.1 Metoda mocowania wkładów filtracyjnych

Jeden z głównych problemów związanych z niezawodnością pracy filtra, jaki został rozpoznany w trakcie przeprowadzonych testów wstępnych, dotyczył zastosowanego w urządzeniu sposobu mocowania wkładów filtracyjnych. Metoda ta bazowała na dociskaniu filtrów do półki sitowej jedynie na skutek oddziaływania siły ciężenia na płytę stalową o grubości 9 mm, powierzchni ok. 0,08 m² i wadze ok. 6 kg. Wada tego rozwiązania leżała w nieakceptowalnie wysokim ryzyku przypadkowego uszkodzenia zastosowanych uszczelnień filcowych, mogącego mieć miejsce na skutek m.in. drgań występujących w trakcie

normalnej pracy instalacji czy dużej siły, z jaką impuls gazu regeneracyjnego oddziałuje na górną część wkładów.

Na przedstawionym poniżej Rys. 5.4 zaprezentowano schemat opracowanej koncepcji wykonania układu mocowania wkładów. Dla większej przejrzystości rysunku, na przekroju nie zaprezentowano kolektorów oraz dysz gazu regeneracyjnego.



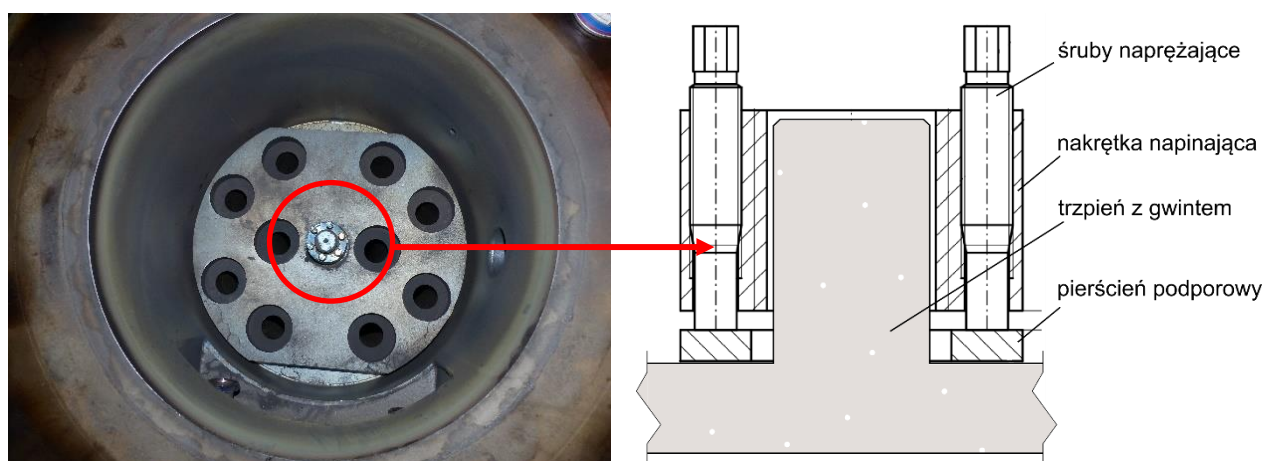
Rys. 5.4 Schemat opracowanej metody mocowania wkładów filtracyjnych – przekrój poprzeczny.

Wobec opracowanego rozwiązania wymagano, aby umożliwiała ono pracę ciągłą również przy temperaturze maksymalnej pracy filtra (650°C). Pewnym ułatwieniem w tej aplikacji był fakt, że połączenie musi zachować szczelność jedynie w bardzo niskim zakresie różnic ciśnienia, tj. maksymalnie 50 kPa (w trakcie impulsowej regeneracji).

Finalnie, efektem przeprowadzonych rozważań i prac projektowych jest metoda bazująca na zastosowaniu pojedynczego, umieszczonego w osi filtra połączenia śrubowego wykonanego przy wykorzystaniu trzpienia gwintowanego oraz wysokotemperaturowej nakrętki napinającej. Metoda ta pozwala na jednoczesne mocowanie wkładów filtracyjnych w obu strefach urządzenia przy wykorzystaniu jak najmniejszej ilości elementów, które w warunkach gorącego gazu procesowego mogłyby ulec uszkodzeniu. Elementem wykonawczym połączenia jest nakrętka napinająca, będąca rozwiązaniem dedykowanym dla aplikacji narażonych na działanie wysokiej temperatury, na drgania oraz na odkształcenia kątowe mocowanych powierzchni. Wykorzystanie połączeń gwintowych naprężanych w sposób pośredni pozwala również na osiągnięcie bardzo wysokich naprężeń wstępnych połączenia przy zastosowaniu minimalnych momentów obrotowych. Finalnie, obrana koncepcja pozwoliła także na podniesienie wytrzymałości mechanicznej połączenia poprzez powiększenie trzpienia gwintowanego do rozmiaru $\text{M}30 \times 3,5\text{-S}$ wg. normy DIN 13, zamiast stosowanych typowo w filtrach rynkowych 4 lub 6 połączeń o rozmiarach M6, lub M8. Dzięki rozłożeniu siły docisku na wiele elementów zyskano możliwość trwałego, odpornego na samoistne luzowanie się mocowania wkładów przy wykorzystaniu niskich momentów (śruby naprężające dokręcane są z nominalnym momentem w zakresie 5-12 Nm). Natomiast poprzez zwiększenie średnicy trzpienia przenoszącego siły w tym połączeniu, zmniejszono naprężenia

mechaniczne wywierane na gwint, a tym samym ryzyko jego odkształcania. Z przeprowadzonego przeglądu dostępnych rozwiązań materiałowych wytypowano stal żaroodporną AISI 314 jako materiał wszystkich elementów wchodzących w skład mocowania wkładów filtracyjnych (trzczeń z gwintem, nakrętka napinająca, pierścieni podporowy, śruby naprężające).

Zdecydowano się również na wprowadzenie dwóch dodatkowych elementów do układu mocowania i uszczelniania wkładów. Ich celem miało być zwiększenie niezawodności tego detalu filtra oraz precyzji montażu i powtarzalności wstępnego naprężenia połączenia. Jako metodę zminimalizowania możliwości uszkodzenia uszczelnień filcowych na skutek regeneracji lub drgań instalacji, zaproponowano zastosowanie cylindrycznych osłon kołnierzy wkładów ($d_{zewn}=88$ mm, $s=3$ mm, $h=8$ mm), których funkcją jest przeciwdziałanie nadmiernemu rozszerzaniu się uszczelki filcowej oraz ich przypadkowemu uszkodzeniu w trakcie pracy układu regeneracyjnego. Wysokość osłon została zaprojektowana tak, aby po naprężeniu połączenia gwintowego, powierzchnia płyty dociskowej nie miała możliwości zetknięcia się z osłonami uszczelki. Natomiast w celu ustalenia minimalnego dystansu pomiędzy dolną powierzchnią płyty dociskowej a górną powierzchnią półki sitowej zaprojektowano zestaw tulei dystansowych ($h=24, 26, \dots, 32$ mm) nakładanych na trzczeń centralny. Wysokość tulei dobierana jest w zależności od grubości pozostałych elementów układu: kołnierza wkładów, uszczelki i kryz, tak aby płyta dociskowa po osiągnięciu zadanego naprężenia wstępnego, w żadnych warunkach nie mogła spowodować nadmiernego ściśnięcia uszczelnień filcowych. Przy projektowaniu tego detalu wzięto pod uwagę dane producenta oraz doświadczenia zebrane w trakcie testów wstępnych, w efekcie czego grubość uszczelnień filcowych po ściśnięciu i podgrzaniu do temperatury pracy filtra jest nie mniejsza niż 30-40% grubości początkowej uszczelki. Efektem ubocznym powyższego rozwiązania jest również zniwelowanie wpływu ewentualnych odchyłek wykonania grubości kołnierza wkładów świecowych i wyrównania naprężeń wstępnych, z jakimi wkłady dociskane są do półki sitowej.



Rys. 5.5 Schemat budowy zastosowanej wysokotemperaturowej nakrętki napinającej oraz zdjęcie obrazujące sposób jej montażu we wnętrzu filtra.

5.2.2 Miejsce wprowadzania i dystrybucja gazu w filtrze

Na zaprezentowanym powyżej Rys. 5.4 przedstawiono również koncepcję dystrybucji gazu zapyłonego wewnątrz brudnej strony filtra. Na projekt tego rozwiązania wpływ miały następujące zagadnienia:

- Ograniczenia przestrzenne posadowienia aparatu.
- Z procesowego punktu widzenia filtr miał pracować w sposób ciągły, co powodowało, że powinien posiadać minimum dwie niezależnie regenerowane i maksymalnie oddalone od siebie sekcje wkładów.
- Z przeprowadzonych obliczeń wynikało, że cząstki filtrowanego pyłu oraz placka filtracyjnego charakteryzują się średnimi granicznymi prędkościami osiadania równymi odpowiednio 0,66 m/s i 5,34 m/s. Obie z powyższych wartości są wyższymi niż prędkość przepływu gazu przez aparat, która wyniosła tu 0,28 m/s. Powyższe jedynie w niewielkim stopniu może więc wpływać na pogorszenie efektywności samoistnego osiadania placka filtracyjnego w zbiorniku filtra lub też skutkować porywaniem jego cząstek przez strumień przepływającego gazu oraz ich ponownym odkładaniem na powierzchni filtrów.
- W celu wspomoczenia samoistnego osiadania również frakcji $<100 \mu\text{m}$, której udział oraz prędkość osiadania wynoszą odpowiednio ok. 15-20% m/m i jedynie 0,07 m/s, wlot gazu zapyłonego do filtra zdecydowano się zaprojektować w taki sposób, aby znajdował się on zaraz pod przegrodą oraz był skierowany w dół urządzenia.
- Opisane powyżej zagadnienia związane z umiejscowieniem wlotu gazu oraz sposobem jego dystrybucji w urządzeniu, w połączeniu z niewielkim gabarytem korpusu filtra i liczbą wkładów, uniemożliwiły podział wkładów w filtrze na trzy sekcje.

5.2.3 Konstrukcja i uszczelnienie pokrywy filtra oraz zagadnienia serwisowe

W trakcie realizacji testów wstępnych w zakresie konstrukcji i uszczelnienia pokrywy filtra stwierdzono, że w urządzeniu zastosowano szereg nieskutecznych rozwiązań, które wpływają na możliwość wystąpienia awarii oraz trudność realizacji prac serwisowych. Do najistotniejszych należały:

- Uginanie się górnej pokrywy filtra wykonanej z blachy płaskiej o grubości 20 mm, co skutkowało utratą szczelności urządzenia.
- Uszczelnieniem pokrywy filtra była kompozytowa uszczelka grafitowa wykonana z dwóch warstw grafitu ekspandowanego z przekładką płaską z siatki nierdzewnej. Uszczelnienie o grubości 2 mm i szerokości przyłgi 20 mm ulegało uszkodzeniu przy każdej próbie demontażu pokrywy, natomiast w trakcie testów wielogodzinnych można było zaobserwować ślady utleniania się grafitu, co w konsekwencji mogło prowadzić do niebezpiecznej awarii filtra.
- Do połączenia pokrywy wykorzystano śruby ze stali nierdzewnej wykonane w klasie A2, które ulegały wyciągnięciu i trwałemu uszkodzeniu już w trakcie pierwszego cyklu pracy, przez co urządzenie traciło szczelność. W lepszy sposób pracowały stalowe śruby z ocynkiem, jednak te po pewnym czasie ulegały zatarciu.

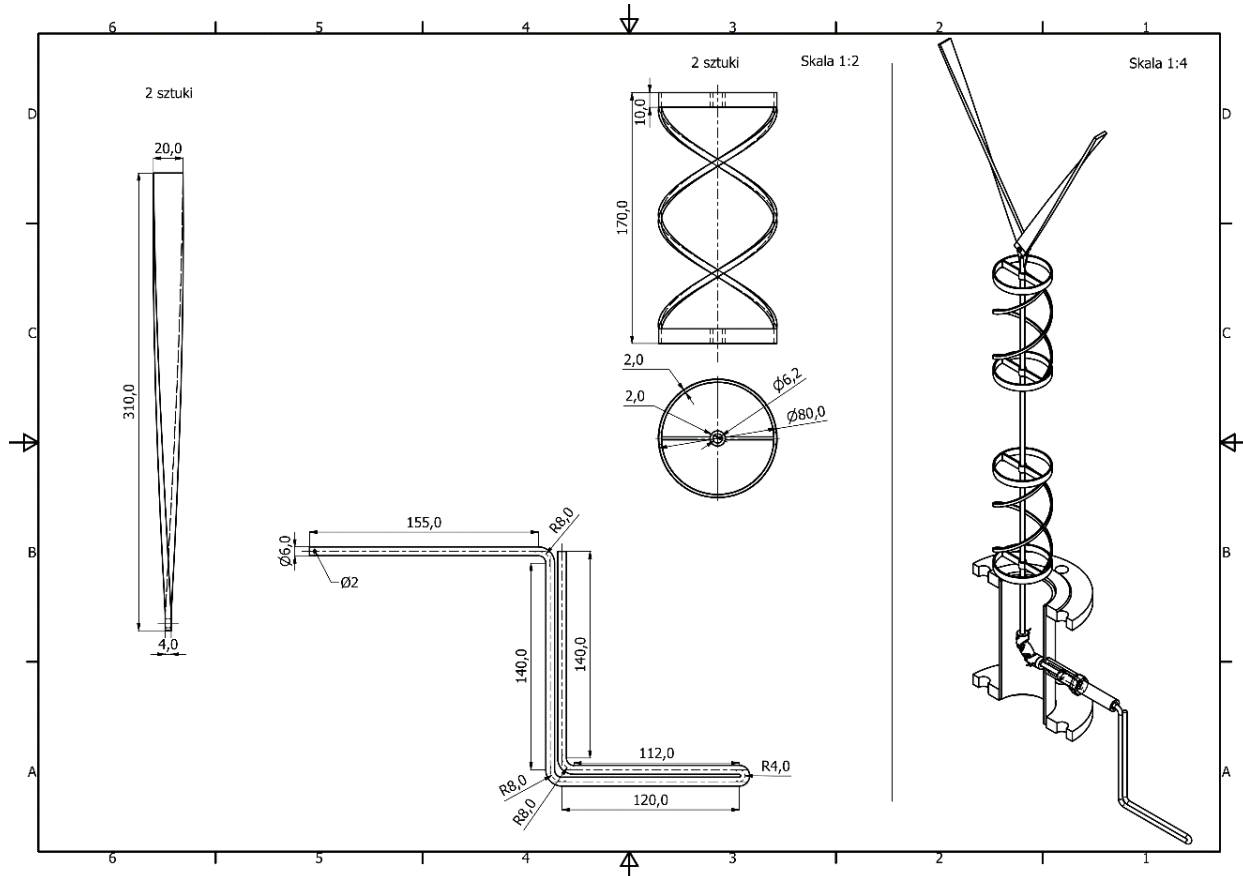
W związku z ograniczoną dostępnością przestrzeni ponad urządzeniem w nowej konstrukcji filtra nie było możliwości wykorzystania standardowych kołnierzy mocujących i denic półokrągłych, a przez to konieczne było zaprojektowanie niestandardowego kołnierza płaskiego i pokrywy górnej filtra. Ponadto w celu wyeliminowania problemów zapiekania

i rozciągania się śrub mocujących górną pokrywę filtra, elementy te przeniesiono poza izolację wysokotemperaturową urządzenia.

5.2.4 Metoda odbioru placka filtracyjnego

W celu zapewnienia ciągłości pracy urządzenia konieczne było również zaprojektowanie układu śluzowego odbioru pyłów usuniętych z gazu procesowego. Układ wyposażono w zestaw dwóch pełoprzelotowych zaworów kulowych o średnicy równej wymiarom króćca wylotowego pyłu z filtra (DN80). W porównaniu do pierwszej koncepcji urządzenia, króciec ten został powiększony ze średnicy DN50 w celu ograniczenia możliwości zawisania placka. Zabieg ten wraz ze zmniejszeniem kąta pochyłu stożkowej części filtra (60°) nie przyniosły oczekiwanego rezultatu i już w trakcie pierwszych prób pracy nowego urządzenia stwierdzono zawisanie placka w rurze spustowej. Jako rozwiązanie zaproponowano wprowadzenie do dolnej części filtra mieszadła mechanicznego, którego celem było zdrapywanie złożeń placka z powierzchni stożka oraz wspomaganie ich transportu w dół rury spustowej. Napotkane problemy są typowymi dla urządzeń wykonywanych w skali pilotowej i nie występują w skali przemysłowej, gdzie gabaryty urządzenia są znacząco większe niż maksymalny rozmiar cząstek odbieranego placka filtracyjnego oraz zastosowanie znajdują inne rozwiązania (przenośniki ślimakowe i celkowe oraz zasuwki nożowe i przepustnice). Rysunek wykonawczy wybranych detali układu mechanicznego odbierania placka filtracyjnego został zaprezentowany na Rys. 5.6.

Układ odbioru i magazynowania placka został zaprojektowany tak, aby przyjąć strumień $0,540 \text{ kg/h}$ pyłu, co stanowi $3\times$ maksymalnego zapylenia gazu zmierzonego kiedykolwiek dla reaktora GazEla oraz zapewnić czas retencji min. 24 h. Powyższe wymagało zastosowania zbiornika magazynowego o pojemności aż 15 dm^3 . Zabieg ten miał na celu zmniejszenie pracochłonności obsługi urządzenia w trakcie testów eksperymentalnych.



Rys. 5.6 Rysunek wykonawczy wybranych detali układu mechanicznego odbierania placka filtracyjnego.

5.3 Podsumowanie i wnioski

Zaprezentowana w powyższym rozdziale koncepcja projektowa zmodyfikowanej konstrukcji filtra gorącego gazu procesowego stanowi podstawę dla przedstawionych w dalszych częściach pracy analiz i badań eksperymentalnych. Opracowane urządzenie zasilane będzie gazem gorącym, surowym lub wstępnie odpylonym, produkowanym w dwóch odmiennych typach reaktorów – ze złożem stałym i z cyrkulującym złożem fluidalnym. Nominalnym punktem pracy filtra będzie odpylanie gazu o temperaturze 350-650°C, nadciśnieniu od 0 do 30 kPa, strumieniu 100 m³/h oraz zapyleniu karbonizatem nieprzekraczającym 6 g/Nm³, a ze względu na możliwość wspomaganie filtracji gazu procesowego przy wykorzystaniu dodatków mineralnych, maksymalne, całkowite zapylenie gazu określono jako 18 g/Nm³. Filtr wyposażony będzie w 10 wkładów świecowych o średnicy $\varnothing 60$ mm oraz długości 1 m, zgrupowanych w dwie niezależnie regenerowane sekcje. Powyższe przekładać się będzie na projektową prędkość filtracji i opór nominalny wynoszące odpowiednio 1,46 cm/s oraz 2,9 kPa. Jako metodę analizy przebiegu procesu filtracji wskazano pomiar spadku ciśnienia pomiędzy dwoma stronami przegrody filtracyjnej, który realizowany będzie przy wykorzystaniu dedykowanego przetwornika różnicy ciśnień. Do budowy urządzenia przewidziano zastosowanie stali AISI 316L.

Dla każdego z projektowanych aspektów filtra omówiono rozwiązania stosowane w układzie komercyjnym (Rozdział 3, str. 85), ich ograniczenia oraz cechy charakterystyczne zaproponowanych modyfikacji. Opracowane urządzenie będzie zawierać szereg autorskich rozwiązań, których celem jest wyeliminowanie problemów technicznych, zidentyfikowanych w trakcie realizacji badań wstępnych. Najistotniejszym bez wątpienia jest sposób mocowania wkładów przy wykorzystaniu połączenia śrubowego składającego się z pojedynczej, wysokotemperaturowej nakrętki napinającej. Druga z istotnych modyfikacji filtra związana była ze zmianą sposobu wprowadzenia i dystrybucji gazu zapyłonego, co wymagało osiągnięcia kompromisu pomiędzy walorami technologicznymi możliwych opcji dystrybucji gazu a dostępną przestrzenią pod zabudowę urządzenia.

W zakres projektu kompletnego filtra gazu gorącego wchodzi również zagadnienia związane z koncepcją budowy, pracy i sterowania układem impulsowej regeneracji wkładów świecowych, a w kontekście urządzenia rozwijanego na potrzeby instalacji pilotowych wykorzystywanych w Instytucie również aspekty wynikające z wyboru dodatków mineralnych mających na celu stabilizację przebiegu procesu filtracji. Kwestie te wymagały jednak pogłębionej analizy i realizacji badań eksperymentalnych.

Rozdział 6 Analiza i badania eksperymentalne wybranych aspektów technologicznych filtra gazu gorącego

Na podstawie przeprowadzonego przeglądu literatury oraz badań wstępnych filtracji gorącego gazu procesowego stwierdzono, że dla opracowania skutecznego i niezawodnego filtra konieczne jest wykonanie poszerzonej analizy i badań eksperymentalnych w kluczowych aspektach decydujących o jego sprawności i niezawodności. Wyniki tych prac zostały przedstawione w poniższym rozdziale.

6.1 Koncepcja pracy i sterowania dla układu impulsowej regeneracji wkładów świecowych

W związku z rozpoznaniem niedostatecznego poziomu dojrzałości technologicznej metod impulsowej regeneracji filtrów gazu gorącego, w ramach niniejszej pracy podjęto również wyzwanie opracowania sposobu podniesienia skuteczności pracy układu regeneracji filtrów świecowych.

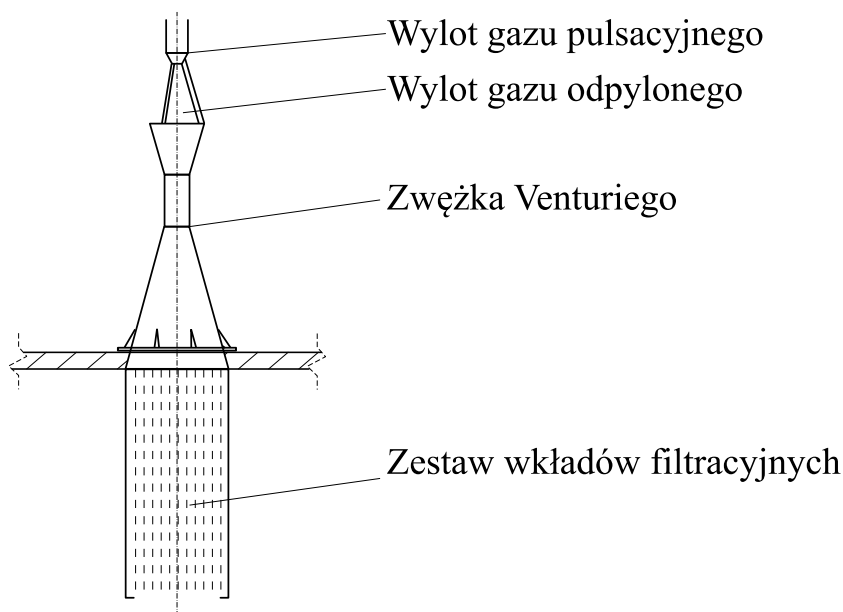
Jak zostało już powiedziane, układy impulsowe stosowane w filtrach gazu gorącego charakteryzują się niższą sprawnością regeneracji niż ich siostrzane wykonania współpracujące z filtrami workowymi. Różnica w mechanizmach regeneracji wynika w głównej mierze z braku zdolności wkładów świecowych do odkształcenia się na skutek propagacji fali gazu regeneracyjnego. W przypadku wkładów świecowych regeneracja zachodzi jedynie na skutek wystąpienia dodatniej różnicy ciśnień pomiędzy stroną czystą a brudną filtra. W filtrach świecowych energia kinetyczna strumienia gazu regeneracyjnego przekształca się w ciśnienie statyczne wewnątrz wkładu (energia ciśnienia) i to właśnie różnica ciśnień jest powodem powstania siły odpowiedzialnej za powstanie naprężeń ścinających, których efektem jest pękanie placka i jego odrywanie z powierzchni materiału.

Metodyka sterowania układem

Istnieją dwie podstawowe strategie sterowania cyklami regeneracji filtrów, poprzez kontrolę okresu pomiędzy kolejnymi cyklami lub osiągnięcie zadanego poziomu oporów na filtrze. Wybór metodyki sterowania filtrem znajduje przełożenie na charakterystykę jego pracy. Ponieważ układ sterowany wyłącznie czasem będzie nieczuły na zmiany linii bazowej spadku ciśnienia na filtrze, przy zmiennym obciążeniu może on wprowadzać niestabilność w przepływie gazu przez instalacje. Może zarówno doprowadzać do zbyt intensywnego, jak i niedostatecznego usuwania placka filtracyjnego. Z drugiej strony, układ sterowany wyłącznie ciśnieniem będzie uruchamiany jedynie w momencie przekroczenia zadanego progu oporu na filtrze. Bez informacji o aktualnych warunkach pracy filtra, układ będzie pracował ze zmienną długością okresów między regeneracjami, a to może przekładać się na produkcję placka trudnego do oczyszczania. W praktyce rozwiązaniem tego problemu mogą być systemy hybrydowe, w których algorytm sterowania bierze pod uwagę oba z powyższych czynników.

Analiza skutecznych rozwiązań

U samych początków filtracji gazów gorących, jako jeden z głównych czynników wstrzymujących rozwój tej technologii wskazywano niedostateczną skuteczność metody regeneracji pulsacyjnej. Już w latach 90. XX w. w literaturze pojawiały się doniesienia o koncepcjach układów wykorzystujących w innowacyjny sposób zwężki Venturiego (Rys. 6.1). Firma Pall opracowała rozwiązanie, w którym zestaw 42 wkładów był oczyszczany jednocześnie przy wykorzystaniu jednej, wspólnej dla całego zestawu zwężki. Układy pracujące w ramach tej metody były w stanie wytworzyć nadciśnienie wewnątrz filtrów wynoszące ok. 150 mbar i utrzymujące się przez czas dłuższy niż 100 ms. Niewątpliwą zaletą tej metody była bardziej jednorodna dystrybucja nadciśnienia zarówno wewnątrz każdego z wkładów, jak i pomiędzy wkładami w danej sekcji. Ostatnia z wymienionych cech wynika bezpośrednio ze sposobu pracy układu, który oczyszczał jednocześnie wszystkie wkłady w danej sekcji przy wykorzystaniu wspólnego systemu rozdzielającego impuls gazu. W przypadku oczyszczania pojedynczych elementów z zastosowaniem indywidualnych dysz nad każdym z wkładów obserwuje się silne oscylacje w uzyskiwanych różnicach ciśnienia, a także „ujemne” różnice ciśnienia w pobliżu końca (ujścia) wkładu. Ujemne różnice ciśnień oznaczają, że w tych miejscach przepływ filtrowanego gazu mógł nie ulec odwróceniu, a to w konsekwencji oznacza brak regeneracji i nierównomierny rozkład naprężeń wewnątrz materiału.



Rys. 6.1 Schemat ideowy wykorzystania zwężki Venturiego do jednoczesnego oczyszczania wszystkich wkładów znajdujących się w jednej sekcji filtra.

6.2 Opracowanie rozwiązań techniczno-technologicznych układu impulsowej regeneracji o wyższej sprawności

W trakcie realizacji testów wstępnych (Rozdział 3, str. 85) stwierdzono, że niepoprawnym jest bezpośrednio odnoszenie wyników uzyskiwanych w trakcie prób realizowanych w warunkach laboratoryjnych, do warunków rzeczywistych panujących w trakcie filtracji

gorącego gazu procesowego. Wykazano wielokrotnie, że ten sam zestaw wkładów filtracyjnych i układu regeneracji, które „na gorąco”, w warunkach procesu wykazywały brak możliwości usuwania placka filtracyjnego, w badaniach wykonywanych „na zimno”, przy wykorzystaniu stanowiska laboratoryjnego, ulegały całkowitemu lub prawie całkowitemu oczyszczeniu. Powodem takich obserwacji jest prawdopodobnie połączone działanie zmian we właściwościach reologicznych placka filtracyjnego oraz odmiennych warunków obu ośrodków. Zdecydowano więc, że rozwijane w warunkach laboratoryjnych metody impulsowej regeneracji wkładów mogą być porównywane jedynie bezpośrednio między sobą oraz przy akceptacji ryzyka, że najskuteczniejsze rozwiązanie w warunkach laboratoryjnych nie musi gwarantować skutecznej regeneracji w warunkach gorącego gazu procesowego.

Definicja funkcji celu dla analizy różnych koncepcji pracy układu

Teoretycznie o wyższej skuteczności układu regeneracyjnego decyduje wartość nadciśnienia pomiędzy stroną czystą a brudną filtra, jakie układ jest w stanie wywołać w trakcie pulsacji. Problem polega jednak na tym, że układ oczyszczania nie może działać ze zbyt dużą siłą. Jeśli ciśnienie impulsu będzie zbyt wysokie, usunięty z materiału placki ulegnie dyspersji, a cząstki pyłu ponownie rozproszą się w strumieniu przepływającego przez filtr gazu, a ponieważ prędkość osiadania małych cząstek jest niższa niż cząstek o większych rozmiarach (aglomeratów), na skutek dyspersji usuniętego z powierzchni filtracyjnej placka większa jego część zostanie z powrotem porwana przez gaz i ponownie osiądzie na filtrze. Co więcej, jeśli powierzchnia materiału zostanie zbyt mocno odkryta, zwiększa się ryzyko, że filtracja w tych miejscach przyjmie przebieg wgłębny. W krótkiej perspektywie czasu może się to wiązać z chwilową utratą sprawności odpylania, natomiast w długiej może oznaczać wzrost oporów bazowych filtra. Wzrost strumienia impulsu gazu wiązać się może również ze wzrostem naprężeń termicznych występujących w trakcie regeneracji, czy lokalną kondensacją zanieczyszczeń zawartych w gazie. W sytuacji ekstremalnej, takie działanie może prowadzić również do uszkodzenia wkładów i uszczelnień. Optymalny układ regeneracji pracuje również przy możliwie jak najkrótszych czasach wstrzymywania normalnego przebiegu filtracji. Niekorzystnym jest, jeśli w trakcie regeneracji ciśnienie impulsu utrzymuje się wewnątrz czystej strony wkładów przez czas nie dłuższy, niż jest to absolutnie konieczne do usunięcia placka z ich powierzchni. Wzrost energii impulsu wiąże się również z wprowadzaniem do systemu większej ilości gazu regeneracyjnego. W układach zgazowania gazem regeneracyjnym jest zazwyczaj azot, który przyczynia się do wzrostu zawartości balastu w gazie procesowym a przez to obniża jego jakość. Zbyt duża intensywność pracy układu regeneracji filtrów może wywoływać problemy z jego wykorzystaniem, w tym m.in. niestabilną pracę układów energetycznego wykorzystania gazu (palniki, silniki) lub zmienne warunki pracy układów syntezy chemicznej.

Z przeprowadzonego przeglądu literatury wynika, że optymalny układ powinien charakteryzować się usuwaniem z powierzchni wkładów od 25 do 50% zebranego na ich powierzchni placka filtracyjnego. Jak zostało jednak wspomniane powyżej pomiar masy placka usuniętego z powierzchni wkładów jest trudny w realizacji, jego precyzja, dokładność i powtarzalność są niskie co wpływa na wysoki błąd pomiaru. Z tego powodu dla potrzeb

realizacji badań eksperymentalnych w zakresie opracowania skuteczniejszej niż wykorzystywana dotychczas metoda regeneracji impulsowej wkładów świecowych zdecydowano się wykorzystać pomiar ciśnienia jako podstawową zmienną zależną. Powyższa analiza wskazuje za celowe opracowanie układu, który charakteryzować się będzie minimalnym czasem trwania impulsu, przy jednoczesnej maksymalizacji wartości wywołwanego nadciśnienia oraz homogeniczności jego dystrybucji wewnątrz wkładu.

Opis stanowiska

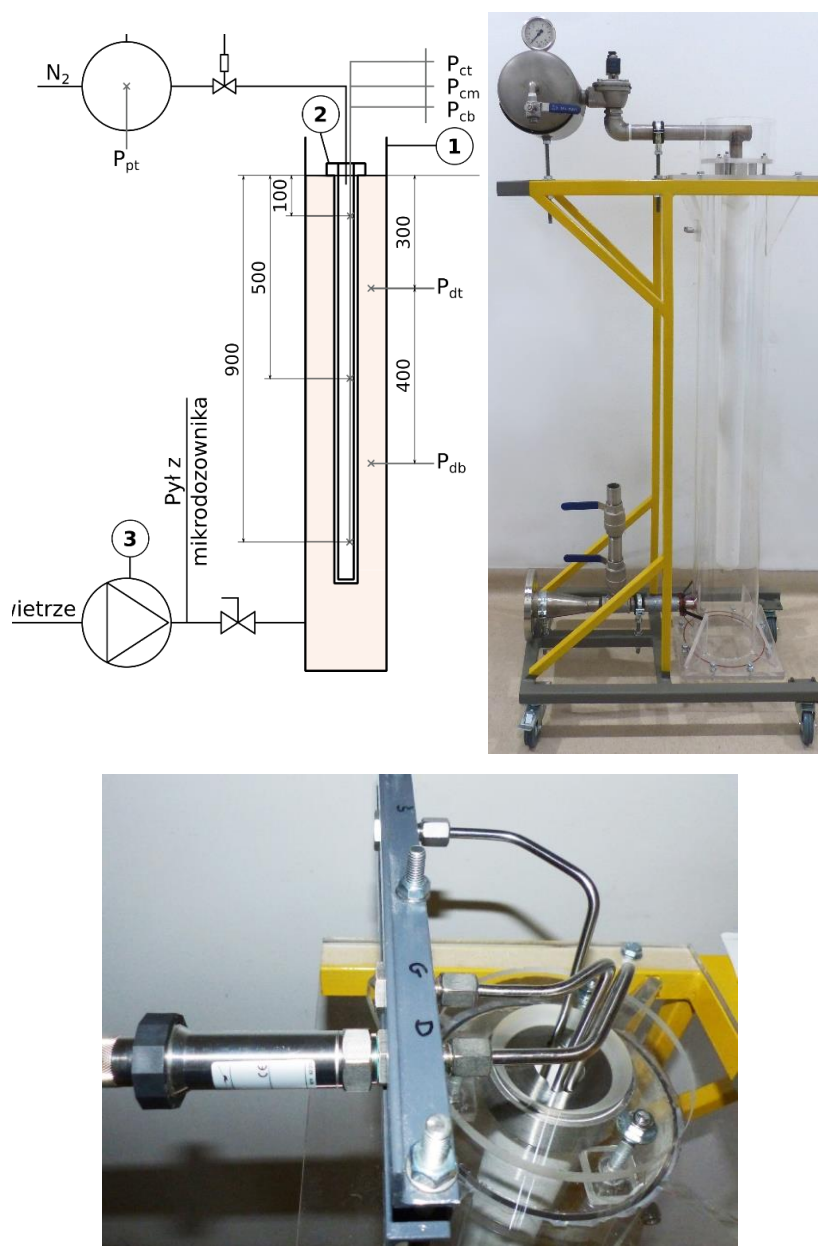
Schemat ideowy układu zaprezentowano na Rys. 6.2. Stanowisko składa się z obudowy filtracyjnej (1) zdolnej pomieścić jeden standardowy wkład ceramiczny o długości 1 000 mm i średnicy $\varnothing 60$ mm (2). Obudowę wykonano z przezroczystego tworzywa PMMA, celem umożliwienia wizualnej obserwacji przebiegu filtracji i regeneracji, a tym samym identyfikację problemów procesowych niemożliwych do rozpoznania przy wykorzystaniu tylko pomiarów in-situ (temperatury, szybkości przepływu, ciśnienia dynamiczne). Filtrowanym medium jest powietrze przepływające przez wkład z prędkością filtracji 0,5-4 cm/s. Powietrze podawane jest przez wentylator (3) zapewniający maksymalny spręż 20 kPa (Ventur SC20C 150T). Regulacja strumienia odbywa się poprzez zmianę nastaw przetwornicy napięcia. Powietrze po przejściu przez filtr trafia bezpośrednio do atmosfery. Zapylenie gazu symulowane jest poprzez wprowadzanie do strumienia powietrza pyłu. Za dozowanie pyłu odpowiada specjalnie w tym celu skonstruowany mikrodozownik. Taki układ umożliwi symulację dowolnie zadanego stopnia zapylenia gazu. Układ regeneracji powierzchni filtracyjnej składa się z buforowego zbiornika ciśnieniowego (4) o pojemności 4,5 dm³ oraz maksymalnym dopuszczalnym ciśnieniu 10 bar(g). Strumień impulsu regulowany jest poprzez elektrozawór (5) o wielkości DN25 (VNP208 MECAIR 1"). Mocowanie układu regeneracji oraz otwarty wylot gazów do atmosfery umożliwiają minimalizację wpływu ciśnienia gazów po czystej stronie filtra oraz testowanie różnych rozwiązań dysz impulsowych. Pomiar ciśnienia po czystej stronie wkładu odbywa się poprzez dedykowane rurki impulsowe pozwalające na odczyt ciśnienia na trzech wysokościach (oznaczenia na schemacie: *ct* – strona czysta punkt górny, *cm* – strona czysta punkt środkowy oraz *cb* – strona czysta punkt dolny). Elementami pomiarowymi są przetworniki ciśnienia o czułości <1 Pa oraz czasie reakcji <1 ms. Konieczność przetestowania wpływu wykorzystania dysz o rozmiarach zbliżonych do średnicy wewnętrznej strony czystej wkładu oraz określenia wpływu zastosowania kryz na wylocie z filtrów, spowodowały, że maksymalny rozmiar przewodów impulsowych, jakie mogły zostać zastosowane to $\varnothing_{zewn.6}$ mm⁹. Ponadto pomiar ciśnienia realizowano również po brudnej stronie filtra oraz w zbiorniku buforowym. Ten ostatni pozwala m.in. na oszacowanie objętości gazu wykorzystywanego w trakcie regeneracji, czy diagnostykę i ocenę charakterystyki pracy elektrozaworu. Króciec wlotowy gazu zapyłonego został wyposażony również w ręczny zawór kulowy, którego zamknięcie umożliwi ukierunkowanie gazu

⁹ brak dostatecznej przestrzeni do zastosowania przewodów $\varnothing_{zewn.8}$ mm, co jest rozwiązaniem proponowanym w literaturze [99]

regeneracyjnego w całości w kierunku wolnego wylotu czystej strony filtra, a tym samym symulację regeneracji w trybie offline.

W związku z powyższym stanowisko testowe zostało zaprojektowane i zbudowane w sposób umożliwiający prowadzenie badań nad charakterystyką filtracji wkładów świecowych oraz wpływem następujących czynników na skuteczność regeneracji:

- ciśnienie gazu regeneracyjnego,
- czas otwarcia zaworu impulsowego,
- prowadzenie procesu regeneracji impulsowej przy otwartym i zamkniętym wylocie gazów po brudnej stronie wkładu,
- przepływ filtrowanego gazu,
- wysokość wylotu gazu impulsowego w odniesieniu do górnej powierzchni kołnierza wkładu.



Rys. 6.2 Schemat ideowy laboratoryjnego stanowiska do testowania wkładów filtracyjnych i układów impulsowej regeneracji oraz zdjęcia prezentujące widok ogólny stanowiska (góra, strona prawa) i zbliżenie prezentujące sposób wykonania pomiarów dynamicznych zmian ciśnienia wewnątrz wkładów (dół).

W badania przebiegu regeneracji przy pracującej dmuchawie gazu stwierdzono, że na skutek całkowitego wstrzymania filtracji, strumień gazu podawany przez dmuchawę przekłada się na wzrost ciśnienia zarówno po czystej, jak i brudnej stronie wkładu oraz wzrost odchylenia standardowego uzyskiwanych wyników. Ponieważ instalacja pilotowa zgazowania nie umożliwia regeneracji filtrów w trybie offline, zaprezentowane w dalszej części pracy badania przeprowadzono przy zachowaniu otwartego wolnego wylotu po brudnej i czystej stronie wkładu.

Badane koncepcje układów regeneracji

Z powodu braku możliwości przeprowadzenia testów kuponowych, opisanych w rozdziale 2.3.2.7 na stronie 78, w warunkach odpowiadających filtracji gorącego gazu procesowego, badania nad rozwojem koncepcji układu impulsowego o wyższej sprawności zrealizowano poprzez porównanie układu referencyjnego, dla którego nie wykazano oznak regeneracji (D_R_01) z układami, które dla wkładów metalowych wykazywały takie przesłanki.

