POLITECHNIKA ŚLĄSKA Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki Instytut Maszyn i Urządzeń Energetycznych Zakład Kotłów i Wytwornic Pary

POŚREDNIE WSPÓŁSPALANIE BIOMASY I ODPADÓW W KOTŁACH ENERGETYCZNYCH

Praca doktorska Mgr inż. Michał POLOK

Promotor: Dr hab. inż. Sylwester KALISZ, prof. nzw. w Pol. Śl.

Gliwice, 2016

SPIS OZ	NACZEŃ	3
1. WPI	ROWADZENIE	5
2. CEL	LIZAKRES PRACY	10
3. PRZ	ZEMYSŁOWE BADANIA REAKTORA OTERM	11
3.1.	Opis instalacji badawczej	11
3.1.1	1. Układ paliwo – gazy procesowe	11
3.1.2	2. Układ sterowania i akwizycji danych	14
3.2.	Plan eksperymentu	16
3.3.	Paliwa i materiały	16
3.4.	Procedura prowadzenia badań	17
3.5.	Badania przemysłowe - Etap I	17
3.5.1	1. Test nr 1 – ZG1	18
3.5.2	2. Test nr 2 - ZG2	20
3.5.3	3. Test nr 3 – ZG3	21
3.5.4	4. Test nr 4 – ZG4	21
3.6.	Analiza wyników	29
3.7.	Badania przemysłowe - Etap II	30
3.7.1	1. Warunki pomiarowe	30
3.7.2	2. Test nr 1 – ZG5	32
3.7.3	3. Test nr 2 – ZG6	32
3.8.	Analiza wyników	39
3.9.	Bilans reaktora OTERM	41
4. ANA	ALIZA WPŁYWU WSPÓŁSPALANIA GAZU OTERM Z PALIWAMI	
KONWE	NCJONALNYMI	46
4.1.	Analiza wyników i wnioski	50
5. KOF	ROZJA NIŠKOTEMEPRATUROWA REGENERACYJNYCH OBROTOWYCH	
PODGRZ	ZEWACZY POWIETRZA	52
6. SYS	TEM DIAGNOSTYKI ZAGROŻENIA KOROZJA ROTATING AIR HEATER +	+
(RAH+)	ć	56
$\hat{7}$. \hat{PRZ}	ZEMYSŁOWE BADANIA SYSTEMU DIAGNOSTYKI RAH+	58
7.1.	Cel pomiaru	58
7.2.	Opis instalacii badawczei	59
7.3.	Pomiary temperatury kwasowego punktu rosy	61
7.3.	1. Metoda pomiarowa	61
7.3.2	2. Pomiar nr 1 – średnia moc bloku	62
7.3.3	3. Pomiar nr 2 – wysoka moc bloku	63
7.3.4	4. Pomiar nr 3 – rozruch kotła	64
7.3.4	5. Pomiar nr 4 – współspalanie wegla z biomasa średnia moc bloku	66
7.3 6	6. Pomiar nr 5 – współspalanie wegla z biomasą, wysoka moc bloku	69
7.4.	Analiza wyników	71
7.5.	Ciagły monitoring temperatury wypełnień ROPP	72
7.6	Analiza wyników i wnioski	81
8. POF	DSUMOWANIE	85
9. LITI	ERATURA	86