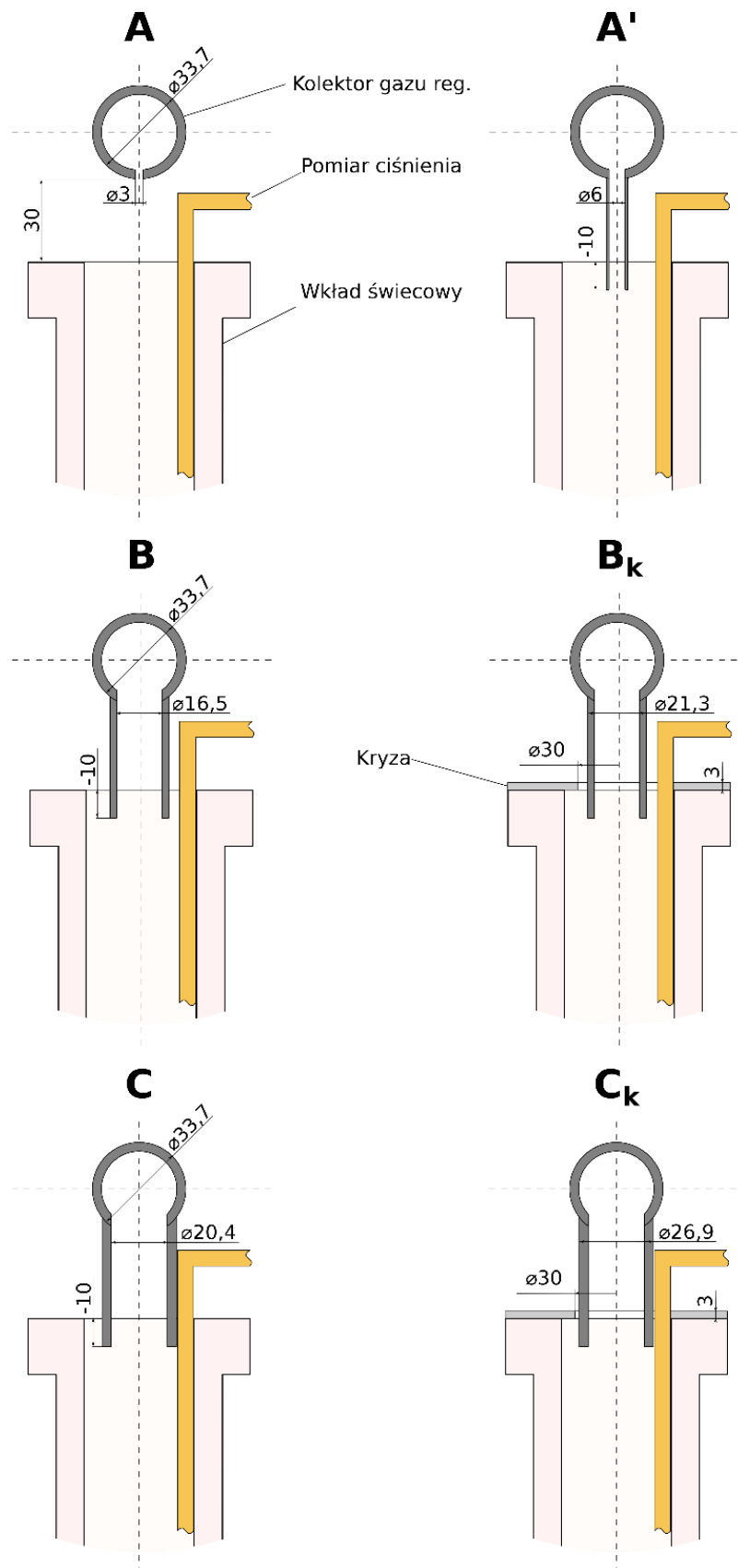
Próby eksperymentalne z wykorzystaniem stanowiska testowego ukierunkowano więc na zbadanie warunków pracy układów regeneracyjnych przetestowanych w trakcie badań wstępnych, a następnie ich optymalizację i porównanie z danymi zbieranymi dla nowo testowanych konfiguracji. Zaprezentowany poniżej Rys. 6.3 przedstawia przekrój przez górną część wkładu świecowego oraz kolektor gazu regeneracyjnego dla testowanych wariantów układów: wariant A odpowiada dyszy oznaczonej w trakcie testów wstępnych jako D_O_01 (poniżej zobrazowane jako A) oraz D_R_01 (A'), D_R_02 (B), D_R_03 (C); (Tab. 3-4 strona 96).

Obserwacje procesu filtracji i regeneracji przy wykorzystaniu stanowiska testowego wskazały, że możliwym sposobem dalszej poprawy skuteczności oczyszczania wkładów świecowych powinno być zastosowanie przegrody, stanowiącej przeszkodę na drodze fali gazu odbitej od wewnętrznej powierzchni filtra i uniemożliwiającej jej swobodny wypływ po czystej stronie wkładu. W celu osiągnięcia opisanego efektu zaproponowano zastosowanie dyszy impulsowej zakończonej bezpośrednio wewnątrz czystej strony wkładu w połączeniu z ograniczeniem przestrzeni między ścianką wewnętrzną wkładu a zewnętrzną dyszy. Ograniczenia te w pracy określane są jako kryzy.

Dobór wielkości kryzy

W trakcie badań wykorzystano kryzę o wielkości otworu $\varnothing 30$ mm oraz grubości 3 mm. Wielkość kryzy została obliczona w taki sposób, aby sumaryczne pole przekroju, przez które wypływać będzie gaz – między średnicą wewnętrzną kryzy a średnicą zewnętrzną dyszy regeneracyjnej – dla największej z testowanych dysz, było równe polu przekroju przewodu, którym gaz odbierany jest z filtra (DN50). Powodem takiego wyboru była próba minimalizacji spadku ciśnienia w trakcie normalnej pracy urządzenia, przy jednoczesnej maksymalizacji nadciśnienia wywoływanego przez impuls gazu regeneracyjnego. W tym miejscu istotnym jest, aby zauważyć, że chwilowa wielkość maksymalnego strumienia gazu regeneracyjnego może wielokrotnie ($>16\times$) przekraczać maksymalną wielkość strumienia gazu procesowego przepływającego przez filtr w trakcie normalnej pracy urządzenia. W Tab. 6-1 zestawiono

maksymalne wartości średnie dla strumieni gazu impulsowego spośród testowanych konfiguracji dysz i parametrów procesowych oraz maksymalny strumień gazu procesowego w trakcie filtracji.



Rys. 6.3 Schemat ideowy testowanych konfiguracji dysz regeneracyjnych.

Tab. 6-1 Maksymalna wielkość strumienia gazu impulsowego dla badanych konfiguracji dysz oraz zmiennych procesowych.

	A oraz A'	B	B _k	C	C _k	Gaz procesowy
Ciśnienie początkowe w zbiorniku N ₂ , kPa	800					-
Czas impulsu, ms	50					-
Ciśnienie końcowe w zbiorniku N ₂ , kPa	715	518	525	400	410	-
Strumień impulsu, kg/h	100,2	333,0	325,5	473,0	460,4	38,9

Potwierdzenie słuszności obranej koncepcji uzyskano w pierwszej kolejności poprzez wyznaczenie lokalnych współczynników oporu przepływu oraz spadków ciśnienia przepływu. Obliczenia przeprowadzono przy wykorzystaniu metodologii obliczeń jak dla kryzy, której średnica otworu była równa polu powierzchni pomiędzy krawędzią kryzy a ścianką zewnętrzną dyszy impulsowej typu B oraz C.

Tab. 6-2 Wpływ zastosowania kryzy na spadek ciśnienia przepływu w sytuacji filtracji gazu procesowego oraz regeneracji filtra (21,3 mm – B_k; 26,9 mm – C_k).

	Filtracja gazu		Regeneracja	
Średnica zewnętrzna dyszy, mm	21,3	26,9	21,3	26,9
ξ, -	15,4	133,9	20,5	21,6
Spadek ciśnienia wywołany zastosowaniem kryzy, Pa	37,6	146,5	25 631,1	535 091,9

Zagadnienia związane z wypływem gazu ze zbiornika buforowego

Gdy gaz przechowywany jest w zamkniętym naczyniu pod zwiększonym ciśnieniem, jego wypływ może następować w sposób dławiony lub niedławiony. O wypływie zdławionym możemy mówić, gdy stosunek ciśnienia całkowitego gazu w zbiorniku do ciśnienia całkowitego otoczenia jest wyższy lub równy następującej zależności:

$$\frac{P_{zb}}{P_{ot}} \geq \left[\frac{(\gamma + 1)}{2} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad R. (6-1)$$

gdzie:

γ – C_p/C_v dla danego gazu [-];

P_{zb} – ciśnienie całkowite gazu w zbiorniku [Pa];

P_{ot} – ciśnienie całkowite otoczenia [Pa].

Ponieważ dla większości gazów γ przyjmuje wartości w zakresie 1,09-1,41, w uproszczeniu, o wypływie dławionym możemy mówić, kiedy ciśnienie całkowite gazu w zbiorniku przekracza 1,7-1,9 wartości ciśnienia całkowitego otoczenia. Prędkość wypływu gazu w takich warunkach jest równa prędkości dźwięku. Przepływ zdławiony ma miejsce przez większość czasu wypływu ze zbiornika i w tym czasie szybkość wypływu jest stała. Dopiero dla końcowej fazy wypływu gazu, jego prędkość liniowa w krótcu maleje na skutek występowania warunków charakterystycznych dla wypływu niezdławionego. Powyższe założenie

pozwała uprościć modelowanie procesu wypływu gazów ze zbiorników, jednak poprawność uzyskiwanych danych przy ciśnieniu gazu w zbiorniku poniżej powyższego limitu jest obciążona wysokim błędem (czas wypływu dla niskich ciśnień jest wyższy niż wynikający z obliczeń).

Wypływ gazu ze zbiornika buforowego należy traktować jako bardzo szybki a przez to adiabatyczny. Jeśli gaz rozprężałby się powoli, a wymiary zbiornika byłyby bardzo duże, układ miałby czas na pochłonięcie ciepła z ośrodka, a przez to nie następowałaby zmiana temperatury gazu w zbiorniku. W takich warunkach należałoby rozpatrywać przemianę jako izotermiczną. Co do zasady wypływ ze zbiornika w warunkach izotermicznych następuje wolniej, niż ma to miejsce dla przemiany adiabatycznej.

Dla przemiany izotermicznej, zmiany ciśnienia w trakcie wypływu gazu idealnego oblicza się przy wykorzystaniu następującej zależności:

$$P_{zb} = P_0 \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right) \quad R. (6-2)$$

gdzie:

- t – czas wypływu [s];
- τ – stała czasowa [s];
- P_0 – ciśnienie początkowe w zbiorniku [Pa].

Natomiast dla przemiany adiabatycznej obowiązuje:

$$P_{zb} = P_0 \left[1 + \left(\frac{\gamma - 1}{2}\right) \frac{t}{\tau}\right]^{\frac{2\gamma}{1-\gamma}} \quad R. (6-3)$$

Stała czasowa w powyższych równaniach stanowi zbiór stałych dotyczących parametrów zbiornika, króćca i gazu:

$$\tau = \frac{V_{zb}}{C_d A c_0} \left(\frac{\gamma + 1}{2}\right)^{\frac{\gamma+1}{2(\gamma-1)}} \quad R. (6-4)$$

gdzie:

- V_{zb} – objętość zbiornika gazu [m³];
- C_d – współczynnik wypływu [-];
- A – pole powierzchni króćca przez który następuje wypływ [m²];
- c_0 – prędkość początkowa wypływu (prędkość dźwięku) [m/s].

Natomiast wartość c_0 w R. (6-4 obliczono przy wykorzystaniu:

$$c_0 = \left(\gamma \frac{RT_0}{M}\right)^{\frac{1}{2}} \quad R. (6-5)$$

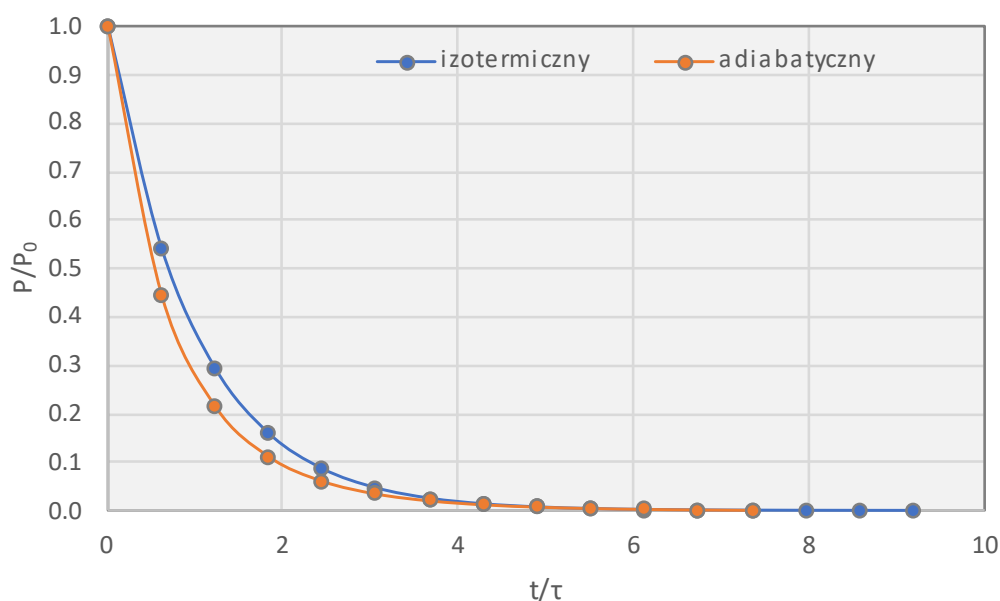
gdzie:

R – stała gazowa [J/kmol K];

T_0 – początkowa temperatura gazu w zbiorniku [K];

M – masa molowa gazu [kg/kmol].

Ponieważ procesu wypływu gazu ze zbiornika buforowego w trakcie regeneracji wkładów filtracyjnych nie sposób analizować jako osobnych przemian izotermicznej i adiabatycznej, przemiany te potraktowano jako dwa ekstrema, pomiędzy którymi przebiegać będzie proces rzeczywisty. Różnicę pomiędzy wynikami obliczeń wykonanych przy wykorzystaniu modelu izotermicznego i adiabatycznego dla analizowanej aplikacji przedstawia Rys. 6.4.



Rys. 6.4 Wykres zmian ciśnienia w zbiorniku buforowym w funkcji czasu dla modelu adiabatycznego i izotermicznego

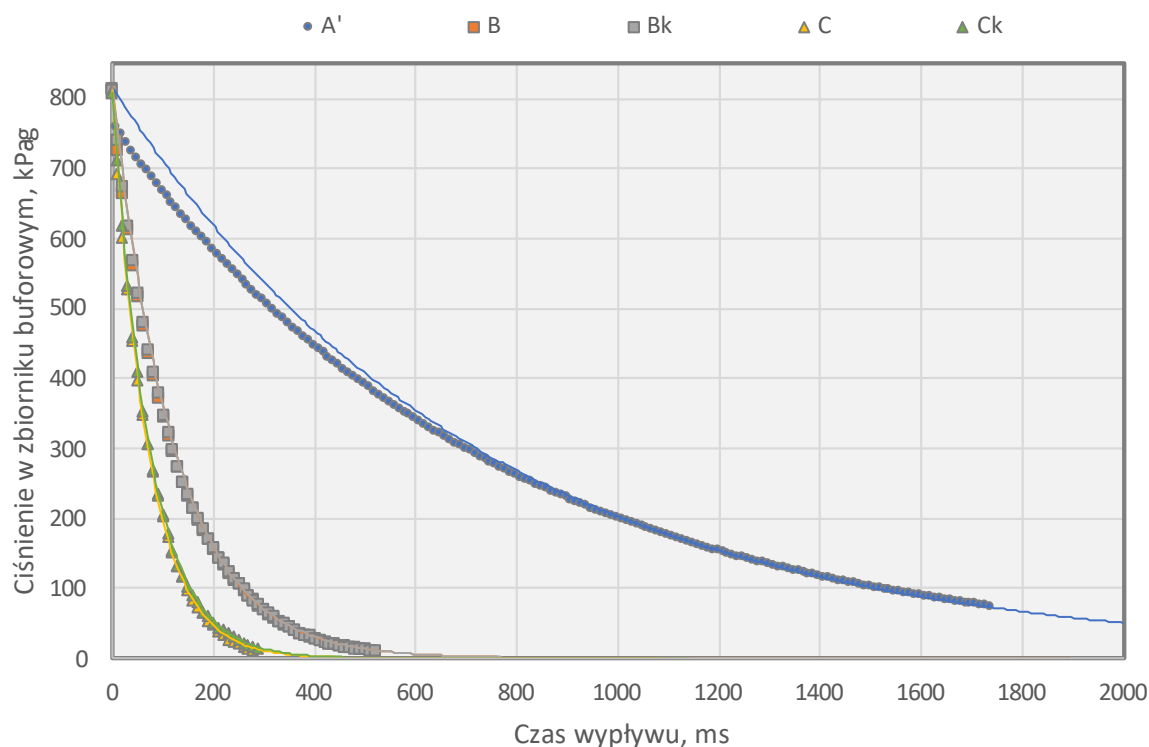
Bazując na powyższych założeniach, w pracy przeprowadzono obliczenia modelowe (przepływ dławiony, przemiana izotermiczna) wypływu gazu regeneracyjnego ze zbiornika buforowego. Uzyskane dane następnie poddano weryfikacji eksperymentalnej. Przy wykorzystaniu R . (6-2) oraz regresji wykładniczej (Rys. 6.5) wyznaczono współczynniki wypływu¹⁰ dla wszystkich testowanych typów dysz regeneracyjnych. Zestawienie obliczonych parametrów przedstawia Tab. 6-3.

Tab. 6-3 Współczynniki oraz czas wypływu ze zbiornika o pojemności 4,5 dm³ przy zastosowaniu testowanych układów regeneracji wkładów.

	A'	B	B _k	C	C _k
Współczynnik wypływu, C_d, -	0,87	0,77	0,77	0,76	0,74
Czas wypływu*, ms	2 847,5	452,3	452,1	261,3	270,7

* Dla ciśnienia początkowego równego 8 bar(g) oraz ciśnienia końcowego 0,2 bar(g)

¹⁰ Bezwymiarowy parametr uwzględniający tarcie między płynem a ściankami zbiornika, króćca oraz wpływ vena contracta. Dla dyszy idealnej wynosi 1, dla dysz rzeczywistych mieści się zazwyczaj w zakresie 0,6-0,98.



Rys. 6.5 Zmiany ciśnienia w zbiorniku gazu buforowego w trakcie wypływu – porównanie danych eksperymentalnych i wyznaczonych na podstawie modelu.

Metodyka badań

Badania charakterystyk pracy opisanych powyżej rozwiązań dysz regeneracyjnych realizowano zgodnie z siatką punktów badawczych zaprezentowanych w Tab. 6-4. Badania przeprowadzono bez przepływu powietrza przez filtr, z zachowaniem wolnych wylotów zarówno po czystej, jak i brudnej stronie filtra oraz przy wykorzystaniu wkładu nowego i niepoddanego kondycjonowaniu.

Tab. 6-4 Zestawienie zmiennych procesowych badanych dla poszczególnych typów dysz.

	A'	B	Bk	C	Ck
Zadany czas otwarcia zaworu impulsowego, ms		50, 150, 250, 350, 450			
Ciśnienie N ₂ w zbiorniku buforowym, kPa		215, 415, 615, 815 (+/-15)			
Wysokość wylotu dyszy ponad kołnierzem filtra*, mm		+30, +10, -10			

* W trakcie testów z kryzami badano jedynie pozycję -10.

Do wykonania pomiarów wykorzystano zestaw złożony z przetwornika ciśnienia firmy Keller PR-23SHB/23-2316-140°C oraz układu akwizycji danych firmy Advantech USB-4716. Wykorzystany przetwornik PR-23SHB charakteryzuje się maksymalną częstotliwością pomiaru 9 600 Hz oraz rozdzielczością 0,002% pełnego zakresu pomiarowego, co przy kalibracji przetwornika w zakresie 0-50 kPa, przekłada się na możliwość realizacji pomiaru zmian ciśnienia o minimalnej różnicy 1 Pa. Moduł 4716 pozwala na dowolną konfigurację akwizycji danych z 16 analogowych kanałów pomiarowych o zakresie pomiarowym

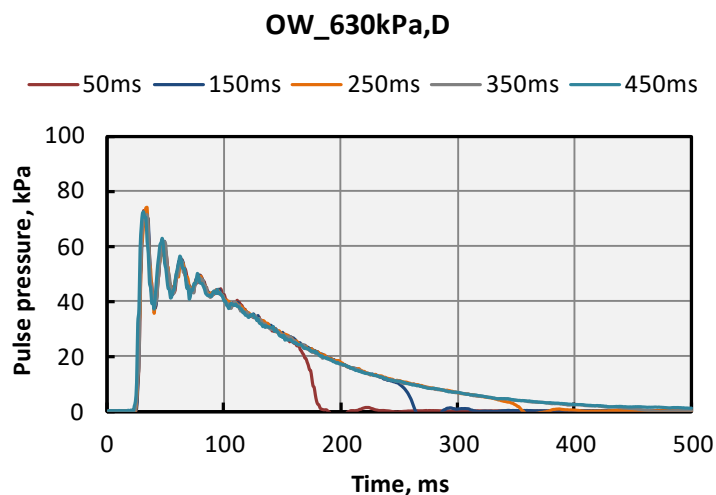
0–10 VDC. Najistotniejszą cechą urządzenia oraz współpracującego z nim programu komputerowego jest jednak możliwość konfiguracji częstotliwości próbkowania w zakresie do 200 tys. S/s (próbek na sekundę, czy inaczej Hz). Na zdolności pomiarowe opisanego zestawu istotny wpływ ma jednak sposób montażu przetwornika, geometria rurek impulsowych oraz obecność zakłóceń prądowych sieci elektroenergetycznej. Do poprawnego funkcjonowania układu pomiarowego, konieczna była jego izolacja prądowa od sieci elektrycznej, w obrębie której pracowały urządzenia zainstalowane na hali technologicznej. Zakłócenia napięcia sieci uniemożliwiający pomiar obserwowano w szczególności po uruchomieniu silników elektrycznych sterowanych falownikami. W odniesieniu do wpływu geometrii toru pomiarowego stwierdzono nieznaczną obecność interferencji (powtarzalne wzmacnianie i wyciszenie sygnału), lecz te nie wywierały znaczącego wpływu na ostateczny kształt rejestrowanego przebiegu. W trakcie testów wykazano możliwość stabilnego próbkowania 1 000 S/s bez wzrostu szumu pomiarowego. Cecha ta miała kluczowy wpływ na uzyskiwane wyniki, ponieważ w trakcie prób koncentrowano się na obserwacji zjawisk zachodzących w czasie 10–1 000 ms.

Wyniki i dyskusja

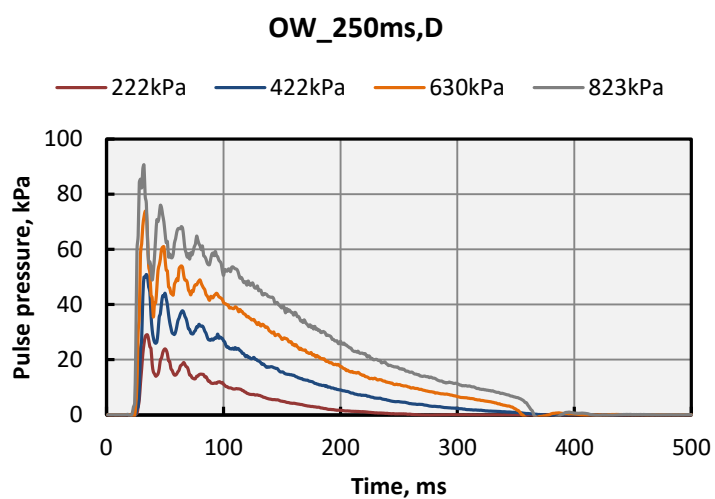
Poniżej przedstawiono analizę wyników uzyskanych dla jednej przykładowej serii badań zrealizowanych z wykorzystaniem dyszy typu B umieszczonej w pozycji +30 mm ponad krawędzią kołnierza wkładu filtracyjnego. W analogiczny sposób dla każdej z serii pomiarowych z osobna oraz ich zgrupowań według kategorii zestawionych w Tab. 6-4 (powyżej) przeprowadzono wstępną analizę mającą na celu określenie charakterystyki wykorzystania badanych konstrukcji. Następnie na tej podstawie przeprowadzono badanie statystyczne m.in. wpływu wymienionych powyżej parametrów na czas regeneracji, uśrednioną oraz maksymalną wartość ciśnienia w trakcie regeneracji. Analizę tę zaprezentowano w drugiej części tego rozdziału. Połączenie obu pozwoliło na wyciągnięcie wniosków i wytypowanie rozwiązania, jakie miało zostać poddane dalszym testom w trakcie filtracji rzeczywistych gazów procesowych.

Poniższy Rys. 6.6 obrazuje zarejestrowany przebieg zmian ciśnienia wewnątrz wkładu dla czasu otwarcia zaworu w przedziale 50-450 ms, przy stałym ciśnieniu w zbiorniku buforowym wynoszącym 630 kPa (1), dla ciśnienia w zbiorniku buforowym w przedziale 222-823 kPa i stałego czasu przedmuchu wynoszącego 250 ms (2) oraz zestawienie pomiarów zmian ciśnienia dla trzech pozycji wewnątrz wkładu, przy zachowaniu stałego czasu i ciśnienia regeneracji (3).

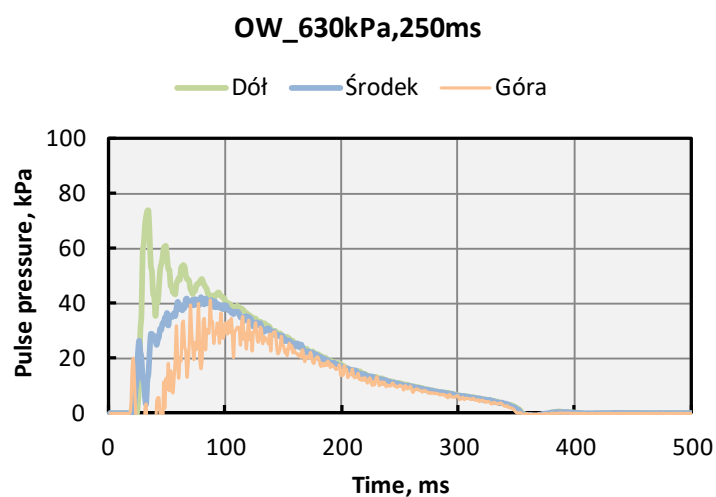
(1)



(2)



(3)



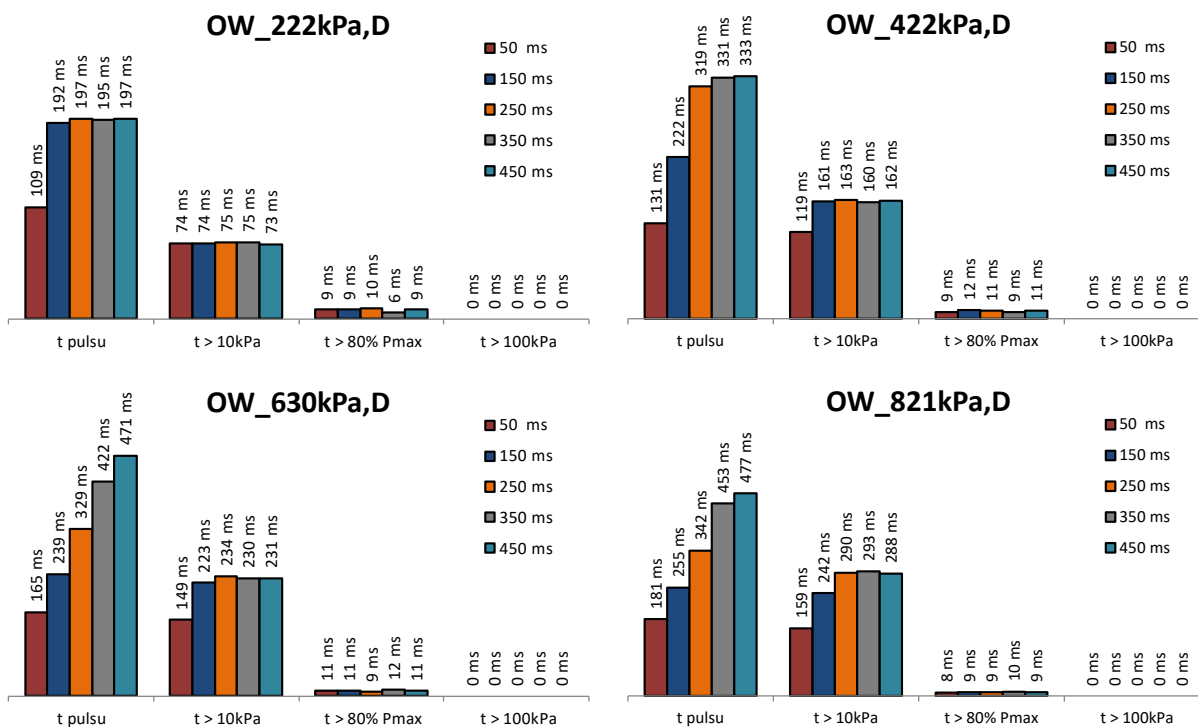
Rys. 6.6 Zestawienie przebiegów zmian ciśnienia wewnątrz czystej strony wkładu w trakcie regeneracji z zastosowaniem dyszy B w pozycji +30 mm.

Analiza przedstawionych powyżej danych wskazuje, że wraz ze wzrostem ciśnienia gazowego regeneracyjnego w zbiorniku buforowym wzrastała wartość ciśnienia maksymalnego i średniego w trakcie regeneracji, jednak nie ulegał wydłużeniu czas trwania regeneracji (1).

Maksymalny pik ciśnienia w trakcie regeneracji obserwowano w pierwszym momencie propagacji fali impulsu gazu. W badaniach stwierdzono również, że zarówno wartości maksymalne, jak i średnie ciśnienia w trakcie regeneracji wzrastają wraz z głębokością wkładu (2), co pokrywa się z obserwacjami empirycznymi wzrastającej skuteczności regeneracji. Zbliżonego efektu spodziewano się na skutek wzrostu czasu otwarcia zaworu impulsowego, jednak zjawisko to nie znalazło potwierdzenia w trakcie badań (3). Podobne obserwacje poczyniono w trakcie analizy pozostałych konfiguracji układu impulsowej regeneracji.

Na zestawieniu (2) zaobserwować można również, że pomiędzy dolnym a górnym punktem pomiarowym całkowity czas przebywania fali gazu impulsowego wewnątrz wkładu zmienia się jedynie nieznacznie (rozstęp 10-30 ms). Dla wszystkich badanych konfiguracji układu, okres występowania nadciśnienia wewnątrz wkładu filtracyjnego kształtował się według następującej zależności: część dolna (zamknięta dnem wkładu) > środkowa > górna wkładu (otwarta na czystą stronę filtra, najbliżej ujścia dyszy impulsowej). Powodem takiej obserwacji jest występowanie lokalnego podciśnienia w górnej części wkładu w pierwszych chwilach po rozpoczęciu regeneracji. Potwierdza to również teorię udziału gazu z czystej strony filtra w procesie regeneracji na skutek zasysania przez przepływający strumień gazu regeneracyjnego. Połączenie tych zjawisk jest również powodem niższej skuteczności oczyszczania górnej części wkładów. Na wykresie (2) w najpełniejszy sposób widać również charakterystykę przepływu fali gazu regeneracyjnego wewnątrz wkładu. Analizując to zestawienie, zaobserwować można przede wszystkim nakładanie się fali gazu w dolnej części wkładu na skutek jej odbijania od ścianek i dna filtra (gładkie, powtarzające się i wygaszające fluktuacje ciśnienia). W drugiej kolejności uwagę zwracają również nagłe i chaotyczne zmiany ciśnienia w górnej części wkładu, w której to w przeciwnych kierunkach przepływają strumienie gazu wtryskiwanego do wnętrza czystej strony filtra oraz gazu opuszczającego tę przestrzeń.

W celu oceny charakterystyki pracy badanych konstrukcji dyszy, analizie poddano również różne parametry związane z czasem trwania procesu regeneracji. Czas trwania regeneracji zdefiniowano tutaj jako czas pomiędzy pierwszym i ostatnim momentem, w którym wewnątrz wkładu rejestrowano ciśnienie $P_c > 1$ kPa, z kolei czas występowania ciśnienia $P_c > 100$ kPa wykorzystano, jako parametr wskazujący na przekroczenie zakresu pomiarowego zastosowanych urządzeń. W literaturze spotkać można informacje wskazujące, że dla efektywnej regeneracji powierzchni filtracyjnej wkładów ceramicznych, konieczne jest wystąpienie różnicy ciśnień pomiędzy ich czystą a brudną stroną, przekraczającej min. 10–20 kPa. W związku z powyższym możliwe jest wyznaczenie również parametru oceny czasu trwania efektywnego pulsu ciśnienia, tj. takiego, którego wartość teoretycznie przekracza wytrzymałość na ścinanie placka filtracyjnego. Dlatego też w poniższej analizie oceniano również czas występowania ciśnienia $P_c > 10$ kPa. Podobnym parametrem oceny był również czas występowania ciśnienia przekraczającego 80% wartości ciśnienia maksymalnego impulsu ($P_c > 80\% P_{max}$). Zestawienie danych pomiarowych dotyczących czasu regeneracji zebranych dla powyższego układu zostało zaprezentowane na Rys. 6.7.



Rys. 6.7 Analiza parametrów związanych z czasem trwania impulsu regeneracyjnego w trakcie regeneracji z zastosowaniem dyszy B w pozycji +30 mm.

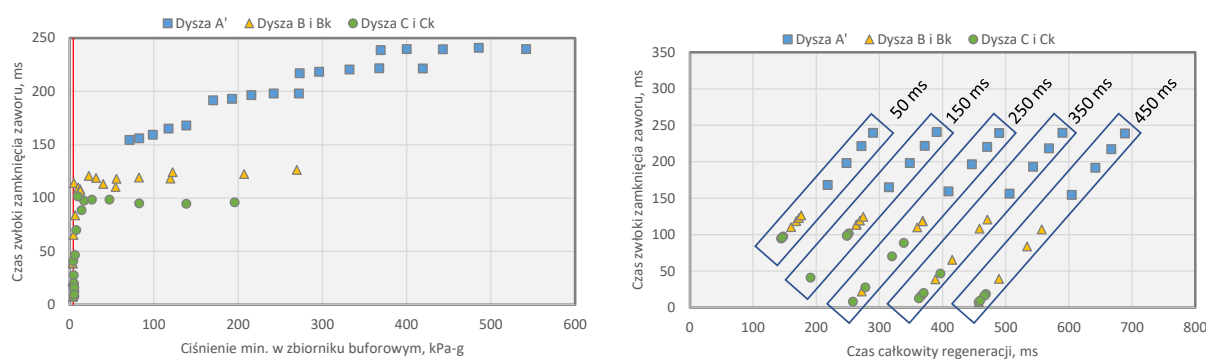
Dla najmniejszego badanego ciśnienia w zbiorniku buforowym (222 kPa) nie stwierdzono istotnych różnic pomiędzy czasem występowania ciśnienia $P_{c>10}$ kPa lub całkowitym czasem trwania regeneracji a czasem otwarcia zaworu. Wskazuje to, że przy zbyt niskiej wartości ciśnienia w zbiorniku buforowym, zgromadzona ilość gazu regeneracyjnego jest niewystarczająca, przez co rozumie się, że w trakcie trwania regeneracji zachodzi sytuacja, w której ciśnienie w zbiorniku buforowym osiąga wartości zbliżone lub równe ciśnieniu wewnątrz wkładu. Tym samym czas otwarcia zaworu przewyższający czas wypływu ze zbiornika buforowego powoduje, że parametr ten przestaje wywierać wpływ na przebieg procesu regeneracji. Taką sytuację można zaobserwować, porównując dane uzyskiwane dla wskazanego powyżej ciśnienia gazu regeneracyjnego i czasów otwarcia 150–450 ms. Dla ciśnienia początkowego 222 kPa oraz dyszy typu B. Warto przypomnieć tu, że z przeprowadzonej analizy wypływu wynika, że zbiornik buforowy przy wykorzystaniu dyszy B i przy ciśnieniu początkowym >800 kPa, ulega opróżnieniu w czasie ok. 250 ms. Analizując charakterystykę pracy zaworu, stwierdzono, że czas zwłoki jego zamknięcia wykazuje wyraźną tendencję wzrostową wraz ze wzrostem ciśnienia w zbiorniku buforowym. Zmierzony rzeczywisty czas trwania przedmuchu dla dyszy B oraz 50 ms i 150 ms czasów otwarcia zaworu wynosił odpowiednio 148 ms i 267 ms. W związku z powyższym, każde wydłużenie czasu otwarcia zaworu impulsowego powyżej wartości 150 ms nie mogło znaleźć przełożenia na wzrost czasu trwania efektywnego impulsu.

Analiza czasu trwania ciśnienia $P > 80\% P_{max}$ wskazuje, że jest to parametr niezależny od ciśnienia w zbiorniku buforowym czy czasu otwarcia zaworu impulsowego. Jednak porównanie z pozostałymi typami badanych dyszy świadczy również, że parametr ten jest

charakterystyczny dla danej konstrukcji dyszy. $P > 80\%P_{max}$ wzrasta wraz ze wzrostem rozmiarów dyszy oraz na skutek zastosowania kryzy. Charakterystycznym jest również to, że dla pomiaru ciśnienia w środkowej pozycji wkładu przyjmuje wartości ok. $2\times$ wyższe niż dla punktów dolnego i górnego (wynik przebiegu fali wewnątrz wkładu).

Wraz ze wzrostem czasu otwarcia zaworu impulsowego zaobserwowano wydłużanie całkowitego czasu regeneracji, bez analogicznego wpływu na wzrost czasu, w którym utrzymywałoby się $P > 10$ kPa, czy $> 80\% P_{max}$. Efekt ten obserwuje się poprzez wydłużenie „ogona” impulsu, bez wzrostu jego wartości maksymalnej czy średniej. Tę charakterystykę stwierdzono dla wszystkich badanych ciśnień w zbiorniku buforowym, co wskazuje, że fakt braku wcześniejszego opróżnienia zbiornika z gazu regeneracyjnego nie może być jedynym powodem takich obserwacji.

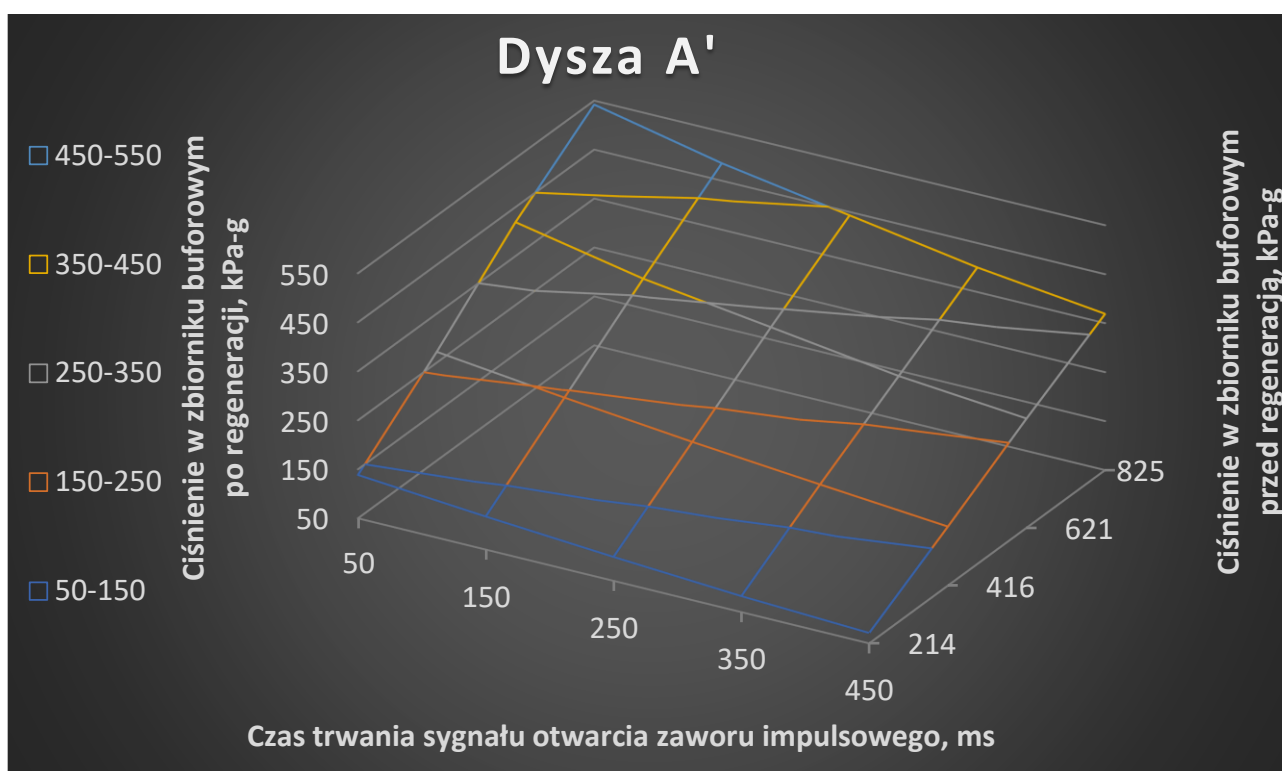
W celu rozwikłania przyczyn powyższego zjawiska sprawdzono zależności pomiędzy takimi parametrami jak czas zwłoki zamykania zaworu w funkcji ciśnienia gazu w zbiorniku buforowym po zakończonym cyklu oraz całkowitego czasu regeneracji Rys. 6.8.

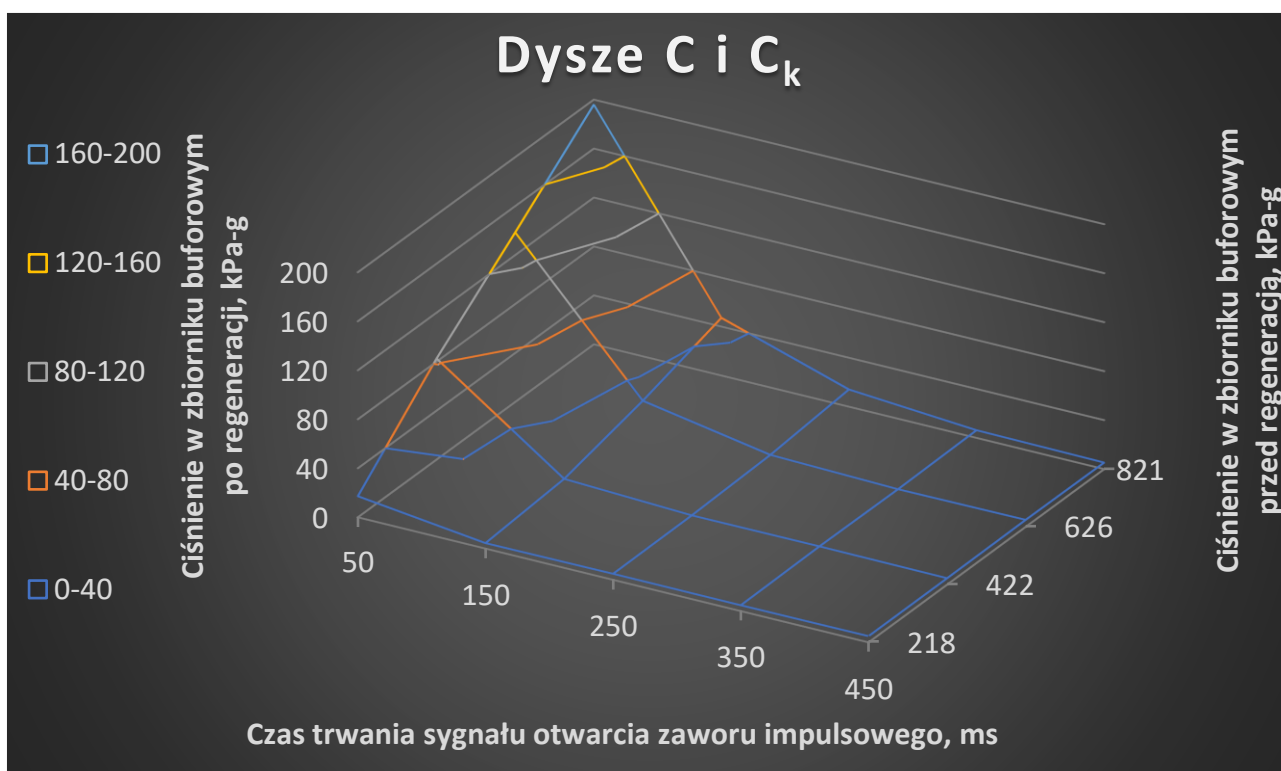
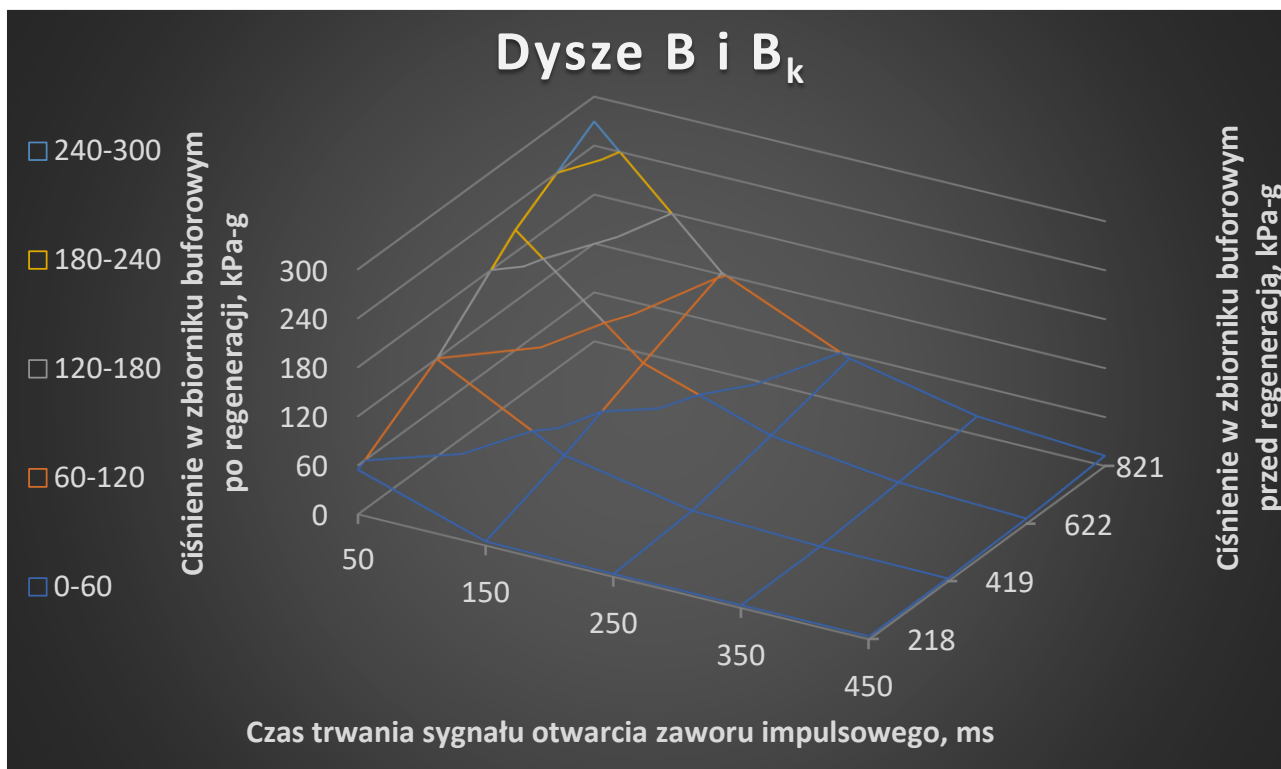


Rys. 6.8 Zmiana czasu zwłoki zamknięcia zaworu impulsowego w funkcji ciśnienia w zbiorniku buforowym po regeneracji (strona prawa) oraz czasu całkowitego regeneracji (strona lewa).

Zebrane dane wskazują na znaczący wpływ ciśnienia w zbiorniku oraz typu dyszy na czas zwłoki zamknięcia zaworu. Dopiero dla średniego ciśnienia w zbiorniku wynoszącego 4,4 kPa zmierzony czas zwłoki zamknięcia zaworu był niższy niż 50 ms. Stwierdzono, że wraz ze wzrostem rozmiaru dyszy oraz wydłużaniem czasu otwarcia zaworu spadał również czas zwłoki zamykania się zaworu impulsowego. Natomiast przeciwny efekt wywoływał wzrost ciśnienia w zbiorniku buforowym. Powodem takiej obserwacji była prawdopodobnie charakterystyka pracy mechanizmu odpowiadającego za powrót zaworu do pozycji spoczynkowej – elektrozawór z pozycją normalnie zamkniętą. W zaworze tym za zamknięcie odpowiada połączony mechanizm ciśnień wywieranych na membranę zaworu przez gaz po stronie zasilania zaworu i jego wylotu oraz naprężenie sprężyny dociskowej. Mniejsze wymiary dysz impulsowych wiązały się z dłuższymi czasami wypływu gazu regeneracyjnego z kolektora. Tym samym przez dłuższy czas utrzymywało się nadciśnienie w kolektorze, a mniejszy wypływ gazu ze zbiornika buforowego powodował, że panowało w nim wyższe ciśnienie po regeneracji.

Dla 50 ms czasu otwarcia zaworu wszystkie badane konstrukcje dysz wykazywały liniowy trend zmian całkowitego czasu regeneracji w funkcji ciśnienia minimalnego w zbiorniku buforowym. Dla dłuższych czasów regeneracji już tylko dysza A' zachowała taką charakterystykę. Uzupełnieniem i wyjaśnieniem przyczyn zaistnienia opisanych powyżej zjawisk jest Rys. 6.9 przedstawiający zmianę ciśnienia gazu w zbiorniku buforowym po zakończonym cyklu regeneracji w funkcji czasu otwarcia zaworu oraz ciśnienia początkowego w zbiorniku buforowym. Przedstawione na Rys. 6.9 siatki obrazują, dla jak wielu z badanych kombinacji dwóch podstawowych zmiennych w procesie regeneracji ich zastosowanie prowadziło do praktycznie całkowitego opróżnienia zbiornika gazu buforowego. Tylko dla dyszy A' żadna z badanych konfiguracji nie skutkowało spadkiem ciśnienia w zbiorniku po regeneracji do wartości <math>< 50\text{ kPa}</math>. Jeśli fakt ten uzupełnić o informację, że maksymalne ciśnienie w filtrze, jakie udało się uzyskać przy wykorzystaniu tej konstrukcji wynosiło 36 kPa, można stwierdzić, że wielkość zbiornika dla tej dyszy i badanych parametrów była optymalna. W tym samym momencie dla dysz typu B i Bk efektywne wykorzystanie gazu zmagazynowanego w zbiorniku w pełnym zakresie badanych ciśnień gazu impulsowego było możliwe tylko dla czasu otwarcia 50 ms, dla czasu 150 ms następowało już tylko dla ciśnień 400-800 kPa, natomiast dla czasu 250 ms odpowiednio już tylko dla ciśnienia początkowego 800 kPa. Zgodnie z opisaną powyżej tendencją, wyższa wydajność dyszy C i Ck, spowodowała, że zastosowany zbiornik zasilał te dysze w sposób efektywny jedynie dla 50-150 ms i przy ciśnieniach 400-800 kPa.





Rys. 6.9 Wykresy zmian ciśnienia z zbiorniku buforowym po regeneracji w funkcji ciśnienia początkowego i czasu trwania sygnału otwarcia zaworu impulsowego dla wszystkich typów testowanych dysz.

Analiza wpływu głównych zmiennych i parametrów w procesie regeneracji impulsowej wkładów świecowych

Podstawowym celem dla tego zakresu analizy było określenie zależności pomiędzy głównymi zmiennymi i parametrami procesu. Wyniki zostały podzielone na dwie części i zestawione według następującego klucza: parametry wpływające na czas regeneracji i ciśnienie wewnątrz wkładu oraz parametry wpływające na wydatek gazu regeneracyjnego. Powyższe zostały przedstawione odpowiednio na Rys. 6.10 i Rys. 6.11.

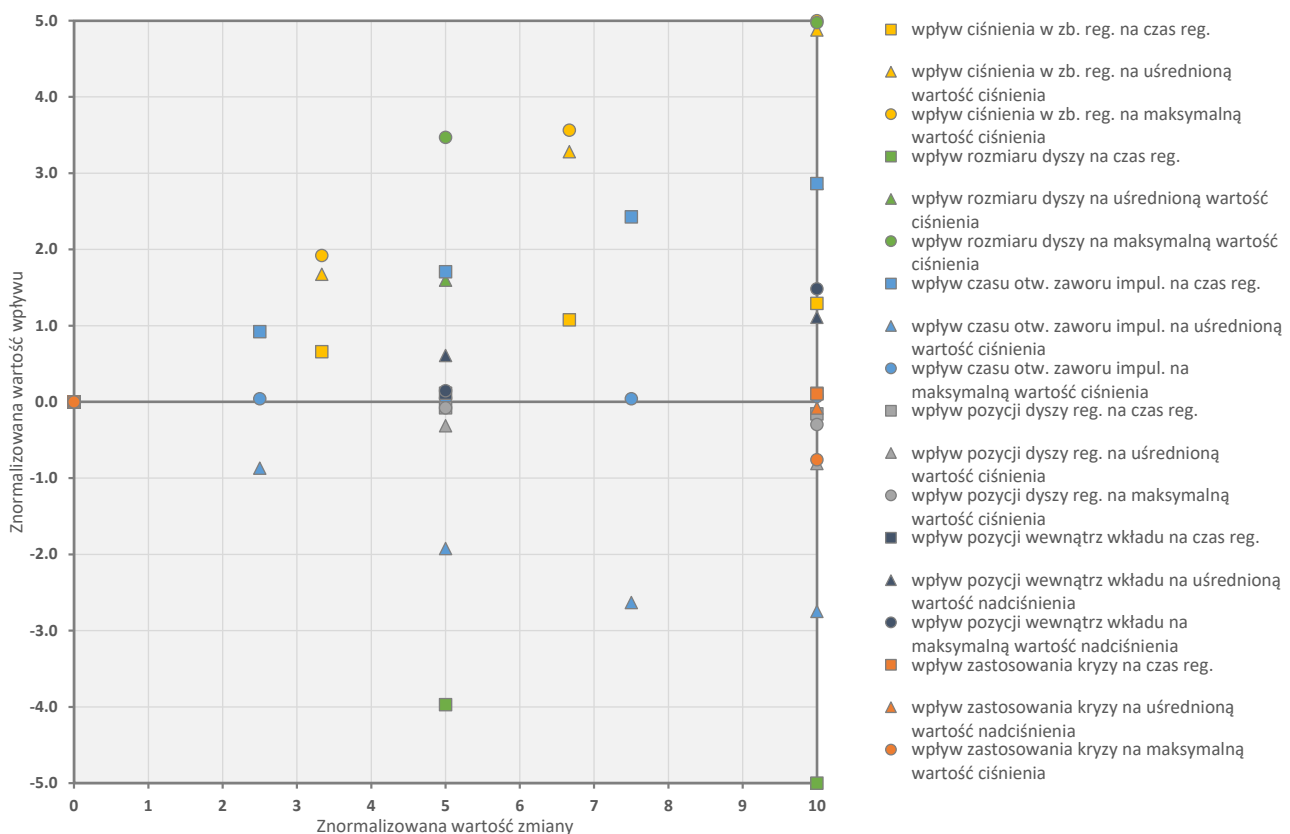
Analizę przeprowadzono na podstawie zależności wpływu zmiennych na badane parametry znormalizowane wobec wartości bazowych i przeliczone na ujednoczone wartości maksymalne i minimalne. Tym samym dla każdego z badanych punktów wyznaczono stosunek wartości średniej w danym punkcie do wartości średniej w punkcie bazowym. Za wartości bazowe przyjęto najniższe ciśnienie w zbiorniku buforowym, najmniejszy rozmiar dyszy – średnica wewnętrzna, czy też najdalsze odsunięcie dyszy od kołnierza wkładu. Z uzyskanych w ten sposób wielkości następnie wyznaczono wartości minimum i maksimum, wobec których dokonano normalizacji. Przyjęto zasadę, że najwyższa wartość zmiany przyjmowała wartość 10 na osi odciętych, natomiast najwyższa i najniższa wartość wpływu przyjęła na osi rzędnych odpowiednio wartość +5 i -5¹¹. W ten sposób uzyskano kwadratowy układ wpływu każdej ze zmiennych, z punktem wyjściowym (minimalnym/początkowym) w początku układu współrzędnych. Dla zmiennych nie liczbowych, np. zastosowanie kryzy, przyjęto konwencję, gdzie wartość testu logicznego nie zastosowano / zastosowano, przyjmowały odpowiednio wartości 0 lub 10.

Na tej podstawie określono wpływ takich czynników jak rozmiar dyszy, jej pozycja, czas otwarcia zaworu impulsowego, ciśnienie w zbiorniku gazu regeneracyjnego, zastosowanie kryzy i miejsce pomiaru wewnątrz wkładu na zmianę następujących parametrów procesu czas trwania regeneracji oraz średnie i maksymalne ciśnienie regeneracji. Dla powyższych stwierdzono istnienie następujących zależności:

- wobec czasu regeneracji (\square):
 - a) wzrost wielkości dyszy w najistotniejszy sposób skraca czas regeneracji,
 - b) wprowadzenie dyszy impulsowej do wnętrza wkładu jest drugim ze sposobów pozwalających na skrócenie czasu trwania regeneracji, jednak wpływ tego czynnika jest bardzo niewielki,
 - c) parametr ten wzrasta w niewielkim stopniu wraz z głębokością wkładu filtracyjnego lub na skutek zastosowania kryzy,
 - d) spośród badanych parametrów, wzrost czasu otwarcia zaworu impulsowego oraz wzrost ciśnienia w zbiorniku buforowym oddziałują w sposób najsilniejszy na wzrost czasu regeneracji.

¹¹ dla Rys. 6.10 wartość +5 na osi rzędnych oznacza w przełożeniu na dane rzeczywiste 3,2× wzrost, natomiast wartość -5 oznacza 2,3× spadek

- wobec ciśnienia średniego w trakcie regeneracji (Δ):
 - wzrost ciśnienia w zbiorniku buforowym przekłada się w sposób najistotniejszy na wzrost ciśnienia średniego w trakcie regeneracji,
 - drugim pod względem siły oddziaływania w kierunku wzrostu tego parametru jest wzrost rozmiaru dyszy,
 - parametr ten wzrasta linowo wraz z głębokością wewnątrz wkładu,
 - przybliżanie ujścia dyszy impulsowej do wkładu powoduje zmniejszenie średniego ciśnienia w trakcie regeneracji,
 - wpływ zastosowania kryzy na wartość ciśnienia średniego jest statystycznie nieistotny,
 - wartość średnia ciśnienia w trakcie regeneracji spada w sposób najmocniejszy wraz ze wzrostem czasu otwarcia zaworu impulsowego.
- wobec ciśnienia maksymalnego w trakcie regeneracji (\circ):
 - wzrost ciśnienia w zbiorniku buforowym oraz wzrost rozmiaru dyszy powodują najsilniejszy wzrost maksymalnej wartości ciśnienia w trakcie regeneracji,
 - parametr ten przyjmuje wartość maksymalną dla najgłębszego punktu wewnątrz wkładu, lecz efekt ten nie przyrasta w sposób liniowy,
 - czas otwarcia zaworu impulsowego nie wpływa w sposób istotny na zmianę maksymalnego ciśnienia w trakcie regeneracji,
 - zbliżanie dyszy impulsowej do powierzchni kołnierza wkładu oraz zastosowanie kryzy obniżają ciśnienie maksymalne w trakcie regeneracji.



Rys. 6.10 Znormalizowany wykres wpływu i zależności pomiędzy głównymi parametrami zarządzającymi procesem regeneracji impulsowej – część 1 – wpływ głównych parametrów na czas i ciśnienie regeneracji.

Drugą część analizy wpływów wykonano według założeń tożsamyh z zaprezentowanymi powyżej. Ze względu na badanie wpływu identycznych czynników na inne parametry procesu, w ujęciu bezwzględnyh znormalizowane wartości wpływu zaprezentowane na Rys. 6.11 przekładają się na odmienne wielkości zmian¹² niż te zaprezentowane dla czasu i ciśnienia regeneracji.

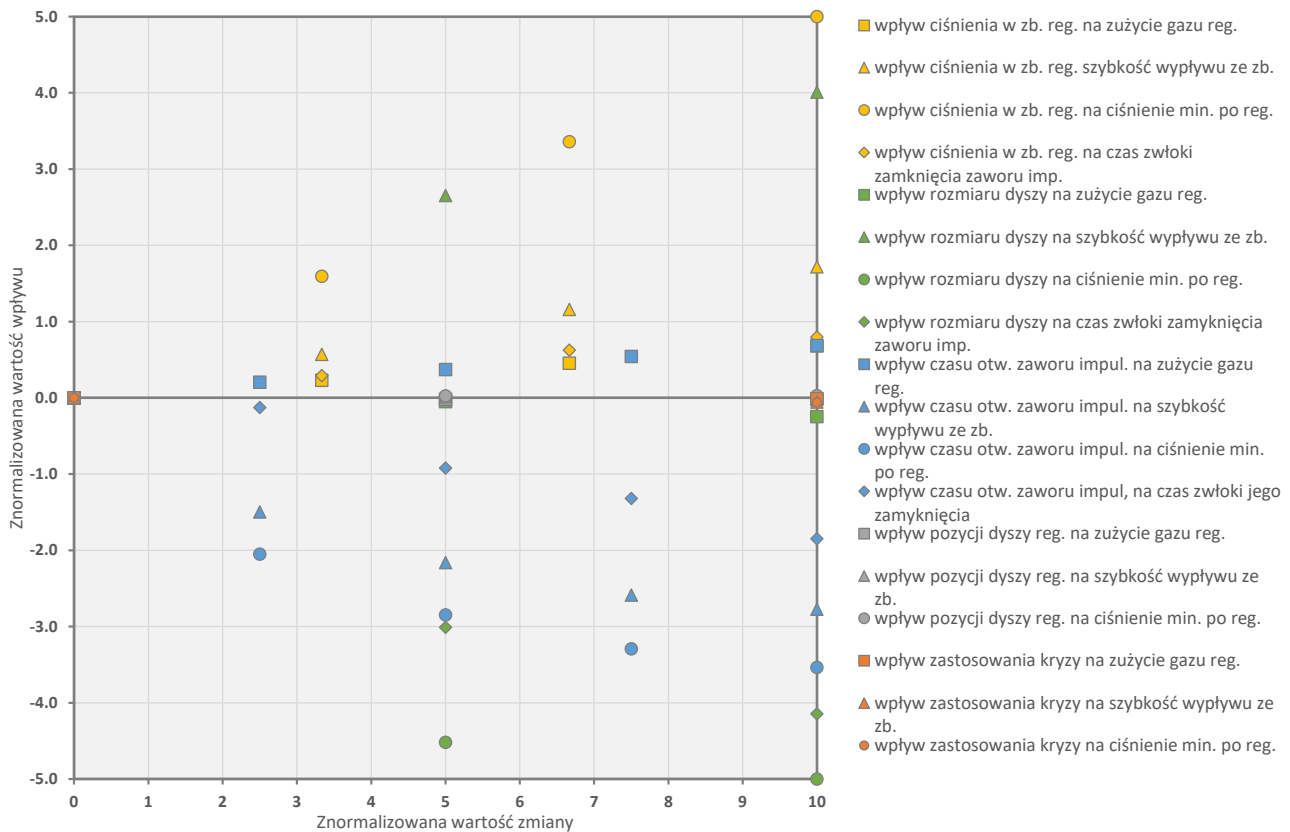
Tym samym w tej części analizy określono wpływ wymienionych powyżej czynników na zmianę następujących parametrów procesu: zużycie gazu regeneracyjnego, szybkość wypływu ze zbiornika, ciśnienie minimalne w zbiorniku buforowym po regeneracji oraz czas zwłoki zamknięcia zaworu impulsowego. Dla powyższych stwierdzono istnienie następujących zależności:

- wobec zużycia gazu regeneracyjnego (masa gazu zużyta w trakcie jednego cyklu, \square):
 - a) wzrost ciśnienia w zbiorniku buforowym oraz wzrost czasu otwarcia zaworu impulsowego powodują najsilniejszy wzrost zużycia gazu w trakcie regeneracji,
 - b) pozycja dyszy impulsowej i zastosowanie kryzy nie wykazały wpływu na ten parametr,
 - c) wzrost rozmiaru dyszy powoduje niewielki spadek zużycia gazu regeneracyjnego¹³.
- wobec szybkości wypływu ze zbiornika buforowego (średni strumień gazu w trakcie regeneracji, Δ):
 - a) wzrost rozmiaru dyszy przekłada się w sposób najistotniejszy na szybkość wypływu gazu ze zbiornika,
 - b) drugim pod względem siły oddziaływania w kierunku wzrostu tego parametru jest wzrost ciśnienia w zbiorniku buforowym,
 - c) pozycja dyszy impulsowej i zastosowanie kryzy nie wykazały wpływu na ten parametr,
 - d) czynnikiem wpływającym na spadek szybkości wypływu ze zbiornika buforowego jest czas otwarcia zaworu impulsowego¹⁴.
- wobec ciśnienia minimalnego w zbiorniku buforowym po regeneracji (\circ):
 - a) wzrost ciśnienia w zbiorniku buforowym jest jedynym czynnikiem przekładającym się na wzrost ciśnienia minimalnego w zbiorniku po regeneracji,
 - b) również w przypadku tego parametru pozycja dyszy impulsowej i zastosowanie kryzy nie wykazują wpływu,
 - c) rozmiar dyszy oraz czas otwarcia zaworu impulsowego wywierają najsilniejszy wpływ na spadek ciśnienia minimalnego.
- wobec czasu zwłoki zamknięcia zaworu impulsowego (\diamond):
 - a) wzrost ciśnienia w zbiorniku buforowym powoduje wzrost czasu zwłoki,
 - b) rozmiar dyszy oraz czas otwarcia zaworu wykazują dodatnią korelację ze spadkiem wartości tego parametru.

¹² dla Rys. 6.11 wartość +5 na osi rzędnych oznacza 4,9× wzrost, natomiast wartość -5 oznacza 9,3× spadek

¹³ obserwacja ta może wydawać się w pierwszym momencie nieprawidłowa jednak za jej słuszością przemawia fakt, że wraz ze wzrostem rozmiaru dyszy następuje szybsze opróżnianie zbiornika oraz skraca się czas zwłoki w zamykaniu zaworu impulsowego, a tym samym spada całkowite zużycie gazu

¹⁴ wpływ ze zbiornika jest najszybszy w początkowych chwilach po otwarciu zaworu, później na skutek spadku ciśnienia znacząco zwalnia



Rys. 6.11 Znormalizowany wykres wpływu i zależności pomiędzy głównymi parametrami zarządzającymi procesem regeneracji impulsowej – część 2 – wpływ głównych parametrów na wydatek gazu impulsowego.

6.2.1 Wnioski i dyskusja

- We wszystkich analizowanych kategoriach, wydłużanie czasu otwarcia zaworu nie wpływa na wielkość piku ciśnienia, lub czasu trwania ciśnienia >10 kPa w filtrze, ale wydłuża czas regeneracji. Optimum w zakresie tego parametru zależęć będzie od geometrii i objętości układu impulsowego oraz liczby wkładów regenerowanych wspólnie w ramach jednej sekcji. Bazując na danych literaturowych oraz wynikach przeprowadzonych prac wstępnych stwierdzono, że parametr ten powinien mieścić się w granicach 150-350 ms.
- Podstawowym parametrem regulacji siły, z jaką regenerowane są wkłady, jest ciśnienie gazu w zbiorniku buforowym. Poszukiwanie optimum w tym zakresie powinno ograniczyć się do najniższej wartości ciśnienia gazu, która w danych warunkach procesowych zapewnia możliwość stabilnej filtracji gazu przy akceptowalnym poziomie oporów przepływu.
- Drugim z analizowanych parametrów, który pozwala na zwiększenie wartości maksymalnej piku ciśnienia w trakcie regeneracji, jest zwiększanie rozmiaru dyszy impulsowej. Dysze o większych rozmiarach stanowią również jedną z niewielu opcji skrócenia czasu trwania regeneracji.
- W dolnej części wkładu filtracyjnego rejestruje się najwyższy pik ciśnienia. Jedynym z określonych w trakcie prac sposobów na ujednoczenie rozkładu ciśnienia wewnątrz wkładów i zwiększenia ciśnienia maksymalnego i średniego w jego górnej części jest zastosowanie kryz na wylocie z wkładów. Pozytywną cechą jest również zmniejszenie strumienia wykorzystanego w trakcie regeneracji gazu. Negatywną stanowi

niewątpliwie obniżanie wartości maksymalnej piku ciśnienia wewnątrz wkładu. Powodów dla powyższej obserwacji upatruje się w spadku strumienia wprowadzonego w trakcie regeneracji gazu impulsowego oraz gazu zasysanego z czystej strony filtra.

- Wykazano, że sposobami na skrócenie czasu regeneracji są metody, które zwiększają szybkość wypływu gazu impulsowego ze zbiornika, ograniczają czas otwarcia i zamknięcia zaworu impulsowego oraz zmniejszają ilość zasysanego w trakcie regeneracji gazu z czystej strony filtra. Oprócz sposobów opisanych powyżej, na skrócenie czasu regeneracji w niewielkim stopniu oddziałuje również obniżanie odległości ujścia dyszy od górnej powierzchni wkładu.

Finalnie przeprowadzone prace badawcze wskazują, że spośród analizowanych konstrukcji, optymalnym rozwiązaniem dyszy dla układu regeneracji powierzchni filtracyjnej dla filtrów świecowych powinien być wariant Ck – dysza o średnicy zewn. $\varnothing 26,9$ mm oraz kryza o średnicy otworu $\varnothing 30$ mm.

6.3 Wyznaczanie optymalnej wielkości zbiornika buforowego

W związku z powyższym wyborem typu dyszy impulsowej, w następnym kroku możliwe było przystąpienie do doboru niezbędnej objętości zbiornika buforowego. Do wyznaczenia optymalnej wielkości zbiornika zastosowano dwie niezależne metody. Pierwsza z analizowanych metod bazowała na zebranych danych eksperymentalnych oraz modelu wypływu ze zbiornika buforowego. Objętość zbiornika gazu impulsowego dla układu po modernizacji została dobrana tutaj tak, aby przy zastosowaniu dyszy C, charakteryzującej się nieco wyższym wypływem niż wybrany wariant Ck, móc zagwarantować, że przy zastosowaniu ciśnienia maksymalnego w zbiorniku buforowym 8 bar(g), czas wypływu ze zbiornika do wartości ciśnienia 20 kPa, nie będzie krótszy niż 500 ms. W podejściu tym poszukiwano odpowiedzi, jaka wymagana jest najmniejsza pojemność zbiornika, aby przy ekstremalnych nastawach czasu otwarcia zaworu impulsowego oraz ciśnienia w zbiorniku buforowym, nie dopuścić do sytuacji, w której w trakcie regeneracji zbiornik buforowy ulegałby całkowitemu opróżnieniu. Wyznaczono, że zastosowanie zbiornika o pojemności 10 dm³ przekłada się na czas wypływu do wskazanej powyżej wartości granicznej równy 565-601 ms (odpowiednio wg. modelu adiabatycznego i izotermicznego).

Druga z zaadaptowanych metod wyznaczania wielkości zbiornika buforowego bazowała na procedurze zaprezentowanej w literaturze w zakresie dobrej praktyki inżynierskiej projektowania układów impulsowej regeneracji filtrów [7]. Metoda ta bazuje na założeniu, że w trakcie regeneracji objętość zbiornika buforowego gazu musi zaspokoić zużycie gazu, jakie w trakcie pojedynczego cyklu jest wymagane do zastąpienia sumarycznej objętości czystej strony wszystkich wkładów regenerowanych jednocześnie w ramach jednej sekcji oraz kolektora gazu. Współczynnikiem bezpieczeństwa w tej metodzie jest dodatkowy parametr określany, jako krotność wymiany i standardowo przyjmujący wartości w zakresie 2-3. W analizowanym układzie na jedną sekcję filtra składa się pięć wkładów, których objętość wraz z objętością kolektora gazu wynosi 19 Ndm³. Należy w tym miejscu nadmienić, że przeliczenia zmian objętości gazu buforowego koniecznego do zastąpienia gazu procesowego we wkładach prowadzono dla temperatury 20°C. Za takim rozumowaniem przemawia

fakt, że przeliczenia wykonywane dla temperatur pracy filtra 450-650°C przekładają się na wyższą od obliczonej, rzeczywistą krotność wymiany, co stanowi dodatkowy margines bezpieczeństwa. W Tab. 6-5 zestawiono maksymalne osiągalne współczynniki krotności, dla różnych ciśnień pracy zbiornika buforowego o objętości 10 dm³, przy wykorzystaniu dyszy o najwyższym współczynniku wypływu oraz obliczone dla danego wariantu czasu wypływu ze zbiornika.

Tab. 6-5 *Maksymalna osiągalna wartość dla kryterium krotności wymiany słupa gazu wypełniającego wkłady filtracyjne w zestawieniu z czasem wypływu ze zbiornika.*

Ciśnienie w zbiorniku buforowym	bar(g)	2,00	4,00	6,00	8,00
Ciśnienie w zbiorniku buforowym po regeneracji	bar(g)	0,20			
Krotność słupa gazu wypełniającego wkłady filtracyjne	-	2,60	5,54	8,48	11,41
Czas wypływu ze zbiornika (model izotermiczny)	ms	375,41	488,42	554,53	601,43

Przeprowadzone obliczenia wykazały, że wielkość zbiornika gazu buforowego wskazana przy wykorzystaniu pierwszej z powyżej zaprezentowanych metod, nie tylko spełnia, ale jest również w stanie znacząco przekroczyć kryteria wskazywane w standardowej procedurze doboru zbiorników buforowych dla impulsowych układów regeneracji filtrów gazu gorącego.

6.4 Określenie temperaturowego okna pracy filtra

Górny limit temperaturowego okna pracy filtrów gazu gorącego

Od ponad 40 lat trwają poszukiwania metody precyzyjnego określania wpływu temperatury na zachowanie związków budujących frakcję mineralną surowców przekształcanych w procesach termochemicznych. Posiadanie wiedzy na temat warunków, w których przebiegają przemiany fazowe zanieczyszczeń, jest nieodzowne dla skutecznego odbioru ciepła, celem np. produkcji pary przegrzanej, czy w przypadku filtracji gazu gorącego określenia maksymalnej, czy krytycznej temperatury filtracji, powyżej której proces zaczyna przebiegać niestabilnie. Jak do tej pory wszystkie próby korelacji składu frakcji mineralnej przekształcanego surowca, jego analizy technicznej czy elementarnej nie przyniosły oczekiwanego rezultatu. Powodów trudności w znalezieniu wyżej wymienionych zależności należy upatrywać w zmienności warunków realizacji procesu oraz niehomogeniczności samych paliw. Jedynymi metodami, dla których udowodniono choćby ograniczoną skuteczność, są metody bazujące na analizie ex-situ zmian właściwości fizykochemicznych. W podejściu tym próbuje się wyciągać wnioski łączące naturę obserwowanych zmian np. z niestabilnością procesu filtracji gazu gorącego. Jednym z podstawowych przykładów procesów, które wywołują jednocześnie gwałtowny wzrost sił kohezyjnych, jak i skurcz materiału, jest topnienie czy spiekanie. Powyższemu towarzyszą również adekwatne zmiany w masie próbki czy przepływie ciepła, dzięki czemu ich przebieg próbuje się obserwować w warunkach

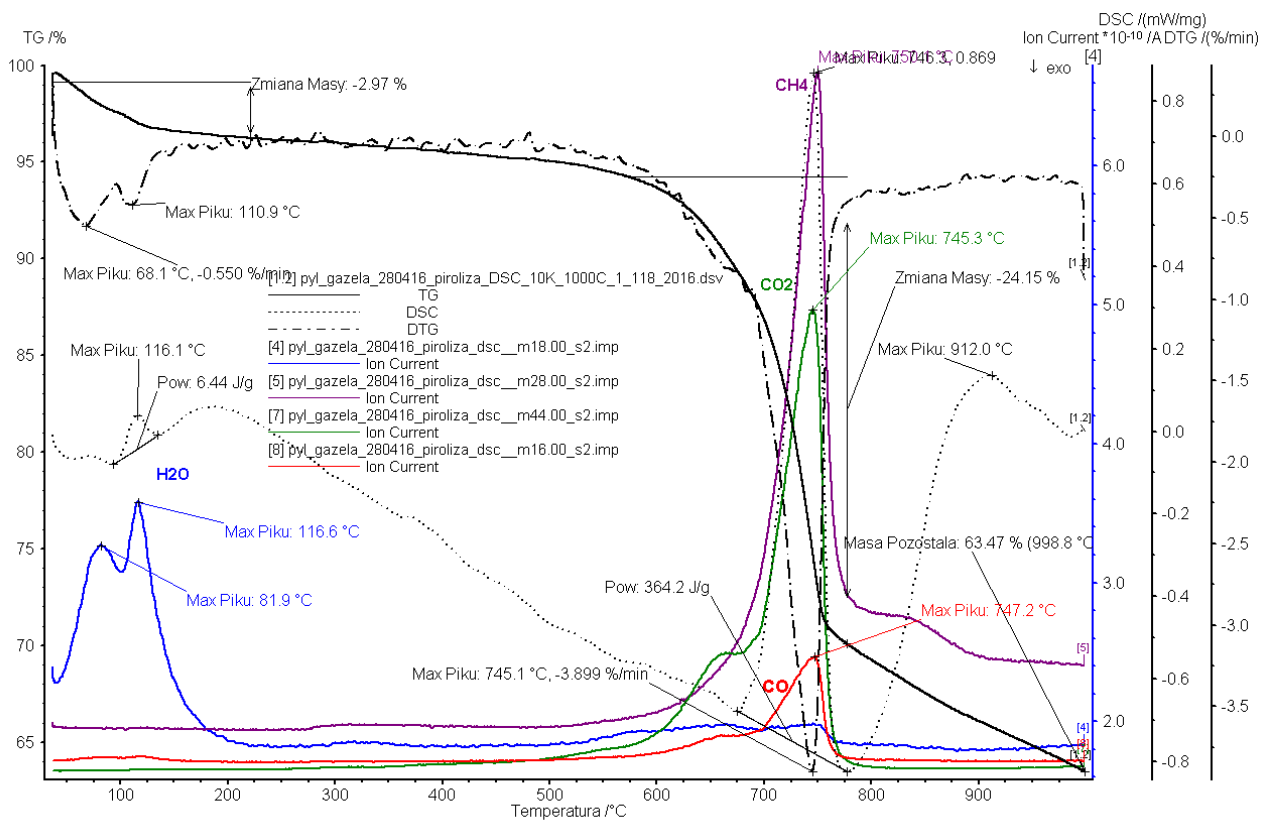
laboratoryjnych przy wykorzystaniu takich metod i urządzeń jak dylatometry (DIL – zmiany wymiarów), testery wytrzymałości mechanicznej, czy analizatory termogravimetryczne (TGA – zmiany masy) i kalorymetry (DSC – przepływy ciepła) [132]. Hipoteza stanowi zatem, że na bazie obserwacji obszarów temperatur, w których zachodzą wyraźne zmiany fizykochemiczne w badanym materiale, można przybliżyć, w jakich warunkach proces jego filtracji może przyjmować niestabilny przebieg. Niestety znaczącymi ograniczeniami tych metod są brak pełnej możliwości odwzorowania atmosfery procesu oraz stopień skomplikowania struktury filtrowanych cząstek. Pyły rzeczywiste w warunkach laboratoryjnych mogą ulegać przemianom, które nie mają miejsca w trakcie rzeczywistego procesu. Ponadto efekty obserwowanych przemian mogą się nakładać, uniemożliwiając wyznaczenie obszarów, w których materiał zachowuje się w sposób stabilny. Wspomniane powyżej spiekanie jest modelowym przykładem przemiany, której przebieg próbuje się obserwować w badanej próbce. Należy jednak mieć na uwadze, że w warunkach filtracji spiekanie pyłu jest procesem, który nieodwracalnie prowadzi do awarii filtra. Natomiast z drugiej strony zmiany o bardziej subtelnym przebiegu, mogące wpływać na wzrost spoistości placka filtracyjnego, mogą również nie zostać wychwycone. Przy wykorzystaniu powyższych metod wykazano np. że na stabilność filtracji mają wpływ również przemiany stricte chemiczne jak rozkład węgla wapnia (CaCO_3) [133]. W związku z powyższym opisane powyżej instrumenty traktowane są zwykle indykatywnie, a niezawodne potwierdzenie stanowią tylko próby przeprowadzone w warunkach rzeczywistych.