Spis treści

SPIS OZNACZEŃ

c_p = cieplo właściwe, J/kgK) m = strumień masowy, kg/s , t/h n = strumień masowy, kg/s , t/h n = masowy udział popiołu w paliwie stałym, % C = masowy udział wpaliwie stałym, % D = średnica, m DX = zmiana względna parametru X, % E = energia, J f = strumień energii, W g_i udział masowy związku i w mieszaninie j, H = masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i = entałpia właściwa, J/kg l = strumień entalpii, W L_a = odlęgłość poniędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M masowy udział wodoru w paliwie stałym, % L_a = odlęgłość poniędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M masowy udział towa paliwie stałym, % M_a = zastępcza masa molowa, kg/kmol n = iłość substaneji, mol N = masowy udział toru w paliwie stałym, % N_a = mosowy udział toru w paliwie stałym, % n_a = nasowy udział toru w paliwie stałym, % n_a = udział ciepln, J q_i = udział ciepln, paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ R_i = masowy udział toru w paliwie stałym, % N_a = masowy udział toru w paliwie stałym, % n_a = ibość ciepla, J q_i = udział cieplny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ R_i = masowy udział toru w paliwie stałym, % N_a = masowy udział toru w paliwie stałym, % Q_i = udział molowy			
\dot{n} - strumień masowy, kg/s, t/h \dot{n} - strumień molowy, mol/s A - masowy udział popiołu w paliwie stałym, % C - masowy udział wegla w paliwie stałym, % C - masowy udział wegla w paliwie stałym, % C - masowy udział wegla w paliwie stałym, % E - energia, J \dot{E} - strumień energii, W g_{ij} - udział masowy związku <i>i</i> w mieszaninie <i>j</i> . – H - masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i - entalpia właściwa, J/kg i - strumień entalpii, W L_{ab} - odległość poniędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M - masa molowa, kg/kmol M - masa molowa, kg/kmol n - iłość substancji, mol M - masowy udział azotu w paliwie stałym, % N - moc elektryczna, W n_{abw} - prędkość obrotowa, min ⁻¹ O - masowy udział azotu w paliwie stałym, % N_{abw} - moc elektryczna, W n_{abw} - prędkość obrotowa, min ⁻¹ O - masowy udział azotu w paliwie stałym, % P - ciśnienie, Pa Q - iłość ciepła, J q_i - udział ciepłny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S - masowy udział kriti w paliwie mieszanym, kJ/kJ S - masowy udział kriti w paliwie mieszanym, kJ/kJ S - temperatura $\langle C$ C L_{ar} - temperatura $\langle C$ N V - objętość, m ³ \dot{V} - strumień objętości ony, m_A^2/h W_i - masowy udział kriti w paliwie stałym, % z_i - udział molowy, – $Symbole greckie \Delta t_r - różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturąwypełnień ROPP, K\Delta X - zmiana bezwzględna parametru X\eta - sprawność, %\lambda - strumień rójętości wy imimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K\Delta X - zmiana bezwzględna parametru X\eta - sprawność, %\lambda - strumień różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturąV_{prefinerin} ROPP, K\Delta X - zmiana bezwzględna parametru X\eta - sprawność, %\lambda - strosutec nadmaru powietrza, –\rho - gęstość, kg/m-1T$ - czas, s ξ - liczba oporu, –	c_p	_	ciepło właściwe, J/(kgK)
ni= strumień molowy, mol/sA-Amasowy udział popiołu w paliwie stałym, %C-Dstrednica, mDX-Zmiana wzgłędna parametru X, %E-energia, JÉ-strumień energii, Wgi-udział masowy udział wodoru w paliwie stałym, %i-entalpia właściwa, J/kgI-masowy udział wodoru w paliwie stałym, %i-entalpia właściwa, J/kgI-strumień entalpii, WLak-odległość poniędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, mM-masowy udział zotu w paliwie stałym, %Lak-odległość obrotowa, kg/kmolN-masowy udział zotu w paliwie stałym, %n-ilość substancji, molN-masowy udział zotu w paliwie stałym, %n-od -masowy udział starki w paliwie mieszanym, kJ/kJS-masowy udział siarki w paliwie mieszanym, kJ/kJS-udział clephy paliwa / w paliwie stałym, %t-t-tmeperatura (*Ct-t-t-edisci corba, Jgi-udział clephy paliwa / w paliwie stałym, %t-t-t-t-	'n	_	strumień masowy, kg/s, t/h
A-masowy udział opojołu w paliwie stałym, %C-masowy udział opojołu w paliwie stałym, %D-średnica, mDX-zmiana względna parametru X, %E-energia, J \hat{k} -strumień energii, Wgij-udział masowy związku / w mieszaninie /, -H-masowy udział wdoru w paliwie stałym, %i-entalpia właściwa, J/kg I -strumień entalpii, WLa-odległość pomiędzy wyłotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, mM-masa mołowa, kg/kmolMZ-zastępcza masa mołowa, kg/kmolN-masa mołowa, kg/kmolN-masa mołowa, kg/kmolN-masa mołowa, kg/kmolN-masowy udział zotu w paliwie stałym, %Nato-prędkość obrotowa, min ⁻¹ O-masowy udział totu w paliwie stałym, %Nato-masowy udział totu w paliwie stałym, %Nato-masowy udział starki w paliwie mieszanym, kJ/kJS-masowy udział starki w paliwie mieszanym, kJ/kJS-masowy udział starki w paliwie stałym, %V-objętość, m³V-temperatura, "Ctr-temperatura, "Ctr-temperatura, "Ctr-temperatura, "Ctr-temperatura, "Ctr-temperatura, "Ctr-temperatura, "	'n	_	strumień molowy, mol/s
C – masowy udział wegla w paliwie stałym, % D – średnica, m DX – zmiana względna parametru X, % E – energia, J É – strumień energii, W gij – udział masowy związku i w mieszaninie j, – H – masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i – entalpia właściwa, J/kg j – udział masowy związku i w mieszaninie j, – H – masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i – entalpia właściwa, J/kg j – udział masowy wyłotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M – masa molowa, kg/kmol (Mb) – molowa entalpia właściwa składnika j, kJ/kmol Mz – zastępcza masa molowa, kg/kmol n – ilóść substancji, mol N – masowy udział azotu w paliwie stałym, % N – masowy udział azotu w paliwie stałym, % N – masowy udział feun w paliwie stałym, % N – masowy udział feun w paliwie stałym, % P – ciśnienie, Pa Q – ilóść ciępła, J qi – udział ciępłay paliwa i w paliwie stałym, % t – temperatura, %C t – temperatura, %C t – temperatura, %K V – objętość, m's V – strumień objętościowy, m_A^2/h w – prędkość, m/s Q, – ciępło spalania, kJ/kg Q, – ciępło spalania, kJ/kg Q, – ciępło spalania, kJ/kg Q, – diaż molowy, – Symbole greckie Δt_r – tóźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t = masowy udział molowy, – Symbole greckie \Delta t_r – tóźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturąwypełnień ROPP, K\Delta t = stosunek nadmianu powietrza, – p = gęstość, kg/m3 T – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bęłna reaktora zgazowania$	А	_	masowy udział popiołu w paliwie stałym, %
D - srednica, m DX - zmiana względna parametru X, % E - cnergia, J \hat{f} - strumień energii, W g_{ij} - udział masowy związku <i>i</i> w mieszaninie <i>j</i> , – H - masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i - entalpia właściwa, <i>J</i> Kg <i>j</i> - strumień entalpii, W Ląk - odległość pomiędzy wyłotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M - masa molowa, kg/kmol n - ilość substancji, mol N - masowy udział azotu w paliwie stałym, % N - moc elektryczna, W nałw - prętkość obortowa, min ⁻¹ O - masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p - ciśnienie, Pa Q - ilość ciepła, J qi - udział ciepłny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, k <i>J</i> /kJ S - masowy udział siarki w paliwie stałym, % t - temperatura kwasowego punktu rosy, °C V - objętość, m ³ \hat{V} - strumień objętościowy, m_{ij}^2/h W - strumień objętościowy, m_{ij}^2/h W - strumień objętościowy, m_{ij}^2/h \hat{X} - ciepło spalania, k <i>J</i> /kg Q_i - idpściętościowa, <i>KJ</i> /kg Q_i - idpściętościowa, <i>KJ</i> /kg Q_i - idpiejtościowa, <i>KJ</i> /kg Q_i - idpiejtości migo w jaliwie stałym, % χ - stosunek nadmiaru powietrza, – ρ - gęstość, kg/m ³ χ - stosunek nadmiaru powietrza, – ρ - gęstość, kg/m ³ χ - stosunek nadmiaru powietrza, – ρ - gęstość, kg/m ³ χ - iczba oporu, – Indeksy dolne b - dla bębna reaktora zgazowania	С	-	masowy udział węgla w paliwie stałym, %
DX - zmiana względna parametru X, % E - energia, J É - strumień energii, W gij - udział masowy związku <i>i</i> w mieszaninie <i>j</i> , - H - masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i - entalpia właściwa, J/kg <i>i</i> - strumień entalpii, W Lak - oddegłóś pomiędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M - masa molowa, kg/kmol (Mi), - molowa entalpia właściwa składnika j, kJ/kmol Mz - zastępcza masa molowa, kg/kmol n - ilość substancji, mol N - masowy udział azotu w paliwie stałym, % N - masowy udział azotu w paliwie stałym, % N - masowy udział azotu w paliwie stałym, % N - masowy udział tenu w paliwie stałym, % P - ciśnienie, Pa Q - ilość ciepła, J qi - udział ciepła y paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S - masowy udział starku w paliwie stałym, % t - temperatura, %C t - temperatura, %C t - temperatura kwasowego punktu rosy, °C V - objętość, m's Q, - watość opalania, kJ/kg Q, - watość opalania, kJ/kg Q, - watość opalania, kJ/kg W; - masowy udział wiljoci w paliwie stałym, % Z - udział molowy, - Symbole greckie Δt_r - róźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K ΔX - zmiana bezwzględna parametru X η - sprawność, %g/m ³ λ - strumień objętość, m ³ λ - strumień objętość, m ³ λ - zmiana bezwzględna parametru X η - sprawność, %g/m ³ λ - strumień powietrza, - ρ gęstość, kg/m ³ τ - czas, s ξ - liczba oporu, - Indeksy dolne b - dla bębna reaktora zgazowania B - dla nejlwa szałowano	D	_	średnica, m
E – energia, J \dot{E} strumień energii, W g_{ij} udział masowy związku <i>i</i> w mieszaninie <i>j</i> , – H – masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i – entałpia właściwa ./kg <i>l</i> – strumień entalpii, W L _{ak} – odległość pomiędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M – masa mołowa, kg/kmol (Mi) ₁ – molowa entałpia właściwa składnika j, kJ/kmol Mz – zastępcza masa mołowa, kg/kmol n – iłość substancji, mol N – masowy udział azotu w paliwie stałym, % N _{el} – moc elektryczna, W n _{abe} – prędkość obrotowa, min ⁻¹ O – masowy udział tlenu w paliwie stałym, % P – ciśnienie, Pa Q – iłość ciepła, J qi – udział cieplny paliwa <i>i</i> w paliwie stałym, %/ t – temperatura, °C t – temperatura, °C t – temperatura, °C V – objętość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_{X}^{3}/h W – prędkość, cin/s Q, – iztrumień objętościowy, m_{X}^{3}/h W – prędkość, m/s Q, – ciepło spałania, kJ/kg W _t – masowy udział wigłowie stałym, % z_i – udział molwy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawnóść, % λ – strounień ROPP, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawnóść, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ T – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania	DX	_	zmiana względna parametru X, %
$ \vec{E} $ = strumień energii, W gij = udział masowy związku <i>i</i> w mieszaninie <i>j</i> . – H H = masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i = entalpia właściwa, <i>J</i> /kg <i>i</i> = strumień entalpii, W Luk = odległość pomiędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M = masa molowa, kg/kmol (Mi); = odległość pomiędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M = masa molowa, kg/kmol (Mi); = zastępcza masa molowa, kg/kmol N = masowy udział zotu w paliwie stałym, % N _{el} = moc elektryczna, W now = prędkość obrotowa, min ⁻¹ O = masowy udział startu w paliwie stałym, % p = ciśnienie, Pa Q = ilóść ciepła, J qi = udział ciepłny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S = masowy udział starki w paliwie mieszanym, kJ/kJ S = masowy udział starki w paliwie stałym, % t = temperatura kwasowego punktu rosy, °C t _t = temperatura wodnego punktu rosy, °C V = objętość, m ³ \vec{V} = strumień objętościowy, m_M^3/h w = prędkość, m's Q, = ciepło spalania, kJ/kg Q, = ciepło spalania, kJ/kg Wi, = masowy udział wieneraturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica między temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica między temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica niędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica niędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica między temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica między temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica między temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica między temperaturą wasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różnica między temperaturą wasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K At _{wopp(D)} = różni	E	—	energia, J