W ramach prezentowanych w niniejszej pracy badań zdecydowano się na wykorzystanie takich metod jak TGA/DSC oraz DIL celem przybliżenia maksymalnej temperatury filtracji pyłu generowanego w procesie zgazowania biomasy w reaktorze GazEla. Ponieważ pył ze zgazowania zawiera znaczny udział frakcji węglowej, tym samym różni się jego charakterystyka fizykochemiczna od właściwości większości pyłów lotnych badanych w literaturze. W związku z powyższym w trakcie badania termogravimetrycznego zdecydowano się również na wykorzystanie spektrometru masowego (QMS), celem śledzenia zmian składu podstawowego uwalnianego gazu. W badaniach posłużono się pyłem rzeczywistym odebrany z filtra po teście T_07.

Badania przeprowadzono za pomocą analizatora termogravimetrycznego Netzsch 409 PC Luxx® sprzężonego z kwadropolowym spektrometrem masowym QMS 403D Aëolos (Netzsch). Badania wykonano w atmosferze inertnej, w jednym kroku dynamicznym. Poniżej zestawiono warunki pomiaru TG/DSC/QMS:

- tygiel korundowy,
- odważka próbki – ok. 5 mg,
- szybkość ogrzewania $10 \text{ K} \cdot \text{min}^{-1}$,
- temperatura końcowa 1000°C ,
- przepływ gazów – azot $50 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$.

Analiza produktów lotnych była prowadzona w trybie bargraf do wartości m/z równej 100 daltonów (amu).



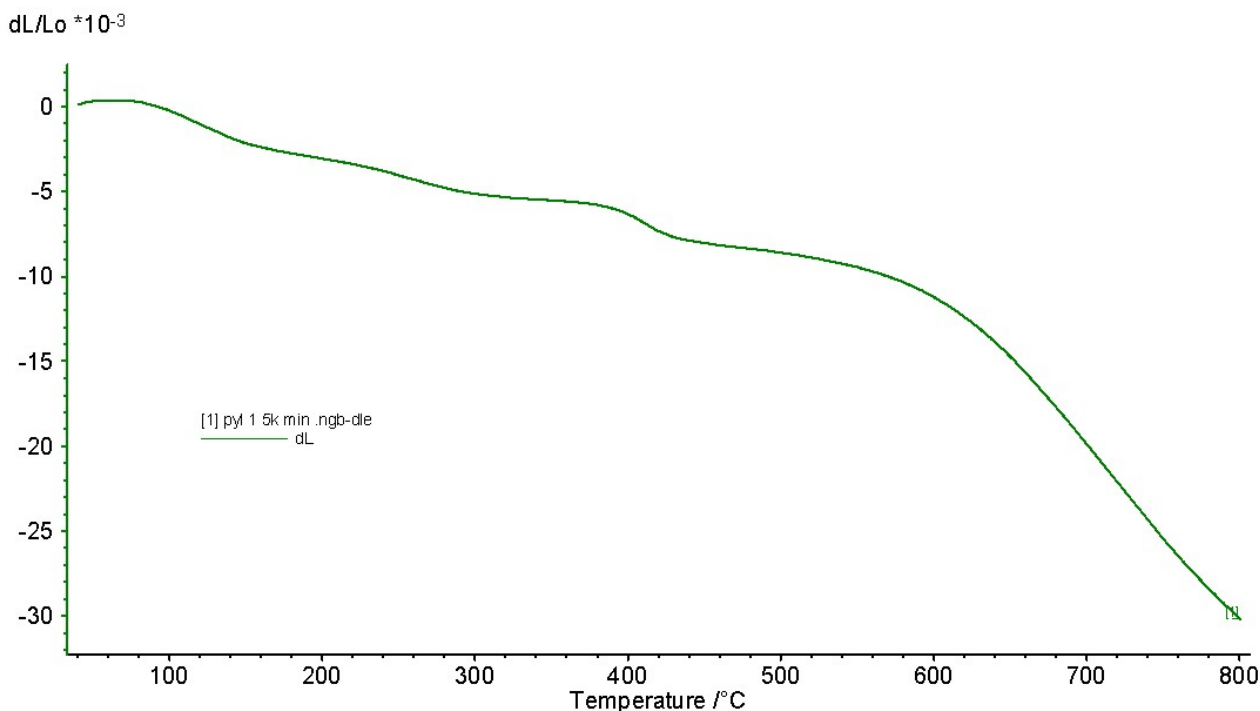
Rys. 6.12 Badanie TG/DSC/QMS pyłu odebranego z filtra po teście T₀₇.

Do temperatury 200°C zaobserwowano nieznaczną zmianę masy pyłu związaną z odparowaniem zaadsorbowanej wody (3% wilgoci całkowitej), następnie aż do temperatury 500°C próbka zachowywała się w sposób stabilny, tj. nie obserwowano żadnych zmian. Ze względu na prowadzenie badania w warunkach gazu inertnego dalsze podgrzewanie pyłu skutkowało przemianom typowym dla procesów pirolizy. Tym samym obserwowano wzrost intensywności ubytku masy próbki oraz wzrost uwalniania CO, CO₂, CH₄, H₂O. Maksymalny punkt pirolizy przypadł na 740-750°C, natomiast powyżej 780°C spadek masy pyłu przyjął charakter liniowy i wiązał się głównie z postępującą karbonizacją struktury węglowej i uwalnianiem CH₄.

Trzecie z przeprowadzonych badań miało na celu określenie zmian wymiarów odebranego z instalacji pyłu w warunkach wysokiej temperatury. Badania przeprowadzono za pomocą dylatometru Netzsch DIL 402C. Badania wykonano w atmosferze inertnej, w jednym kroku dynamicznym. Poniżej zestawiono warunki pomiaru DIL:

- wielkość próbki – ok. 2,92 mm,
- nacisk – 25 cN,
- szybkość ogrzewania 5 K·min⁻¹,
- temperatura końcowa 800°C,
- przepływ gazów – argon 100 cm³·min⁻¹.

Dla powyższych warunków przygotowania próbki zmiany wymiarów rzędu 1-2% są uznawane już za istotne dla procesu filtracji.



Rys. 6.13 Badanie dylatometryczne pyłu odebranego z filtra po teście T_07.

Do temperatury 600°C stwierdzono stabilny przebieg skurczu ze średnią szybkością $1,8 \cdot 10^{-5}$. Powyżej tego punktu stwierdzono $>4\times$ wzrost szybkości skurczu próbki do wartości $9,5 \cdot 10^{-5}$. W zestawieniu z przedstawioną powyżej analizą TG/DSC/QMS obserwacje te są spójne i odpowiadają obszarowi, w którym następowały najistotniejsze przemiany masy i przemiany cieplne próbki. Ponadto niewielką zmianę szybkości skurczu próbki stwierdzono również w temperaturach 380-400°C, jednak w tym obszarze analiza TG/DSC nie wykazała znaczących zmian.

Z literatury wiadomo, że w temperaturach $<500^\circ\text{C}$ obserwuje się m.in. odparowanie nieorganicznych związków niskowrzących np. K_2O . Dla czystych próbek minerałów lub wysoko dopalonych popiołów, w zakresie temperatur $>550^\circ\text{C}$ obserwuje się zazwyczaj sygnały DSC odpowiadające endotermicznym przemianom związanym głównie z mięknięciem składników alkalicznych. W analizie DIL zjawiska te obserwuje się jako wyraźny skurcz, natomiast TGA może wykazywać niewielki ubytek masy.

Dolny limit temperaturowego okna pracy urządzenia

Bazując na zebranych w trakcie testu T_07 danych dotyczących składu gazu procesowego, obliczono teoretyczny punkt kondensacji produkowanych w reaktorze GazEla zanieczyszczeń organicznych. W tym celu posłużono się modelem opracowanym przez TNO [134]. Z przeprowadzonych obliczeń wynika, że punkt kondensacji dla gazu surowego oraz dla gazu za filtrem ceramicznym wynoszą odpowiednio 195,7°C oraz 179,9°C. Wartości te należy traktować jako przybliżone i obarczone znacznym błędem zarówno metody, jak i pomiaru. Na bazie doświadczeń eksperymentalnych można jednak stwierdzić, że wszystkie części instalacji, których temperatura jest utrzymywana powyżej 300°C, nie wykazują śladów mogących świadczyć o kondensacji, czy późniejszym koksowaniu zanieczyszczeń organicznych.

Na podstawie powyższych analiz określono optymalne okno pracy filtra gazu gorącego zintegrowanego z reaktorem zgazowania GazEla na 400-500°C, z wartościami krytycznego minimum oraz maksimum przypadającymi odpowiednio na 300°C oraz 600°C.

6.5 Wspomaganie procesu filtracji poprzez wykorzystanie dodatków mineralnych

W trakcie rozwoju technologii filtracji gazów niskotemperaturowych przy wykorzystaniu filtrów workowych zauważono, że poprzez wytworzenie wstępnej warstwy placka filtracyjnego na powierzchni materiału worka, przed jego pierwszym użyciem w warunkach procesowych, można znacząco wydłużyć jego żywotność oraz zmniejszyć ryzyko awarii instalacji. W tym celu realizuje się tzw. procedurę kondycjonowania filtra, w trakcie której powierzchnia wkładów pokrywana jest pyłem o kontrolowanych parametrach i znanej charakterystyce filtracji. Wraz z rozwojem technologii filtracji gazów gorących, powyższa metoda znalazła swoje zastosowanie również dla tych urządzeń.

O dodatkowej korzyści z realizacji „wspomaganego” procesu filtracji przekonuje możliwość wykorzystania jako dodatku materiału oddziaływującego w danych warunkach w sposób aktywny, np. jako sorbent lub katalizator. Połączenie filtrów przegrodowych (głównie workowych) z rozpyłowymi suchymi lub półsuchymi reaktorami adsorpcyjnego oczyszczania spalin stanowi obecnie standardową metodę kontroli emisji z instalacji termicznego przekształcania odpadów. Dla gazów procesowych wprowadzanie do gazu adsorbentów może zatem stanowić również metodę rozszerzenia funkcjonalności filtra.

W związku z powyższym, do testów wspomaganie filtracji gazu procesowego wytypowano cztery powszechnie dostępne i występujące naturalnie minerały o różnej charakterystyce fizykochemicznej. Pierwszymi dwoma były kruszywa z rodziny wapieni tj. kreda pastewna, której głównym składnikiem jest kalcyt (CaCO_3) oraz dolomit, jako przedstawiciel węglanów magnezowo-wapniowych. Dwa pozostałe materiały pochodziły z rodziny glinokrzemianów o odmiennej strukturze trzeciorzędowej oraz różnej zawartości metali towarzyszących – kaolin oraz haloizyt.

Kreda jest surowcem bardzo szeroko dostępnym na rynku. Materiał ten posiada ok. 94% m/m czystego kalcytu – CaCO_3 . Związki wapnia są wykorzystywane w procesach adsorpcyjnego oczyszczania gazów z substancji o charakterze kwaśnym, ale znane są również ich zdolności do katalizowania reakcji rozkładu zanieczyszczeń smolistych. Dolomit występuje w przyrodzie jako osadowa skała węglanowa (również jest to nazwa minerału) będąca mieszaniną węglanów wapnia i magnezu – $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$. Ostatnie dwa z analizowanych w pracy sorbentów są ze sobą blisko spokrewnione, gdyż wywodzą się z podobnych (ilastych) skał osadowych. W naturze te glinokrzemiany przyjmują postać zbliżoną do $\text{Al}_4[\text{Si}_4\text{O}_{10}](\text{OH})_8 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$. Różnią się budową trzeciorzędową oraz zawartością zanieczyszczeń. Na ten przykład wykorzystany w pracy haloizyt przyjmuje strukturę nanorurek oraz jest bogatym źródłem żelaza, natomiast kaolin charakteryzuje się bardzo niską zawartością

pierwiastków innych niż Al i Si oraz przyjmuje głównie płaskie struktury przestrzenne. Zarówno związki Al, Si jak i Fe posiadają właściwości, które predysponują je do wykorzystania w oczyszczaniu gazów procesowych. W odniesieniu do procesu filtracji, pożądanymi cechami badanych dodatków ma być jednak ich stabilność temperaturowa oraz zdolność do wchodzenia w reakcje z pierwiastkami budującymi sole o niskich temperaturach topnienia.

Skład chemiczny dodatków

W celu określenia składu chemicznego opisanych powyżej dodatków oraz potwierdzenia ich czystości posłużono się metodą spektroskopii fluorescencyjnej z dyspersją długości fali – spektrometr ARL OPTIM'X firmy Thermo Fisher Scientific z lampą rentgenowską Rh o mocy 200 W oraz ze szczeliną Be 75 µm. Próbki do badania zostały przygotowane poprzez prażenie w temperaturze 815°C, a następnie sprasowane do postaci tabletki z 20% dodatkiem wosku. W Tab. 6-6 uzyskane wyniki składu chemicznego dodatków zostały zestawione z analizą elementarną placka wyprodukowanego w filtrze w trakcie testu T_05.

Tab. 6-6 Porównanie składu chemicznego dodatków do filtracji z plackiem filtracyjnym z karbonizatu.

		Kreda	Dolomit	Haloizyt	Kaolin	Karbonizat
Ca	% m/m	36,21	19,41	0,49	0,13	0,97
Si	% m/m	1,30	1,30	16,68	30,65	0,42
Al	% m/m	0,45	0,85	13,64	14,70	0,09
Fe	% m/m	0,34	1,04	14,95	0,82	0,08
Mg	% m/m	0,21	10,73	0,35	0,08	0,16
K	% m/m	b.d.	b.d.	b.d.	b.d.	1,78
P	% m/m	b.d.	b.d.	b.d.	b.d.	0,32
Na	% m/m	b.d.	b.d.	b.d.	b.d.	0,40
C	% m/m	b.d.	b.d.	b.d.	b.d.	86,29
H	% m/m	b.d.	b.d.	b.d.	b.d.	2,00
N	% m/m	b.d.	b.d.	b.d.	b.d.	0,50
Cl	% m/m	b.d.	b.d.	b.d.	b.d.	1,37
S	% m/m	b.d.	b.d.	b.d.	b.d.	0,22
Pozostałe wraz z O	% m/m	61,33	53,52	53,27	66,16	5,40

* wszystkie oznaczenia podane w stanie suchym

Analiza dystrybucji wielkości cząstek

Jedną z podstawowych cech dodatków do procesu filtracji jest znana, stabilna i możliwie kontrolowana dystrybucja wielkości cząstek. Dodatki pozyskiwano z rynku w ich najdrobniejszej dostępnej handlowo frakcji, niemniej dolomit, halozyt oraz kaolin wymagały dodatkowego zmielenia przed możliwością zastosowania w instalacji pilotowej.

Badania rozkładu wielkości cząstek przeprowadzono przy wykorzystaniu dyfraktometru laserowego Malvern Mastersizer Hydro 2000G (A). Analizator pozwala na oznaczanie rozkładu wielkości cząstek o rozmiarach w zakresie 0,01-2 000 μm . Oznaczana za pomocą dyfrakcji laserowej wielkość cząstek wyznaczana jest, jako średnica kuli o objętości równej cząstce, która była odpowiedzialna za rozproszenie wiązki lasera pod danym kątem. Uzyskane wyniki informują zatem, poniżej jakiej wielkości cząstki, zawiera się 10%, 50% lub 90% objętości cząstek zawartych w próbce – odpowiednio $d(0,1)$, $d(0,5)$, $d(0,9)$. Wyniki przeprowadzonych oznaczeń zaprezentowano w Tab. 6-7.

Z doświadczeń zaciągniętych z kondycjonowania filtrów workowych oraz biorąc pod uwagę charakterystykę filtracji wkładów świecowych, należy stwierdzić, że wielkość cząstek dodatków do filtracji powinna charakteryzować się stosunkowo szeroką dystrybucją, a optymalna średnia wielkość cząstki, powinna mieścić się w zakresie 5-10 μm . Spośród badanych dodatków jedynie kreda charakteryzowała się parametrami zbliżonymi do wskazanego kryterium, natomiast pozostałe materiały pomimo dodatkowego mielenia cechowały się większym niż optymalny udziałem cząstek o wielkości $>10 \mu\text{m}$. W przypadku dolomitu spodziewano się, że jego najcięższa frakcja może ulegać samoistnej separacji ze strumienia gazu i bezpośrednio opadać na dno zbiornika.

Tab. 6-7 Rozkład wielkości ziaren dodatków do procesu filtracji.

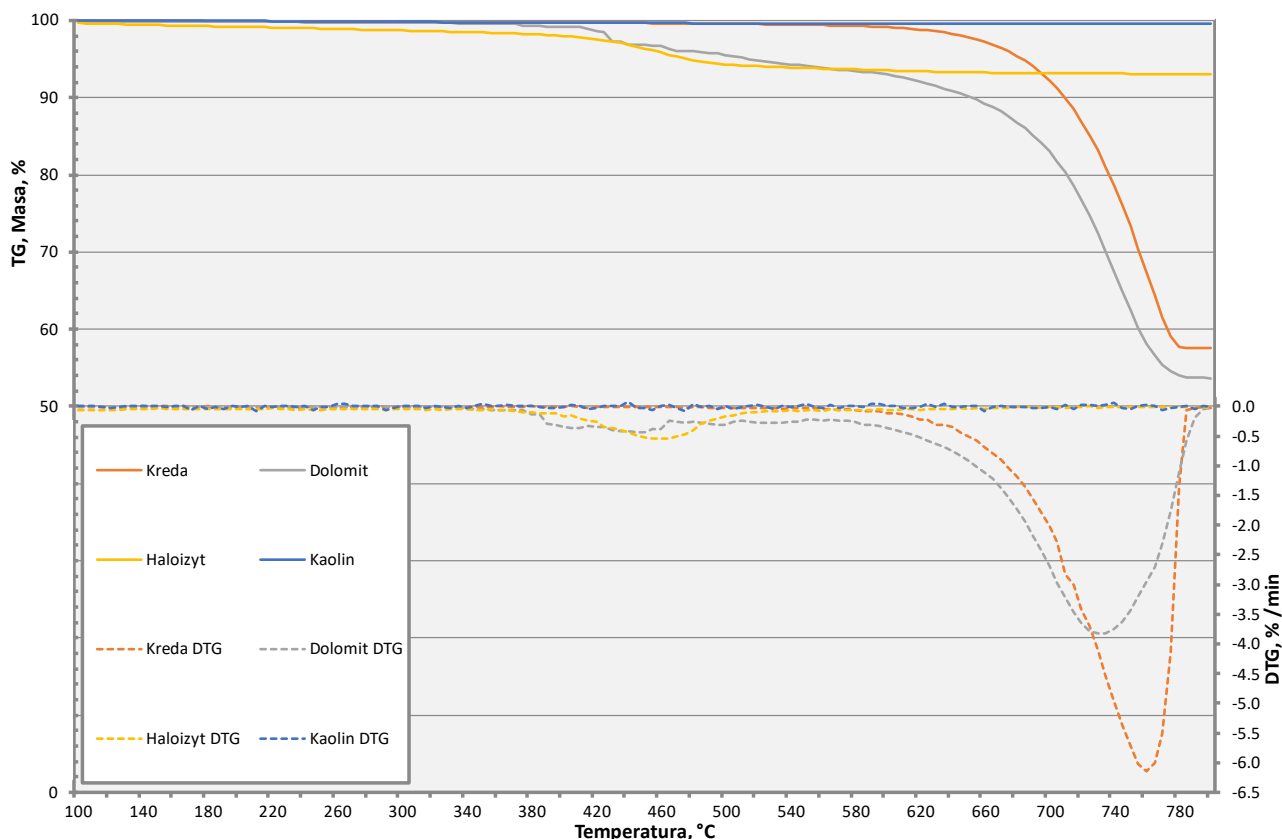
		Kreda	Dolomit	Halozyt	Kaolin
d(0,1)	μm	2,93	4,74	2,52	3,51
d(0,5)	μm	11,31	56,69	31,71	25,11
d(0,9)	μm	42,16	377,49	156,48	98,45

Analiza termogravimetryczna

Aby stwierdzić, w jaki sposób wytypowane dodatki do procesu filtracji mogą zachowywać się w wysokich temperaturach, a w szczególności, w jakim zakresie temperatur wykazują się stabilnością, zdecydowano się poddać je badaniom termogravimetrycznym. Dodatkowo analizę przeprowadzono w dwóch atmosferach, tj. gazu inertnego (azot) oraz syntetycznego gazu procesowego (mieszanka gazów z butli), celem wykazania, w jakim stopniu atmosfera procesu może wywierać wpływ na stabilność dodatków. Dla obu atmosfer na wagi próbek wynosiły $10,0 \pm 0,1 \text{ mg}$; przepływ gazu nośnego wynosił 25 ml/min, a cały program ogrzewania przeprowadzono w jednym kroku od temperatury 40°C do 800°C z szybkością ogrzewania 10 K/min. Badanie wykonano w tyglu korundowym (Al_2O_3). Pomiar był korygowany za pomocą pomiarów korekcyjnych (pomiar bez próbki) wykonanych z trzykrotnym powtórzeniem.

Badania dodatków do filtracji w atmosferze inertej

Wyniki analizy TG/DTG dla wszystkich dodatków w atmosferze inertej przedstawiono na Rys. 6.14.



Rys. 6.14 Wykres zbiorczy TG/DTG badanych dodatków do procesu filtracji w funkcji temperatury – atmosfera inerta.

Wykonane analizy wskazują, że najtrwalszym termicznie był kalcynat kaolinu. W trakcie badania wykazał on stratę masy na poziomie $<1\%$. Świadczy to o kompletności przeprowadzonego procesu kalcynacji oraz potencjalnie stabilnym przebiegu procesu filtracji.

W trakcie ogrzewania kreda nie ulegała przemianom, aż do temperatury ok. 600°C , gdzie rozpoczął się jej rozkład do CaO. Maksimum szybkości rozkładu kredy zmierzono dla 760°C . Ta informacja wraz z analizą masy stałej po reakcji świadczy o wysokiej czystości próbki (blisko 99% zawartości CaCO_3). Standardowo rozkład kalcytu do CaO obserwowany jest zazwyczaj w temperaturach $750\text{--}950^{\circ}\text{C}$ [135].

W pobliżu temperatury 360°C zarejestrowano pierwsze ubytki masy dolomitu. Następnie do temperatury 560°C obserwowano szereg postępujących z różną szybkością zmian masy próbki. Takie zmiany obserwowane są dla szczelnych mikrosfer wypełnionych gazami, które pod wpływem zmian temperatury pękają, uwalniając uwięzione gazy. Proces ten jest dynamiczny i powoduje znaczne wahania w odczytach termowagi. Początek rozkładu czystego MgCO_3 obserwuje się zazwyczaj ok. 450°C , jednak dla dolomitu rozkład $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ do MgO i CaCO_3 obserwowany jest zazwyczaj przy temperaturze ok. 590°C [136]. Powyżej 600°C , podobnie jak dla kredy obserwowano postępujący rozkład kalcytu.

Główne przemiany, jakim podlegał haloizyt, zarejestrowano w 400-540°C z maksimum w okolicy 460°C. Naturalnie występujący haloizyt podczas ogrzewania do ok. 400°C ulega dehydratacji, w wyniku czego uwalniana jest woda uwięziona pomiędzy jego warstwami. Ze względu na swoją strukturę kaolinit nie wykazuje takiej charakterystyki. Dalsze ogrzewanie obu z testowanych w pracy glinokrzemianów powoduje zachodzenie reakcji dehydroksylacji (450°C-750°C) [137]. Zaobserwowane na TG przemiany haloizytu świadczą o jego niepełnej kalcynacji lub wystawieniu na działanie warunków atmosferycznych i rekombinację z występującą w powietrzu parą wodną.

Badania dodatków do filtracji w atmosferze symulowanego gazu procesowego

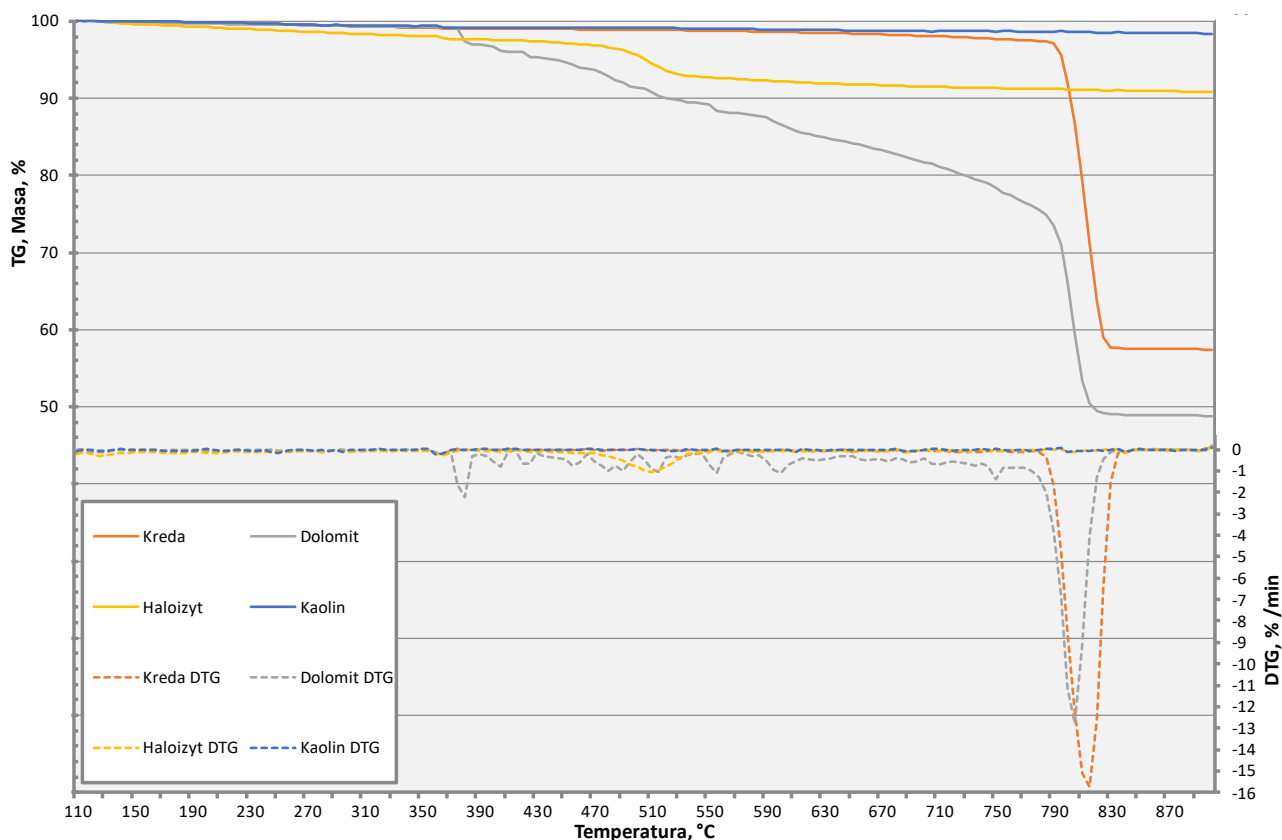
Jako medium w badaniach wykorzystano syntetyczny gaz procesowy, którego skład określono na podstawie średnich pomiarów składu gazu z powietrzno-parowego zgazowania biomasy w reaktorze GazEla. W badaniach TG wykorzystano mieszankę gazu suchego (66 ml/min), do którego następnie tuż przed mieszalnikiem termowagi dozowano obliczony strumień pary wodnej (9 ml/min) oraz dodatkowy strumień azotu (25 ml/min) celem utrzymania odpowiednich warunków pracy urządzenia. Tym samym w trakcie badania sorbent przemywany był gazem o składzie, który przedstawia Tab. 6-8.

Tab. 6-8 Skład syntetycznego gazu procesowego wykorzystanego w trakcie badań TG.

		Gaz suchy	Gaz mokry	Gaz mokry w TG
CO	% v/v	20,00	17,60	13,20
CO ₂		10,00	8,80	6,60
H ₂		7,00	6,16	4,62
CH ₄		3,00	2,64	1,98
H ₂ O		0,00	12,00	9,00
N ₂		60,00	52,80	64,60

Poniżej przedstawiono Rys. 6.15, który obrazuje zestawienie krzywych TG i DTG dla badanych dodatków poddanych ogrzewaniu w atmosferze syntetycznego gazu procesowego.

Na zestawieniu można zaobserwować dwie cechy wspólne dla wszystkich badanych próbek, tj. krzywe DTG mają mniej gładki przebieg oraz obserwowane zmiany zachodzą w innych temperaturach. Generalnie wzrosła również szybkość rozkładu badanych próbek, przez co zmniejszyło się okno temperaturowe, w którym testowane materiały wykazują reaktywność. Analizując zarejestrowane masy końcowe, rezultat przemian nie różni się jednak między testowanymi atmosferami. Dla dolomitu początek rozkładu w atmosferze syntetycznego gazu procesowego oznaczono już w temperaturze 360°C (420°C dla inerty), natomiast rozkład jego kalcytu nastąpił w temperaturze o 100°C wyższej (760°C w atmosferze gazu procesowego oraz 660°C dla inerty). Również masa końcowa dolomitu była o 4% niższa. W odniesieniu do haloizytu można zaobserwować tu głównie wyższą temperaturę początku rozkładu (490°C w atmosferze gazu procesowego oraz 400°C dla inerty).



Rys. 6.15 Wykres zbiorczy TG/DTG badanych dodatków do procesu filtracji w funkcji temperatury – atmosfera syntetycznego gazu procesowego.

6.6 Podsumowanie i wnioski

Zaprezentowane w niniejszym rozdziale wyniki analiz i badań eksperymentalnych stanowią opis podstawowych celów badawczych, których osiągnięcie warunkowało możliwość rozpoczęcia realizacji prac związanych z eksperymentalną weryfikacją skuteczności opracowanego filtra gorącego gazu procesowego.

Zaprojektowane i wybudowane stanowisko laboratoryjne przeznaczone do badania procesu impulsowej regeneracji filtrów świecowych pozwoliło na analizę szerokiego spektrum rozwiązań oraz wskazanie koncepcji układu charakteryzującego się największą elastycznością i potencjalną skutecznością usuwania placka filtracyjnego z powierzchni wkładów pracujących w warunkach gazu gorącego. **Przeprowadzona analiza głównych zmiennych i parametrów procesowych układu uzasadnia, dlaczego do realizacji zaprezentowanych w dalszej części rozprawy eksperymentów weryfikacyjnych wykorzystano koncepcję układu regeneracji opisywaną powyżej jako wariant Ck – dysza o średnicy zewn. $\varnothing 26,9$ mm oraz kryza o średnicy otworu $\varnothing 30$ mm.** W opracowanej koncepcji nie zdecydowano się na wykorzystanie zwężek Venturiego, ponieważ istniejące opisy literaturowe nie są spójne w zakresie skuteczności ich pracy w warunkach gazu gorącego, a charakterystyka pracy zaproponowanych tutaj kryz powinna wykazywać zależność jedynie od objętości i ciśnienia wprowadzanego do wkładu impulsu gazu. Ze względu na wstępny i weryfikacyjny charakter badań, jakim poddany zostanie filtr, zdecydowano o implementacji

w układzie sterowania filtra jedynie reguły warunkującej naprzemienne uruchamianie regeneracji poszczególnych stref po przekroczeniu zadanego spadku ciśnienia na wkładach.

Efektom tych prac stało się również powzięcie działań zmierzających do opracowania niezawodnej i wszechstronnej metody wyznaczania optymalnej wielkości zbiornika buforowego. Zaproponowane rozwiązanie bazujące na metodzie obliczania czasu wypływu gazu ze zbiornika i jest korzystniejsze od opisywanej w literaturze metodzie standardowej, ponieważ pozwala uwarunkować pojemność naczynia nie od sumarycznej objętości regenerowanej sekcji filtra, ale zakładanych parametrów pracy układu impulsowego jak czas otwarcia zaworu i ciśnienie utrzymywane w naczyniu. Efektom przeprowadzonych prac określono optymalną wielkość naczynia buforowego dla zmodyfikowanej konstrukcji filtra na 10 dm³.

Pozostałe z przedstawionych w tym rozdziale analiz nie dotyczyły stricte badań niezbędnych do opracowania skuteczniejszej konstrukcji filtra, jednak stanowią one bez wątpienia jeden z najistotniejszych elementów warunkujących dojrzałość i kompletność opracowanej metody filtracji gorącego gazu procesowego. Przy wykorzystaniu standardowych analiz laboratoryjnych wskazano na zakres temperatur 400-500°C, w których proces filtracji powinien przebiegać w sposób stabilny. Określono również wartości graniczne, których przekroczenie z dużą dozą prawdopodobieństwa prowadzić będzie do destabilizacji pracy urządzenia (graniczne minimum i maksimum odpowiednio 300°C oraz 600°C).

Przy wykorzystaniu analogicznego podejścia analitycznego scharakteryzowano wstępnie charakterystykę chemiczną, termiczną i reologiczną czterech dodatków mineralnych (kreda, dolomit, kaolin, haloizyt), których możliwość wykorzystania jako środków ograniczających spoistość produkowanego placka filtracyjnego zostanie poddana weryfikacji w warunkach rzeczywistych. Z przeprowadzonych badań wynika, że w zakresie temperatur <400°C wszystkie z zaproponowanych dodatków powinny zachowywać swoją strukturę i nie ulegać rozkładowi. Natomiast powyżej tej granicy, stabilnego zachowania spodziewać się można głównie ze strony kredy, dolomitu oraz kaolinu. Dodatkowo jako górną granicę stosowania dodatków określono poziom 600°C, a powodem jest tu przebieg reakcji rozkładu węglanów.

Rozdział 7 Analiza pracy zmodyfikowanej konstrukcji filtra gorącego gazu procesowego

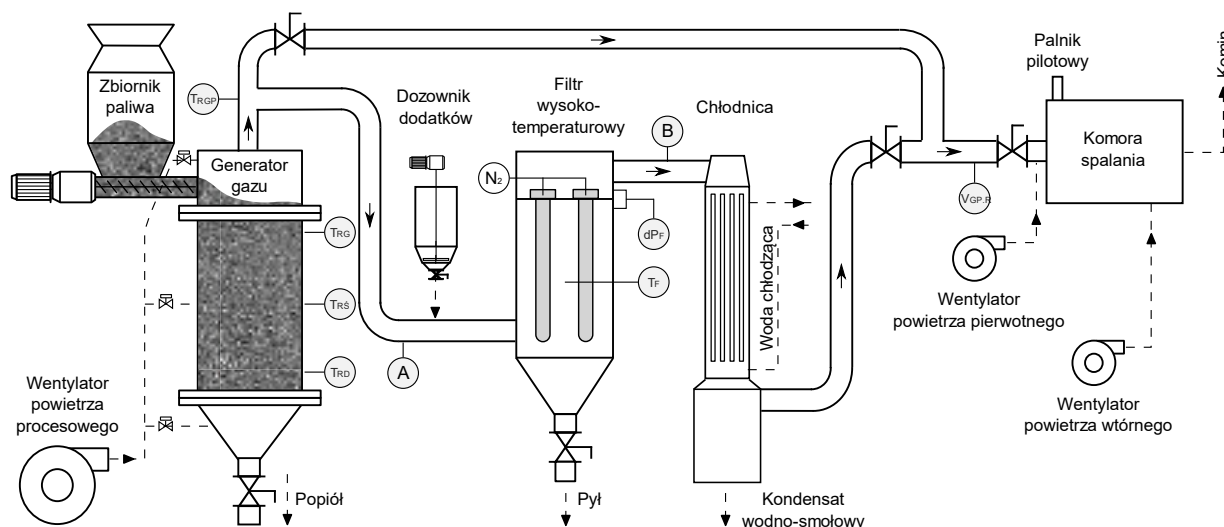
Zaprezentowana w powyższych rozdziałach koncepcja projektowa zmodyfikowanej konstrukcji filtra gazu gorącego została zbudowana i zintegrowana z istniejącą infrastrukturą badawczą ITPE. Kolejnym krokiem do opracowania dojrzałej technicznie i procesowo metody filtracji gorących gazów uzyskiwanych na drodze zgazowania paliw stałych było przeprowadzenie badań eksperymentalnych. W tym celu w pierwszej kolejności przystąpiono do wykonania badania procesu filtracji gazu uzyskiwanego przy wykorzystaniu analogicznego układu surowca i reaktora, jaki został wykorzystany w trakcie testów wstępnych (Rozdział 3, str. 85).

7.1 Badania procesu filtracji gazu gorącego

Przeprowadzone prace optymalizacyjne w zakresie rozwiązań konstrukcyjnych i procesowych filtracji gazu gorącego znalazły zwieńczenie w postaci budowy zmodyfikowanego urządzenia oraz jego integracji z istniejącym układem oczyszczania gazu procesowego. Opracowane rozwiązania zostały poddane serii testów badawczych, których celem było określenie wpływu, jaki zastosowane modyfikacje w obrębie filtra oraz dodatki mineralne wywierają na stabilność procesu.

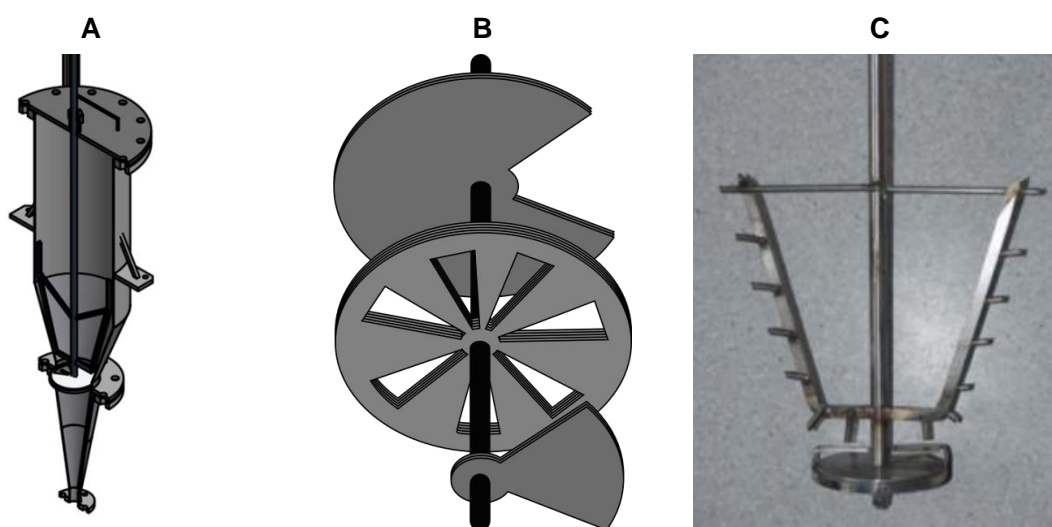
7.1.1 Opis instalacji

Schemat ideowy pilotowej instalacji zgazowania z reaktorem GazEla, wyposażonej w zmodyfikowany filtr gazu gorącego, przedstawiono na Rys. 7.1. Filtr został wyposażony w zestaw 10 wkładów ceramicznych typu F_C_01, których regenerację impulsową wykonywano przy zastosowaniu dyszy typu Ck. Pomiędzy testami wkłady te nie były z urządzenia wyjmowane, czy poddawane czyszczeniu mechanicznemu.



Rys. 7.1 Schemat pilotażowej instalacji zgazowania z reaktorem GazEla i zmodyfikowanym filtrem gazu gorącego.

Oprócz zmodyfikowanego filtra jednym z nowych elementów układu jest zaznaczony na schemacie dozownik odpowiedzialny za wprowadzanie do filtrowanego gazu procesowego dodatków mineralnych. Zadaniem dozownika było ciągle, stabilne i kontrolowane wprowadzanie do gazu porcji dodatków w ilości ok. 15-150 g/h, co przekłada się na zapYLE- nie gazu na poziomie 0,5-5 g/Nm³ ¹⁵. Trudność dozowania dodatków wynika w głównej mie- rze z ich uziarnienia, które z jednej strony nadaje im skłonność do zawisania czy fluidyzacji, ale z drugiej również tendencje do zbrylania się i ubijania w twarde warstwy. Ponadto wobec samego zbiornika dodatków wymagana była możliwość pracy przy zmiennym ciśnieniu w układzie, szczelność przy nadciśnieniu 20-30 kPa oraz możliwość pracy w atmosferze gazu procesowego. Powyższe wymagania spowodowały konieczność zaprojektowania i wyko- nania we własnym zakresie prototypu dozownika, a następnie jego integracji z instalacją zgazowania, przeprowadzenie niezbędnych testów rozruchowych oraz optymalizacji. Prace te były prowadzone równolegle do realizowanych testów filtracji gazu gorącego, jednak to w trakcie tych drugich, poprawność obranych koncepcji była finalnie weryfikowana. Z tego też powodu, w trakcie niektórych z zaprezentowanych poniżej testów niemożliwym było uzy- skanie zakładanego pierwotnie strumienia dozowanego do instalacji dodatku. Pomimo braku intencjonalności opisanych działań, tym sposobem została przeprowadzona również próba, w trakcie której filtr pracował przy obciążeniu pyłem ok. 5× wyższym od wartości nominalnej. Na Rys. 7.2 przedstawiono schemat głównych elementów dozownika dodatków po zakończonych pracach optymalizacyjnych.

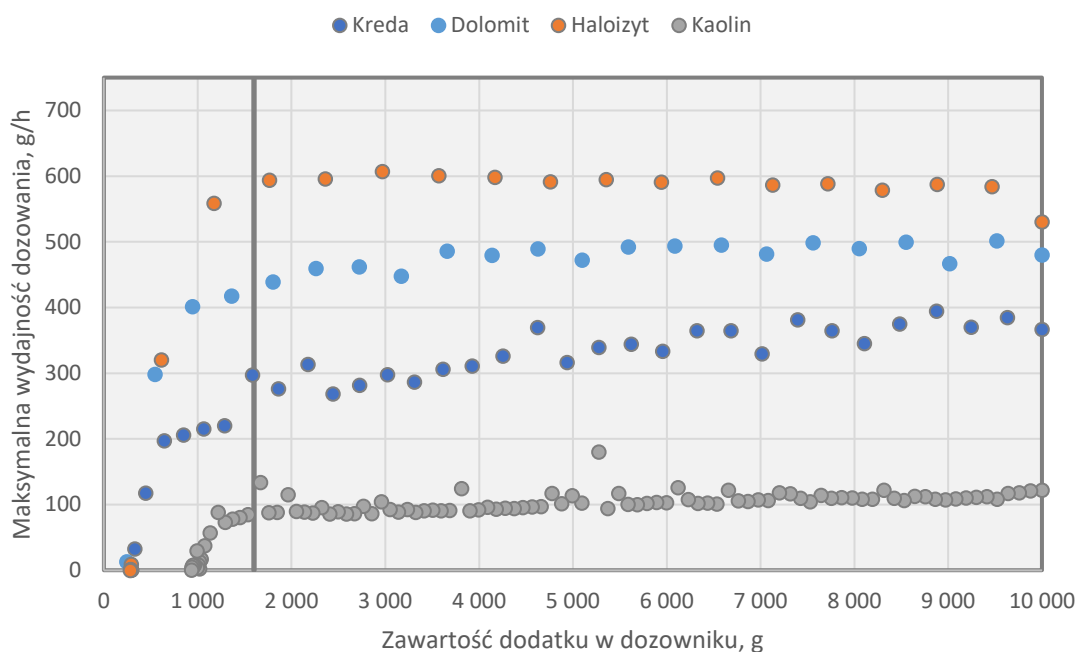


Rys. 7.2 Wizualizacja opracowanego podajnika dodatków do filtra; A) rzut izometryczny przekroju – projekt 3D CAD, B) złożenie elementów dozujących, C) zmontowany układ mieszadła i dozownika.

Opracowany dozownik dodatków składa się ze zbiornika sorbentu, układu tarcz dozujących, leja zsykowego i układu napędowego. Część odpowiedzialną za dozowanie w urządzeniu przedstawiono na złożeniu (B) powyższego rysunku. Na dozownik składa się stacjo- narna tarcza środkowa o odpowiednio skalibrowanej objętości i ilości cel oraz układ –

napędzanych ruchem obrotowym wału mieszadła – dwóch tarcz dozujących, które dzięki przesunięciu w fazie odpowiedzialne są za napełnianie cel oraz ich samoistne opróżnianie pod wpływem grawitacji. Mieszadło (C) zostało wyprofilowane w taki sposób, aby umożliwić wzruszenie złoża oraz zapobiegać jego zawisaniu, czy zbrylaniu się. W tym celu dodatkowo pomaga również kombinacja stacjonarnych i ruchomych elementów zgarniających i dyspergujących aglomeraty. Zbiornik sorbentu jest zamknięty od góry pokrywą wyposażoną dodatkowo w otwór zasypowy/rewizyjny, a wał napędu wyprowadzony jest przez dławnicę uszczelniającą. Napęd dozownika stanowi silnik o mocy 0,12 kW i prędkości obrotowej 1 300 obr/min, sprzęgnięty z wałem mieszadła za pośrednictwem dwóch przekładni o łącznym przełożeniu $i = 750$. Motoreduktor zasilany jest poprzez przetwornicę napięcia, co pozwala na dalsze obniżenie poziomu minimalnej wydajności dozowania. Dodatkowo funkcjonalność tę rozszerza zaimplementowany w układzie nadzorującym pracą dozownika algorytm sterowania typu praca/pauza.

Ze względu na charakterystykę dozowanych dodatków (proszków) oraz metodę pracy dozownika, urządzenie to posiada liniową charakterystykę dozowania jedynie w ograniczonym zakresie zawartości pyłu w zbiorniku. Dlatego też po zakończonej fazie prac optymalizacyjnych dozownika, dla każdego z dodatków przeprowadzono testy kalibracyjne. Wyniki tych prac przedstawiają Rys. 7.3 oraz Tab. 7-1. Dla zakresu $>1\ 600$ g materiału w zbiorniku, dozowanie wszystkich testowanych dodatków charakteryzowało się odchyłką od zmierzonej wartości średniej $<\pm 20\%$.



Rys. 7.3 Wykres kalibracji dozownika dodatków do filtra.

Tab. 7-1 Zestawienie danych kalibracyjnych dla testowanych dodatków podczas pracy dozownika w zakresie >1 600 g.

	jednostka	kreda	dołomit	haloizyt	kaolin
Strumień średni	g/h	336,53	479,81	592,68	104,26
Odchylenie standardowe		36,92	18,23	7,35	14,14
Maksimum		394,50	501,70	607,40	180,30
Minimum		268,80	439,27	578,80	85,92

Proces zgazowania przeprowadzono przy wykorzystaniu tych samych surowców, metod kontroli pracy reaktora oraz metod analitycznych, jak opisane dla testów wstępnych (Rozdział 3, str. 85).

7.2 Określenie wpływu badanych rozwiązań i dodatków na stabilność przebiegu filtracji gorącego gazu procesowego

W zamieszczonej poniżej Tab. 7-2 zestawiono wyniki przeprowadzonych testów filtracji gazu gorącego dla zmodyfikowanego filtra, natomiast w Tab. 7-3 przedstawiono wyniki analizy chromatograficznej składu podstawowego uzyskanego gazu. W celu zmniejszenia możliwości występowania zależności skrośnych pomiędzy badanymi dodatkami do filtracji testy zostały wykonane w taki sposób, że w trakcie jednego eksperymentu zgazowania/filtracji wykorzystywany był tylko jeden typ dodatku. W ramach prac serwisowych instalacji wykonywanych przed oraz po zakończeniu każdego z badań filtr był poddawany inspekcji w celu określenia jego szczelności – zdejmowano górną pokrywę rewizyjną, aby ocenić obecność ciał stałych po czystej stronie urządzenia – oraz przeprowadzano serię impulsowej regeneracji wkładów – w warunkach na zimno przy otwartym wylocie ze zbiornika pyłu. W momencie, gdy z powierzchni wkładów nie odbierano już więcej placka, sprawdzano drożność rury opadowej, zbiornika na pył oraz samego korpusu filtra. Następnie wkłady filtra poddawane były wypalaniu oraz kondycjonowaniu przy wykorzystaniu kolejnego z testowanych dodatków. Wypalanie filtrów jest powszechnie stosowaną praktyką przywracania zdolności filtracyjnych wkładom, które uległy zablokowaniu cząstkami o wysokiej zawartości części palnych. W układach zgazowania proces ten realizuje się po uprzednim odstawieniu filtra. Obie ze wskazanych czynności realizowano zgodnie z następującymi procedurami:

Wypalanie

- Filtr oraz przewody zasilające wygrzewano w atmosferze inertej do temperatury 400°C.
- Do urządzenia wprowadzano strumień powietrza o wielkości ok. 30% nominalnego obciążenia filtra. Skutkiem tego był wzrost temperatury wewnątrz oraz za filtrem.
- Obserwowano tempo przyrostu temperatury wewnątrz urządzenia. Zarówno w przypadku przyrostu >1°C/s, jak i osiągnięcia wskazania >550°C po stronie brudnej lub czystej filtra, strumień powietrza był zastępowany azotem.

- Powyższe działania przeprowadzano do momentu, gdy temperatura filtra podczas przepływu powietrza nie wzrastała. Po osiągnięciu takiego stanu stopniowo zwiększano przepływ powietrza przez urządzenie, aż do osiągnięcia 100% jego nominalnego obciążenia. W regularnych odstępach czasu do filtra wprowadzano również impulsy gazu regeneracyjnego.

Kondycjonowanie

- Po zakończonej procedurze wypalania wkładów przystępowano do ich kondycjonowania. W tym celu obciążenie filtra gazem zmniejszono do ok. 50% wartości nominalnej oraz ustalono strumień wprowadzanego przez dozownik dodatku na poziomie ok. 100-200 g/h. W trakcie kondycjonowania filtrów nie wywoływano w sposób manualny ich regeneracji. Kondycjonowanie wkładów uznawano za zakończone w momencie, gdy do filtra podano ok. 1 000 g dodatku.
- Po zakończonym kondycjonowaniu wkładów przy wykorzystaniu haloizytu ok. 5% m/m dodatku odebrano ze zbiornika pyłu, natomiast w przypadku dolomitu ilość materiału, który samoistnie opadał do zbiornika, wynosiła 25% m/m, co należy łączyć z rozkładem wielkości cząstek pyłów zaprezentowaną w Tab. 6-7.

Tab. 7-2 Zestawienie danych procesowych dla testów filtracji gazu gorącego – reaktor GazEla, zmodyfikowana konstrukcja filtra.

	T_11	T_12	T_13	T_14
Typ wkładu filtracyjnego	F_C_01	F_C_01	F_C_01	F_C_01
Stan wkładu	PU	Po T_11	Po T_12	Po T_13
Typ dyszy reg,	C _k	C _k	C _k	C _k
Ciśnienie w układzie regeneracji – P _{PS} [bar(g)]	6	6	6	6-8
Czas pulsu – t _P [s]	0,250	0,250	0,250	0,200-0,300
Rodzaj dodatku do filtracji	Kreda	Halozyt	Kaolin	Dolomit
Strumień dodatku do filtracji [g/h]	736	254	266	89
Udział dodatku w placku filtracyjnym – [% m/m]	71	80	78	53
Temperatura reaktor – góra, T _{RG} [°C]	425,79 (80,05)	383,24 (34,15)	358,5 (33,89)	309,72 (24,47)
Temperatura reaktor – środek, T _{RS} [°C]	555,69 (59,49)	628,46 (28,51)	578,07 (43,91)	508,78 (51,58)
Temperatura reaktor – dół, T _{RD} [°C]	938,83 (37,22)	929,95 (61,37)	951,92 (51,24)	966,06 (24,89)
Temperatura reaktor – gaz proc, T _{RGP} [°C]	548,33 (35,70)	544,54 (10,25)	520,07 (8,34)	499,8 (13,72)
Temperatura wewnątrz filtra – T _F [°C]	428,92 (17,33)	423,95 (8,94)	422,76 (8,06)	418,11 (9,93)
Strumień gazu procesowego – $\dot{V}_{GP,R}$ [m ³ /h]	99,99 (13,9)	85,02 (14,93)	89,95 (2,93)	88,9 (9,02)
Prędkość filtracji – v _F [cm/s]	1,47 (0,20)	1,25 (0,22)	1,33 (0,04)	1,31 (0,13)
Spadek ciśnienia na filtrze – dP _F [kPa]	0,70 (0,22)	0,74 (0,19)	0,84 (0,16)	1,26 (0,45)

Dane zestawione w tabeli wartości stanowią wartości średnie z okresu trwania próby. Format prezentacji wyników: wartość średnia (odchylenie standardowe próbki). PU – pierwsze użycie; C_k – dysza o średnicy zewn. $\varnothing 26,9$ mm oraz kryza o średnicy otworu $\varnothing 30$ mm.

Uwagi ogólne do testów filtracji gazu z reaktora GazEla przy wykorzystaniu zmodyfikowanej konstrukcji filtra gazu gorącego:

- Warunkiem automatycznej aktywacji układu impulsowej regeneracji filtra było przekroczenie w sposób nieprzerwany przez okres jednej minuty, spadku ciśnienia na wkładach wynoszącego 1 kPa.
- W trakcie każdego z testów realizowano min. jeden komplet oznaczeń analitycznych składu gazu procesowego oraz jego zanieczyszczeń za reaktorem (pkt. A na Rys. 8.1) oraz za układem oczyszczania (pkt. B).
- Zapylenie gazu na wejściu do filtra wyznaczano na podstawie pomiaru wagi odebranego spod filtra placka oraz zmierzonego przepływu gazu procesowego.
- Udział dodatku i karbonizatu w zapyleniu gazu były określane na bazie odpowiednio ubytku masy dodatku w zbiorniku dozownika (mierzonej po teście) oraz bilansu pierwiastka C w odebranym placku (pobranym ze zbiornik pyłu filtra).

Tab. 7-3 Parametry gazu procesowego w trakcie realizacji testów zmodyfikowanej konstrukcji filtra – reaktor GazEla; analiza GC.

	Oznaczenie	Symbol	Jednostka	T_11	T_12	T_13	T_14
1	Wodór	H ₂	% v/v	9,37	7,90	6,73	6,39
2	Tlen	O ₂		0,10	0,48	0,79	0,32
3	Azot	N ₂		55,93	54,90	55,70	55,72
4	Tlenek węgla	CO		16,00	18,23	18,27	20,14
5	Metan	CH ₄		2,41	2,80	2,58	2,48
6	Ditlenek węgla	CO ₂		12,83	11,09	10,86	9,64
7	Eten	C ₂ H ₄		0,55	0,45	0,38	0,43
8	Etan	C ₂ H ₆		0,11	0,19	0,20	0,18
9	Propan	C ₃ H ₈		0,01	0,02	0,02	0,02
10	Propen	C ₃ H ₆		0,10	0,16	0,15	0,12
11	n-Butan	C ₄ H ₁₀		0,04	0,01	0,03	0,00
12	n-Pentan	C ₅ H ₁₂		0,00	0,00	0,00	0,00
13	Ciepło spalania	HHV	MJ/m ³	4,900	5,230	4,990	5,125
14	Wartość opałowa	LHV		4,567	4,903	4,700	4,846
15	Gęstość	ρ	kg/m ³	1,222	1,225	1,239	1,233

T_11

Jak zostało wskazane powyżej, pierwszy z testów odpylania gorącego gazu procesowego przy wykorzystaniu zmodyfikowanej koncepcji filtra przeprowadzono przy zastosowaniu kredy jako dodatku stabilizującego.

W momencie rozpoczęcia badania przebiegu procesu filtracji temperatura wprowadzonego do urządzenia gazu procesowego wynosiła 460°C, a temperatura wewnątrz brudnej strony filtra sięgała 400°C¹⁶ i była równa nastawionemu punktowi pracy układu regulacyjnego odpowiedzialnego za wygrzewanie i kompensację strat ciepła filtra. Początkowy spadek ciśnienia na wkładach poddanych wstępnemu kondycjonowaniu wyniósł 0,23 kPa. W pierwszej fazie zbierania placka filtracyjnego, przy stałym strumieniu filtrowanego gazu procesowego, tempo przyrastania oporów wynosiło 0,38 kPa/h. Po około godzinie stwierdzono spadek tempa przyrostu oporów oraz stopniową stabilizację pracy urządzenia, przy niezmienniej średniej wielkości oporów 0,88 kPa. Charakterystycznym było tu jednak, że opory na filtrze w nieregularny sposób wzrastały i spadały przy amplitudzie ok. ±0,18 kPa. Do tej pory nie spotkano się w literaturze z opisem podobnego zjawiska w odniesieniu do układu filtracji gorącego gazu procesowego. Opisany przebieg filtracji przypominał doświadczenia znane z filtracji gorących spalin, w których filtry ceramiczne częściej wykazują właściwości „samoczyszczące”. Rozumie się przez to, że spoistość produkowanego placka filtracyjnego zbudowanego z pyłów lotnych charakterystycznych dla układów spalania (nisko uwęglonych) ma wyższe prawdopodobieństwo bycia dostatecznie niską, aby plack po

¹⁶ Analogiczna nastawa wykorzystywana była również podczas testów T_12, T_13 i T_14.

osiągnięciu odpowiedniej grubości, pod wpływem siły ciężenia, ulegał samoistnemu pękaniu i odpadał od powierzchni filtracyjnej wkładów. W trakcie sześciogodzinnego testu filtracji spadek ciśnienia na urządzeniu nie urósł do zadanej wartości aktywacji układu regeneracji, przez co filtr nie został poddany oczyszczaniu ani za przyczyną zadziałania układu automatycznego, ani też na skutek komendy wydanej przez operatora. Test ten był najdłuższym zrealizowanym do tej pory testem filtracji gazu procesowego, w trakcie którego nie napotkano oznak utraty stabilności czy wzrostu oporu bazowego filtra, a opór filtra nie przekroczył wartości 1 kPa. Teoretycznie za powyższe obserwacje mógł być odpowiedzialny również brak szczelności urządzenia, jednak taką ewentualność wyeliminowano jeszcze w trakcie próby, poprzez wykonanie poborów gazu procesowego (równocześnie w pkt. A i B przedstawionych na Rys. 7.1).

Ze względu na brak możliwości potwierdzenia rzeczywistego wydatku kredy w trakcie trwania próby, bilans masowy układu wykonano po zakończeniu testu. Efektem tych prac była informacja będąca jednocześnie prawdopodobną przyczyną zaobserwowanej charakterystyki „samooczyszczania” się filtra. W trakcie testu średni strumień kredy podawanej do gazu przez dozownik wynosił 739 g/h, co wraz ze strumieniem karbonizatu porywanego z reaktora przekładało się na zapylenie gazu na poziomie 30,7 g/Nm³, z czego tylko ok. 8,9 g/Nm³ stanowił karbonizat (<30% m/m). Tym samym zapylenie filtrowanego gazu przekraczało >10× wartość nominalną, dla jakiej projektowano filtr, jednak usuwane z gazu ciała stałe stanowiły w ponad 70% frakcję mineralną.

Analizując charakterystykę kredy, jako dodatku do filtracji, materiał ten posiada tendencje do zacierania, tj. swoistego „sklejania” cząstek na skutek ruchu obrotowego dozownika. Zebrane dane eksperymentalne wskazują, że węglan wapnia w warunkach filtracji gorącego gazu procesowego ze zgazowania biomasy realizowanego w reaktorze ze złożem stałym typu GazEla, wykazuje właściwości zmniejszające spoistość produkowanego placka filtracyjnego.

T_12

Przed przystąpieniem do realizacji testu drugiego przeprowadzono standardową procedurę przygotowania filtrów poprzedzoną modyfikacjami układu tarcz dozownika. Celem wprowadzonych zmian było ograniczenie strumienia pyłu, jaki mógłby samoistnie i w sposób niekontrolowany wypływać z urządzenia. W trakcie prac wstępnych, w tym podczas napyłania wkładów, strumień dozowanego dodatku nie odbiegał od wartości zadanej o więcej niż 10%. Podczas testu drugiego, jako dodatek do filtra zastosowano kalcynowany haloizyt.

W momencie rozpoczęcia badania przebiegu procesu filtracji temperatura wprowadzonego do urządzenia gazu procesowego wynosiła 520°C. Początkowy opór filtra wyniósł 0,39 kPa. W trakcie 4,5-godzinnego testu obserwowano bardzo stabilną i kontrolowaną pracę filtra oraz dwa automatyczne zadziałania układu regeneracji. W okresie przed pierwszą regeneracją szybkość przyrastania oporów na filtrze wynosiła 0,23 kPa/h. Natomiast w okresach po pierwszej oraz po drugiej regeneracji parametr ten przyjął odpowiednio 0,70 kPa/h i 0,43 kPa/h. Obserwowane w trakcie próby stabilny przyrost oporów, ich

spadek na skutek regeneracji, jak i podobne tempo przyrostów placka filtracyjnego pomiędzy regeneracjami oraz podobny poziom spadku ciśnienia na urządzeniu zaraz po regeneracji, stanowią cechy charakterystyczne dla poprawnie działających urządzeń filtracyjnych. Powyższa charakterystyka w sposób znaczący odróżnia jednak przebieg T_12 od opisanego powyżej T_11. W trakcie tego testu nie obserwowano fluktuacji ciśnienia na skutek samoistnego odpadania placka filtracyjnego z powierzchni wkładów, a zatem zastosowany dodatek z jednej strony przyczynił się do stabilizacji procesu filtracji, jednak z drugiej wypadkowa udziału haloizytu w filtrowanym pyłe oraz jego charakterystyki fizykochemicznej nie wpłynęła na zmniejszenie spoistości produkowanego placka filtracyjnego w sposób równie istotny, jak miało to miejsce w trakcie T_11. Powyższe nie musi jednak stanowić wady, ponieważ urządzenie w dalszym ciągu pracowało stabilnie, przy podobnym obciążeniu gazem, a produkowany placek filtracyjny zawierał mniejsze ilości dodatku, co znowuż przekłada się na niższy strumień odpadów stałych produkowanych w filtrze oraz mniejszy problem ich finalnego zagospodarowania.

W trakcie testu średni strumień haloizytu wprowadzanego do gazu wynosił 254 g/h, co wraz ze strumieniem karbonizatu porywanego z reaktora przekładało się na zapylenie gazu na poziomie 8,5 g/Nm³. Przeprowadzone bilanse masowe i pierwiastkowe wskazały, że mimo znacznego ograniczenia strumienia dodatku wprowadzanego do filtra, udział karbonizatu w mieszaninie wynosił zaledwie ok. 20% m/m (1,7 g/Nm³).

Haloizyt jako materiał wykazywał się również znacząco mniejszą skłonnością do agregacji na skutek pracy dozownika oraz wyższą sypkością. Obserwacja placka filtracyjnego odebranego spod filtra świadczyła o równej dyspersji haloizytu, tj. nie zaobserwowano, jak to miało miejsce w przypadku kredy, wyraźny wtrąceń dodatku.

T_13

Trzeci z zaplanowanych testów filtracji przy wykorzystaniu zmodyfikowanej koncepcji filtra miał zarazem stanowić bezpośrednie porównanie dla T_12 pod względem wpływu wykorzystania podobnego chemicznie, lecz różnego pod względem konformacji materiału dodatku, tj. kalcynowanego kaolinu.

W momencie rozpoczęcia badania przebiegu procesu filtracji temperatura wprowadzonego do urządzenia gazu procesowego wynosiła 480°C. Początkowy opór filtra wyniósł 0,42 kPa. W trakcie pierwszych pięciu godzin próby obserwowano stabilną i kontrolowaną pracę filtra. W tym czasie miały miejsce trzy cykle regeneracyjne. Następnie przez godzinę obserwowano utrzymywanie się oporów na zbliżonym poziomie, bez tendencji wzrostowej, przy stałym przepływie gazu oraz bez fluktuacji charakterystycznych dla T_11. W trakcie inspekcji układu po teście, nie stwierdzono nieszczelności w obrębie wkładów filtracyjnych.

Przed pierwszą regeneracją szybkość przyrastania oporów na filtrze wynosiła 0,39 kPa/h. Natomiast w czasie po pierwszej oraz po drugiej regeneracji parametr ten przyjmował wartość odpowiednio 0,46 kPa/h i 0,48 kPa/h. Po każdej z regeneracji opór na filtrach spadał do wartości 0,64 kPa.

Wyjaśnienia odmiennego przebiegu filtracji w ostatnim ze wskazanych powyżej okresów upatruje się w kombinacji kilku czynników. Do najistotniejszych należy zaliczyć fakt, że okres ten rozpoczyna się przy oporze filtra równym 1,2 kPa oraz że w tym czasie, w odstępie 15 minut, nastąpiła dwukrotna regeneracja wkładów. Taka sytuacja miała miejsce, ponieważ w tym momencie realizowano pobór gazu procesowego celem oznaczenia zanieczyszczeń w gazie, w trakcie którego próbowano określić teorię pochodzenia dużych gabarytowo ciał stałych obserwowanych w pobieranych zestawach analitycznych oraz wpływu oczyszczania filtrów. Regeneracja filtrów przy oporze 1,2 kPa przyniosła spadek oporów do poziomu 0,81 kPa, jednak już po 15 minutach, przy 1 kPa spadku ciśnienia, układ automatycznie wywołał kolejną regenerację, po której opór na filtrze wyniósł 0,7 kPa i rozpoczął się opisany powyżej czas, w którym nie obserwowano przyrostu oporów filtracji (gładki, o niewielkiej zmienności przebieg wykresu oporów na filtrze).

Powyższe może być związane m.in. ze zmniejszeniem zawartości zanieczyszczeń organicznych w gazie albo wprowadzeniem do reaktora paliwa o niższej wilgotności (spadek lepkości gazu). Najprawdopodobniejszym wyjaśnieniem powyższej obserwacji jest jednak teoria mówiąca o tym, że wraz ze wzrostem oporów na filtrze produkowany jest placek o wyższej spoistości, którego usunięcie z powierzchni wkładów jest trudniejsze. W analizowanej sytuacji prawdopodobne jest, że placek po regeneracji przy 1,2 kPa uległ, w większej części jedynie odsunięciu od powierzchni wkładu, nie opadając do zbiornika karbonizatu. Potwierdza to znacząco szybsze niż uprzednio tempo przyrostu oporów (0,2 kPa w trakcie 15 minut). Kolejne uruchomienie regeneracji prawdopodobnie skutkowało dalszym skruszeniem struktury placka, jednak znowu bez wyraźnego usunięcia z powierzchni wkładów. Czas ten nie może być jednoznacznie określony jako niestabilny, ponieważ nie obserwowano tutaj wyraźnego wzrostu linii oporu bazowego na filtrze po regeneracji. Ze względu na stosunkowo krótki czas realizacji próby nie sposób jednoznacznie stwierdzić czy powodem powyższego zachowania była charakterystyka wykorzystywanego dodatku, czy był to efekt zmiany punktu pracy filtra.

W trakcie testu średni strumień kaolinu wprowadzanego do gazu wynosił 266 g/h, co wraz ze strumieniem karbonizatu porywanego z reaktora przekładało się na zapylenie gazu na poziomie 10,8 g/Nm³, przy 22% m/m udziale karbonizatu (2,3 g/Nm³).

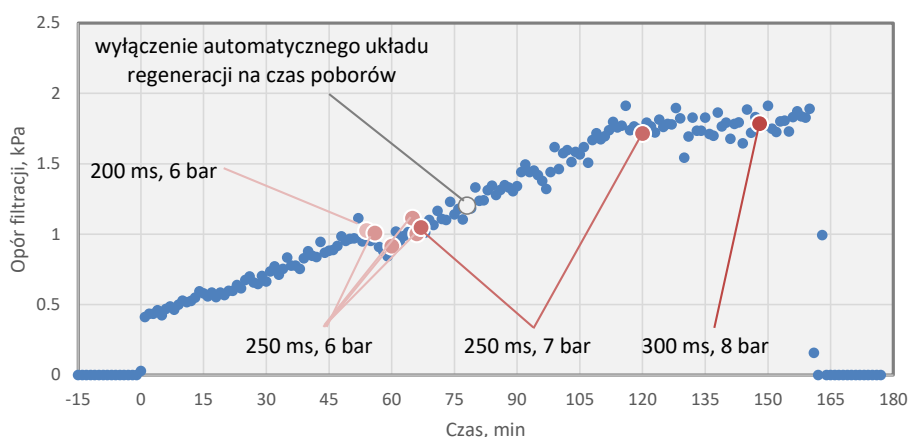
Na uwagę zasługuje jednak to, że dla kredy i haloizytu, struktura produkowanego placka była wystarczająco lekko związana, aby placek ulegał samoistnemu odrywaniu, lub też, aby siła z jaką pracował układ regeneracji, była wystarczająca do przewyciężenia jego spoistości. Powyższe obserwacje poddają w wątpliwość, czy wykorzystanie kaolinu w kontekście wspomaganie przebiegu procesu filtracji gazu procesowego wykazuje równie korzystne właściwości, jak opisane powyżej kreda i haloizyt. Analizując właściwości reologiczne kaolinu, należy stwierdzić, że materiał ten nie odróżniał się w zauważalny sposób od haloizytu.

T_14

Test T_14 zrealizowano z wykorzystaniem dolomitu, którego kalcynację i mielenie wykonano we własnym zakresie, jednak jak zostało opisane powyżej, materiał ten w dalszym ciągu posiadał wysoki udział frakcji $>100\ \mu\text{m}$, dla której już w trakcie przygotowania instalacji do testu stwierdzono samoistną separację z gazu i opadanie do odbieralnika filtra.

W momencie rozpoczęcia badania przebiegu procesu filtracji temperatura wprowadzonego do urządzenia gazu procesowego wynosiła 480°C . Opór filtracji zaraz po wprowadzeniu gazu procesowego wyniósł $0,44\ \text{kPa}$. Co więcej, w początkowym okresie prawie 3-godzinnej próby obserwowano stały i wyjątkowo równy przyrost oporów filtra z szybkością $0,65\ \text{kPa/h}$. Zarówno początkowy opór filtra, jak i szybkość jego przyrostu były jednymi z najwyższych obserwowanych w trakcie tej kampanii badań. W trakcie poprzednich prób pierwsza regeneracja powodowała zauważalny spadek oporów od wartości nastawy $1\ \text{kPa}$ do ok. $0,6\text{-}0,65\ \text{kPa}$. W trakcie T_14 nie odnotowano żadnej formy odpowiedzi układu na wprowadzony impuls gazu regeneracyjnego. Taka sytuacja spowodowała, że w trakcie kolejnych 15 minut od pierwszego przekroczenia zadanego punktu pracy filtra, wykonano kolejnych sześć prób regeneracji przy zwiększającym sukcesywnie czasie otwarcia zaworu impulsowego. Żadna z podjętych prób nie spowodowała spadku oporów filtracji. Wpływ podawanych impulsów azotu obserwowano jednak na innych wskazaniach, tym przepływomierzu gazu, przetwornikach ciśnienia oraz fonicznie czy poprzez drgania, w jakie impulsy gazu regeneracyjnego wprawiają instalację.

Na poniższym Rys. 7.4 przedstawiono przebieg prób regeneracji wkładów wraz z opisem zmian w nastawach układu regeneracyjnego.



Rys. 7.4 Przebieg zmian oporów na filtrze w trakcie T_14 z zaznaczonymi próbami regeneracji wkładów oraz zmianami nastaw układu impulsowej regeneracji.

Z powodu nieskuteczności poczynionych starań podjęto decyzję o przerwaniu regeneracji aż do czasu, gdy opór na wkładach osiągnie $2\ \text{kPa}$. W tym czasie przeprowadzono również pobór gazu celem oznaczenia jego zanieczyszczeń. Nie znaleziono jak dotąd również wytłumaczenia, dlaczego od 110 minut testu aż do jego końca nie obserwowano dalszego przyrostu oporów na filtrze. W tym czasie nie nastąpiła żadna zauważalna zmiana parametrów procesowych instalacji ani nie zaobserwowano żadnego wydarzenia, które

mogłoby uzasadnić tak nagłą zmianę charakterystyki pracy filtra. Pomimo ustabilizowania się oporów na filtrze na poziomie ok. 1,8-1,9 kPa, podjęte w tym czasie dwie próby regeneracji również zakończyły się niepowodzeniem bez względu na dalsze zwiększanie ciśnienia i czasu otwarcia zaworu impulsowego. W trakcie T_14 wyprodukowany gaz charakteryzował się najkorzystniejszymi parametrami energetycznymi spośród T_11-T_14, reaktor pracował stabilnie, co obserwowano m.in. jako stały strumień, temperaturę i skład produkowanego gazu, czy też strumień kondensatu wodnosmolowego odbieranego spod chłodnicy gazu.

Czynnikiem różnicującym ten test od poprzednich był określony po jego zakończeniu udział frakcji węglowej (karbonizatu) w zbieranym na filtrze placku. W trakcie testu średni strumień dolomitu wprowadzanego do gazu wynosił zaledwie 89 g/h, co wraz ze strumieniem karbonizatu porywanego z reaktora przekładało się na zapylenie gazu na poziomie 5,9 g/Nm³. Co istotne jednak, placek ten składał się w 47% m/m z karbonizatu (2,8 g/Nm³). Powyższe wartości nie odbiegają znacząco od założeń jakie przyjęto przed rozpoczęciem realizacji testów przy wykorzystaniu dodatków. Różnią się one jednak w jasny sposób od rzeczywistych wartości jakie zmierzono podczas realizacji prób T_11-T_13.

Opisana powyżej sytuacja, szczególnie stabilizacja oporów w ostatniej fazie testu, mogłaby wskazywać na zawieszenie się placka w przestrzeni pomiędzy wkładami filtracyjnymi lub też jego spiekanie na powierzchni filtrów. W trakcie inspekcji urządzenia po teście nie potwierdzono jednak powyższej teorii. Zamieszczony poniżej Rys. 7.5 przedstawia zdjęcie karbonizatu odebranego spod filtra po zakończeniu T_14. Karbonizat ten ma strukturę w widoczny sposób odmienną od karbonizatów odbieranych w testach poprzednich. Posiada wyraźnie płatkowate cząstki, znacząco bogatsze w węgiel. Taki obraz placka obserwowano dotychczas przy wykorzystaniu wkładów siatkowych pracujących w warunkach filtracji gazu powodujących spiekanie cząstek pyłu. Inspekcja filtra po teście wykazała, że w zbiorniku pyłu nie zalegał nieodebrany karbonizat, a wkłady filtracyjne pokryte były równą grubością placka (Rys. 7.6). Ze względu na awarię filtra, podjęto decyzję o ich wyjęciu z aparatu celem inspekcji. W warunkach na zimno placek filtracyjny miał strukturę ciągłą i jednolitą, która na skutek wprowadzenia impulsu regeneracyjnego w łatwy sposób kruszyła się i odpryskiwała od powierzchni wkładu.



Rys. 7.5 Zdjęcie próbek karbonizatu odebranego spod filtra po T₁₄.



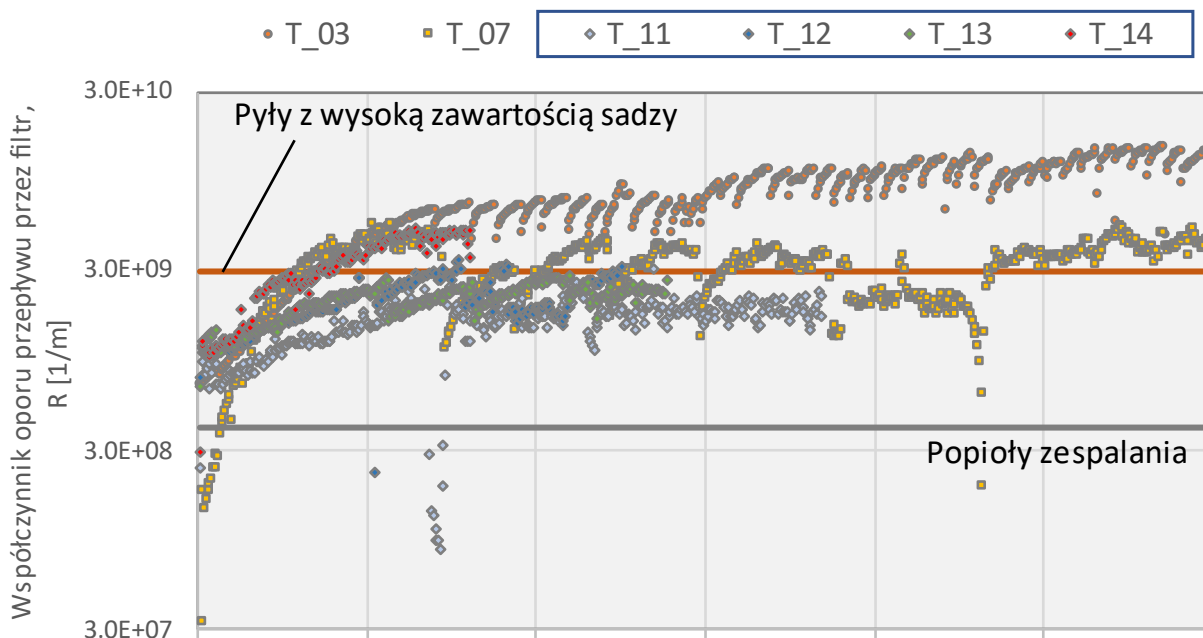
Rys. 7.6 Zdjęcie wkładów ceramicznych po T₁₄.

W przypadku dolomitu nie tylko nie potwierdzono właściwości stabilizujących, lecz również wskazano wyjątkowo niekorzystne oddziaływanie tego dodatku na stabilność pracy filtra gazu gorącego. Ocena właściwości reologicznych dolomitu wskazywała na lepszą niż w przypadku kredy podatność na podawanie, czy samoczynny wypływ ze zbiornika. Przeprowadzone badanie termogravimetryczne wskazało, że dolomit >390°C może ulegać już rozkładowi, jednak obserwowane przemiany nie miały nagłego, czy ostrego charakteru.

Ocena skutku wprowadzonych zmian konstrukcyjnych i procesowych filtra gazu gorącego.

Wyniki pomiarów oporów na filtrze przeprowadzonych w trakcie prób T₁₁-T₁₄ przedstawiono na Rys. 7.7 oraz w Tab. 7-4. Zebrane dane eksperymentalne zostały przeliczone do postaci współczynnika oporu przepływu przez filtr zgodnie z równaniem R. (5-1), str. 118. Taka prezentacja wyników pozwala na ich zestawienie z danymi pomiarowymi zebranymi w odmiennych warunkach i aplikacjach oraz ich odniesienie do znanych wartości charakteryzujących układy filtracyjne. Poniżej zestawiono więc próby przeprowadzone

z wykorzystaniem zmodyfikowanej konstrukcji filtra oraz dwa zestawy wyników uzyskanych w trakcie realizacji testów wstępnych, w trakcie których obserwowany przebieg posiadał znamiona stabilności. W przedstawionej poniżej tabeli zestawiono obliczone wartości średnie oraz odchylenie standardowe danych pomiarowych.



Rys. 7.7 Wpływ zastosowania dodatków mineralnych na wartość współczynników oporu przepływu przez filtr.

Tab. 7-4 Zestawienie podstawowych parametrów charakteryzujących zmierzone wartości współczynników oporu filtracji dla wybranych testów wstępnych filtra pracującego w koncepcji bazowej oraz konstrukcji zmodyfikowanej (wartości $\times 10^8$).

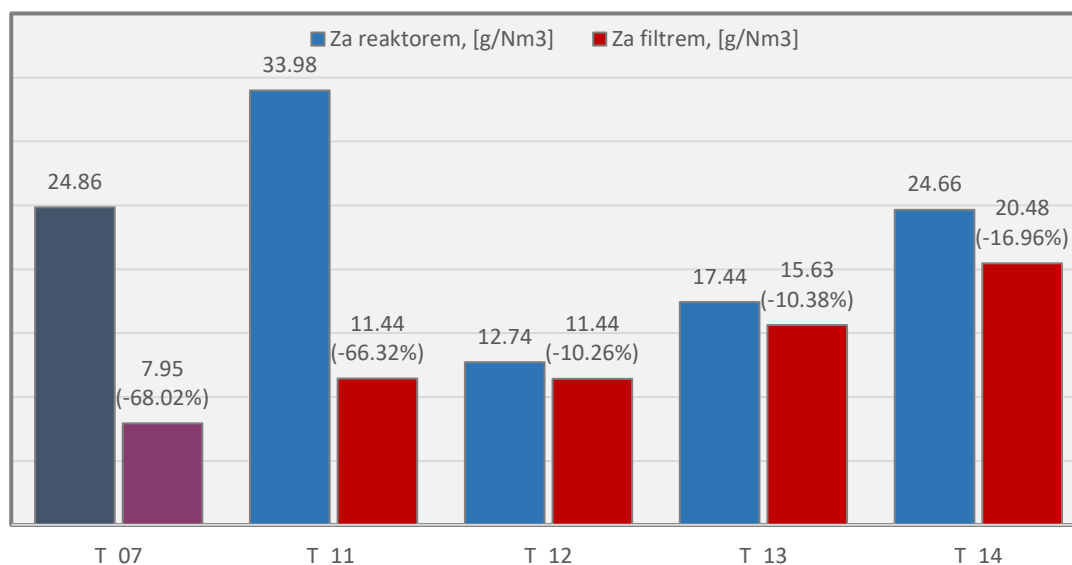
	T_03	T_07		T_11	T_12	T_13	T_14
Średnia, [1/m]	109,47	33,57		17,40	22,14	22,60	49,09
Odchylenie standardowe, [1/m]	34,17	11,51		3,99	7,06	2,76	3,71

Zaprezentowane wyniki w sposób bezpośredni obrazują korzystny efekt wprowadzonych zmian procesowych w filtrze oraz stabilizujący efekt zastosowania kredy, halozytu oraz kaolinu. W porównaniu do testu T_07 spadek średniej wartości współczynnika oporów filtracji wyniósł tu 33-48%, natomiast w odniesieniu do T_03 można mówić o spadku aż 79-84%. Zmierzone odchylenie standardowe danych dla T_12 ze względu na wyraźnie asympotyczny charakter przebiegu, świadczy o właściwym przebiegu regeneracji. Zmierzony $>2\times$ wyższy współczynnik oporu dla próby, w trakcie której wykorzystano dolomit wskazuje również na niższą efektywność zastosowania tego materiału jako czynnika mającego na celu obniżenie oporów pracy filtra. Co więcej trend wzrostowy obliczonego przebiegu może świadczyć nawet o destabilizującym wpływie dolomitu na pracę urządzenia.