gj – udział masowy związku i w mieszanine j. – H – masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i – entalpia właściwa, J/kg i – strumień entalpii, W L _{ak} – odległość pomiędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M – masa molowa, kg/kmol (Mi), – molowa entalpia właściwa składnika j, kJ/kmol Mz – zastępcza masa molowa, kg/kmol n – iłość substancji, mol N – masowy udział azotu w paliwie stałym, % N _{el} – moc elektryczna, W n _{obe} – prędkość obrotowa, min ⁻¹ O – masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p – ciśnienie, Pa Q – iłość ciepła, J qi – udział tiepłu y paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t – temperatura, °C t – temperatura, «C t – temperatura, «C V – objętość, m ³ \dot{Y} – strumień objętościowy, m_{M}^{2}/h w – prędkość, ón/s Q, – ciepło spalania, kJ/kg Q, – ciepło spalania, kJ/kg Wt – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z – udział molowy, a kJ/kg Q, – ciepło spalania, kJ/kg Mt – strumień objętości wy, m ² /h Wt – strumień objętości wy naliwie stałym, % z – vźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypelnień ROPP, K At _{wypf(D)} – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypelnień ROPP, K At _{wypf(D)} – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypelnień ROPP, K At _{wypf(D)} – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypelnień ROPP, K At _{wypf(D)} – stosunek nadmiaru powietrza, – p gestość, kg/m ³ t – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania	Ė	-	strumień energii, W
H - masowy udział wodoru w paliwie stałym, % i - entalpia właściwa, J/kg J - strumień entalpii, W Lak - odległość pomiędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M - masa mołowa, kg/kmol MI - masa mołowa, kg/kmol N - zastępcza masa mołowa, kg/kmol N - masowy udział zootu w paliwie stałym, % Nel - moc elektryczna, W Nobe - prędkość obrotowa, min ⁻¹ O - masowy udział siatki w paliwie stałym, % Q - ióść ciepła, J qi - udział cieplny paliwa <i>i</i> w paliwie stałym, % S - masowy udział siatki w paliwie stałym, % t - temperatura, °C tr, - temperatura, wodnego punktu rosy, °C tw, - temperatura wodnego punktu rosy, °C tw, - temperatura kwasowego punktu rosy, °C V - strumień objętościowy, m ³ /h W - prędkość, m ³ Q	g _{ij}	-	udział masowy związku <i>i</i> w mieszaninie <i>j</i> , –
i – entalpia właściwa, J/kg I_{d} – strumień entalpii, W L_{dt} – odległość pomiędzy wylotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M – masa molowa, kg/kmol (Mi); – molowa entalpia właściwa składnika j, kJ/kmol Mz – zastępcza masa molowa, kg/kmol n – ilość substancji, mol N – masowy udział azotu w paliwie stałym, % N_{el} – moc elektryczna, W n_{obv} – prędkość obrotowa, min ⁻¹ O – masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p – ciśnienie, Pa Q – ilość ciępła, J qi – udział ciępłny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t – temperatura wasowego punktu rosy, °C V_{rr} – temperatura wasowego punktu rosy, °C V_{rr} – temperatura wodnego punktu rosy, °C V_{rr} – objętość, m ³ V – objętość, m ³ V_{r} – strumień objętościowy, m_{N}^{3}/h W_{r} – masowy udział milgoci w paliwie stałym, % z_{i} – udział molowy, – Symbole greckie Δt_{r} – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą Wypelnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą Wypelnień ROPP, K $\Delta t_{strumień objętośc, % \lambda – stosunek nadmiaru powietrza, –p$ – gęstość, kg/m ³ T – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne B – dla bębna reaktora zgazowania B – dla bębna reaktora zgazowania	Н	-	masowy udział wodoru w paliwie stałym, %
$I = strumień entalpii, W Lak = odległość pomiędzy wyłotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M = masa molowa, kg/kmol (Mi); = molowa entalpia właściwa składnika j, kJ/kmol Mz = zastępcza masa molowa, kg/kmol n = iłość substancji, mol N = masowy udział azotu w paliwie stałym, % Nel = moc elektryczna, W nobw = prętkość obrotowa, min-1 O = masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p = ciśnienie, Pa Q = iłość ciępła, J qi = udział ciepłny paliwa i w paliwie mieszanym, kJ/kJ S = masowy udział siarki w paliwie stałym, % t = temperatura, °C tw = temperatura wodnego punktu rosy, °C V = objętość, m3 i' = strumień objętościowy, m_N^2/hw = prętkość, m/sQ, = ciepło spalania, kJ/kgQ, = ciepło spalania, kJ/kgW1 = masowy udział wilgoci w paliwie stałym, %zi = udział molowy, –Symbole greckie\Delta t_r = róźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturąwypełnień ROPP, K\Delta X = zmiana bezwzględna parametru Xη = sprawność, %\lambda = stosunek nadmiaru powietrza, –ρ = gęstość, kg/m3T = czas, s\xi = liczba oporu, –Indeksy dolneb = dla bębna reaktora zgazowaniaB = dla bębna reaktora zgazowania$	i	_	entalpia właściwa, J/kg
Lak – odległość pomiędzy wyłotem dyszy a włotem konfuzora strumienicy, m M – masa molowa, kg/kmol (Mi), molowa entalpia właściwa składnika j, kl/kmol Mz zastępcza masa molowa, kg/kmol n – ilość substancji, mol N – masowy udział azotu w paliwie stałym, % N _{el} – moc elektryczna, W nobe – prędkość obrotowa, min ⁻¹ O – masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p – ciśnienie, Pa Q – ilość ciepła, J qi – udział cieplny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział tiarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t – temperatura kwasowego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, m/s Q _s – ciepło spalania, kJ/kg M_i – wartość opałowa, kJ/kg M_i – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % zi – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypęłnień ROPP, K Δt – strumień nobjęty temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą M_i – strumień powiecy maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ T – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla bębna reaktora zgazowania	İ	-	strumień entalpii, W
$ \begin{aligned} M & - & masa molowa, kg/kmol \\ (Mi); & - & molowa entalpia właściwa składnika j, kJ/kmol \\ Mz & zastępcza masa molowa, kg/kmol \\ n & - & liość substancji, mol \\ N & - & masowy udział azotu w paliwie stałym, % \\ N_{el} & - & moc elektryczna, W \\ n_{obr} & - & prędkość obrotowa, min-1 \\ O & - & masowy udział tlenu w paliwie stałym, % \\ p & - & ciśnienie, Pa \\ Q & - & ilość ciepła, J \\ q_i & - & udział ciepłny paliwa i w paliwie mieszanym, kJ/kJ \\ S & - & masowy udział siarki w paliwie stałym, % \\ t & - & temperatura, °C \\ t_r & - & temperatura, °C \\ t_{er} & - & temperatura kwasowego punktu rosy, °C \\ twr & - & temperatura wodnego punktu rosy, °C \\ V & - & objętość, m3 \\ V & - & strumień objętościowy, m_N^3/h W & - & prędkość, m/s \\ Q_s & - & ciepło spalania, kJ/kg \\ Q_s & - & ciepło spalania, kJ/kg \\ W_t & - & masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % \\ z_i & - & udział molowy, - \\ \hline Symbole greckie \\ \Delta t_r & - & róźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K \\ \Delta X & - & zmiana bezwzględna parametru X \\ \eta & - & sprawność, % \\ \lambda & - & stounek nadmiaru powietrza, - \\ \rho & - & gęstość, kg/m3 \\ \tau & - & czas, s \\ \xi & - & liczba oporu, - \\ \hline Indeksy dolne \\ B & - & dla bębna reaktora zgazowania \\ B & - & dla bębna reaktora zgazowania \\ \hline $	L_{dk}	-	odległość pomiędzy wylotem dyszy a wlotem konfuzora strumienicy, m
$\begin{array}{rcrcrc} (Mi) & - & molowa entalpia właściwa składnika j, kJ/kmol Mz & zastępcza masa molowa, kg/kmol n & lióść substancji, mol N & masowy udział azotu w paliwie stałym, % Nel & moc elektryczna, W now & prędkość obrotowa, min-1 O & masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p & ciśnienie, Pa Q & ilość ciepła, J qi & udział cieplny paliwa i w paliwie mieszanym, kJ/kJ S & masowy udział siarki w paliwie stałym, % t & temperatura, °C t & temperatura, °C V & objętość, m3 \dot{V} & strumień objętościowy, m_N^3/hw prędkość, m^3\dot{V} & strumień objętościowy, m_N^3/hw prędkość, m'sQi & wartość opalowa, kJ/kgQs & ciepło spalania, kJ/kgWt & masowy udział wilgoci w paliwie stałym, %z_i & udział molowy, -Symbole greckie\Delta t_r & różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturąwypełnień ROPP, K\Delta X & zmiana bezwzględna parametru X\eta & sprawność, %\lambda & stosunek nadmiaru powietrza, -\rho gęstość, kg/m3\tau & czas, s\xi & liczba oporu, -Indeksy dolneb & - dla bębna reaktora zgazowaniaB & - dla bębna reaktora zgazowania$	Μ	-	masa molowa, kg/kmol
$ \begin{array}{rcrcrc} Mz & - & zastępcza masa molowa, kg/kmol \\ n & - & ilość substancji, mol \\ N & - & masowy udział azotu w paliwie stałym, % \\ N_{cl} & - & moc elektryczna, W \\ n_{ohr} & - & prędkość obrotowa, min-1 \\ O & - & masowy udział tlenu w paliwie stałym, % \\ p & - & ciśnienie, Pa \\ Q & - & ilość ciepła, J \\ qi & - & udział cieplny paliwa i w paliwie mieszanym, kJ/kJ \\ S & - & masowy udział siarki w paliwie stałym, % \\ t & - & temperatura, °C \\ t_{t} & - & temperatura woołego punktu rosy, °C \\ V & - & objętość, m^3 \\ \hat{V} & - & strumień objętościowy, m_N^3/h \\ w & - & prędkość, m/s \\ Q_s & - & ciepło spalania, kJ/kg \\ Q_s & - & ciepło spalania, kJ/kg \\ Q_s & - & ciepło spalania, kJ/kg \\ W_t & - & masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % \\ z_i & - & udział molowy, - \\ \\ \hline \\ Symbole greckie \\ \Delta t_r & - & róźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K \\ \Delta t_{wyp(D)} & - & róźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą My hence Mz a strumine powietrza, - \rho & - & gęstość, kg/m^3 \\ \tau & - & czas, s \\ \xi & - & liczba oporu, - \\ \hline \\ Indeksy dolne \\ b & - & dla bębna reaktora zgazowania \\ B & & - & dla bębna reaktora zgazowania \\ \hline $	(Mi) _j	-	molowa entalpia właściwa składnika j, kJ/kmol
n – ilošć substancji, mol N – masowy udział azotu w paliwie stałym, % N _{el} – moc elektryczna, W n _{obr} – prędkość obrotowa, min ⁻¹ O – masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p – ciśnienie, Pa Q – ilość ciepła, J qi – udział cieplny paliwa i w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t – temperatura kwasowego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ V – strumień objętościowy, m_N^3/h W – prędkość, n/s Q _i – wartość opalowa, kJ/kg Q _s – ciepło spalania, kJ/kg W _t – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, –	Mz	_	zastępcza masa molowa, kg/kmol
N – masowy udział azotu w paliwie stałym, % N _{el} – moc elektryczna, W nobr – prędkość obrotowa, min ⁻¹ O – masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p – ciśnienie, Pa Q – ilość ciepła, J qi – udział ciepłny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział starki w paliwie stałym, % t – temperatura (°C t _r – temperatura kwasowego punktu rosy, °C t _{wr} – temperatura kwasowego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ V – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, m/s Q _i – wartość opalowa, kJ/kg Q _s – ciepło spalania, kJ/kg W ₁ – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla bębna reaktora zgazowania	n	_	ilość substancji, mol
Net – moc elektryczna, W nobr – prędkość obrotowa, min ⁻¹ O – masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p – ciśnienie, Pa Q – ilość ciepła, J qi – udział cieplny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t _r – temperatura wodnego punktu rosy, °C t _{wr} – temperatura wodnego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, opałowa, kJ/kg Q, – ciepło spalania, kJ/kg W ₁ – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla bębna reaktora zgazowania	N	-	masowy udział azotu w paliwie stałym, %