Z powyższych danych można wysnuć również wniosek, że na skutek zastosowania dodatku w postaci kredy i halozytu (a potencjalnie również kaolinu) możliwe jest zwiększenie obciążenia filtra gazem lub też możliwa jest praca filtra przy niższym spadku ciśnienia.

Wpływ zastosowanych dodatków na zanieczyszczenia zawarte w gazie procesowym

Badania przeprowadzone z wykorzystaniem dodatków nie wykazały, aby wprowadzanie do filtra pracującego w temperaturze 420-430°C dodatków mineralnych, przekładało się na wzrost skuteczności usuwania z gazu substancji smolistych. Zmierzony rozstęp skuteczności usuwania smoły grawimetrycznej z gazu w porównaniu z testem wstępnym T_07, w trakcie którego do filtra nie wprowadzano żadnych dodatków, jest w przypadku kredy na podobnym poziomie, a w przypadku pozostałych dodatków na poziomie wyraźnie niższym. Przedstawione na poniższym Rys. 7.8 zestawienie danych obrazuje również rozrzut wielkości mierzonych za reaktorem GazEla stężeń smoły grawimetrycznej. Specyfika zanieczyszczenia, jakim są smoły grawimetryczne, charakterystyka smół produkowanych przez ten typ reaktora oraz wysokie zapylenie gazu surowego wpływają znacząco na błąd pomiaru. Zastosowanie filtra w trakcie wszystkich przeprowadzonych prób pozwoliło na zredukowanie zawartości pyłów w gazie do poziomu poniżej granicy oznaczalności dla przyjętej metody ($<0,05 \text{ mg/Nm}^3$).



Rys. 7.8 Wpływ dodatków do filtracji gazu gorącego na zawartość smół grawimetrycznych w gazie procesowym.

W trakcie jednego z poborów gazu za filtrem w ramach T_13 stwierdzono obecność w płuczce kilku dużych cząstek. Ich ilość oznaczono na $2,5 \text{ g/Nm}^3$, co stanowiłoby zapylenie gazu na poziomie zbliżonym do tego, jakie jest mierzone dla gazu surowego. W powtórzo-nym pomiarze, przeprowadzonym pomiędzy kolejnymi aktywacjami układu impulsowego, w gazie nie stwierdzono obecności ciał stałych. Poszukiwania przyczyn powyższej obser-wacji doprowadziły do odnalezienia miejsc na instalacji, w których niedobór izolacji oraz brak przewodów grzejnych doprowadziły do lokalnej kondensacji związków organicznych oraz ich polimeryzacji. Narosty przyjmowały struktury przypominające swoim wyglądem kryształy, które pod wpływem niewielkiej siły ulegały skruszeniu. Złogi węglowe powstawały głów-nie w miejscach, w których nie płynie gaz, jak okno rewizyjne układu regeneracji, czy prze-strzeń między pokrywą filtra a kołnierzem. Zjawisko to jest wysoce niepożądane, ponieważ

generacja „wtórnego” zapylenia gazu może spowodować zatykanie lub uszkodzenie dalszych elementów instalacji. Zmiana rozmieszczenia przewodów grzewczych, zwiększenie grubości izolacji w tych punktach oraz zmiana uszczelnienia pokrywy, stanowiły kombinację czynników, które w sposób skuteczny pozwoliły wyeliminować powyższe zjawisko.

7.3 Podsumowanie i wnioski

Wprowadzone zmiany konstrukcyjne i procesowe w filtrze pozwoliły na ustabilizowanie procesu filtracji oraz pracę urządzenia przy bardzo niskim spadku ciśnienia <1 kPa.

Testy walidacyjne przeprowadzono przy wykorzystaniu jednego zestawu wkładów ceramicznych, bez konieczności ich mechanicznej regeneracji między testami. Uprzednio, wykorzystanie tego typu wkładów do filtracji gazu procesowego produkowanego w reaktorze GazEla wiązało się zawsze z ich nieodwracalnym uszkodzeniem. Wprowadzone zmiany konstrukcyjne w zakresie mocowania wkładów, uszczelnień i odbioru placka filtracyjnego przełożyły się na wzrost niezawodności urządzenia, a tym samym również innych składowych instalacji zgazowania. W trakcie prób osiągnięto stabilny przebieg filtracji dla testów T_11 i T_12 oraz częściowo stabilny dla próby T_13. Pozytywnym jest fakt, że zastosowany układ regeneracji pozwalał na skuteczne usuwanie nawet niewielkich ilości placka, a przez to utrzymanie bardzo niskich oporów filtracji, pomimo użycia nastaw układu regeneracji podobnych do tych, jakie były wykorzystywane w trakcie testów wstępnych, tj. 250 ms, 6 bar(g).

Wobec dozowanych do procesu dodatków, określono, że ich wykorzystanie przekłada się w głównej mierze na efekt „rozrzedzenia” karbonizatu oraz zmniejszenie spoistości produkowanego placka filtracyjnego. Dzięki zastosowanym dodatkom urządzenie działało w sposób stabilny. Badania wykazały niepodważalnie korzystne cechy wprowadzania zarówno kredy, jak i haloizytu, natomiast kaolin pozwolił na ustabilizowanie procesu filtracji jedynie w ograniczonym stopniu. Tylko w przypadku dolomitu stwierdzono, że jego wprowadzenie do filtra nie pozwoliło na osiągnięcie stabilnego przebiegu procesu. Określony w trakcie T_11 udział kredy na poziomie 71% m/m w produkowanym placku filtracyjnym przełożył się na samoistną regenerację filtra. W przypadku haloizytu jeszcze wyższy udział dodatku, bo aż 80% m/m, nie wykazał podobnych właściwości, jednak sam proces filtracji przebiegał w sposób kontrolowany. Niewątpliwie w trakcie przyszłych prac badawczych wskazany jest przeprowadzenie prób optymalizacyjnych mających na celu minimalizację strumienia wykorzystywanych dodatków do filtracji oraz recyrkulacji placka filtracyjnego do reaktora, celem zawrócenia do procesu zgazowania zawartej w nim energii chemicznej.

Rozdział 8 Ocena charakterystyki przebiegu procesu filtracji gazu gorącego z fluidalnego zgazowania SRF

Kolejnym krokiem w kierunku eksperymentalnej weryfikacji obranych koncepcji procesowych i rozwiązań technicznych filtra gazu gorącego była realizacja testów filtracji gazu generowanego w reaktorze o odmiennej charakterystyce pracy, a tym samym produkującego gaz o innej charakterystyce zanieczyszczeń. W tym celu zdecydowano się na zintegrowanie zlokalizowanego na hali CCTW pilotowego reaktora z cyrkulującym złożem fluidalnym oraz układu oczyszczania gazów, który wykorzystywany był w trakcie realizacji zaprezentowanych powyżej badań oczyszczania gazu generowanego w reaktorze GazEla. Dzięki wykorzystaniu reaktora ze złożem fluidalnym równocześnie uzyskano możliwość wykonania próby filtracji gazu pochodzącego ze zgazowania odpadów. Poniższe prace miały na celu odpowiedzieć również na pytanie: *Czy w trakcie odpylania gazu procesowego o odmiennej charakterystyce zanieczyszczeń możliwe jest zachowanie stabilnej pracy zmodyfikowanej konstrukcji filtra, a jeśli tak to czy ten proces może być prowadzony również bez zastosowania dodatków mineralnych?*

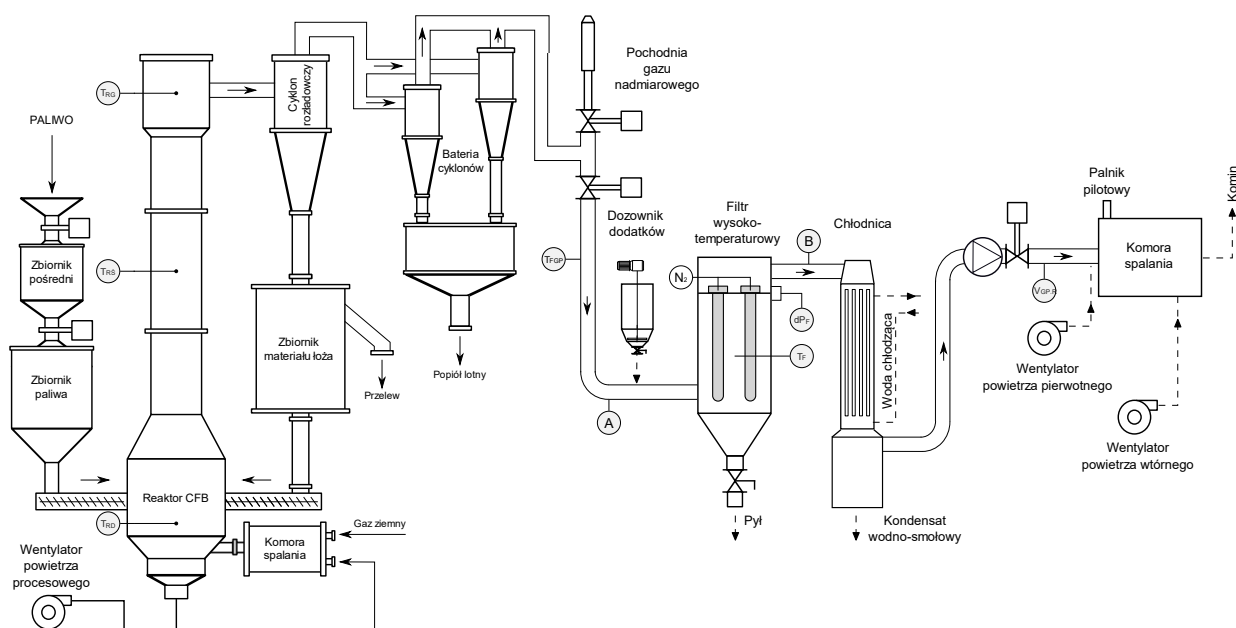
8.1 Opis instalacji

Badania filtracji gazu procesowego uzyskanego poprzez zgazowanie SRF zostały przeprowadzone przy wykorzystaniu innej instalacji zgazowania niż opisana w Rozdziałach 3 i 7 (odpowiednio str. 85 i 163). Posłużono się tutaj układem zgazowania wyposażonym w reaktor z cyrkulującym złożem fluidalnym (tzw. IPPS). Konstrukcję reaktora można podzielić na dwie charakterystyczne części. Część dolna reaktora, determinująca przebieg procesu zgazowania, posiada kształt przypominający gruszkę, tj. składa się z dwóch odwróconych stożków połączonych segmentem o przekroju walcowym. Natomiast górną część reaktora stanowi rura wznosna. Reaktor jest wyłożony obmurzami ceramicznymi i warstwą izolacji termicznej, a za integralność jego konstrukcji i szczelność odpowiedzialny jest zewnętrzny płaszcz metalowy. Charakterystyka pracy reaktora zależy od prędkości fazy gazowej i koncentracji fazy stałej. Dystrybucja fazy gazowej w złożu fluidalnym realizowana jest przy wykorzystaniu dystrybutora płaskiego. W zakresie zmian natężenia przepływu fazy gazowej w dolnej części reaktora, możliwości pracy urządzenia ograniczone są do obszaru pomiędzy pęcherzykowym a turbulentnym złożem fluidalnym, natomiast w rurze wznosnej osiągane są warunki charakterystyczne dla szybkich złożów fluidalnych. Wskazane powyżej warunki hydrodynamiczne umożliwiają osiągnięcie wysokich wartości współczynników wymiany ciepła i masy, czego efektem jest lepsze wykorzystanie przestrzeni reakcyjnej, czy zmniejszenie wymiarów reaktora, ale również wyższa elastyczność pracy i możliwość pełniejszej konwersji surowców o zmiennej charakterystyce fizykochemicznej. Właściwości złoża fluidalnego, w tym głównie jego praktycznie idealne wymieszanie, powodują, że konfiguracja ta w szczególności odpowiada potrzebom konwersji paliw odpadowych, tj. paliw charakteryzujących się wysoką zmiennością parametrów fizykochemicznych i reologicznych. Dzięki zastosowaniu w reaktorze IPPS układu recyklu, który składa się ze

zbiornika materiału złoża oraz mechanicznego układu jego dozowania do reaktora, możliwe jest zachowanie pełnej kontroli nad szybkością (czy inaczej krotnością) cyrkulacji materiału w reaktorze. Przekłada się to nie tylko na możliwość regulacji mocy reaktora poprzez kontrolę składu podawanej mieszanki czynnika zgazowującego oraz ilości wprowadzanego paliwa, ale dzięki możliwości niezależnej regulacji strumienia wprowadzanych gazów nośnych i cyrkulacji materiału złoża możliwe jest badanie charakterystyki konwersji paliw stałych przy nieosiągalnym dla innych konstrukcji reaktorów fluidalnych zakresie kombinacji zmiennych procesowych. IPPS pozwala więc na skuteczniejszą optymalizację warunków pracy dla konkretnego paliwa czy procesu. W związku z powyższym, oprócz badań zgazowania, układ ten wykorzystywany jest również w procesach spalania, toryfikacji czy pirolizy.

Dodatkowymi elementami instalacji odpowiedzialnymi za jej bezpieczną i stabilną pracę są: śluzowy układ magazynowania i dozowania surowca bezpośrednio do złoża fluidalnego, rozpałowa komora spalania, układ separacji karbonizatu z gazu procesowego oraz układ spalania gazu procesowego. Odbiór produktu stałego z instalacji odbywa się w dwóch punktach, jako przelew nadmiaru materiału złoża zawróconego do recyklu przy wykorzystaniu cyklona rozładowczego oraz cząstek drobnych usuwanych z gazu przy wykorzystaniu baterii cyklonów. Opisany powyżej dwustopniowy układ zgrubnego odpylania pozwala na stabilną analizę parametrów produkowanego gazu oraz jego dalsze oczyszczanie czy spalanie.

W celu realizacji badań filtracji produkowanych gazów, instalacja IPPS została połączona z układem oczyszczania opisanym w Rozdziale 3.1 (str. 85). Schemat technologiczny połączonych układów IPPS oraz oczyszczania gazu wraz z naniesionymi głównymi punktami pomiarowymi został przedstawiony na Rys. 8.1, natomiast na Rys. 8.2 zaprezentowano zdjęcie poglądowe dolnej kondygnacji instalacji.



Rys. 8.1 Schemat instalacji wykorzystywanej do prób filtracji gazu procesowego ze zgazowania SRF w reaktorze z cyrkulującym złożem fluidalnym.



Rys. 8.2 Widok dolnej części instalacji IPPS: 1) główny zbiornik paliwa, 2) reaktor, 3) zbiornik recyklu, 4) dozownik recyklu, 5) zbiornik magazynowy przelewu z recyklu, 6) punkt odbioru pyłów z baterii cyklonów.

8.2 Surowce i materiały

Surowcem poddanym zgazowaniu w trakcie opisanych poniżej badań było paliwo alternatywne wytworzone z odpadów komunalnych SRF, stanowiące odpad o kodzie 19 12 10. W celu homogenizacji parametrów SRF oraz poprawy precyzji jego dozowania do reaktora paliwo zostało poddane kompaktowaniu do postaci peletu o średnicy $\varnothing 12$ mm oraz długości 10-20 mm. W Tab. 8-1 przedstawiono wyniki analizy technicznej i elementarnej zgazowanego SRF. Natomiast w Tab. 8-2 zestawiono podstawowe dane o charakterystyce oliwiny wykorzystanego w trakcie testów, jako materiału budującego złożę fluidalne reaktora. Wszystkie oznaczenia z zakresu analizy technicznej i elementarnej zostały wykonane w akredytowanym laboratorium Instytutu zgodnie z obowiązującymi procedurami wewnętrznymi.

Tab. 8-1 Analiza techniczna i elementarna wykorzystanego SRF.

C_a	H_a	N_a	S_a	Cl_a	F_a	H_2O_a	H_2O_{ar}	A_a	V_a	LHV_a
% m/m										J/g
46,8	6,04	3,67	0,82	0,18	0,01	5,6	8,0	16,8	66,86	19 610

a-stan analityczny, ar-stan roboczy

Tab. 8-2 Charakterystyka fizykochemiczna oliwinu wykorzystanego jako materiał złoża fluidalnego reaktora IPPS.

Parametr	Jednostka	Oliwin
Gęstość nasypowa (d)	kg/m ³	1 504
Gęstość obwiedniowa (d)	kg/m ³	2 722
Gęstość rzeczywista (d)	kg/m ³	3 248
Porowatość cząstek	-	0,16
Porowatość złoża	-	0,45
>500	µm	9,04%
425–500	µm	11,65%
315–425	µm	30,20%
250–315	µm	14,70%
200–250	µm	15,77%
160–200	µm	6,00%
100–160	µm	7,27%
<100	µm	5,39%
Średnica zastępcza cząstek	µm	241,65
Minimalna prędkość fluidyzacji, U_{mf} [138]	m/s	0,0484

d – stan suchy

8.3 Badania procesu filtracji gazu gorącego

Reaktor IPPS różni się od reaktora GazEla nie tylko charakterystyką złoża, w jakim realizowany jest proces zgazowania, ale również mocą maksymalną. Układ CFB przed rozpoczęciem procesu termicznego przekształcania wymaga wygrzania złoża i obmurzy reaktora do momentu, w którym ilość zakumulowanego ciepła pozwala na stabilizację procesu zgazowania. Konstrukcyjnie reaktor ten zapewnia również dłuższy czas przebywania gazu procesowego w strefie wysokich temperatur, a to w konsekwencji podnosi sprawność produkcji gazu oraz poprawia jego parametry poprzez ograniczenie ilości produkowanych smół i karbonizatów. Układ IPPS pozwala również na ciągłą, niezależną pracę reaktora i spalanie nadmiaru produkowanego gazu procesowego w pochodni. Ostatnia z wymienionych cech ma niebagatelne znaczenie na różnicę między zastosowaną w badaniu skalą zgazowarki i układu oczyszczania. Ponieważ IPPS posiada ok. 4-5× wyższą moc niż reaktor GazEla, zarówno strumień, jak i ciśnienie gazu kierowanego do oczyszczania musiały podlegać regulacji. W tym celu wykorzystano układ dwóch przepustnic gazu – na wlocie do pochodni i za układem oczyszczania – oraz dmuchawy gazu. Wydajność dmuchawy, a przez to i strumień oczyszczanego gazu były regulowane przy wykorzystaniu przetwornicy częstotliwości. Powyższy zabieg, bez względu na zmiany wydajności reaktora, pozwolił na utrzymanie stabilnego przepływu gazu przez układ oczyszczania na poziomie 30 Nm³/h.

W trakcie zaprezentowanych poniżej testów standardowy czas wygrzewania reaktora i złoża fluidalnego wynosił 4,5 h. Proces ten realizowany był przy pomocy spalin generowanych w rozruchowej komorze spalania. Po tym czasie do reaktora wprowadzano paliwo

i czynnik zgazowujący. Czas potrzebny na osiągnięcie zadanej temperatury procesu zgazowania oraz stabilizację warunków pracy reaktora wynosił średnio 3 h. Następnie rozpoczęto badanie filtracji gazu gorącego.

Istotną różnicą procesową pomiędzy filtracją gazu z reaktora GazEla, a IPPS, była również odległość pomiędzy wylotem gazu z reaktora a wlotem gazu do układu oczyszczania. Gaz z reaktora GazEla trafiał bezpośrednio do filtra gazu gorącego. Natomiast odległość między tymi punktami dla instalacji IPPS wymagała zastosowania elektrycznych przewodów grzewczych, których celem było wstępne wygrzanie rurociągów oraz ograniczenie spadku temperatury transportowanego gazu. Mimo zastosowanej kompensacji strat ciepła gaz procesowy podawany do filtra, w szczególności w pierwszych godzinach procesu, posiadał temperaturę niższą niż temperatura utrzymywana wewnątrz filtra (ok 250°C, wobec 400°C w filtrze). Zastosowane ogrzewanie pozwalało jednak na utrzymanie temperatury gazu powyżej punktu rosy substancji organicznych.

W zamieszczonej poniżej Tab. 8-3 zestawiono wyniki testów filtracji gazu gorącego pochodzącego ze zgazowania SRF w reaktorze CFB przeprowadzonych przy wykorzystaniu zmodyfikowanego filtra (urządzenie tożsame z wykorzystanym w trakcie realizacji prac zaprezentowanych w Rozdziale 7).

Uwagi ogólne do testów filtracji gazu z reaktora IPPS przy wykorzystaniu zmodyfikowanej konstrukcji filtra gazu gorącego:

- Powietrze stanowiło wyłączny czynnik wykorzystany do zgazowania SRF. W trakcie prac powietrze wprowadzane do reaktora nie było dodatkowo podgrzewane.
- Warunkiem automatycznej aktywacji układu impulsowej regeneracji filtra było przekroczenie w sposób nieprzerwany przez okres jednej minuty, spadku ciśnienia na wkładach wynoszącego 2 kPa.
- W trakcie każdego z testów realizowano min. jeden komplet oznaczeń analitycznych składu gazu procesowego oraz jego zanieczyszczeń za reaktorem (pkt. A na Rys. 8.1) oraz za układem oczyszczania (pkt. B na Rys. 8.1).
- Zapylenie gazu na wejściu do filtra wyznaczano na podstawie pomiaru wagi odebranego spod filtra placka oraz zmierzonego przepływu gazu procesowego.
- Udział dodatku i karbonizatu w zapyleniu całkowitym gazu były wyznaczane na podstawie odpowiednio ubytku masy dodatku w zbiorniku dozownika oraz bilansu pierwiastka węgla w odebranym placku.
- Pod względem energetycznym, głównymi składnikami gazu uzyskiwanego ze zgazowania SRF są eten i metan. Jest to cecha charakterystyczna dla tej pary reaktor-surowiec.

Tab. 8-3 Zestawienie danych procesowych dla testów filtracji gazu gorącego – reaktor IPPS, zmodyfikowana konstrukcja filtra.

	T_21	T_22
Typ wkładu filtracyjnego	F_C_01	F_C_01
Stan wkładu	(1)	Po T_21
Typ dyszy reg,	C _k	C _k
Ciśnienie w układzie regeneracji – P _{PS} [bar(g)]	6,00	6,00
Czas pulsu – t _p [s]	0,250	0,250
Rodzaj dodatku do filtracji	Kreda	-
Strumień dodatku do filtracji [g/h]	302	-
Udział dodatku w placku filtracyjnym – [% m/m]	53	-
Temperatura reaktor – dół, T _{RD} [°C]	816,30 (5,31)	808,77 (18,95)
Temperatura reaktor – środek, T _{RS} [°C]	1 025,66 (7,50)	986,4 (20,67)
Temperatura reaktor – góra, T _{RG} [°C]	785,95 (10,40)	731,58 (24,86)
Temperatura gazu procesowego na wejściu do filtra – T _{FGP} [°C]	352,70 (35,85)	317,17 (19,42)
Temperatura wewnątrz filtra – T _F [°C]	416,66 (3,70)	415,43 (3,37)
Strumień gazu procesowego – $\dot{V}_{GP,R}$ [m ³ /h]	90,29 (5,89)	91,37 (3,11)
Prędkość filtracji – v _F [cm/s]	1,33 (0,09)	1,35 (0,05)
Spadek ciśnienia na filtrze – dP _F [kPa]	1,39 (0,42)	1,42 (0,40)

Dane zestawione w tabeli stanowią wartości średnie z okresu trwania próby. Format prezentacji wyników: wartość średnia (odchylenie standardowe próbki). C_k – dysza o średnicy zewn. $\varnothing 26,9$ mm oraz kryza o średnicy otworu $\varnothing 30$ mm.

(1) Wykorzystano wkłady ceramiczne typu F_C_01, które posłużyły uprzednio w trakcie realizacji czterech, niezaprezentowanych w niniejszej pracy testów oczyszczania gazu wytworzonego w reaktorze GazEla. We wszystkich próbach, jako dodatek do filtracji, wykorzystano kredę i nie napotkano problemów eksploatacyjnych.

Tab. 8-4 Parametry gazu procesowego w trakcie realizacji testów zmodyfikowanej konstrukcji filtra – reaktor IPPS; analiza GC.

	Oznaczenie	Symbol	Jednostka	T_21	T_22
1	Wodór	H ₂	% v/v	3,53	2,83
2	Tlen	O ₂		0,00	0,00
3	Azot	N ₂		62,88	66,48
4	Tlenek węgla	CO		4,37	3,94
5	Metan	CH ₄		4,20	3,61
6	Ditlenek węgla	CO ₂		15,32	15,90
7	Eten	C ₂ H ₄		4,48	3,57
8	Etan	C ₂ H ₆		0,17	0,15
9	Propan	C ₃ H ₈		0,01	0,00
10	Propen	C ₃ H ₆		0,25	0,21
11	n-Butan	C ₄ H ₁₀		0,02	0,01
12	n-Pentan	C ₅ H ₁₂		0,00	0,01
13	Ciepło spalania	HHV	MJ/m ³	6,186	5,052
14	Wartość opałowa	LHV		5,715	4,669
15	Gęstość	ρ	kg/m ³	1,302	1,317

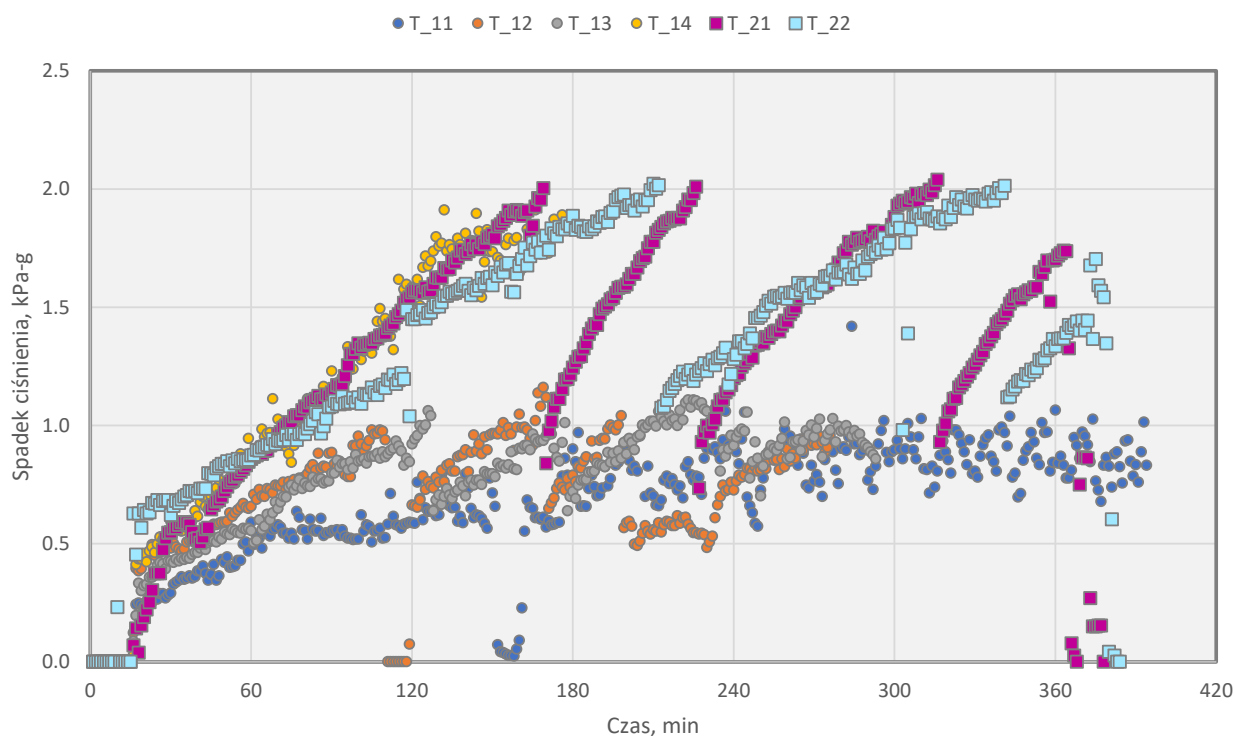
T_21

W trakcie próby filtracji gazu ze zgazowania SRF starano się, aby warunki pracy filtra były zachowane na poziomie zbliżonym do tych, jakie utrzymywano w badaniach filtracji gazu produkowanego w reaktorze GazEla. Podobny strumień i prędkość filtracji gazu oraz mniejsza zmienność tych parametrów przełożyły się na stabilny przebieg zmian oporów filtracji. Pomimo zastosowania kredy, zauważona w trakcie T_11 charakterystyka „samooczyszczania się” filtra, nie została tutaj zaobserwowana.

Początkowy spadek ciśnienia na filtrze, po wprowadzeniu oraz stabilizacji strumienia gazu na zadanym poziomie, wyniósł 0,48 kPa. Szybkość narostu oporów na filtrze zmieniała się w trakcie czterech wyodrębnionych okresów pomiędzy regeneracjami wkładów i dla kolejnych okresów pracy urządzenia wyniosła odpowiednio: 0,66; 1,25; 0,88 i 1,60 kPa/h. Charakterystycznie naprzemienne okresy wyższych i niższych szybkości przyrostów oporu na filtrze wskazują na wyższą sprawność regeneracji jednej sekcji w odniesieniu do drugiej. Natomiast obserwowane zmiany w szybkości przyrostu oporów (0,22-0,35 kPa/h) świadczą o niezakończonym procesie stabilizacji właściwości placka filtracyjnego na powierzchni wkładów. Mimo tego opór bazowy po regeneracji ustabilizował się na równym, niskim poziomie 0,74-0,84 kPa. W porównaniu z testami T_11-T_14 filtr pracował tu przy 2× wyższym spadku ciśnienia, co pokazuje, że opracowana metoda regeneracji jest w stanie efektywnie usuwać również placek gromadzony przez dłuższy (>1 h) czas oraz nagromadzony w większej ilości.

W trakcie próby strumień węglanu wapnia wprowadzanego do filtra wyniósł 10,11 g/Nm³, natomiast zapylenie gazu zmierzone za baterią cyklonów wyniosło 8,89 g/Nm³. Powyższe przełożyło się zarówno na niższy niż testowany dotychczas udział

kredy w pyłe wprowadzanym do filtra. Co najistotniejsze, opisane powyżej zmiany nie przyczyniły się do destabilizacji procesu, o czym świadczą przedstawione na Rys. 8.3 przebiegi zmian oporów na filtrze.



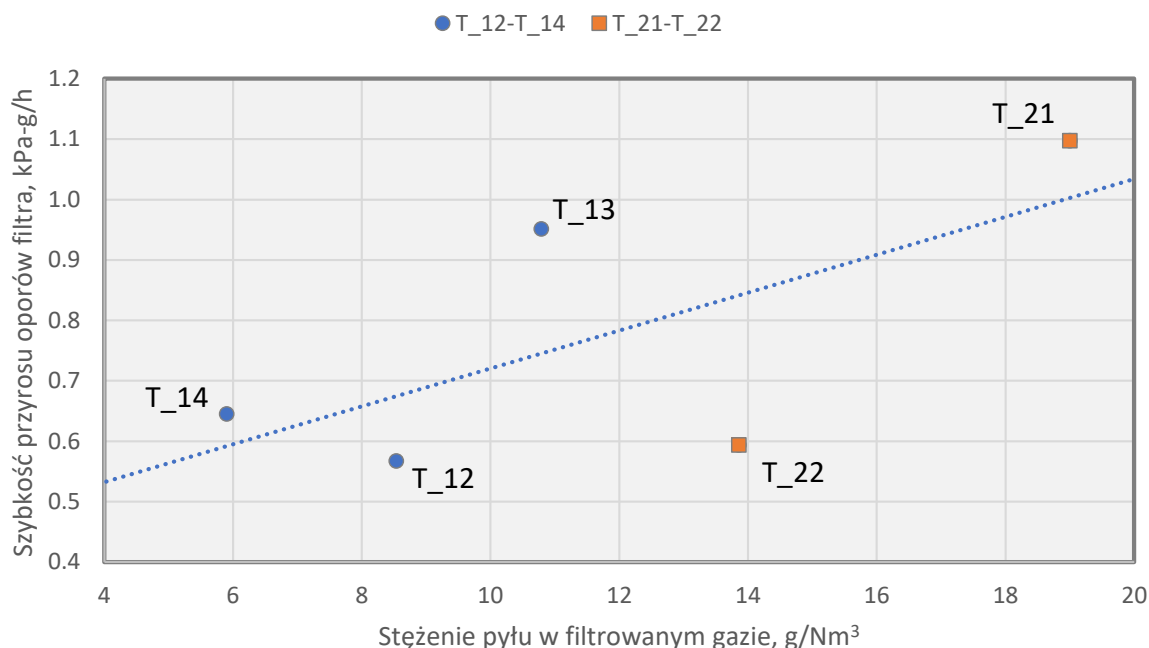
Rys. 8.3 Zestawienie zmian oporów filtracji w trakcie realizacji testów odpylenia gazów procesowych przy wykorzystaniu zmodyfikowanej konstrukcji filtra gazu gorącego.

T_22

Efektem pozytywnego przebiegu T_21 było podjęcie finalnej próby filtracji gazu z fluidalnego zgazowania SRF, w trakcie której filtracja gazu miała być realizowana bez wprowadzania dodatków ułatwiających impulsową regenerację wkładów.

Początkowy spadek ciśnienia na filtrze, po wprowadzeniu gazu do filtra oraz stabilizacji jego strumienia na zadanym poziomie, wyniósł 0,57 kPa. Szybkość narostu oporów na filtrze zmieniała się w trakcie trzech wyodrębnionych okresów pomiędzy regeneracjami i dla kolejnych okresów pracy urządzenia wyniosła odpowiednio: 0,45; 0,48 oraz 0,84 kPa/h. Ostatni ze wskazanych okresów trwał zaledwie 22 minuty, a ponieważ w pierwszych chwilach po regeneracji szybkość wzrostu oporów jest najwyższa i spada wraz z biegiem czasu, tłumaczy to znacząco wyższą wartość tego parametru. Powyższe wartości stanowią również jedne z najniższych, zmierzonych szybkości przyrostu oporów i fakt ten powinien być analizowany w połączeniu z niższym całkowitym zapyleniem filtrowanego gazu. Ze względu na brak wprowadzania do filtra dodatku, urządzenie pracowało przy niższym obciążeniu ciałami stałymi. Zmierzona wartość zapylenia dla T_22 wyniosła 13,86 g/Nm³, co stanowi wartość 55% niższą niż wyniosło zapylenie w trakcie T_11 oraz 27% niższą w porównaniu do T_21. Celem zobrazowania obserwowanych w trakcie testów badawczych zależności

szybkości narostu oporów filtracji w funkcji stężenia ciał stałych filtrowanego gazu, poniżej przedstawiono Rys. 8.4.



a

Rys. 8.4 Zależność szybkości przyrostu oporów filtra od stężenia pyłu w filtrowanym gazie.

Zmniejszenie zapylenia gazu znalazło przełożenie nie tylko na spadek szybkości narostu oporu, ale również na wzrost wartości bazowej spadku ciśnienia na filtrach po ich regeneracji, która dla T_22 wahała się w granicach 0,98-1,09 kPa. Stanowi to wskazania najwyższe spośród dotychczas prowadzonych badań, a powodu takie obserwacji upatruje się we wzroście spoistości produkowanego placka filtracyjnego.

Ocena przebiegu filtracji gazu procesowego ze zgazowania SRF w reaktorze CFB

W trakcie próby T_22, warunki procesowe reaktora zostały dobrane w taki sposób, aby temperatura maksymalna procesu zgazowania w żadnym miejscu reaktora nie przekraczała 1 000°C. Przełożyło się to na ok. 50°C niższą temperaturę gazu na wyjściu z reaktora IPPS oraz 30°C niższą temperaturę gazu na wejściu do filtra. Ponadto nieznacznie pogorszeniu uległy parametry energetyczne wyprodukowanego gazu. Oczekiwany następstwem powinien być również wzrost udziału substancji smolistych w gazie, a ta zmiana w sposób bezpośredni może oddziaływać na warunki pracy filtra gazu gorącego.

Zasadniczo dla zgazowania tego samego typu paliwa, warunki w jakich przebiega proces zgazowania w reaktorze CFB skutkują powstawaniem mniejszych ilości substancji smolistych niż ma to miejsce w reaktorze GazEla, a powstające zanieczyszczenia charakteryzują się niższą masą cząsteczkową. W związku z powyższym w trakcie testów filtracji gazu z reaktora IPPS pobór gazu prowadzono w sposób umożliwiający analizę zanieczyszczeń organicznych z podziałem na LZO i smoły grawimetryczne. Przedstawiona poniżej Tab. 8-5 zestawia dane dotyczące zanieczyszczeń zawartych w gazie z fluidalnego zgazowania SRF.

Tab. 8-5 Zawartość zanieczyszczeń w gazie z fluidalnego zgazowania SRF (pomiar w pkt. A z Rys. 8.1).

Parametr	Jednostka	T_21	T_22
Stężenie wody	g/Nm ³	123,63	118,15
	% v/v	13,3%	12,8%
Stężenie pyłu	g/Nm ³	8,89	13,86
Stężenie smół grawimetrycznych	g/Nm ³	2,847	3,033
Stężenie smół z gr. II-V	g/Nm ³	26,685	18,982
Sumaryczne stężenie smół	g/Nm ³	29,532	22,015

Przeprowadzone pomiary wskazały na niewielki przyrost ilości smół grawimetrycznych w gazie jednak sumarycznie stężenie substancji organicznych w trakcie drugiego z przeprowadzonych testów fluidalnego zgazowania SRF spadło. Wytlumaczeniem może być tutaj mniejszy strumień paliwa wprowadzanego do reaktora w odniesieniu do ilości krążącego w reaktorze materiału złoża lub też niehomogeniczny skład zgazowanego surowca. Wzrost ten nie znalazł jednak przełożenia na destabilizację procesu filtracji gazu.

8.4 Podsumowanie i wnioski

Wyraźnie wyższa stabilność przebiegu procesu filtracji, mniejszy zakres zmienności oporów na wkładach i powtarzalność okresów między regeneracjami wskazują, że filtracja gazu z reaktora CFB przebiegała w sposób korzystniejszy, niż było to obserwowane dla gazów generowanych w reaktorze ze złożem stałym. Jednym z powodów takiej obserwacji może być brak bezpośredniego sprzężenia układu reaktora z układem oczyszczania gazu, przez co fluktuacje i zmienność pracy generatora gazu są buforowane przez upust nadmiaru gazu do układu spalania. Drugim pozostaje jednak odmienna charakterystyka wytwarzanych w reaktorze fluidalnym zanieczyszczeń smolistych, szczególnie tych ciężkich, które w warunkach pracy filtra stanowią składniki gazu o diametralnie wyższej lepkości oraz mogą ulegać kondensacji i polimeryzacji, powodując tym samym zatykanie porów wkładów. Porównanie wyników badań charakterystyki zanieczyszczeń gazu generowanego w reaktorze fluidalnym wskazują, że gaz uzyskiwany w efekcie fluidalnego zgazowania SRF posiadał 5-12× niższą zawartość najcięższej, grawimetrycznej frakcji smół, niż miało to miejsce w przypadku zgazowania biomasy w reaktorze ze złożem stałym. Trzecim niewątpliwie jest również wpływ ścierania się wykorzystywanego w reaktorze CFB materiału złoża, który to ścier łączy się z frakcją mineralną przekształcanego paliwa i może wspomagać proces filtracji produkowanych w reaktorze karbonizatów. W ocenie przebiegu filtracji gazów generowanych w dwóch opisanych w pracy typach reaktorów należy również wziąć pod uwagę fakt, że w sposób naturalny proces zgazowania SRF skutkuje produkcją mniejszej ilości karbonizatów, niż ma to miejsce w przypadku wykorzystania biomasy.

W tym miejscu niewątpliwie należy również wskazać, że finalnym efektem zrealizowanych prac jest opracowanie rozwiązań konstrukcyjnych i procesowych filtra gazu gorącego, które pozwalają na stabilną filtrację gazów procesowych wytwarzanych w dwóch różnych typach reaktorów zgazowania, przy wykorzystaniu dwóch różnych typów surowców oraz przy spadku ciśnienia na urządzeniu w granicach 1-2 kPa. Uzyskane dane eksperymentalne wskazują również, że filtracja gazu z fluidalnego zgazowania SRF jest możliwa bez wprowadzania do filtra gazu gorącego dodatków mineralnych, mających na celu redukcję spoistości produkowanego placka filtracyjnego.

Rozdział 9 Podsumowanie pracy i wnioski końcowe

W rozprawie zaprezentowano opis prac ukierunkowanych na opracowanie, a następnie budowę i eksperymentalną weryfikację autorskiego układu filtra gazu gorącego umożliwiającego stabilną w czasie filtrację gorących gazów procesowych. W toku pracy zrealizowano wszystkie zaplanowane zadania badawcze, zidentyfikowane na skutek przeprowadzonego badania literatury oraz wykonanych testów wstępnych charakteryzujących pracę jednego z dostępnych na rynku filtrów komercyjnych (wariant bazowy filtra).

Jedną z luk badawczych wskazanych w trakcie przeglądu literatury był brak wyczerpujących informacji w zakresie identyfikacji i strategii przeciwdziałania czynnikom destabilizującym proces filtracji. Odpowiedzi w tym obszarze nie przyniosły również wykonane badania charakterystyki pracy wariantu bazowego filtra. Prace te wskazały jednak na szereg zagadnień technicznych i procesowych, które przyczyniały się do niskiej skuteczności i wysokiej awaryjności urządzenia. Pomimo podjęcia wielu prób, dla żadnej z badanych konfiguracji filtra nie osiągnięto stabilnego przebiegu odpylania gorącego gazu procesowego uzyskanego na drodze zgazowania biomasy w reaktorze ze złożem stałym GazEla. Uzyskane wyniki przyczyniły się jednak do szczegółowej analizy wpływu czynników przynależnych charakterystyce filtrowanego medium oraz parametrów procesowych charakteryzujących sam proces filtracji na niestabilny przebieg odpylania gazu gorącego. W przypadku pierwszej z powyższych grup skupiono się głównie na analizie parametrów fizykochemicznych filtrowanego pyłu i zanieczyszczeń smolistych zawartych w gazie, a w drugiej oceniano wpływ m.in. prędkości filtracji, spadku ciśnienia na wkładach, czy też skuteczności pracy układu impulsowej regeneracji. W analogiczny sposób analizami objęto każdy aspekt techniczny i procesowy filtrów gazu gorącego przyczyniający się do ich awaryjności, a efektem finalnym przeprowadzonych analiz było opracowanie urządzenia o zmodyfikowanej konstrukcji, którego skuteczność została następnie poddana eksperymentalnej weryfikacji przy wykorzystaniu dwóch zlokalizowanych w CCTW pilotowych układów zgazowania paliw stałych.

Istotnym czynnikiem decydującym o dojrzałości i kompletności każdej metody filtracji działającej w układzie ciągłym jest zbiór rozwiązań techniczno-technologicznych odpowiadających za skuteczność współpracującej z filtrem metody regeneracji. Przeprowadzenie badań eksperymentalnych niezbędnych do opracowania niezawodnej metody impulsowej regeneracji odpowiadającej potrzebom filtrów gorącego gazu procesowego wymagało zaprojektowania i budowy dedykowanego stanowiska testowego. Dzięki temu uzyskano m.in. możliwość oceny wpływu podstawowych zmiennych procesowych i konstrukcyjnych układu na zmiany parametrów decydujących o przebiegu procesu regeneracji impulsowej. Przykładem mogą stanowić tu m.in. określenie wpływu zmian ciśnienia gazu w zbiorniku buforowym czy zastosowania kryz na wylocie gazu z czystej strony wkładu na zmianę ciśnienia maksymalnego w jego wnętrzu. Ponadto przykładem autorskiego rozwiązania, które charakteryzuje się wyższością nad metodami opisywanymi w literaturze, może być m.in. zaproponowany sposób wyznaczania wielkości zbiornika gazu impulsowego w oparciu o obliczanie czasu

wyptywu. Metoda obliczeniowa w porównaniu ze standardową metodą, opartą na założonej a priori krotności sumarycznej objętości regenerowanej sekcji, pozwala na poszerzenie zakresu skutecznej pracy układu oraz zmniejszenie ryzyka błędnego doboru objętości naczynia. Układ regeneracji impulsowej, jaki został zastosowany w zmodyfikowanej konstrukcji filtra, potwierdził swoje walory w warunkach eksperymentalnych, przez co możliwe było zademonstrowanie stabilnej w czasie regeneracji jednowarstwowych wkładów ceramicznych. Należy w tym miejscu przywołać, że konstrukcja tych wkładów z jednej strony jest korzystną i pożądaną ze względu na kombinację wysokiej skuteczności odpylania i niskiej ceny, natomiast z drugiej, jak wykazano w trakcie testów wstępnych, stanowi również znaczące wyzwanie dla układów impulsowej regeneracji. Przeprowadzone próby udowodniły również możliwość utrzymania stabilności przebiegu filtracji gazu procesowego, bogatego w zanieczyszczenia smoliste (stężenie smół grawimetrycznych $>10 \text{ g/Nm}^3$), przy wykorzystaniu do regeneracji wkładów niepodgrzewanego gazu inertnego. Tym samym wnioskować można, że efekt lokalnego ochładzania gazu, jaki ma miejsce w trakcie impulsowej regeneracji wkładów, nie wpływa w znaczący sposób na możliwość stabilnej pracy filtrów.

Zaproponowany w pracy sposób realizacji badań umożliwił również przeprowadzenie eksperymentów mających na celu charakterystykę wykorzystania jednej, niezmienionej konstrukcji filtra gazu gorącego, do odpylania gazów uzyskiwanych na drodze zgazowania dwóch odmiennych surowców realizowanych w dwóch różnych typach reaktorów. W wyniku przeprowadzonych prac po raz pierwszy wykazano możliwość filtracji gazu produkowanego na drodze zgazowania biomasy w reaktorze ze złożem stałym GazEla. Czynnikiem decydującym o stabilności pracy filtra w tych warunkach było zastosowanie dodatków mineralnych redukujących spoistość produkowanego placka filtracyjnego. Wpływ wykorzystania dodatków na redukcję spoistości produkowanych placków filtracyjnych został wyznaczony i skwantyfikowany na podstawie analizy zmian wartości współczynników oporu filtracji. Dla najkorzystniejszego z opisanych przypadków (tj. dla kredy) zaobserwowano redukcję współczynnika oporu filtracji o 84%, co w warunkach testu T_11 spowodowało obniżenie kohezji produkowanego placka filtracyjnego do stopnia, w którym ten odpadał od powierzchni wkładów jedynie pod wpływem działania siły ciężenia.

Kolejnym z podjętych w pracy zadań była ocena przydatności opisanych w literaturze metod analitycznych, ukierunkowanych na wskazanie zakresu temperatur pracy filtra gazu gorącego, w których proces powinien przebiegać w sposób stabilny. Przy wykorzystaniu technik termogravimetrycznej, kalorymetrycznej i dylatometrycznej, określono charakterystykę zmian, jakie zachodzą wewnątrz placka filtracyjnego na skutek jego ogrzewania. Opisane metody pozwoliły na wskazanie temperatury 500°C , jako początku obserwacji przemian fizykochemicznych pyłu oraz 600°C jako temperatury maksymalnej, powyżej której obserwowano znaczący wzrost szybkości utraty masy i skurczu cząstek, co może stanowić opis jednego z czynników, jakie złożyły się na niepowodzenie przeprowadzonych testów wstępnych. Analiza wykazała również, że zakres temperaturowy $400\text{-}500^\circ\text{C}$ powinien stanowić optimum dla odpylania karbonizatu produkowanego w procesie zgazowania zrębki drzewnej w reaktorze GazEla. Próby filtracji zrealizowane przy wykorzystaniu filtra

o zmodyfikowanej konstrukcji, pracującego w 415–430°C, potwierdziły to wskazanie jedynie w ograniczonym stopniu. Powodem takiego wniosku jest rezultat testu, w trakcie którego w 418°C do filtra wprowadzany był dolomit, a eksperyment ten został przerwany na skutek utraty stabilności procesu. Finalnie potwierdzono jednak korzystny efekt aplikacji trzech z czterech wykorzystanych w badaniach minerałów. W tym miejscu należy zaznaczyć, że metody analityczne wykorzystane w celu wstępnej oceny przydatności ich zastosowania nie wskazały, aby wspomniany dolomit charakteryzował się właściwościami odmiennymi od pozostałych dodatków. Tym samym ze wszystkich zrealizowanych w pracy zadań badawczych, efekt realizacji powyższego stanowi jedyny, który nie może być uznany za w pełni satysfakcjonujący. Wprawdzie wykazano, że przy wykorzystaniu połączenia technik analizy termogravimetrycznej, kalorymetrycznej i dylatometrycznej ciał stałych oraz analizy ilościowej i jakościowej smół możliwe jest przybliżenie zakresu temperatury filtracji, w którym powinna występować najmniejsza ilość czynników mogących powodować destabilizację procesu, jednak narzędzie to w dalszym ciągu nie udzieli jednoznacznych wytycznych, a uzyskiwane informacje powinny w dalszym ciągu być potwierdzone poprzez realizację testów eksperymentalnych w warunkach rzeczywistych.

Zatem jeśli nawet w przypadku zastosowania zmodyfikowanej konstrukcji filtra, stabilna w czasie filtracja gazu procesowego uzyskiwanego na drodze zgazowania biomasy w reaktorze ze złożem stałym była możliwa tylko w przypadku, gdy w procesie zastosowane były dodatki redukujące spoistość produkowanego placka, to logiczną kontynuacją tej ścieżki badawczej było poszukiwanie odpowiedzi na pytanie badawcze: *Czy możliwe jest osiągnięcie podobnego rezultatu również dla odpylania gazu procesowego o odmiennej charakterystyce zanieczyszczeń, a jeśli tak to czy ten proces może być prowadzony również bez zastosowania dodatków mineralnych?*

Odpowiedź na tak postawiony problem uzyskano poprzez realizację serii badań eksperymentalnych zmodyfikowanej konstrukcji filtra, w trakcie której odpylaniu poddano gorący gaz procesowy uzyskiwany w drugim z testowanych w pracy układów zgazowania (zgazowanie SRF w reaktorze CFB). Pomimo że reaktor ze złożem stałym produkował gaz o wyższym zapyleniu niż reaktor fluidalny, to w przypadku tego drugiego obserwowano stabilny przebieg filtracji bez wprowadzania do filtra dodatków mineralnych. Zebrane doświadczenia badawcze pozwalają na konstatację, że to połączenie charakterystyki fizykochemicznej filtrowanych ciał stałych, a precyzyjniej ich zdolności do produkcji placków filtracyjnych o wysokiej spoistości w połączeniu z zawartością smół grawimetrycznych w gazie mają decydujący wpływ na to, czy proces filtracji przebiega w sposób stabilny, czy też nie. W tym ujęciu wskazano przede wszystkim na wpływ smół grawimetrycznych, które stanowiły jeden z głównych czynników różnicujących oba typy filtrowanych gazów procesowych. Należy mieć na uwadze również, że obserwowane przez ostatnie 15 lat ograniczenia instrumentalne i analityczne oraz charakterystyka zanieczyszczeń, jakie stanowią smoły wskazują, że opisane powyżej oczekiwania kierowane w stosunku np. do wspomnianej precyzji określania punktu kondensacji substancji smolistych, mogą okazać się nierealistyczne.

Niemniej, zaprezentowane w rozprawie wyniki przeprowadzonych badań świadczą o osiągnięciu podstawowego celu pracy, jakim było opracowanie skutecznej metody filtracji gorących gazów procesowych, bazującej na wykorzystaniu filtrów świecowych. Poprzez serię badań eksperymentalnych zweryfikowano skuteczność obranych założeń autorskiej konstrukcji filtra. Opracowane rozwiązania konstrukcyjne i procesowe pozwalają na prowadzenie filtracji przy zachowaniu spadku ciśnienia na urządzeniu nieprzekraczającego 2 kPa. Stabilna praca urządzenia przy tak niskich oporach świadczy, że obciążenie filtra strumieniem 90-100 Nm³/h gazu procesowego – co przekłada się na prędkość filtracji w zakresie 1-2 cm/s – nie jest obciążeniem maksymalnym dla tej konstrukcji. Niestety ze względu na ograniczenia techniczne instalacji pilotowych wykorzystywanych do realizacji badań, niemożliwym było przeprowadzenie próby pracy zmodyfikowanej koncepcji filtra przy wyższych prędkościach filtracji. Pomimo tego wykazano również, że opracowany filtr pozwala na utrzymanie wymaganej skuteczności filtracji w trakcie odpylania gazu o zapyleniu całkowitym wynoszącym nawet 31 g/Nm³, co stanowi wartość przekraczającą 5× zapylenie zakładane na podstawie testów wstępnych jako nominalne.

W efekcie zrealizowanych zadań osiągnięto wszystkie zakładane w pracy cele naukowe i użytkowe, a to pozwoliło na rozwiązanie problemu badawczego rozprawy i udowodnienie, że poprzez opracowanie kombinacji rozwiązań technicznych i procesowych możliwa jest sprawna i niezawodna praca filtrów świecowych w warunkach gorącego gazu procesowego. Tym samym podniesiono poziom gotowości technologicznej rozwijanej metody filtracji gorącego gazu procesowego z TRL III do VI. Osiągnięty rezultat pozwala w przyszłości na rozszerzenie funkcjonalności filtra z poziomu urządzenia pozwalającego na odpylanie gorących gazów, do reaktora rozpyłowego, umożliwiającego ich jednoczesne odpylanie i oczyszczanie z takich zanieczyszczeń jak związki smoliste, kwaśne czy zasadowe, a to powoduje, że zaprezentowana w rozprawie technologia filtracji stanowi skuteczne i oryginalne rozwiązanie, które może znaleźć zastosowanie w sferze gospodarczej.

Rozdział 10 Lista dobrych praktyk inżynierskich dla projektowania i wykorzystania filtrów gazu gorącego do oczyszczania gazów uzyskiwanych na drodze zgazowania paliw stałych

W przypadku filtrów świecowych przeznaczonych do filtracji gazów gorących, rynek, na którym możliwe jest ich zastosowanie, jest znacznie mniejszy, niż ma to miejsce w przypadku filtrów workowych. Z tego powodu istnieje ograniczona ilość wdrożeń przemysłowych oraz dostępnych w literaturze informacji dot. stosowanych dobrych praktyk inżynierskich. Inaczej niż ma to miejsce w przypadku filtrów workowych, filtry gazów gorących oferowane przez różnych producentów w znacznie większym stopniu mogą różnić się sposobem wykonania a przez to również charakterystyką pracy. Poniższy materiał stanowi kompilację informacji zaprezentowanych w literaturze a uzupełnionych o doświadczenia własne. Bogatymi źródłami zarówno fundamentalnych informacji na temat procesu filtracji gazów, jak i zasad pracy tych urządzeń są [6,7], natomiast opis doświadczeń i skutecznych rozwiązań inżynierskich i procesowych można napotkać m.in. w [31,50,68,70–72,90,91] oraz [47,47,99,102,139–141]. Co więcej, w przypadku zagadnień ogólnych tożsamy dla filtrów workowych i filtrów świecowych bogate źródła wiedzy stanowią [6,82,98,122,130,142].

Poniżej zestawiono zebrane w ramach niniejszej pracy informacje w zakresie dobrych praktyk inżynierskich stosowanych przy wykorzystaniu filtrów świecowych do odpylania gorących gazów procesowych otrzymywanych na drodze zgazowania paliw stałych. **Materiał ten został opracowany, aby służyć pomocą i wskazówkami inżynierom i naukowcom rozwijającym m.in. technologie zgazowania paliw stałych, oczyszczania gazów procesowych czy też szerzej pojętego odpylania gazów gorących przy wykorzystaniu filtrów świecowych.**

Projekt korpusu filtra gazu gorącego, urządzenia do odbioru pyłu i peryferyjne:

W powyższym zakresie zastosowanie znajdują wszystkie dobre praktyki znane z filtrów workowych. Z powodu obniżonej sprawności regeneracji filtrów świecowych, wzrasta waga zapewnienia odpowiedniej dystrybucji gazu regeneracyjnego, a w ujęciu odpylania gazu procesowego, również kontrola składu, ilości i temperatury gazu impulsowego wprowadzanego do filtra.

- Do budowy filtrów proponowane jest wykorzystanie stali nierdzewnych o parametrach minimum odpowiadających AISI 304. W przypadku środowiska o wyższej korozyjności wskazanym jest stosowanie stali AISI 316 i AISI 316Ti, natomiast dla temperatury $>800^{\circ}\text{C}$ sprawdzonym rozwiązaniem jest wykorzystywanie stali AISI 314.
- W filtrach pracujących w temperaturach przekraczających 800°C zastosowanie znajdują również obmurza i wewnętrzne izolacje ceramiczne. Ich funkcją z jednej strony jest ochrona zewnętrznej płaszczyzny stalowego filtra, natomiast z drugiej stanowią magazyn ciepła kompensujący wpływ zmian temperatury filtrowanego gazu. Zastosowanie obmurzy w znaczący sposób wydłuża czas rozruchu i odstawiania filtra (w odniesieniu do stanu zimnego).
- Dla filtrów pracujących przy ciśnieniu zbliżonym do atmosferycznego, ze względów ekonomicznych filtry budowane są zwykle w układzie prostokątnym, natomiast dla instalacji ciśnieniowych korpus filtra projektowany jest wyłącznie w układzie cylindrycznym. Dla

zmniejszenia gabarytów urządzenia, kosztów produkcji oraz problemów związanych z transportem korpusu okrągłego o znacznych rozmiarach filtry projektuje się przy wykorzystaniu kilku, zamontowanych na różnych wysokościach półek sitowych oraz wkładów segmentowych (łączonych przy wykorzystaniu spoiw ceramicznych lub poprzez spawanie).

- Konieczne jest stosowanie metod pozwalających na zabezpieczanie minimalnej i maksymalnej temperatury pracy filtra. W przypadku wstępnego wygrzewania możliwe jest stosowanie układów palników gazowych/olejowych i grzałek elektrycznych. Dla regulacji temperatury gazu i filtra w niewielkim zakresie operacyjnym uzasadnione jest stosowanie przewodów grzejnych, umożliwiających przede wszystkim ograniczenie strat temperatury gazu w trakcie procesu, jak i utrzymanie filtra w stanie gorącym w trakcie przestojów instalacji (śladowe przewody grzewcze od ang. *electric trace heating*). Regulacja maksymalnej temperatury gazu procesowego kierowanego do filtracji zależy w dużej mierze od skali instalacji. W układach dużej mocy zastosowanie znajdują chłodnice radiacyjne, w mniejszych układach stosuje się chłodnice przeponowe (w tym płaszczowo-rurowe), jednak tutaj w zależności od przekształcanego surowca mogą one wykazywać tendencje do szlakowania. W trakcie projektu należy mieć również na uwadze, że pomiar temperatury gazu nie przekłada się bezpośrednio na wiedzę o temperaturze powierzchni transportowanych w nim cząstek zanieczyszczeń (np. temperatura pyłu odbieranego z reaktora fluidalnego może utrzymywać się na znacząco wyższym poziomie niż mierzona temperatura przepływającego gazu). Wstępne chłodzenie gazu z temperatury $>850^{\circ}\text{C}$ może być skutecznie realizowane również przy wykorzystaniu wtrysku wody lub pary wodnej.
- Korzystnym jest stosowanie izolacji dwuwarstwowych odpornych na działanie wysokiej temperatury, np. jako pierwszą warstwę stosowana jest izolacja z wełny, papierów i filców ceramicznych, natomiast drugą stanowi zwykle mineralna wełna szklana. Izolacja powinna być wykonana w sposób szczelny i ograniczający możliwość nasiąkania wodą, a w obrębie otworów rewizyjnych i pokryw serwisowych musi przewidywać możliwość wielokrotnego demontażu i montażu. Projekt wszystkich elementów zewnętrznych filtra (króćce, kołnierze rurki impulsowe etc.) musi przewidywać konieczność integracji z wybraną metodą ogrzewania/kompensacji strat ciepła oraz izolacji urządzenia.
- Dla zachowania bezpieczeństwa w obszarze odbioru placka filtracyjnego wymagane jest jego chłodzenie. W przypadku odzysku ciepła zastosowanie znajdują chłodnice przeponowe zintegrowane z podajnikiem. Usuwanie z filtra pyłu o temperaturze $<80^{\circ}\text{C}$ umożliwia nie tylko redukcję ryzyka zapłonu pyłu, ale również skuteczne zastosowanie szczelnego układu śluzowego opartego na podwójnych zaworach kłapowych (Double Flap Gate Valve, Double Pendulum Valve, Double Disk Valve) czy przepustnicach. Zastosowanie znajdują tutaj również często zawory kulowe z uszczelnieniem z PTFE jednak te w trakcie swojej pracy mogą ulegać zacieraniu i tracić szczelność. Rozwiązania nie stanowią tutaj zwykle również zawory kulowe z uszczelnieniami metalowymi ponieważ są one znacząco droższe i charakteryzują się jeszcze niższą klasą szczelności.
- Placek odbierany z filtra powinien być odprowadzany do szczelnego zbiornika.
- Wskazane jest zapewnienie możliwości inertyzacji i awaryjnego wtrysku wody do dennicy filtra, podajnika pyłu i odbieralnika, celem zabezpieczenia przed zapaleniem pyłu/gazu, np. na skutek zassania powietrza do wnętrza układu śluzowego.
- Bezpieczna praca filtra wymaga zapewnienia metody jego inertyzacji, a charakterystyka pracy danego układu zgazowania może wymagać również konieczności montażu urządzenia odcinającego (zasuwa nożowa, przepustnica) na wejściu i wyjściu gazu z filtra. Dobór zaworu musi uwzględniać maksymalny rozmiar cząstek transportowanego pyłu, lub możliwość zdmuchiwanie nagromadzonego na nim osadu.
- Impulsowe, cykliczne zmiany ciśnienia wewnątrz filtra wymagają stosowania blach

o odpowiednio dobranej grubości, a w przypadku filtrów prostokątnych również dodatkowych wzmocnień.

- Do uszczelnienia połączeń kołnierzowych i gwintowych filtra wymagane jest wykorzystanie materiałów odpornych na działanie wysokiej temperatury oraz na redukującą atmosferę gazu procesowego. Jedną z metod przeciwdziałania zapiekaniu i rozciąganiu się połączeń śrubowych kołnierzy może być stosowanie kołnierzy o większej średnicy celem odsunięcia śrub od ogrzewanej części filtra.

Konstrukcja dystrybutora gazu, dna sitowego, rozmieszczenie wkładów filtracyjnych oraz ich montaż i uszczelnienie:

- Wraz ze wzrostem skali filtra, odpowiednia dystrybucja gazu w jego wnętrzu determinuje niezawodną pracę urządzenia. Szczególnie w przypadku gazów o dużym lub zmiennym obciążeniu pyłem, zasadnym jest wykorzystywanie przegród wewnętrznych lub wlotów cyklonowych celem ochrony wkładów przed bezpośrednimi uderzeniami cząstek. Odpowiednio zaprojektowany dystrybutor gazu pozwala na poprawę jednorodności obciążenia różnych sekcji filtra pyłem, a jego umiejscowienie możliwie blisko przegrody filtracyjnej, poprawia również skuteczność usuwania placka filtracyjnego.
- Dna sitowe i płyty montażowe powinny być wykonane z blach płaskich kontrolowanych pod kątem utrzymania równości powierzchni. Otwory w dnie sitowym powinny być wykonane w sposób możliwie precyzyjny np. z wykorzystaniem lasera.
- Minimalna grubość dna sitowego nie powinna być mniejsza niż 5 mm, natomiast w przypadku większych gabarytów filtra w procesie projektowania należy wziąć pod uwagę zastosowanie wzmocnień celem ograniczenia odkształcania powierzchni sita przy temperaturze pracy filtra.
- Minimalny odstęp pomiędzy powierzchniami zewnętrznymi wkładów powinien być nie mniejszy niż 40 mm. Co istotne odstęp ten powinien być odpowiednio większy w przypadku wkładów filtracyjnych, które wykazują tendencję do produkcji placków przyjmujących postać dużych płatów (w tym m.in. dla siatkowych i włóknistych wkładów metalowych).
- Za optymalne rozmieszczenie wkładów, również z punktu widzenia konstrukcji kolektorów gazu impulsowego, uważane jest umiejscowienie w jednej płaszczyźnie wkładów regenerowanych jednocześnie w ramach jednej sekcji.
- Ilość wkładów mocowanych przy wykorzystaniu jednej płyty montażowej > 20–25 szt.
- Do uszczelnienia wkładów z końcówkami kołnierzowymi (płaskimi i stożkowymi) zastosowanie znajdują dedykowane uszczelki wykonane z filcu ceramicznego. W przypadku wkładów metalowych te mogą być mocowane i uszczelniane również przy wykorzystaniu spoin.
- Należy nie dopuszczać do nadmiernego ściśnięcia uszczelnień wkładów. Sposób kontroli maksymalnej siły docisku oraz jego rozkładu między wkładami montowanymi w ramach jednej sekcji może stanowić zastosowanie zestawu pierścieni i trzpieni dystansowych. Zasadnym jest również zabezpieczenie uszczelnień filcowych przed możliwością uszkodzenia na skutek pracy układu impulsowej regeneracji (tzw. wydmuchanie uszczelki).
- Zakres stosowalności połączeń śrubowych w dużym stopniu zależy od maksymalnych warunków pracy filtrów. Ze względu na istniejące ograniczenia materiałowe praca takich połączeń w temperaturach powyżej 650°C narażona jest na wysokie ryzyko awarii. Wszystkie połączenia śrubowe pracujące wewnątrz filtra należy zabezpieczyć przy wykorzystaniu wysokotemperaturowych smarów stałych.
- Zakres stosowalności docisków kontrolowanych sprężynami jest ograniczony zwykle do temperatur rzędu 400-500°C.
- W trakcie projektowania połączenia śrubowego należy wziąć pod uwagę rozszerzalność temperaturową elementów połączenia i projektować je tak, aby było ono naprężane przy wykorzystaniu niskich momentów (np. dzięki wykorzystaniu wielośrubowych nakrętek i śrub

napinających – ang. tension nuts, tension screws, jackbolt tensioner).

Podstawowa obsługa i serwis filtra gazu gorącego:

- Projekt konstrukcji i posadowienia filtra musi uwzględniać konieczność realizacji takich czynności serwisowych jak instalacja i wymiana wkładów na nowe czy inspekcja czystej i brudnej strony filtra. Z powyższym wiążą się zagadnienia dostępności przestrzeni, bezpieczeństwa i łatwości realizacji obsługi, a w tym przewidzenia np. urządzeń wciągających, niezbędnych uchwytów i pomostów.
- Procedura kondycjonowania filtrów wymaga min. przewidzenia możliwości podłączenia układu pozwalającego na dozowanie pyłu do filtra oraz kontroli strumienia przepływającego przez urządzenia gazu, natomiast w przypadku konieczności ciągłego podawania dodatków do filtra, wymagane jest zaprojektowanie układu dozowania dodatków, który pozwalałby na pracę w ruchu ciągłym (tj. z załadunkiem śluzowym), ze zmienną wydajnością uzależnioną od strumienia odpylanego gazu oraz zapewniałby szczelność instalacji. Dozowanie materiałów o tak małym rozmiarze ziarna wymaga wzięcia pod uwagę konieczności zachowania odpowiedniego stopnia zagęszczenia materiału w przestrzeni nad dozownikiem oraz zastosowania metod przeciwdziałania fluidyzacji lub zawisaniu złoża. Dozowniki grawimetryczne mogą znajdować w tym miejscu zastosowanie ze względu na ich precyzję kontroli, jednak muszą umożliwiać pracę w warunkach gazu procesowego (ew. kondensacja smół) lub też być zabezpieczone poprzez ciągłe przemywanie gazem inertnym.
- W układach, gdzie produkowane są placki filtracyjne o wysokiej spoistości lub stosowane są wkłady filtrujące wgłębnie, jedną z procedur serwisowych może być regularne wypalanie wkładów. Proces ten może być realizowany bezpośrednio w urządzeniu, jednak filtr musi zostać odłączony od układu oczyszczania gazu, a proces musi być prowadzony z zachowaniem wysokiej kontroli nad temperaturą, ilością podawanych spalin oraz stężeniem tlenu w układzie. Jeśli konieczność wypalania filtra miałaby następować częściej niż standardowy okres pracy instalacji między przerwami remontowymi, może istnieć konieczność przewidzenia układu dwóch redundantnych urządzeń. W przypadku filtracji gazów palnych bezwzględnie konieczne jest zastosowanie układu umożliwiającego inertyzację urządzenia przed realizacją procesu wypalania wkładów filtracyjnych.

Dobór wkładów filtracyjnych:

Obecnie na rynku funkcjonuje znaczna liczba producentów oferujących swoje wyroby zarówno w zakresie ceramicznych, jak i metalowych wkładów świecowych. Dobór odpowiedniego wkładu jest zawsze kwestią optymalizacji kosztowej i procesowej. Dzięki nowoczesnym metodom produkcji wkładów świecowych standardem stają się powoli filtry optymalizowane pod kątem filtracji powierzchniowej. Membrany wkładów ceramicznych pracujących w takim reżimie mają zwykle konstrukcję dwuwarstwową, natomiast filtry metalowe osiągają podobny efekt dzięki odpowiedniemu przygotowaniu wykorzystywanych tkanin i włókien. Najprostsze, jednowarstwowe wkłady pracujące w reżimie filtracji wgłębnej do niezawodnej długoterminowej pracy wymagają odpowiedniego kondycjonowania przed pierwszym użyciem oraz zachowania niskich prędkości filtracji i oporów przepływu.

Ogólną zasadą pozostaje, że wkłady ceramiczne pozwalają na pracę w wyższych temperaturach niż metalowe oraz że są one bardziej odporne na korozję. Wkłady metalowe mogą charakteryzować się jednak niższymi oporami przepływu czy też łatwiejszą regeneracją. W przypadku wkładów metalowych szczególną uwagę należy poświęcić odpowiedniemu doborowi stali, z jakiej zostały wykonane. Szczególnie w przypadku wkładów

metalowych, jeśli istnieje taka możliwość, przed projektem docelowego urządzenia, wskazane jest przeprowadzenie testów pilotowych bezpośrednio przy wykorzystaniu rzeczywistego gazu gorącego, dla którego zaprojektowany ma być docelowy filtr.

Dla instalacji, w których reaktor zgazowania jest w stanie zagwarantować odpowiednio wysoki stopień konwersji smół grawimetrycznych, lub też produkowane smoły poddawane są konwersji ex-situ, a nie istnieje uzasadnienie technologiczne odpylania gazu o jak najwyższej temperaturze, korzystną opcją może okazać się realizacja procesu filtracji przy wykorzystaniu filtrów workowych wykonanych z włókien aramidowych czy impregnowanego włókna szklanego.

Co również istotne filtry gazu gorącego umożliwiają zastosowanie różnego rodzaju wkładów, jednak w przypadku już istniejącego urządzenia wymagana jest kompatybilność pomiędzy ich wykonaniem, co dotyczy głównie wymiarów zewnętrznych oraz sposobu wykonania kołnierza mocującego. Ze wzmoczoną uwagą powinno się zatem podchodzić do filtrów bazujących na rozwiązaniach niestandardowych, czy stosowanych jedynie przez ograniczoną liczbę producentów. W tej grupie należy wymienić wkłady montowane we wspólnych sekcjach/zestawach, wkłady o ponadnormatywnych wymiarach, segmentowe łączone w trakcie montażu, z otwartymi oboma końcami, ze stożkowymi kołnierzami lub kołnierzami płaskimi oraz metalowe wkłady z końcówkami do spawania.

Ogólne uwarunkowania filtracji gorącego gazu procesowego produkowanego na drodze zgazowania paliw stałych:

- Pyły produkowane w większości układów zgazowania charakteryzują się wysoką zawartością nieprzereagowanego węgla i rozwiniętym układem przestrzennym, przez co wykazują znacząco wyższe współczynniki oporu przepływu, niż ma to miejsce w przypadku pyłów produkowanych w układach spalania.
- Placki filtracyjne składające się w dominującej części z karbonizatu wykazują się wysoką spoistością i odpornością na regenerację.
- W przypadku zbyt wysokiej intensywności pracy układu regeneracji wkłady filtracyjne mogą pękać lub sukcesywnie zatykać się smołami grawimetrycznymi. Kolejnym powodem mechanicznej awarii wkładów są zwykle wibracje instalacji oraz zmiany naprężeń wywołane cyklicznymi zmianami temperatury wkładów. Oba ze wskazanych czynników wymagają odpowiedniego uwzględnienia na etapie projektowania urządzenia.
- Filtry świecowe podobnie jak workowe nie tolerują pracy w układzie, gdzie w gazie występuje mgła (bez względu na charakterystykę fazy ciekłej).
- Proces wypalania zanieczyszczeń zebranych na wkładach stanowi znaczące zagrożenie dla trwałości wykorzystywanych wkładów i powinien być stosowany wyłącznie w ostateczności. Procedura może prowadzić do lokalnych przegrzań i uszkodzeń membrany wkładów.
- Zebrany na powierzchni wkładów oraz w odbieralniku filtra placek filtracyjny stanowi materiał potencjalnie palny i wybuchowy, dlatego wymagane jest stosowanie odpowiednich metod postępowania z plackiem (szczelność układu, chłodzenie odebranego pyłu lub jego zraszanie) i procedur awaryjnych (np. inertyzacja, gaszenie wodą lub ditlenkiem węgla).
- Karbonizaty produkowane w reaktorach zgazowania mogą wykazywać bardzo szerokie spektrum wielkości cząstek, co szczególnie w połączeniu z wykorzystaniem dodatków modyfikujących spoistość placka filtracyjnego, wymaga odpowiedniego podejścia do projektowania rurociągów zasilających filtr (prowadzenie ze spadkiem, przy wysokich prędkościach

przepływu) oraz przy minimalizacji przeszkód lokalnych (np. stosowanie zaworów pełnoprzelotowych, przewymiarowanych przepustnic lub kolanek max. 45°). Z powyższym wiąże się również zjawisko erozji, które jest szczególnie istotne w układach filtracji gazu procesowego produkowanego w reaktorach fluidalnych.

- Gaz procesowy jest gazem reaktywnym, o działaniu redukującym, palnym i potencjalnie wybuchowym, jego skład jest wysoce zależny m.in. od typu reaktora, zastosowanego surowca i czynnika zgazowującego oraz od warunków realizacji procesu konwersji.
- Wszystkie elementy instalacji muszą być szczelne, ponieważ w warunkach pracy filtra w podciśnieniu istnieje ryzyko zapłonu gorącego gazu wewnątrz urządzenia, natomiast przy jego swobodnym wypływie z nieszczelności, gaz może zarówno ulec spontanicznemu zapłonowi, stworzyć atmosferę wybuchową lub trującą (głównie ze względu na wysokie stężenie tlenu węgla i siarkowodoru).
- Przy wykorzystaniu impulsowej metody regeneracji konieczne jest zastosowanie gazu inertnego, np. azotu lub oczyszczonego gazu procesowego. Alternatywnym rozwiązaniem teoretycznie może być również wykorzystanie przegrzanej pary wodnej.
- Wszystkie elementy zewnętrzne filtra, które są narażone na działanie gazu procesowego, muszą być w pełni pokryte ogrzewaniem kompensującym straty ciepła i izolacją termiczną celem uniknięcia problemu kondensacji smół, zarastania instalacji i powstawania wtórnych źródeł zapylenia gazu.
- Ze względu na wysoką zawartość części palnych w placku filtracyjnym, inspekcja urządzenia po jego odstawieniu jest możliwa dopiero po inertyzacji układu i jego wychłodzeniu do temperatury <math><50-60^{\circ}\text{C}</math>.
- Z powodu możliwości pracy filtra w strefach zagrożonych wybuchem, konieczne może być stosowanie odpowiednio dostosowanych do takich warunków pracy urządzeń (zawory impulsowe, napędy, ogrzewanie, szafy sterujące i zasilające, dmuchawy, kompresory etc.).

Dobór temperatury procesu i wpływ na zastosowaną prędkość filtracji:

- Za optymalny punkt pracy filtra uważa się zakres temperatury, w którym pył nie wykazuje zmian swoich właściwości fizykochemicznych. Filtracja poza takim obszarem np. na skutek wzrostu temperatury procesu może doprowadzić do zmiany właściwości i składu filtrowanego pyłu, a w konsekwencji spowodować wzrost spoistości produkowanego placka (wszystkie sole i metale budujące filtrowany pył muszą występować w fazie stałej). Spadek temperatury filtracji poniżej wyznaczonego minimum może wiązać się z kondensacją smół grawimetrycznych zawartych w gazie oraz szybkim spadkiem gazoprzepuszczalności i porowatości wkładów.
- W celu wyznaczenia dolnego limitu temperatury filtracji wskazana jest analiza ilościowa i jakościowa smół, których oznaczenie jest możliwe przy wykorzystaniu technik GC/FID oraz GC/MS. Uzyskana charakterystyka smół pozwala na przybliżenie punktu kondensacji przy wykorzystaniu modelu zaproponowanego przez TNO. Wobec smół grawimetrycznych wskazane jest przeprowadzenie prób frakcjonowanej kondensacji gazu. Tak wyznaczony punkt kondensacji związków organicznych w gazie musi być wykorzystywany z ostrożnością, ponieważ zmiana surowca, warunków realizacji procesu zgazowania, czy fazy przejściowej pracy układu (rozruch/zatrzymanie/zmiana właściwości fizykochemicznych surowca/zmiana parametrów procesu zgazowania) mogą skutkować produkcją smół o odmiennym charakterze i udziałach poszczególnych frakcji, a przez to o różnych temperaturach kondensacji.
- W celu wyznaczenia górnego limitu temperatury filtracji wskazane jest wykonanie analizy termograwimetrycznej, kalorymetrycznej oraz dylatometrycznej pyłu produkowanego w danej instalacji.
- Wraz ze wzrostem temperatury procesu konieczne jest stosowanie droższych rozwiązań

materiałowych i aparaturowych. Wzrostowi ulega również ilość wymaganych elementów filtracyjnych oraz gabaryt samego filtra. Co więcej, wzrost temperatury filtracji pociąga za sobą również konieczność ograniczania prędkości filtracji.

- Dla pyłów swobodnie płynących (o niskim naturalnym kącie usypu) oraz o budowie krystalicznej możliwe jest stosowanie wyższych prędkości filtracji, natomiast dla cząstek o rozwiniętej strukturze i wykazujących tendencje do zbrylania się, konieczna jest redukcja wartości tego parametru. Analogicznie postępuje się w przypadku konieczności pracy filtra w temperaturze zbliżonej do punktu spiekania i mięknięcia filtrowanego pyłu.

Projekt oraz dobór komponentów wchodzących w skład układu regeneracji:

Również w przypadku tego zagadnienia punkt odniesienia stanowią doświadczenia zdobyte w trakcie rozwoju filtrów workowych. Przy zastosowaniu wkładów świecowych należy jednak mieć zawsze na uwadze ich odmienną konstrukcję oraz wynikające z tego faktu różnice w mechanizmie regeneracji impulsowej. Poniższe informacje odnoszą się do typowych układów opartych na metodzie impulsowej regeneracji wkładów, której odmiany znajdują zastosowanie w większości filtrów gazu gorącego.