nohr – prędkość obrotowa, min ¹⁴ O – masowy udział tlenu w paliwie stałym, % p – ciśnienie, Pa Q – ilość ciepła, J qi – udział ciepłny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t _t – temperatura kwasowego punktu rosy, °C $V_{\tau r}$ – temperatura wodnego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_N^3/h W – strumień objętości w paliwie stałym, % Q_i – wartość opałowa, kJ/kg Q_i – ciepło spalania, kJ/kg W_t – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z_i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – róźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – róźnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ T – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla bębna reaktora zgazowania	N_{el}	_	moc elektryczna, W
O – masowy udział tienu w paliwie stałym, % p – ciśnienie, Pa Q – ilość ciepła, J qi – udział cieplny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura kwasowego punktu rosy, °C t _w – temperatura kwasowego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, m/s Q – wartość opałowa, kJ/kg Qs – ciepło spalania, kJ/kg Wi – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ T – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla poliwa snalonaezo	n _{obr}	_	prędkość obrotowa, min ⁻¹
p – cisnienie, ra Q – ilość ciepła, J qi – udział ciepłny paliwa <i>i</i> w paliwie mieszanym, kJ/kJ S – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t _v – temperatura kwasowego punktu rosy, °C t _{wr} – temperatura wodnego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ V – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, m/s Q _i – wartość opałowa, kJ/kg Q _s – ciepło spalania, kJ/kg W _i – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ T – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa snalonagno	0	_	masowy udział tienu w paliwie stałym, %
Q – lose ciepia, J qi – udział ciepia, J qi – udział ciepia, J s – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t _r – temperatura wodnego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, m/s Q _i – wartość opałowa, kJ/kg Q _s – ciepio spalania, kJ/kg W _t – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa englonego	p	_	cisnienie, Pa
qi – dužlať ciepiný paniva <i>t</i> w paliwie mieszáným, k0/k0 S – masowy udział siarki w paliwie stałym, % t – temperatura, °C t _r – temperatura kwasowego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, m/s Q _i – wartość opałowa, kJ/kg Q _s – ciepło spalania, kJ/kg W _t – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa englonego	Q	_	ilose ciepía, J
S – Indový důžia statkí v palivie statyli, 70 t – temperatura, °C t _r – temperatura kvasowego punktu rosy, °C V – objętość, m ³ \dot{V} – strumień objętościowy, m_N^3/h w – prędkość, m/s Q _i – wartość opałowa, kJ/kg Q _s – ciepło spalania, kJ/kg W _t – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla bębna reaktora zgazowania	Qi	_	udział ciepiny panwa i w panwie mieszanym, kj/kj
$ \begin{array}{rcrc} & - & \operatorname{cemperatura}, \mathbb{C} \\ \operatorname{tr} & - & \operatorname{temperatura} \operatorname{kwasowego} \operatorname{punktu} \operatorname{rosy}, ^{\circ}\mathrm{C} \\ \operatorname{twr} & - & \operatorname{temperatura} \operatorname{kwasowego} \operatorname{punktu} \operatorname{rosy}, ^{\circ}\mathrm{C} \\ \nabla & - & \operatorname{objętośc, m^{3}} \\ \dot{V} & - & \operatorname{strumien} \operatorname{objętościowy}, m_{N}^{3}/h \\ \mathrm{w} & - & \operatorname{prędkośc, m/s} \\ \operatorname{Q_{i}} & - & \operatorname{wartośc} \operatorname{opałowa}, kJ/kg \\ \operatorname{Q_{s}} & - & \operatorname{ciepło} \operatorname{spalania}, kJ/kg \\ \mathrm{W}_{t} & - & \operatorname{masowy} udział wilgoci w paliwie stałym, % \\ z_{i} & - & udział \operatorname{molowy}, - \\ \end{array} $ Symbole greckie $ \Delta t_{r} & - & \operatorname{róźnica} \operatorname{pomiędzy} \operatorname{temperatura} kwasowego punktu \operatorname{rosy} a minimalną temperaturą \\ wypełnień ROPP, K \\ \Delta t_{wyp(D)} & - & \operatorname{róźnica} \operatorname{między} \operatorname{masowymlna} a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K \\ \Delta X & - & \operatorname{zmiana} \operatorname{bezwzględna} parametru X \\ \eta & - & \operatorname{sprawnośc}, % \\ \lambda & - & \operatorname{stosunek} \operatorname{nadmiaru} powietrza, - \\ \rho & - & \operatorname{gęstośc}, kg/m^{3} \\ \tau & - & \operatorname{czas}, s \\ \xi & - & \operatorname{liczba} \operatorname{oporu}, - \\ \end{array}$	s t	_	temperature °C
$ \begin{array}{rcrcl} r & - & chiperatura kwasowego punktu rosy, °C \\ t_{wr} & - & temperatura wodnego punktu rosy, °C \\ V & - & objętość, m^3 \\ V & - & strumień objętościowy, m_N^3/h \\ w & - & prędkość, m/s \\ Q_i & - & wartość opałowa, kJ/kg \\ Q_s & - & ciepło spalania, kJ/kg \\ W_t & - & masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % \\ z_i & - & udział molowy, - \\ \end{array} \begin{array}{rcrc} Symbole greckie \\ \Delta t_r & - & róźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K \\ \Delta t_{wyp(D)} & - & róźnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K \\ \Delta X & - & zmiana bezwzględna parametru X \\ \eta & - & sprawność, % \\ \lambda & - & stosunek nadmiaru powietrza, - \\ \rho & - & gęstość, kg/m^3 \\ \tau & - & czas, s \\ \xi & - & liczba oporu, - \\ \end{array} \begin{array}{r} Indeksy dolne \\ b & - & dla bębna reaktora zgazowania \\ B & - & & dla najiwa snalonego \end{array} $	t	_	temperatura, C
$V = objętość, m^{3}$ $V = objętość, m^{3} / h$ $V = pręktość, m/s$ $Q_{i} = wartość opałowa, kJ/kg$ $Q_{s} = ciepło spalania, kJ/kg$ $W_{t} = masowy udział wilgoci w paliwie stałym, %$ $z_{i} = udział molowy, -$ $Symbole greckie$ $\Delta t_{r} = różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K$ $\Delta t_{wyp(D)} = różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K$ $\Delta X = zmiana bezwzględna parametru X$ $\eta = sprawność, %$ $\lambda = stosunek nadmiaru powietrza, -$ $\rho = gęstość, kg/m^{3}$ $\tau = czas, s$ $\xi = liczba oporu, -$ $Indeksy dolne$ $b = - dla bębna reaktora zgazowania$ $B = - dla paliwa spalonego$	t	_	temperatura wodnego punktu rosy, °C
$\dot{V} = \text{strumień objętościowy, } m_N^3/h$ $w = \text{prędkość, m/s}$ $Q_i = \text{wartość opałowa, kJ/kg}$ $Q_s = \text{ciepło spalania, kJ/kg}$ $W_t = \text{masowy udział wilgoci w paliwie stałym, %}$ $z_i = \text{udział molowy, -}$ Symbole greckie $\Delta t_r = \text{różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K$ $\Delta t_{wyp(D)} = \text{różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K$ $\Delta X = \text{zmiana bezwzględna parametru X}$ $\eta = \text{sprawność, %}$ $\lambda = \text{stosunek nadmiaru powietrza, -}$ $\rho = \text{gęstość, kg/m^3}$ $\tau = \text{czas, s}$ $\xi = \text{liczba oporu, -}$ Indeksy dolne $b = -\text{dla bębna reaktora zgazowania}$ $B = - \text{dla paliwa spalonego}$	V V	_	objetość m ³
w – prędkość, m/s W – prędkość, m/s Q _i – wartość opałowa, kJ/kg Q _s – ciepło spalania, kJ/kg W _t – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla naliwa spalonego	Ϋ́	_	strumień objętościowy m^3/h
Qi-wartość opałowa, kJ/kgQs-ciepło spalania, kJ/kgWt-masowy udział wilgoci w paliwie stałym, %zi-udział molowy, -Symbole greckie- Δt_r -różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ -różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX -zmiana bezwzględna parametru X η -sprawność, % λ -stosunek nadmiaru powietrza, - ρ -gęstość, kg/m³ τ -czas, s ξ -liczba oporu, -	W	_	nredkość m/s
Q _s – ciepło spalonia, kJ/kg W _t – masowy udział wilgoci w paliwie stałym, % z _i – udział molowy, – Symbole greckie Δt_r – róźnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – róźnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa snalonego	,, O:	_	wartość onałowa kI/kg
$ \begin{array}{llllllllllllllllllllllllllllllllllll$	$\mathbf{Q}_{\mathrm{r}}^{\mathrm{I}}$	_	ciepło spalania kJ/kg
InterviewInterview z_i –udział molowy, –Symbole greckie Δt_r –różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ –różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX –zmiana bezwzględna parametru X η –sprawność, % λ –stosunek nadmiaru powietrza, – ρ –gęstość, kg/m³ τ –czas, s ξ –liczba oporu, –Indeksy dolneb–dla bębna reaktora zgazowaniaB–dla pałiwa snalonego	Xs Wr	_	masowy udział wilgoci w paliwie stałym %
Symbole greckie Δt_r -różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ -różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX -zmiana bezwzględna parametru X η -sprawność, % λ -stosunek nadmiaru powietrza, - ρ -gęstość, kg/m³ τ -czas, s ξ -liczba oporu, -	Zi	_	udział molowy –
Symbole greckieróżnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ –różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX –zmiana bezwzględna parametru X η –sprawność, % λ –stosunek nadmiaru powietrza, – ρ –gęstość, kg/m³ τ –czas, s ξ –liczba oporu, –			addai morowy,
Symbole greckie Δt_r – różnica pomiędzy temperaturą kwasowego punktu rosy a minimalną temperaturą wypełnień ROPP, K $\Delta t_{wyp(D)}$ – różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K ΔX – zmiana bezwzględna parametru X η – sprawność, % λ – stosunek nadmiaru powietrza, – ρ – gęstość, kg/m ³ τ – czas, s ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa snalonego	Symbole ar	ockio	
$\begin{array}{rcl} \Delta t_{wyp(D)} & - & \text{różnica riędzy temperaturą włusowego planku rosy u minimumą temperaturą wypełnień ROPP, K \\ \Delta t_{wyp(D)} & - & \text{różnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K \\ \Delta X & - & \text{zmiana bezwzględna parametru X} \\ \eta & - & \text{sprawność, %} \\ \lambda & - & \text{stosunek nadmiaru powietrza, -} \\ \rho & - & & \text{gęstość, kg/m^3} \\ \tau & - & & \text{czas, s} \\ \xi & - & & \text{liczba oporu, -} \end{array}$ Indeksy dolne $\begin{array}{rcl} b & - & & \text{dla bębna reaktora zgazowania} \\ B & - & & & \text{dla paliwa spalonego} \end{array}$	Δt	_	różnica pomiedzy temperatura kwasowego punktu rosy a minimalna temperatura
$\Delta t_{wyp(D)} = róźnica między maksymalną a minimalną temperaturą wypełnień ROPP na średnicy D, K \Delta X = zmiana bezwzględna parametru X \eta = sprawność, % \lambda = stosunek nadmiaru powietrza, – \rho = gęstość, kg/m3 τ = czas, s ξ = liczba oporu, – Indeksy dolne b = dla bębna reaktora zgazowania B = dla paliwa snalonego$	Δt_r		wynełnień ROPP K
$\Delta X = 2miana bezwzględna parametru X$ $\eta = sprawność, %$ $\lambda = stosunek nadmiaru powietrza, -$ $\rho = gęstość, kg/m^3$ $\tau = czas, s$ $\xi = liczba oporu, -$ Indeksy dolne $b = dla bębna reaktora zgazowania$ $B = -dla paliwa spalonego$	Λt	_	różnica miedzy maksymalna a minimalna temperatura wypełnień ROPP na średnicy D K
$\begin{aligned} \eta &= sprawność, % \\ \lambda &= stosunek nadmiaru powietrza, - \\ \rho &= gęstość, kg/m^3 \\ \tau &= czas, s \\ \xi &= liczba oporu, - \end{aligned}$ Indeksy dolne $b &= dla bębna reaktora zgazowania \\ B &= dla paliwa spalonego$	$\Delta v_{wyp(D)}$	_	zmiana hezuzaledna narametru X
$\lambda = \text{stosunek nadmiaru powietrza,} - \rho = \text{gęstość, kg/m}^3$ $\tau = \text{czas, s}$ $\xi = \text{liczba oporu,} - \text{Indeksy dolne}$ $b = -\text{dla bębna reaktora zgazowania}$ $B = -\text{dla paliwa spalonego}$	n	_	sprawność %
$\rho = gęstość, kg/m3$ $\tau = czas, s$ $\xi = liczba oporu, -$ Indeksy dolne $b = dla bębna reaktora zgazowania$ $B = - dla paliwa snalonego$	ין ג	_	stosunek nadmiaru powietrza –
$ \begin{array}{ccc} \tau & - & czas, s \\ \xi & - & liczba oporu, - \end{array} $ Indeksy dolne $ \begin{array}{ccc} b & - & dla bębna reaktora zgazowania \\ B & - & dla paliwa spalonego \end{array} $	0	_	gestość, kg/m ³
ξ – liczba oporu, – Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa spalonego	r T	_	czas. s
Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa spalonego	ξ	_	liczba oporu, –
Indeksy dolne b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa spalonego	,		1 /
b – dla bębna reaktora zgazowania B – dla paliwa spalonego	Indeksy dol	ne	
B _ dla paliwa spalonego	h		dla bebna reaktora zgazowania
D = U a D a U w a N a U U V S V	B	_	dla paliwa spalonego