- Bezwzględnie wymagane jest wykorzystywanie zbiorników buforowych dla gazu regeneracyjnego. Optymalnie objętość bufora powinna być obliczona tak, aby przy maksymalnym zakładanym wypływie gazu ze zbiornika (ilość wkładów, czas otwarcia zaworu, ciśnienie początkowe w zbiorniku) ciśnienie w buforze nie spadło $< 2-3 \text{ bar}_a$. Alternatywną metodą przybliżenia niezbędnej objętości bufora jest obliczenie całkowitej objętości wewnętrznej wszystkich elementów wchodzących w skład regenerowanej sekcji (objętość wewnętrzna czystej strony wkładów, dysze, kolektor etc.) oraz powiększenie tej wartości o zadany współczynnik bezpieczeństwa, który zwykle mieści się w zakresie 2-3.
- Minimalne ciśnienie gazu regeneracyjnego dla regeneracji filtrów pracujących w ciśnieniu zbliżonym do atmosferycznego powinno mieścić się w granicach $4-10 \text{ bar}_g$, natomiast w przypadku instalacji ciśnieniowych, ciśnienie gazu regeneracyjnego powinno wynosić min. $2 \times$ ciśnienia procesowego panującego w filtrze.
- Wraz ze wzrostem rozmiaru stosowanych dysz impulsowych, skuteczny efekt regeneracji uzyskiwany jest przy wykorzystaniu niższego ciśnienia gazu impulsowego.
- Wraz ze wzrostem ilości wkładów regenerowanych w ramach jednej sekcji, rośnie wymagane ciśnienie gazu regeneracyjnego i rozmiar kolektora gazu.
- Optymalną metodą weryfikacji skuteczności opracowanego układu regeneracyjnego jest realizacja prób pilotowych, które powinny być realizowane przy wykorzystaniu gazu rzeczywistego mającego być docelowo odpylanym (np. próby kuponowe, realizowane na boczniku). Metodą alternatywną (przybliżoną) jest analiza zmian ciśnienia wewnątrz wkładów w trakcie ich regeneracji. Układ powinien umożliwiać wytwarzanie różnicy ciśnień pomiędzy czystą a brudną stroną filtra pozwalającej na przekroczenie wytrzymałości mechanicznej placka filtracyjnego. W ujęciu praktycznym wskazuje się wartości $30-40 \text{ kPa}$, jako wymagane dla skutecznej regeneracji ceramicznych wkładów świecowych.
- W ramach jednej sekcji zaleca się regenerację maksymalnie 10-15 wkładów.
- Konieczne jest wykorzystywanie zaworów impulsowych o możliwie wysokim współczynniku K_{vs} oraz niskim czasie zwłoki (zarówno otwierania, jak i zamykania). W tym celu stosuje się zarówno pełnoprzelotowe elektrozawory (ang. solenoid pulse-jet valve), jak i zawory z kulą ujarzmioną (in. jarzmioną lub z czopem, ang. trunnion ball valves), których napęd realizowany jest zazwyczaj przy wykorzystaniu siłowników pneumatycznych.
- Drugi z powyższych typów zaworów impulsowych pozwala teoretycznie na stosowanie gazu regeneracyjnego o temperaturze $> 300^\circ\text{C}$ (zwykle wskazuje się jednak na maksymalną

temperaturę pracy ok. 250°C), co między innymi w przypadku aplikacji związanych z odpylaniem gazu pirolitycznego może mieć niebagatelne znaczenie (uniknięcie kondensacji smół grawimetrycznych). Ze względu na swoją konstrukcję zawory te występują jednak tylko w dużych rozmiarach, zwykle >DN50.

- Realizacja procesu regeneracji gazem o temperaturze >180-250°C pociąga za sobą dodatkowe ryzyka i koszty, dlatego powinna być podejmowana tylko w ostateczności.
- Optymalny czas trwania regeneracji, liczony jako czas utrzymywania pozycji pełnego otwarcia zaworu impulsowego, mieści się zwykle w przedziale 150-450 ms.
- Jedną z metod wydłużenia czasu trwania wysokiego ciśnienia gazu impulsowego wewnątrz wkładów, wyrównania ciśnienia na całej wysokości pojedynczego wkładu, jak i pomiędzy wkładami regenerowanymi w ramach jednej sekcji, jest zamontowanie kryz na wylocie gazów z czystej strony wkładów. Rozwiązanie to może doprowadzać do niższego ciśnienia maksymalnego w trakcie regeneracji, na skutek braku możliwości wykorzystania efektu Venturiego i zassania gazu z czystej strony filtra przez strumień gazu impulsowego wprowadzanego do wnętrza wkładu.
- Korzystnym jest, aby proces regeneracji nie był zarządzany jedynie w oparciu o pomiar oporów filtracji, ale również o kontrolę szybkości przyrastania oporów, czy czasu pomiędzy kolejnymi regeneracjami.
- Charakterystykę pracy wszystkich elementów układu impulsowej regeneracji można analizować przy wykorzystaniu ultraszybkich przetworników ciśnienia i układów akwizycji danych. Istotne jest, aby zastosowane urządzenia pozwalały na próbkowanie z szybkością przekraczającą 1 000 S/s (Hz), a przetworniki ciśnienia posiadały czułość wyższą niż 10 Pa.
- Skutecznym rozwiązaniem pomiaru różnicy ciśnienia pomiędzy brudną a czystą stroną filtra jest zastosowanie jednego dedykowanego do tego celu przetwornika (o odpowiednio dobranym zakresie czułości i precyzji – np. 0-3 kPa). Pomiar realizowany w oparciu o dwa niezależne czujniki ciśnienia nie są rozwiązaniem optymalnym, ponieważ nie charakteryzują się odpowiednio wysoką czułością i niezawodnością. Również sposób wykonania wlotu króćca impulsowego po brudnej stronie filtra powinien uniemożliwiać ew. zatkanie cząstkami pyłu lub fragmentami placka filtracyjnego.
- Konieczne jest zapewnienie możliwości kontroli drożności przewodów impulsowych czujnika różnicy ciśnienia na filtrze. W przypadku utrzymania szczelności wszystkich połączeń przewody te nie ulegają zatykaniu smołami, jednak znane są przypadki, gdzie niska temperatura gazu w połączeniu z nieszczelnościami złączy doprowadzały do niewłaściwych wskazań czujnika.
- Istnieje również potencjalne ryzyko związane z dyfuzją gazu procesowego wewnątrz układu impulsowej regeneracji, co może prowadzić do kondensacji smół i zatykania dysz, kolektora czy zaworów impulsowych, jednak zazwyczaj już minimalne, naturalnie występujące nieszczelności zaworów impulsowych skutecznie przeciwdziałają temu ryzyku.

Wykaz literatury

1. Enerkem Succeeds in Making Biomethanol from Household Waste. *Focus Catal.* **2015**, 2015, 4, doi:10.1016/j.focat.2015.10.011.
2. Enerkem Produces Renewable Alternative Solution to Diesel Fuel. *Focus Catal.* **2018**, 2018, 6, doi:10.1016/j.focat.2018.11.097.
3. Enerkem Picks Spain for Waste-to-Methanol. *Focus Catal.* **2018**, 2018, 5, doi:10.1016/j.focat.2018.06.004.
4. Enerkem Produces First Bio-DME at Quebec Plant. *Focus Catal.* **2018**, 2018, 5, doi:10.1016/j.focat.2018.11.086.
5. Villot, A.; Gonthier, Y.; Gonze, E.; Bernis, A.; Ravel, S.; Grateau, M.; Guillaudeau, J. Separation of Particles from Syngas at High-Temperatures with an Electrostatic Precipitator. *Sep. Purif. Technol.* **2012**, 92, 181–190, doi:10.1016/j.seppur.2011.04.028.
6. Sutherland, K. *Filters and Filtration Handbook*; 5. ed.; Butterworth-Heinemann: Amsterdam Heidelberg, 2008; ISBN 978-1-85617-464-0.
7. Seville, J.P.K. Rigid Ceramic Filters. In *Gas Cleaning in Demanding Applications*; Seville, J.P.K., Ed.; Springer Netherlands: Dordrecht, 1997; pp. 96–129 ISBN 978-94-011-7665-1.
8. Bridgwater, A.V. The Technical and Economic Feasibility of Biomass Gasification for Power Generation. *Fuel* **1995**, 14, 631–653.
9. Bridgwater, A.V.; Toft, A.J.; Brammer, J.G. *A Techno-Economic Comparison of Power Production by Biomass Fast Pyrolysis with Gasification and Combustion*; 2002; Vol. 6, pp. 181–246; ISBN 4401213593611.
10. Belgiorno, V.; Feo, G. De; Rocca, C. Della; Napoli, R. Energy from Gasification of Solid Wastes. *Waste Manag.* **2003**, 23, 1–15.
11. Ściążko, M.; Pronobis, M.; Zuwała, J. Współspalanie Biomasy i Paliw Alternatywnych w Energetyce.
12. Arena, U. Process and Technological Aspects of Municipal Solid Waste Gasification. A Review. *Waste Manag.* **2012**, 32, 625–639, doi:10.1016/j.wasman.2011.09.025.
13. He, M.; Hu, Z.; Xiao, B.; Li, J.; Guo, X.; Luo, S.; Yang, F.; Feng, Y.; Yang, G.; Liu, S. Hydrogen-Rich Gas from Catalytic Steam Gasification of Municipal Solid Waste (MSW): Influence of Catalyst and Temperature on Yield and Product Composition. *Int. J. Hydrog. Energy* **2009**, 34, 195–203, doi:10.1016/j.ijhydene.2008.09.070.
14. Higman, C.; van der Brugt, M. *Gasification, Second Edition*; Elsevier, 2008;
15. Muller, S. Hydrogen from Biomass for Industry - Industrial Application of Hydrogen Production Based on Dual Fluid Gasification, Wien, Techn. Univ., Diss., 2013, 2013.
16. Vogels, J. Industrial Scale Hydrogen Production from Biomass via CHOREN's Unique Carbo-V-Process. In Proceedings of the 18th World Hydrogen Energy Conference; 2010; pp. 375–380.
17. Luo, S.; Zhou, Y.; Yi, C. Syngas Production by Catalytic Steam Gasification of Municipal Solid Waste in Fixed-Bed Reactor. *Energy* **2012**, 44, 391–395, doi:10.1016/j.energy.2012.06.016.
18. Mun, T.; Kim, J. Air Gasification of Dried Sewage Sludge in a Two-Stage Gasifier. Part 2: Calcined Dolomite as a Bed Material and Effect of Moisture Content of Dried Sewage Sludge for the Hydrogen Production and Tar Removal. *Int. J. Hydrog. Energy* **2013**, 38, 5235–5242, doi:10.1016/j.ijhydene.2013.02.073.
19. Entrained Flow Gasifiers Available online: <https://netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/entrainedflow> (accessed on 22 March 2022).
20. Joseph Billaud; Sylvie Valin; Gilles Ratel; Marine Peyrot; Fredrik Weiland; Henry Hedman; Sylvain Salvador Biomass Gasification in Entrained Flow Reactor: Influence of Wood Particle Size. *Chem. Eng. Trans.* **2016**, 50, 37–42, doi:10.3303/CET1650007.
21. Malkow, T. Novel and Innovative Pyrolysis and Gasification Technologies for Energy Efficient and Environmentally Sound MSW Disposal. *Waste Manag.* **2004**, 24, 53–79, doi:10.1016/S0956-053X(03)00038-2.

22. Kopczyński, M.; Zuwała, J. Torrefied Biomass - a New Fuel for the Power Industry. *Chem. Sci.-Tech.-Mark.* **2013**, *67*, 540–551.
23. Shadle, L.J.; Breault, R.W. Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC). In *Handbook of Climate Change Mitigation*; Chen, W.-Y., Seiner, J., Suzuki, T., Lackner, M., Eds.; Springer US: New York, NY, 2012; pp. 1545–1604 ISBN 978-1-4419-7991-9.
24. Billaud, J.; Valin, S.; Ratel, G.; Peyrot, M.; Weiland, F.; Hedman, H.; Salvador, S. Biomass Gasification in Entrained Flow Reactor: Influence of Wood Particle Size. *Chem. Eng. Trans.* **2016**, *50*, 37, doi:10.3303/CET1650007.
25. Fredrik Weiland; Henry Hedman; Henrik Wiinikka; Magnus Marklund Pressurized Entrained Flow Gasification of Pulverized Biomass - Experiences from Pilot Scale Operation. *Chem. Eng. Trans.* **2016**, *50*, 325–330, doi:10.3303/CET1650055.
26. Tar Measurement Protocol Available online: <http://www.tarweb.net/> (accessed on 10 December 2022).
27. Thersites: Classification System Available online: <https://www.thersites.nl/classification.aspx> (accessed on 17 March 2022).
28. Miliotti, E.; Casini, D.; Rosi, L.; Lotti, G.; Rizzo, A.M.; Chiaramonti, D. Lab-Scale Pyrolysis and Hydrothermal Carbonization of Biomass Digestate: Characterization of Solid Products and Compliance with Biochar Standards. *Biomass Bioenergy* **2020**, *139*, 105593, doi:10.1016/j.biombioe.2020.105593.
29. Patuzzi, F.; Prando, D.; Vakalis, S.; Rizzo, A.M.; Chiaramonti, D.; Tirlor, W.; Mimmo, T.; Gasparella, A.; Baratieri, M. Small-Scale Biomass Gasification CHP Systems: Comparative Performance Assessment and Monitoring Experiences in South Tyrol (Italy). *Energy* **2016**, *112*, 285–293, doi:10.1016/j.energy.2016.06.077.
30. SYNCRAFT® - Das Holzkraftwerk Available online: <https://en.syncraft.at/> (accessed on 16 December 2022).
31. Dou, B. Research Progress of Hot Gas Filtration, Desulphurization and HCl Removal in Coal-Derived Fuel Gas: A Review. *Chem. Eng. Res. Des.* **17**.
32. Hongrapipat, J.; Saw, W.-L.; Pang, S. Removal of Ammonia from Producer Gas in Biomass Gasification: Integration of Gasification Optimisation and Hot Catalytic Gas Cleaning. *Biomass Convers. Biorefinery* **2012**, *2*, 327–348, doi:10.1007/s13399-012-0047-1.
33. Schmid, J.C.; Fuchs, J.; Benedikt, F.; Mauerhofer, A.M.; Müller, S.; Hofbauer, H.; Stocker, H.; Kieberger, N.; Bürgler, T. Sorption Enhanced Reforming with the Novel Dual Fluidized Bed Test Plant at TU Wien. *Eur. Biomass Conf. Exhib. Proc.* **2017**, *25th EUBCE-Stockholm 2017*, 421–428, doi:10.5071/25thEUBCE2017-2BO.2.2.
34. Hofbauer, Hermann; Rauch, R.; Ripfel-Nitsche, K. *Report on Gas Cleaning for Synthesis Applications*; TU Wien, 2007;
35. Malek, L.; Hulteberg, C.; Svensson, H.; Hofbauer, H. Scrubber Liquid Recovery in Small and Medium Scale Biomass Gasification Systems.; 2016; Vol. 2016, pp. 863–867.
36. Szul, M.; Iluk, T.; Sobolewski, A. High-Temperature, Dry Scrubbing of Syngas with Use of Mineral Sorbents and Ceramic Rigid Filters. *Energies* **2020**, *13*, 1528, doi:10.3390/en13061528.
37. Kurella, S.; Bhukya, P.K.; Meikap, B.C. Removal of H₂S Pollutant from Gasifier Syngas by a Multistage Dual-Flow Sieve Plate Column Wet Scrubber. *J. Environ. Sci. Health Part A* **2017**, *52*, 515–523, doi:10.1080/10934529.2017.1281690.
38. Cooper, D.A.; Ghardashkani, S.; Ljungstroem, E.B. Decomposition of Ammonia over Calcined and Sulfated Limestone at 725-950.Degree.C. *Energy Fuels* **1989**, *3*, 278–283, doi:10.1021/ef00015a002.
39. Simell, P.; Hepola, J.; Krause, A. Effects of Gasification Gas Components on Tar and Ammonia Decomposition over Hot Gas Cleanup Catalysts. *Fuel* **1997**, *76*, 1117–1127, doi:10.1016/S0016-2361(97)00109-9.
40. Ohtsuka, Y.; Tsubouchi, N.; Kikuchi, T.; Hashimoto, H. Recent Progress in Japan on Hot Gas Cleanup of Hydrogen Chloride, Hydrogen Sulfide and Ammonia in Coal-Derived Fuel Gas.

- Powder Technol.* **2009**, *8*.
41. Weinell, C.E.; Jensen, P.I.; Dam-Johansen, K.; Livbjerg, H. Hydrogen Chloride Reaction with Lime and Limestone: Kinetics and Sorption Capacity. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1992**, *31*, 164–171, doi:10.1021/ie00001a023.
 42. Shirai, H.; Fusch, Y.; Schwerdtfeger, K. Hot Defluorination of Reducing Gases with Lime Pellets. *Environ. Sci. Technol.* **2000**, *34*, 798–803, doi:10.1021/es990335k.
 43. Feroso, J.; Stevanov, C.; Moghtaderi, B.; Arias, B.; Pevida, C.; Plaza, M.G.; Rubiera, F.; Pis, J.J. High-Pressure Gasification Reactivity of Biomass Chars Produced at Different Temperatures. *J. Anal. Appl. Pyrolysis* **2009**, *85*, 287–293, doi:10.1016/j.jaap.2008.09.017.
 44. Xu, R.; Zhang, J.; Wang, G.; Zuo, H.; Zhang, P.; Shao, J. Gasification Behaviors and Kinetic Study on Biomass Chars in CO₂ Condition. *Chem. Eng. Res. Des.* **2016**, *107*, 34–42, doi:10.1016/j.cherd.2015.10.014.
 45. Valin, S.; Ravel, S.; Guillaudeau, J.; Thiery, S. Comprehensive Study of the Influence of Total Pressure on Products Yields in Fluidized Bed Gasification of Wood Sawdust. *Fuel Process. Technol.* **2010**, *91*, 1222–1228, doi:10.1016/j.fuproc.2010.04.001.
 46. Xiang, Y.; Cai, L.; Guan, Y.; Liu, W.; He, T.; Li, J. Study on the Biomass-Based Integrated Gasification Combined Cycle with Negative CO₂ Emissions under Different Temperatures and Pressures. *Energy* **2019**, *179*, 571–580, doi:10.1016/j.energy.2019.05.011.
 47. Tuomi, S.; Kaisalo, N.; Simell, P.; Kurkela, E. Effect of Pressure on Tar Decomposition Activity of Different Bed Materials in Biomass Gasification Conditions. *Fuel* **2015**, *158*, 293–305, doi:10.1016/j.fuel.2015.05.051.
 48. Motta, I.L.; Miranda, N.T.; Maciel Filho, R.; Wolf Maciel, M.R. Biomass Gasification in Fluidized Beds: A Review of Biomass Moisture Content and Operating Pressure Effects. *Renew. Sustain. Energy Rev.* **2018**, *94*, 998–1023, doi:10.1016/j.rser.2018.06.042.
 49. Wu, C.; Yin, X.; Ma, L.; Zhou, Z.; Chen, H. Operational Characteristics of a 1.2-MW Biomass Gasification and Power Generation Plant. *Biotechnol. Adv.* **2009**, *27*, 588–592, doi:10.1016/j.biotechadv.2009.04.020.
 50. Kurkela, E.; Kurkela, M.; Hiltunen, I. The Effects of Wood Particle Size and Different Process Variables on the Performance of Steam-Oxygen Blown Circulating Fluidized-Bed Gasifier. *Environ. Prog. Sustain. Energy* **2014**, *33*, 681–687, doi:10.1002/ep.12003.
 51. Szul, M.; Iluk, T.; Zuwała, J. Use of CO₂ in Pressurized, Fluidized Bed Gasification of Waste Biomasses. *Energies* **2022**, *15*, 1395, doi:10.3390/en15041395.
 52. Pio, D.T.; Tarelho, L.A.C. Industrial Gasification Systems (>3 MWth) for Bioenergy in Europe: Current Status and Future Perspectives. *Renew. Sustain. Energy Rev.* **2021**, *145*, 111108, doi:10.1016/j.rser.2021.111108.
 53. Skorek-Osikowska, A.; Bartela, T.; Kotowicz, J.; Sobolewski, A.; Iluk, T.; Remiorz, L. The Influence of the Size of the CHP (Combined Heat and Power) System Integrated with a Biomass Fueled Gas Generator and Piston Engine on the Thermodynamic and Economic Effectiveness of Electricity and Heat Generation. *Energy* **2014**, *67*, 328–340, doi:10.1016/j.energy.2014.01.015.
 54. *Hydrogen and Fuel Cells*; Elsevier, 2005; ISBN 978-0-12-655281-2.
 55. Schmid, J.C.; Benedikt, F.; Fuchs, J.; Mauerhofer, A.M.; Müller, S.; Hofbauer, H. Syngas for Biorefineries from Thermochemical Gasification of Lignocellulosic Fuels and Residues—5 Years' Experience with an Advanced Dual Fluidized Bed Gasifier Design. *Biomass Convers. Biorefinery* **2021**, *11*, 2405–2442, doi:10.1007/s13399-019-00486-2.
 56. Hofbauer, H.; Rauch, R.; Klaus, B.; Reinhard, K.; Aichernig, C. Biomass CHP Plant G??Ssing - A Success Story. *Pyrolysis Gasif. Biomass Waste* **2002**.
 57. Bolhar-Nordenkampf, M.; Isaksson, J. Refuse Derived Fuel Gasification Technologies for High Efficient Energy Production.; September 8 2014.
 58. BEST Available online: <https://www.best-research.eu/en/company/comet/view/1> (accessed on 10 December 2022).
 59. Zisopoulos, G.; Detsios, N.; Atsonios, K.; Nikolopoulos, N.; Grammelis, P. Process Analysis

- and Design Considerations of a Low Carbon Methanol Synthesis Plant from Lignite/Waste Gasification. *Fuels* **2022**, 3, 245–274, doi:10.3390/fuels3020016.
60. Rolfe, A.; Huang, Y.; Hewitt, N. Methanol Production from Solid Recovered Fuel and Lignite: Techno-Economic and Environmental Assessment. *Waste Biomass Valorization* **2022**, 13, 3801–3819, doi:10.1007/s12649-022-01757-2.
 61. Marx, F.; Dieringer, P.; Ströhle, J.; Epple, B. Design of a 1 MWth Pilot Plant for Chemical Looping Gasification of Biogenic Residues. *Energies* **2021**, 14, 2581, doi:10.3390/en14092581.
 62. *Air Pollution Control Engineering*; Wang, L.K., Pereira, N.C., Hung, Y.-T., Eds.; Handbook of environmental engineering; Humana Press: Totowa, N.J, 2004; ISBN 978-1-58829-161-5.
 63. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*; Perry, R.H., Green, D.W., Eds.; 8th ed.; McGraw-Hill: New York, 2008; ISBN 978-0-07-142294-9.
 64. *Handbook of Petrochemicals Production Processes*; Meyers, R.A., Ed.; McGraw-Hill handbooks; McGraw-Hill: New York, 2005; ISBN 978-0-07-141042-7.
 65. EPA Air Pollution Control Cost Manual (Sixth Edition) 2002.
 66. Brown, D.; Gassner, M.; Fuchino, T.; Maréchal, F. Thermo-Economic Analysis for the Optimal Conceptual Design of Biomass Gasification Energy Conversion Systems. *Appl. Therm. Eng.* **2009**, 29, 2137–2152, doi:10.1016/j.applthermaleng.2007.06.021.
 67. Tijmensen, M. Exploration of the Possibilities for Production of Fischer Tropsch Liquids and Power via Biomass Gasification. *Biomass Bioenergy* **2002**, 23, 129–152, doi:10.1016/S0961-9534(02)00037-5.
 68. Heidenreich, S. Hot Gas Filtration – A Review. *Fuel* **2013**, 104, 83–94, doi:10.1016/j.fuel.2012.07.059.
 69. *Gas Cleaning in Demanding Applications*; Seville, J.P.K., Ed.; Springer Netherlands: Dordrecht, 1997; ISBN 978-94-011-7665-1.
 70. Fantom, I.R.; Cahill, P.; Sage, P.W. Hot Gas Cleaning — An Overview. In *Desulfurization of Hot Coal Gas*; Atimtay, A.T., Harrison, D.P., Eds.; Springer Berlin Heidelberg: Berlin, Heidelberg, 1998; pp. 103–116 ISBN 978-3-642-63810-7.
 71. Swanson, M.; Hajicek, D. Hot-Gas Filter Testing with a Transport Reactor Gasifier. **2002**.
 72. Heidenreich, S.; Wolters, C. Hot Gas Filter Contributes to IGCC Power Plant's Reliable Operation. *Filtr. Sep.* **2004**, 41, 22–24, doi:10.1016/S0015-1882(04)00233-2.
 73. Brown, R.; Harrison, P. Alkaline Earth Silicate Wools - A New Generation of High Temperature Insulation. *Regul. Toxicol. Pharmacol.* **2012**, 64, 296–304, doi:10.1016/j.yrtph.2012.08.020.
 74. Microstructuring of Glasses | SpringerLink Available online: <https://link.springer.com/book/10.1007/978-3-540-49888-9> (accessed on 10 December 2022).
 75. Startin, A.J.; Dyke, P.H.; Withers, C.J. Acid Gas Treatment at a Cerafil Pilot Plant. In *Gas Cleaning at High Temperatures*; Clift, R., Seville, J.P.K., Eds.; Springer Netherlands: Dordrecht, 1993; pp. 624–643 ISBN 978-94-011-2172-9.
 76. Kuropka, J. *Oczyszczanie gazów - Laboratorium*; Pol.Wr.: Wrocław, 2000; ISBN 83-7085-488-5.
 77. Asymmetric Sinter Porous Metal Filter Membrane Manufacturer. *SHINKAI*.
 78. Porous Metal Products | Sintered Metal Products | Porous Metal Filters. *Mott Corp.*
 79. Nacken, M.; Heidenreich, S.; Hackel, M.; Schaub, G. Catalytic Activation of Ceramic Filter Elements for Combined Particle Separation, NO_x Removal and VOC Total Oxidation. *Appl. Catal. B Environ.* **2007**, 70, 370–376, doi:10.1016/j.apcatb.2006.02.030.
 80. Hackel, M.; Schaub, G.; Nacken, M.; Heidenreich, S. Kinetics of Reduction and Oxidation Reactions for Application in Catalytic Gas–Particle-Filters. *Powder Technol.* **2008**, 180, 239–244, doi:10.1016/j.powtec.2007.03.045.
 81. Nacken, M.; Ma, L.; Engelen, K.; Heidenreich, S.; Baron, G.V. Development of a Tar Reforming Catalyst for Integration in a Ceramic Filter Element and Use in Hot Gas Cleaning. *Ind.*

- Eng. Chem. Res.* **2007**, *46*, 1945–1951, doi:10.1021/ie060887t.
82. Progress in Filtration and Separation - 1st Edition Available online: <https://www.elsevier.com/books/progress-in-filtration-and-separation/tarleton/978-0-12-384746-1> (accessed on 21 June 2021).
 83. Hemmer, G. Grundlagenuntersuchungen zur kombinierten Abscheidung von Stäuben und gasförmigen Schadstoffen aus Biomasseverbrennungsanlagen Available online: <https://publikationen.bibliothek.kit.edu/642002> (accessed on 21 June 2021).
 84. Kim, J.-H.; Liang, Y.; Sakong, K.-M.; Choi, J.-H.; Bak, Y.-C. Temperature Effect on the Pressure Drop across the Cake of Coal Gasification Ash Formed on a Ceramic Filter. *Powder Technol.* **2008**, *181*, 67–73, doi:10.1016/j.powtec.2007.06.006.
 85. Kono, H.O.; Jordan, B.; Ohtake, T.; Smith, D.H. Formation and Measurement of the Porosities, Tensile Strengths, and Deformation Coefficients of Gasification Filter Cakes at Operating Temperatures and Pressures. *Aerosol Sci. Technol.* **1998**, *29*, 236–245, doi:10.1080/02786829808965566.
 86. Smith, D.H.; Grimm, U.; Haddad, G.J. Measurements of Filter-Cake Properties. **1996**.
 87. Hurley, J.P.; Dockter, B.A. Factors Affecting the Tensile Strength of Hot-Gas Filter Dust Cakes. *Adv. Powder Technol.* **2003**, *14*, 695–705, doi:10.1163/15685520360731981.
 88. Boudhan, R.; Joubert, A.; Durécu, S.; Gueraoui, K.; Le Coq, L. Influence of Air Humidity on Particle Filtration Performance of a Pulse-Jet Bag Filter. *J. Aerosol Sci.* **2019**, *130*, 1–9, doi:10.1016/j.jaerosci.2019.01.002.
 89. Li, H.; Ji, Z.; Wu, X.; Choi, J.-H. Numerical Analysis of Flow Field in the Hot Gas Filter Vessel during the Pulse Cleaning Process. *Powder Technol.* **2007**, *173*, 82–92, doi:10.1016/j.powtec.2006.10.042.
 90. Heidenreich, S.; Haag, W.; Salinger, M. Next Generation of Ceramic Hot Gas Filter with Safety Fuses Integrated in Venturi Ejectors. *Fuel* **2013**, *108*, 19–23, doi:10.1016/j.fuel.2011.03.007.
 91. Heidenreich, S.; Haag, W.; Walch, A.; Scheibner, B.; Mai, R.; Leibold, H.; Seifert, H. Ceramic Hot Gas Filter with Integrated Failsafe System.; September 18 2002.
 92. Sibanda, V.; Greenwood, R.W.; Seville, J.P.K.; Ding, Y.; Iyuke, S. Predicting Particle Segregation in Cross-Flow Gas Filtration. *Powder Technol.* **2010**, *203*, 419–427, doi:10.1016/j.powtec.2010.03.039.
 93. Sharma, S.D.; Dolan, M.; Ilyushechkin, A.Y.; McLennan, K.G.; Nguyen, T.; Chase, D. Recent Developments in Dry Hot Syngas Cleaning Processes. *Fuel* **2010**, *89*, 817–826, doi:10.1016/j.fuel.2009.05.026.
 94. Berbner, S.; Löffler, F. Influence of High Temperatures on Particle Adhesion. *Powder Technol.* **1994**, *78*, 273–280, doi:10.1016/0032-5910(93)02798-F.
 95. Berbner, S.; Pilz, T. Characterization of the Filtration and Regeneration Behaviour of Rigid Ceramic Barrier Filters at High Temperatures. *Powder Technol.* **1996**, *86*, 103–111, doi:10.1016/0032-5910(95)03043-3.
 96. Zimmerlin, B.; Leibold, H.; Seifert, H. Evaluation of the Temperature-Dependent Adhesion Characteristics of Fly Ashes with a HT-Rheometer. *Powder Technol.* **2008**, *180*, 17–20, doi:10.1016/j.powtec.2007.03.014.
 97. Hoff, D.; Meyer, J.; Kasper, G. Influence of the Residual Carbon Content of Biomass Fly Ashes on the Filtration Performance of Ceramic Surface Filters at High Temperatures. *Powder Technol.* **2008**, *6*.
 98. Hata, M.; Kanaoka, C.; Furuuchi, M.; Inagaki, T. Analysis of Pulse-Jet Cleaning of Dust Cake from Ceramic Filter Element. In Proceedings of the 5th International Symposium on Gas Cleaning at High Temperatures, Morgantown, WV (US), 09/17/2002--09/20/2002; Kanazawa Daigaku, September 19 2002.
 99. Rhyner, U. Reactive Hot Gas Filter for Biomass Gasification, ETH Zurich, 2013.
 100. Luqman Chuah, A.; Seville, J.P.K. Measuring and Modeling the Performance of Rigid Ceramic Filters. *AJChE* **2002**, *2*, 87–96.
 101. Kurose, R.; Makino, H.; Hata, M.; Kanaoka, C. Numerical Analysis of a Flow Passing through

- a Ceramic Candle Filter on Pulse Jet Cleaning. 14.
102. Rhyner, U.; Mai, R.; Leibold, H.; Biollaz, S. Dynamic Pressure Measurements of a Hot Gas Filter as a Diagnostic Tool to Assess the Time Dependent Performance. *Biomass Bioenergy* **2013**, *53*, 72–80, doi:10.1016/j.biombioe.2013.02.039.
 103. Gamwo, I.K.; Halow, J.S.; Ahmadi, G. Nonisothermal Simulation of Flows in the Hot-Gas Filter Vessel at Wilsonville. *Part. Sci. Technol.* **2002**, *20*, 45–58, doi:10.1080/02726350215329.
 104. Ahmadi, G. Gas Flow and Particle Deposition in the Hot-Gas Filter Vessel of the Pinon Pine Project. *Powder Technol.* **2002**.
 105. Ahmadi, G.; Smith, D.H. Analysis of Steady-State Filtration and Backpulse Process in a Hot-Gas Filter Vessel. *Aerosol Sci. Technol.* **2002**, *36*, 665–677, doi:10.1080/02786820290038357.
 106. Koch, M.; Krammer, G. The Permeability Distribution (PD) Method for Filter Media Characterization. *Aerosol Sci. Technol.* **2008**, *42*, 433–444, doi:10.1080/02786820802172053.
 107. Guan, C.T.; Seville, J.P.K. Numerical Simulation of Dust Cake Build-up in Rigid Ceramic Filters. *J. Ind. Eng. Chem.* **2004**, *10*, 321–329.
 108. Döring, N.; Meyer, J.; Kasper, G. The Influence of Cake Residence Time on the Stable Operation of a High-Temperature Gas Filter. *Chem. Eng. Sci.* **2009**, *64*, 2483–2490, doi:10.1016/j.ces.2009.02.018.
 109. Dittler, A.; Ferer, M.V.; Mathur, P.; Djuranovic, P.; Kasper, G.; Smith, D.H. Patchy Cleaning of Rigid Gas Filters — Transient Regeneration Phenomena Comparison of Modelling to Experiment. *Powder Technol.* **2002**, *12*.
 110. Duo, W.; Kirkby, N.F.; Seville, J.P.K.; Clift, R. Patchy Cleaning of Rigid Gas Filters—I. A Probabilistic Model. *Chem. Eng. Sci.* **1997**, *52*, 141–151, doi:10.1016/S0009-2509(96)00370-3.
 111. Duo, W.; Seville, J.P.K.; Kirkby, N.F.; Büchele, H.; Cheung, C.K. Patchy Cleaning of Rigid Gas Filters—II. Experiments and Model Validation. *Chem. Eng. Sci.* **1997**, *52*, 153–164, doi:10.1016/S0009-2509(96)00371-5.
 112. Neiva, A.C.B.; Goldstein, L. A Procedure for Calculating Pressure Drop during the Build-up of Dust Filter Cakes. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* **2003**, *42*, 495.
 113. Huque, Z.; Mei, D.; Zhou, J. *Characterization and Failure Analysis of Ceramic Filters Utilized For Emission Control During Coal Gasification*; 1998;
 114. Thompson, D.W. Fluid Mechanics and Transfer Processes, J. M. Kay and R. M. Nedderman, 1985, 602 Pages. Published by Cambridge University Press, \$69.50 US (Hardcover), \$29.95 US (Paperback). *Can. J. Chem. Eng.* **1987**, *65*, 526–527, doi:10.1002/cjce.5450650328.
 115. Kyan, C.P.; Wasan, D.T.; Kintner, R.C. Flow of Single-Phase Fluids through Fibrous Beds. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* **1970**, *9*, 596–603, doi:10.1021/i160036a012.
 116. Koch, D.; Schulz, K.; Seville, J.P.K.; Clift, R. Regeneration of Rigid Ceramic Filters. In *Gas Cleaning at High Temperatures*; Clift, R., Seville, J.P.K., Eds.; Springer Netherlands: Dordrecht, 1993; pp. 244–265 ISBN 978-94-010-4961-0.
 117. Cheung, W. *Filtration and Cleaning Characteristics of Ceramic Media*; University of Surrey;
 118. Rumpf, H. The Strength of Granules and Agglomerates. *Agglom. Intersci.* **1962**, 379–413.
 119. Rumpf, H. Fundamental Physical Processes and Particle Metrology. In *Particle Technology*; Springer Netherlands: Dordrecht, 1975; pp. 56–135 ISBN 978-94-011-7946-1.
 120. Clift, R.; Seville, J.P.K. *Gas Cleanign at High Temperatures*; Clift, R., Seville, J.P.K., Eds.; 1st ed.; SPRINGER-SCIENCE+BUSINESS MEDIA, B.V.: Guildford, 193AD; ISBN 978-94-010-4961-0.
 121. Ravert, E. Precoating New Filters for Better Airflow, Longer Filter Life Available online: <http://www.clarcorindustrialair.com/Portals/38/Documents/industrial-filtration/articles/uas/filter-precoating-better-airflow-longer-life-uas-technical-article.pdf>.
 122. Schiller, S.; Schmid, H.J. Highly Efficient Filtration of Ultrafine Dust in Baghouse Filters Using Precoat Materials. *Powder Technol.* **2015**, *279*, 96–105, doi:10.1016/j.powtec.2015.03.048.
 123. Sobolewski, A.; Iluk, T.; Szul, M. SRF Gasification in GazEla Pilot Fixed Bed Gas Generator

- for CHP Units. *J. Power Technol.* **2017**, *97*, 158–162.
124. Kotowicz, J.; Sobolewski, A.; Iluk, T. Energetic Analysis of a System Integrated with Biomass Gasification. *Energy* **2013**, *52*, 265–278, doi:10.1016/j.energy.2013.02.048.
 125. Good, J.; Ventress, I.; Knoef, H.; Zilke, U.; Lyck Hansen, P.; van de Kamp, W.; de Wild, P.; Coda, B.; an Paasen, S.; Kiel, J.; et al. *Sampling and Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gases*; CEN BT/TF 143 “Organic contaminants (‘tar’) in biomass producer gases”; 2005;
 126. Han, J.; Kim, H. The Reduction and Control Technology of Tar during Biomass Gasification/Pyrolysis: An Overview. *Renew. Sustain. Energy Rev.* **2008**, *12*, 397–416, doi:10.1016/j.rser.2006.07.015.
 127. Tuomi, S.; Kurkela, E.; Simell, P.; Reinikainen, M. Behaviour of Tars on the Filter in High Temperature Filtration of Biomass-Based Gasification Gas. *Fuel* **2015**, *139*, 220–231, doi:10.1016/j.fuel.2014.08.051.
 128. Baled, H.O.; Gamwo, I.K.; Enick, R.M.; McHugh, M.A. Viscosity Models for Pure Hydrocarbons at Extreme Conditions: A Review and Comparative Study. *Fuel* **2018**, *218*, 89–111, doi:10.1016/j.fuel.2018.01.002.
 129. AlQuraishi, A.A.; Shokir, E.M. Artificial Neural Networks Modeling for Hydrocarbon Gas Viscosity and Density Estimation. *J. King Saud Univ. - Eng. Sci.* **2011**, *23*, 123–129, doi:10.1016/j.jksues.2011.03.004.
 130. Billings, C.E. *Handbook of Fabric Filter Technology. 1,2 (1970)*; National Technical Information Service, 1970;
 131. Pavlov, K.F.; Noskov, A.A.; Romankov, P.G.; Dragan, C.; Gajewski, W. *Przykłady i zadania z zakresu aparatury i inżynierii chemicznej*; Państwowe Wydawnictwa Techniczne: Warszawa, 1958;
 132. Hemmer, G.; Hoff, D.; Kasper, G. Thermo-Analysis of Fly Ash and Other Particulate Materials for Predicting Stable Filtration of Hot Gases. *Adv. Powder Technol.* **2003**, *14*, 631–655, doi:10.1163/15685520360731954.
 133. Kanaoka, C.; Hata, M.; Makino, H. Measurement of Adhesive Force of Coal Flyash Particles at High Temperatures and Different Gas Compositions. *Powder Technol.* **2001**, *118*, 107–112, doi:10.1016/S0032-5910(01)00300-X.
 134. Thersites: Complete Model Available online: <https://www.thersites.nl/completemodel.aspx> (accessed on 30 October 2022).
 135. Shahraki, B.K.; Mehrabi, B.; Dabiri, R. Thermal Behavior of Zefreh Dolomite Mine (Central Iran). *J. Min. Metall. Sect. B Metall.* **2009**, *45*, 35–44, doi:10.2298/JMMB0901035S.
 136. Humphries, T.D.; Møller, K.T.; Rickard, W.D.A.; Sofianos, M.V.; Liu, S.; Buckley, C.E.; Paskevicius, M. Dolomite: A Low Cost Thermochemical Energy Storage Material. *J. Mater. Chem. A* **2019**, *7*, 1206–1215, doi:10.1039/C8TA07254J.
 137. Zhang, A.; Zhang, Y.; Zhu, Z. Thermal Properties of Halloysite Nanotubes (HNTs) Intercalation Complexes-A Review. *E3S Web Conf.* **2019**, *131*, 01055, doi:10.1051/e3sconf/201913101055.
 138. Xu, C.C.; Zhu, J. PREDICTION OF THE MINIMUM FLUIDIZATION VELOCITY FOR FINE PARTICLES OF VARIOUS DEGREES OF COHESIVENESS. *Chem. Eng. Commun.* **2008**, *196*, 499–517, doi:10.1080/00986440802483855.
 139. Heidenreich, S. Chapter Eleven - Hot Gas Filters. In *Progress in Filtration and Separation*; Tarleton, S., Ed.; Academic Press: Oxford, 2015; pp. 499–525 ISBN 978-0-12-384746-1.
 140. Simell, P.; Kurkela, E.; Ståhlberg, P.; Hepola, J. Catalytic Hot Gas Cleaning of Gasification Gas. *Catal. Today* **1996**, *27*, 55–62, doi:10.1016/0920-5861(95)00172-7.
 141. Ceramic Filter Design Available online: <http://www.caldo.com/Caldo%20Design.html> (accessed on 3 May 2023).
 142. Tsai, C.-J. A Pilot-Scale Study of the Design and Operation Parameters of a Pulse-Jet Baghouse. *Aerosol Sci. Technol.* **1998**, *16*.