B–dla paliwa spalonegobio–dla biomasyc–dla wartości całkowitejczs–dla czoła sondy pomiarowejgk–dla gazu koksowniczegogp–dla gazu procesowegoOTR–dla technologii OTERM

OZE	_	dla odnawialnego źródła energii
р	_	dla pary
pal	_	dla paliwa
pd	_	dla powietrza dolotowego
pk	_	dla paliwa konwencjonalnego
pś	_	dla podajnika ślimakowego
pc	_	dla podajnika celkowego
pw	_	dla powietrza wylotowego
pww	_	dla pompy wody wtryskowej
r	_	dla stanu roboczego węgla
sd	_	dla spalin dolotowych
sp	_	dla spalin
str	_	dla strumienicy
SW	_	dla spalin wilgotnych, wylotowych
śr	_	wartość średnia
W	_	dla wody
wk	_	dla węgla kamiennego
wtr	_	dla wtrysku
wyp(D)	—	dla wypełnień na średnicy D
zp	—	dla zasobnika paliwa

Indeksy górne

ch	_	dla entalpii chemicznej
f	_	dla entalpii fizycznej
max	_	dla wartości maksymalnej
min	_	dla wartości minimalnej
kr	_	dla wartości krytycznej
t	_	dla spalania w warunkach stechiometrycznych
śr	-	dla wartości średniej

1. WPROWADZENIE

Spalanie paliw konwencjonalnych w procesach wytwarzania ciepła i energii elektrycznej jest źródłem zanieczyszczenia środowiska naturalnego. W celu zmniejszenia negatywnego oddziaływania energetyki zawodowej ustawodawstwo krajowe wspiera rozwój odnawialnych źródeł energii OZE. Ustawa [1] wprowadza obowiazek uzyskania i przedstawienia do umorzenia świadectw pochodzenia, uiszczenia opłaty zastępczej oraz zakupu energii elektrycznej i ciepła wytworzonych w odnawialnych źródłach energii oraz obowiazku potwierdzenia danych dotyczących ilości energii elektrycznej wytworzonej w odnawialnym źródle energii. Powyższe obliguje przedsiębiorstwa energetyczne do osiągnięcia 20,0 % udziału OZE w sprzedaży energii elektrycznej odbiorcom końcowym w 2021 roku. Ponadto najnowsze przepisy dopuszczają możliwość współspalania odpadów w instalacjach kotłowych po spełnieniu odpowiednich wymagań i traktując kocioł energetyczny jako tzw. współspalarnię odpadów [2]. Istnieje zatem potrzeba rozwijania technologii współspalania. Założono, że największy potencjał wytwórczy posiada energetyka odnawialna oparta na przetwarzaniu i spalaniu biomasy. Kotły spalające wyłącznie biomasę stanowią niewielki udział w krajowej energetyce. Większość stanowią pyłowe kotły weglowe. Wysoki koszt budowy nowych jednostek przyczynił się do prób współspalania biomasy z pyłem węglowym. Analiza porównawcza technologii pozyskiwania energii elektrycznej z biomasy [3] wykazała, że współspalanie charakteryzuje:

a) najwyższa sprawność,

- b) najwyższa możliwa do uzyskania moc elektryczna,
- c) najniższy koszt budowy jednostki wytwórczej,
- d) najniższy koszt wytwarzania energii elektrycznej.

Badania i próby eksploatacyjne wykazały ograniczenia w zwiększaniu udziału wagowego biomasy, takie jak:

- a) pogorszenie parametrów przemiałowych młynów węglowych,
- b) obniżona temperatura mięknięcia popiołu z biomasy zwiększająca zagrożenie powstawania osadów wysokotemperaturowych w komorze paleniskowej,
- c) wzrost szybkości zanieczyszczania pęczków konwekcyjnych osadami średniotemperaturowymi,
- d) wzrost temperatury kwasowego punktu rosy powodujący powstawanie osadów niskotemperaturowych i przyspieszoną korozję końcowych elementów ciągu konwekcyjnego,
- e) zwiększone zagrożenie korozyjne.

W kotłach dużych mocy powyższe problemy limitują udział cieplny współspalanej biomasy do poziomu 20%. Obowiązek zwiększenia udziału biomasy w spalanym paliwie determinuje wdrażanie nowych rozwiązań technologicznych. Do rozwiązań w kierunku zwiększania udziału współspalanej biomasy należą [4]:

- a) spalanie biomasy w osobnym palenisku i wprowadzanie gorących spalin do komory paleniskowej kotła,
- b) spalanie biomasy na ruszcie umieszczonym pod paleniskiem kotła,
- c) mielenie biomasy i pneumatyczne wprowadzanie jej do komory paleniskowej kotła,
- d) spalanie drobnych frakcji w zawiesinie wodnej przy użyciu palników olejowych,
- e) odgazowanie lub zgazowanie biomasy w urządzeniu zewnętrznym i dopalenie powstałego gazu w kotle.

Pierwsza część niniejszej pracy poświęcona jest ostatniemu z wymienionych zagadnień. Zgazowanie to proces termo – chemicznej konwersji substancji stałej, zawierającej węgiel i wodór, za pomocą czynnika konwertującego do postaci gazu palnego. Dostępne technologie zgazowania biomasy zostały szeroko omówione w pracach [5, 6]. W Europie jest około pięćdziesięciu producentów reaktorów zgazowania, a udział poszczególnych oferowanych technologii jest następujący [7]:

a) 75% reaktory dolnociągowe współprądowe,

- b) 20% reaktory ze złożem fluidalnym,
- c) 2,5% reaktory górnociągowe przeciwprądowe,
- d) 2,5% pozostałe.

Potencjał wykorzystania gazu ze zgazowania biomasy do produkcji energii elektrycznej i cieplnej zbadano w pilotowych instalacjach turbin gazowych, silników tłokowych [8], silników Stirlinga [9], kombinowanych obiegów gazowo – parowych BIGCC (Biomass Integrated Gasification Combined Cycle), takich jak ARBRE z atmosferycznym [10] lub SYDKRAFT w Värnamo z ciśnieniowym reaktorem CFB [11]. Analizowane są również możliwości zasilania gazem procesowym ogniw paliwowych [12, 13], a także układów hybrydowych powyższych rozwiązań. Powyższe rozwiązania charakteryzuje wysoka sprawność, ale również złożoność technologiczna, co bezpośrednio przekłada się na wysokie koszty inwestycyjne. Urządzenia przetwarzające energię chemiczną gazu na energię mechaniczną lub elektryczną wymagają zasilania paliwem o wysokiej czystości, co wymusza budowę instalacji oczyszczania gazu procesowego [14].

Modernizacja istniejącego kotła przystosowanego do spalania paliw konwencjonalnych poprzez bezpośrednią integrację z reaktorem zgazowania biomasy i współspalanie gazu procesowego w komorze spalania kotła pozwala na uproszczenie schematu technologicznego, a układy takie charakteryzują następujące zalety:

- a) redukcja emisji CO₂,
- b) brak konieczności budowy instalacji oczyszczania gazu procesowego,
- c) brak konieczności suszenia i mielenia paliwa biomasowego,
- d) wysoka elastyczność paliwowa,
- e) możliwość wykorzystania biomasy, która powoduje problemy w bezpośrednim współspalaniu jak np. słoma,
- f) niezależność od dostaw biomasy, którą można zastąpić paliwami konwencjonalnymi,
- g) brak lub niski wpływ na pracę kotła w przypadku konieczności odstawienia reaktora,
- h) mniejsza emisja pyłów w porównaniu z bezpośrednim współspalaniem.

W polskiej energetyce przykładem instalacji do współspalania gazu ze zgazowania odpadów drewnopochodnych za pomocą powietrza i pary wodnej, jest reaktor zintegrowany z kotłem rusztowym w kotłowni Energetyka Wisłosan. Reaktor pracujący w trybie cyklicznym wytwarza gaz procesowy, który przy udziale cieplnym dochodzącym do 45% współspalany jest z węglem kamiennym. Przepływ gazu z reaktora do kotła wymusza nadciśnienie generowane przez kotłowy wentylator powietrza [15].

W Europie, jak i na świecie, pierwsza instalacja bezpośredniego spalania gazu ze zgazowania biomasy w kotle energetycznym opalanym węglem kamiennym i gazem ziemnym została uruchomiona w elektrociepłowni Kymijarvi w Finlandii. Zastosowano reaktor CFB produkcji Foster Wheeler o nominalnej mocy cieplnej 50 MW_{th} [16]. Udział cieplny spalanego gazu procesowego sięgał 15%. Instalacja spowodowała nieznaczny spadek sprawności produkcji energii elektrycznej i cieplnej. Obecność wilgoci w gazie procesowym spowodowała obniżenie emisji tlenków azotu NOx (poprzez obniżenie temperatury płomienia w kotle) oraz poprawę efektywności elektrofiltru [17]. Powyższa technologia została również wdrożona w elektrowni Electrabel w Belgii przy czym udział cieplny gazu procesowego wynosi 9% w stosunku do węgla kamiennego. Współspalanie spowodowało obniżenie emisji tlenków azotu i pyłów [18]. W obu przypadkach gaz procesowy podawany jest poniżej istniejących palników pyłowych.

W Austrii w elektrowni Zeltweg z kotłem pyłowym zintegrowano reaktor CFB o mocy cieplnej 10 MW_{th} co stanowi 3% udziału cieplnego. Poprzez umieszczenie palników gazu procesowego ponad palnikami pyłowymi osiągnięto efekt reburningu w kierunku redukcji NOx [19], co pozwoliło na 15% zmniejszenie zużycia wody amoniakalnej wykorzystywanej w technologii SNCR [20].

W Finlandii w elektrowni Vaskiluodon firma Metso zbudowała reaktor CFB, uważany jak dotąd za największy na świecie, o mocy 140 MW_{th}. Reaktor zintegrowano z kotłem węglowym o mocy cieplej 560 MW_{th}, w którym 25 – 40% węgla może być zastąpione gazem procesowym ze zgazowania biomasy. Wprowadzenie współspalania gazu procesowego pozwoliło na obniżenie emisji NOx i SOx. W przeciwieństwie do wcześniej wymienionych reaktorów CFB, Metso zastosowało wstępne suszenie biomasy [21, 22].

Na podstawie badań nad procesem zgazowania w technologii LT – CFB (Low Temperature Circulating Fluidized Bed) [23, 24], w Holandii, w elektrowni Asnæs, zbudowano zgazowarkę o mocy cieplnej 6 MW_{th}, której paliwem wsadowym jest słoma. Dzięki zastosowaniu niskiej temperatury procesu nie przekraczającej 650°C, niższej niż temperatura topnienia popiołu, możliwe jest stosowanie paliw zawierających znaczne ilości związków alkalicznych. Instalacja wyposażona jest dodatkowo w reaktor ze złożem bąbelkowym BFB, który służy do zgazowywania smół (w podwyższonej temperaturze) powstałych w reaktorze CFB [25].

Pośrednim rozwiązaniem pomiędzy układami z bezpośrednim spalaniem gazu procesowego w silniku cieplnym a współspalaniem w kotle energetycznym jest jego spalanie w kanałach za turbiną gazową opalaną gazem ziemnym. Energia spalin konwertowana jest w parowym kotle odzyskowym [26].

W Zakładzie Kotłów i Wytwornic Pary Politechniki Śląskiej opracowano innowacyjną technologię obróbki termicznej paliw alternatywnych OTERM, której koncepcja zakłada prowadzenie obróbki termicznej gorącym utleniaczem w postaci recyrkulowanych spalin.

Opatentowany sposób integracji reaktora OTERM z kotłem energetycznym przedstawiono na schemacie Rys. 1.1. Spaliny wypływające z komory spalania 1 omywają wymiennik ciepła 9 i kanałem spalin 8 odpływają do komina. Instalacja do pośredniego współspalania biomasy składa się z reaktora 15 zasilanego strumieniem rozdrobnionej biomasy w układzie podajnika 13 oraz strumieniem spalin indukowanym przez wentylator strumienicowy 10. Spaliny pobierane są z ciągu spalinowego 8 przez działanie strumienia medium roboczego (pary wodnej, sprężonych spalin) podawanego do dyszy 12 wentylatora strumienicowego 10. Spaliny te wpływają do reaktora 15, gdzie następuje obróbka termiczna biomasy. Wydajność wentylatora strumienicowego 10 spalin, odpowiednio do potrzeb procesu jest nastawiana zaworem regulacyjnym 7 zabudowanym w rurociągu pędnika 6 do dyszy napędowej 12. Wypływające z reaktora 15 spaliny wraz z palnymi produktami procesu zasilają wybrane spośród palników 3 i 4, natomiast stałe produkty palne i niepalne odprowadzane są przez zamknięcie śluzowe 14 i ewentualnie zawracane do procesu [27, 28, 29].



Rys. 1.1 Koncepcja integracji reaktora OTERM z kotłem energetycznym [27, 28, 29]

Nie są znane wcześniejsze próby wykorzystania spalin kotłowych jako czynnika konwertującego przy czym ich składniki takie jak tlen, para wodna i dwutlenek węgla stosowane oddzielnie są wykorzystywane w tym celu w procesach zgazowania.

Przesłanką użycia spalin było porównanie wyników badań atmosferycznych, "zimnych" reaktorów zgazowania z reaktorami wykorzystującymi wysokotemperaturowe powietrze lub parę wodną o wysokiej entalpii fizycznej jako czynnik konwertujący HTAG (High Temperature Agent Gasification). Rozwiązanie to pozwala prowadzić proces przy niższych udziałach powietrza ponieważ strumień ciepła czynnika roboczego podtrzymuje endotermiczne reakcje zgazowania bez konieczności dostarczenia energii z procesu spalania [30]. Potencjał technologii HTAG potwierdziły również badania zgazowania biomasy za pomocą wysokotemperaturowej pary przegrzanej [31]. Założono, że OTERM pozwoli zminimalizować udział spalania w procesie, a tym samym zwiększyć jego sprawność.

Uzasadnieniem badania koncepcji OTERM były również wielowariantowe makroskopowe badania zachowania się biomasy w ściśle kontrolowanej atmosferze. Skokowo kontrolowano temperaturę w przedziale 600-1000°C i zawartość tlenu w przedziale 5–21% O₂ obserwując moment zapłonu, zachowanie się płomienia, czas dopalania oraz ubytek masy próbki biomasy. Stwierdzono, że dla wyższych temperatur stopień odgazowania próbki a także moment zapłonu zależą w niewielkim stopniu od koncentracji tlenu. Natomiast dla najniższej analizowanej temperatury procesu tj. dla 600°C zauważono wyraźne opóźnienie momentu zapłonu, przy czym fakt ten nie ma wpływu na proces odgazowania, a nawet przyczynia się do wytworzenia porowatej struktury (karbonizatu), która sprzyja gwałtownemu, choć opóźnionemu zapłonowi próbki [32].

Argumentów wykorzystania spalin jako czynnika konwertującego dostarczają także badania zgazowania biomasy przy użyciu dwutlenku węgla w obecności katalizatora Ni / Al w instalacji reaktora ze złożem fluidalnym. Dla zmiennych stosunków strumieni katalizator /

biomasa wykazano wzrost udziału H₂ i CO oraz spadek udziału CO₂ i CH₄ wraz ze wzrostem wyżej wymienionego stosunku. Brak katalizatora lub jego dezaktywacja postępująca wraz z czasem trwania testu powodowały wzrost udziałów CO₂ i CH₄ [33].

Możliwy do uzyskania skład i wartość opałową gazu procesowego generowanego w procesie OTERM oszacowano na podstawie wielowariantowych obliczeń metodą niestechiometryczną wykorzystującą bezpośrednią minimalizację funkcji entalpii swobodnej Gibbsa. Dla zmiennych:

- a) składu paliwa alternatywnego poddawanego obróbce termicznej,
- b) składu paliwa konwencjonalnego którego produkty spalania wykorzystano jako gaz konwertujący,
- c) stosunku nadmiaru powietrza przy spalaniu paliwa konwencjonalnego,
- d) molowego stosunku paliwa do utleniacza,
- e) temperatury prowadzenia procesu,

uzyskiwano gaz procesowy zawierający gazy palne o udziałach pokazanych w Tabl. 1.1. Wartość opałowa suchego gazu wynikowego zawierała się w granicach $Q_i = 1516 \div 8540 \text{ kJ}/m_N^3$ [34].

Wyniki symulacji zweryfikowano podczas badań laboratoryjnych, przy czym wykorzystane stanowisko badawcze uniemożliwiało prowadzenie procesu w stanie ustalonym, co przyjęto za główny powód wystąpienia różnic pomiędzy obliczeniami a testami [35].

Badania OTERM w stanie ustalonym wykonano na instalacji laboratoryjnego pieca obrotowego z wykorzystaniem spalin pochodzących ze spalania gazu ziemnego. Ciepło spalania uzyskanego gazu wyniosło $Q_s = 5540 \div 9720 \text{ kJ}/m_n^3$ [36].

Odmienne warunki panujące podczas badań są powodem różnicy otrzymanych wyników sięgającej 100% wartości z Tabl. 1.1, co uzasadnia konieczność ich weryfikacji testami na instalacji pilotowej. Badania laboratoryjne nie są elementem niniejszej pracy.

Źródło	$[CO]_g^{max}$	$[H_2]_g^{max}$	$[CH_4]_g^{max}$
[34]	40,7	30,9	9,8
[35]	19,0	16,0	6,4
[36]	22,9	16,3	7,6

Tabl. 1.1 Składniki palne gazu OTERM uzyskiwanego podczas badań laboratoryjnych

Współspalanie otrzymywanego W atmosferycznych procesach zgazowania niskokalorycznego gazu powoduje zmniejszenie sprawności kotła ponieważ w celu dostarczenia takiego samego strumienia energii chemicznej paliwa jak w przypadku spalania samego pyłu weglowego, konieczne jest spalanie większej ilości paliwa. Powoduje to zwiększenie strumienia i temperatury spalin wylotowych, które wpływa na zwiększenie straty wylotowej. Modernizacja kotła w kierunku rozwinięcia końcowych powierzchni wymiany sprawności. Podczas ciepła umożliwia kompensację utraty doboru wariantu modernizacyjnego konieczna jest jednak analiza zagrożenia korozją niskotemperaturową z przekroczenia najniższych dopuszczalnych temperatur wynikającą wypełnień regeneracyjnych obrotowych podgrzewaczy powietrza ROPP ze względu na wyższy punkt rosy spalin pochodzących ze współspalania wegla i gazu procesowego [37].

W konsekwencji w celu umożliwienia pełnej integracji reaktora OTERM z kotłem energetycznym opracowano koncepcję antykorozyjnego systemu diagnostycznego wypełnień koszy zimnego końca ROPP opartą na ciągłym i jednoczesnym pomiarze temperatury kwasowego punktu rosy spalin i temperatury blach wypełnień zimnego końca – RAH+.

2. CEL I ZAKRES PRACY

Cel główny niniejszej pracy to analiza możliwości prowadzenia współspalania biomasy i odpadów w kotle spalającym paliwa konwencjonalne poprzez jego integrację z reaktorem obróbki termicznej biomasy oraz zbadanie możliwości minimalizacji zagrożenia korozyjnego wypełnień zimnego końca regeneracyjnego obrotowego podgrzewacza powietrza spowodowanego wprowadzeniem współspalania.

Realizacja założonego celu przewiduje badania dwóch instalacji przemysłowych zbudowanych według koncepcji opisanych we wprowadzeniu pracy, tj. reaktora obróbki termicznej biomasy za pomocą spalin kotłowych, który zintegrowany jest z kotłem energetycznym, w którym współspalany jest wytwarzany gaz procesowy oraz systemu diagnostycznego regeneracyjnych obrotowych podgrzewaczy powietrza – RAH+, który umożliwia bezpieczne obniżenie temperatury spalin wylotowych, a przez to zwiększenie jego sprawności.

W ramach pracy zaplanowano opracowanie projektu koncepcyjnego i badania:

a) instalacji reaktora zgazowania biomasy zintegrowanej z kotłem energetycznym – technologia OTERM,

b) instalacji do ciągłego monitoringu temperatury wypełnień zimnego końca regeneracyjnego podgrzewacza powietrza ROPP kotła energetycznego – technologia RAH+.

Celami cząstkowymi badań przemysłowych ww. instalacji jest:

a) wykazanie możliwości stosowania innowacyjnej koncepcji wentylatora strumienicowego do poboru spalin kotłowych i wymuszenia ich przepływu przez instalację reaktora zgazowania,

b) potwierdzenie możliwości wykorzystania spalin kotłowych jako gazu konwertującego w procesie zgazowania,

c) zbadanie potencjału technologii zgazowania biomasy spalinami i wpływu współspalania wytwarzanego gazu na wybrane charakterystyki technologiczne i ekologiczne kotła,

d) wyznaczenie wytycznych pracy reaktora OTERM, w kierunku produkcji gazu o wyższej wartości opałowej,

e) opracowanie metody diagnozowania elementów ROPP w kierunku wyeliminowania:

- zagrożenia korozją niskotemperaturową wypełnień koszy zimnego końca,
- nieprawidłowej pracy zdmuchiwaczy popiołu.

3. PRZEMYSŁOWE BADANIA REAKTORA OTERM

3.1. Opis instalacji badawczej

Instalację badawczą zabudowano w kotłowni EC MARCEL w Radlinie. Reaktor OTERM zintegrowano z kotłem parowym VKW (Vereinigte Kesselwerke AG Düsseldorf).

VKW to kocioł stromorurkowy, opromieniowany, wielopaliwowy, pyłowy, pyłowo – gazowy lub gazowy, o rozpałce gazowej i naturalnym obiegu wody. Posiada dwa walczaki – główny i wstępny. W części konwekcyjnej kotła umieszczony jest dwustopniowy przegrzewacz pary, trzystopniowy stalowy podgrzewacz wody i trzystopniowy żeliwny podgrzewacz powietrza. Wyposażony jest w ożebrowany podgrzewacz wody i dysze OFA. Pracuje w układzie kolektorowym. Maksymalna wydajność kotła wynosi $\dot{m}_p = 50 t/h$ pary o parametrach t_p=430°C i p_p=3,6 MPa. Paliwo podstawowe stanowi gaz koksowniczy lub jego mieszanka z pyłem węglowym.

3.1.1. Układ paliwo – gazy procesowe

Koncepcję instalacji reaktora przedstawiono na Rys. 3.1. natomiast, dla porównania skali obydwu urządzeń, sylwetkę kotła VKW i zgazowarki OTERM umieszczono na Rys. 3.2. Głównym elementem reaktora 1 OTERM jest obrotowy bęben wyposażony w łopaty, ukształtowane w sposób zapewniający przemieszczanie powstającego w procesie karbonizatu lub popiołu w kierunku zsypu układu odpopielania. Łopaty mieszają doprowadzone paliwo, co zapewnia równomiernie wypełnienie całej objętości komory reaktora oraz wydłużenie czasu kontaktu paliwa i gazu konwertującego. Bęben umieszczono w dwudzielnej nieruchomej obudowie na podeście z szynami jezdnymi, które ułatwiają przeglądy urządzenia. Bęben połączono z chłodzonym wodą wałem napędowym sprzężonym poprzez przekładnię łańcuchową z motoreduktorem. Szczelność między wałem a obudową zapewnia obrotowe uszczelnienie labiryntowe. Regulacja prędkości obrotowej bębna możliwa jest w pełnym zakresie obrotów nominalnych poprzez przemiennik częstotliwości. Obroty nominalne wynoszą n_{obr} h = 3 obr/min.

Doprowadzenie gazu konwertującego z kotła do reaktora i odprowadzenie gazu powstałego w procesie zgazowania zapewniają dwa kanały prostokątne o wymiarach 400 x 200 mm. Kanały o budowie modułowej, połączone kołnierzami skręcanymi, prowadzone są z 5% spadkiem w kierunku kotła, co ma zapobiec osiadaniu pyłu. Konstrukcja nośna zawieszeń kanałów przyspawana jest do konstrukcji nośnej kotła.

Pobór spalin ulokowano w otworze po drzwiczkach rewizyjnych komory paleniskowej na poziomie +7,50 m, które zastąpiono kołnierzem kanału ssawnego **2**. Kocioł nie jest wykonany w technologii ścian szczelnych. W celu zapobieżenia podsysaniu powietrza z przestrzeni pomiędzy obmurzem a opancerzeniem, kanał poprowadzono w ścianie kotła. Wlot do kanału sięga około 0,5 m w głąb komory paleniskowej.

Gaz procesowy z reaktora podawany jest do kotła przez otwór po parowym zdmuchiwaczu popiołu na poziomie +9,40 m. Przepływ spalin wymusza napęd strumienicowy umieszczony w osi otworu. Strumienica **3** zabudowana jest w kanałach w sposób umożliwiający regulację odległości między wylotem dyszy czynnika napędowego (pędnika) a wlotem konfuzora w zakresie $L_{dk} = 0 \div 150 \text{ mm}$.

Pędnikiem strumienicy jest para upustowa o ciśnieniu p=10 bar, doprowadzona przewodem DN25 4 ze stacji redukcyjnej. Maksymalna wydajność strumienicy wynosi 1000 m_N^3/h spalin. Parametry pary dolotowej do dyszy dodatkowo regulowane są zaworem regulacyjnym 5, co w połączeniu ze zmienną wartością L_{dk} pozwala na pełną regulację wydajności strumienicy.



Rys. 3.1 Koncepcja reaktora i układów pomocniczych OTERM



Rys. 3.2 Sylwetka kotła VKW wraz ze zgazowarką OTERM

Paliwo do zgazowarki dozowane jest przez króciec znajdujący się w górnej części komory. Króciec połączono z podajnikiem celkowym **6** o maksymalnej wydajności $\dot{m}_{pc}^{max} = 800 \, kg/h$, który jest także biernym zabezpieczeniem przeciwpożarowym, jego konstrukcja zapewnia szczelne odcięcie komory zgazowania od układu podawania paliwa. Podajnik celkowy połączony jest z podajnikiem ślimakowym **7** o wydajności maksymalnej $\dot{m}_{ps}^{max} = 650 \, kg/h$, który połączony jest z zasobnikiem paliwa **8** o pojemności $V_{zp} = 0.8m^3$. Regulacja wydajność podajnika ślimakowego możliwa jest w pełnym zakresie poprzez przemiennik częstotliwości. Układ paliwowy zabezpieczony jest instalacją przeciwpożarową **9**.

Stałe produkty procesu – karbonizat i popiół odprowadzane są przez zsyp do zasobnika o pojemności $V_{za} = 0,1m^3$ wyposażonego w zamknięcie wodne.

W celu regulacji zawilżenia i temperatury pobieranych spalin w kanale dolotowym zamontowano dysze wtrysku wody **10**. Woda do dysz dozowana jest pompą tłokową o maksymalnej wydajności $\dot{V}_{pww} = 120 \ dm^3/h$. Woda pobierana jest ze zbiornika o pojemności $V_{wtr} = 0,15 \ m^3$ umieszczonego na wadze, w celu pomiaru strumienia wtrysku metodą wagową.

Szybkie chłodzenie komory reaktora umożliwia system gaszenia parowego. Z układu zasilania strumienicy pobierana jest para rurociągiem o średnicy DN25 **11**. Para wstępnie dławiona jest zaworem regulacyjnym **12** na wylocie którego w celu dalszego rozprężenia zamontowano rurociąg o średnicy DN65 **13** połączony kołnierzowo z kanałem dolotowym, wewnątrz którego zabudowano wylot pary do komory reaktora.

Bezpośrednie połączenie wału z obciążonym cieplnie bębnem reaktora powoduje konieczność zastosowania układu chłodzenia **14** wału i łożysk. Jako czynnik chłodzący wykorzystywana jest woda pobierana z obiegu kotła, która po odebraniu ciepła zawracana jest do obiegu.

Zestawienie ważniejszych danych technicznych komponentów instalacji umieszczono w Tabl. 3.1.

Urządzenie	Parametry
Reaktor OTERM	maksymalna moc cieplna $\dot{Q}_{OTR}^{max} = 2,0 MW$
Strumienica	wydajność maksymalna $\dot{V}_{str}^{max} = 1000 \ m_N^3/h$ spalin pędnik: para (t _p =180°C, p _p =0,8 MPa)
Podajnik ślimakowy	wydajność maksymalna $\dot{m}_{ps}^{max} = 650 \ kg/h$ pelletu
Podajnik celkowy	wydajność maksymalna $\dot{m}_{pc}^{max} = 800 \ kg/h$ pelletu
Zasobnik paliwa	objętość $V_{zp} = 0.8 m^3$
Zasobnik popiołu	objętość $V_{za} = 0,1 m^3$
Pompa wtrysku wody	wydajność maksymalna $\dot{V}_{pww}^{max} = 120 \ dm^3/h$ spalin
Zbiornik wtrysku wody	objętość $V_{wtr} = 0,15 m^3$

Tabl. 3.1 Parametry techniczne komponentów instalacji

3.1.2. Układ sterowania i akwizycji danych

Układ sterowania, złożony z szafy sterowniczej podłączonej do komputera, pozwala na zmianę prędkości obrotowej podajnika ślimakowego i bębna zgazowarki.

W miarę rozwoju projektu zwiększano liczbę mierzonych parametrów. Tabl. 3.2 zawiera zestawienie przyrządów pomiarowych i mierzonych za ich pomocą wielkości fizycznych. Parametry mierzone oznaczono na Rys. 3.1.

Pomiar strumienia spalin realizowany jest z wykorzystaniem tzw. kanału do pomiaru strumienia gazu w krótkich kanałach zamkniętych o dużym przekroju **15** [38], który dzięki wyrównaniu prędkości strugi pozwala na pomiar ciśnienia dynamicznego w pojedynczym punkcie.

Pomiar strumienia masy podawanego paliwa prowadzony jest metodą pośrednią. Dla danego typu paliwa metodą wagową wyznaczono wydajność podajnika ślimakowego w funkcji prędkości obrotowej $\dot{m}_{pal} = f(n_{obr,ps})$.

Regulację parametrów pracy reaktora OTERM prowadzi się poprzez:

- a) zmianę ciśnienia pary napędowej wentylatora strumienicowego, co prowadzi do zmiany strumienia spalin pobieranych z kotła \dot{m}_{sp} ,
- b) zmianę prędkości obrotowej podajnika ślimakowego biomasy, co prowadzi do zmiany strumienia dozowanego paliwa \dot{m}_{pal} .

Dzięki regulacji można otrzymywać zmienny stosunek gazu konwertującego i paliwa $\dot{m}_{sp} / \dot{m}_{pal}$. Skład i temperatura spalin konwertujących są narzucone i wynikają z aktualnego stanu pracy kotła, ale przy założeniu jego pracy jako ustalonej poprzez zmianę parametru $\dot{m}_{sp} / \dot{m}_{pal}$ uzyskuje się zmianę wartości stosunku nadmiaru tlenu λ w procesie zgazowania.

Parametr mierzony	Metoda pomiaru / przyrząd pomiarowy	Wartość mierzona
Skład spalin pobieranych z kotła	ULTRAMAT 23 SIEMENS	[O ₂] _{sp} , [CO ₂] _{sp}
Ciśnienie dynamiczne strumienia spalin pobieranych z kotła	AIRFLOW	Pd_sp
Temperatura spalin pobieranych z kotła	Termoelement typu K	<i>t</i> ₁
Temperatura spalin za dyszami wtryskowymi	Termoelement typu K	<i>t</i> ₂
Skład i wartość opałowa gazu na	ULTRAMAT 23 SIEMENS	[CH ₄] _{gp} , [CO] _{gp} , [O ₂] _{gp} , [CO ₂] _{gp}
wylocie z reaktora	GASBOARD-3100P WUHAN CUBIC OPTOELECTRONICS	$ \begin{array}{l} [H_2]_{gp}, \ [CH_4]_{gp}, \ [CO]_{gp}, \\ [O_2]_{gp}, \ [CO_2]_{gp}, \ [Cm_H_n]_{gp}, \\ Q_{i_gp} \end{array} $
Temperatura na wylocie z reaktora	Termoelement typu K	<i>t</i> ₃
Strumień wody wtryskowej	metoda wagowa	<i>m</i> _{wtr}

Tabl. 3.2 Aparatura pomiarowa wykorzystana podczas badań

3.2. Plan eksperymentu

Badania instalacji podzielono na dwa etapy. Etap I (wstępny) przewidywał przeprowadzenie 5 testów przy zakresie zmienności parametrów przedstawionym w Tabl. 3.3. Wartość minimalną temperatury spalin konwertujących t₂ dobrano bazując na badaniach laboratoryjnych [39], ze względu na możliwość dostatecznie szybkiego czasu konwersji próbki paliwa i uzyskanie gazu procesowego o wysokiej wartości opałowej. Maksymalną dopuszczalną temperaturę gazu procesowego t₃ przyjęto ze względu na wytrzymałość cieplną reaktora i kanałów gazowych.

Testy związane z pierwszym uruchomieniem reaktora miały na celu określenie optymalnej wartości parametru $\dot{m}_{sp}/\dot{m}_{pal}$. Jako warunek konieczny osiągnięcia optimum przyjęto uzyskanie gazu palnego i osiągnięcie stanu pracy ustalonej reaktora tj. stałej temperatury t₃ i składu gazu procesowego na wylocie ze zgazowarki.

Nr testu	1	2	3	4	5
t ₂ [°C]	> 400	>400	> 400	> 400	> 400
$t_3[^{\circ}C]$	< 800	< 800	< 800	< 800	< 800
\dot{m}_{sp} / \dot{m}_{pal}	3,0÷4,0	4,0÷5,0	5,0÷6,0	6,0÷7,0	7,0÷8,0

Tabl. 3.3 Parametry testów Etapu I

Etap II badań przewidywał prowadzenie testów zgazowania w stanie pracy ustalonej reaktora przy parametrach optymalnych wyznaczonych w Etapie I. Dodatkowo zaplanowano optymalizację w kierunku otrzymania jak najwyższej wartości opałowej gazu procesowego poprzez zastosowanie wtrysku wody lub pary wodnej bezpośrednio do reaktora lub kanału gazu konwertującego.

3.3. Paliwa i materiały

W trakcie testów obróbce termicznej poddano pellet z drewna drzew iglastych w formie walców o średnich wymiarach:

a) średnica: 5 mm

b) wysokość: 10 mm

Charakterystykę paliwa zamieszczono w Tabl. 3.4. Wyboru paliwa dokonano ze względu na:

a) niską zawartość wilgoci,

b) niską zawartość popiołu,

c) prostotę dozowania przy pomocy zainstalowanych podajników.

Jako czynnik zgazowujący zastosowano rzeczywiste spaliny pochodzące ze współspalania gazu koksowniczego Tabl. 3.5 i węgla kamiennego Tabl. 3.6.

stan	Q_i	W ^r t	A ^r	Cr	H ^r	N ^r	Sr	O ^r
-	kJ/kg	%	%	%	%	%	%	%
suchy	18990	0,00	0,33	50,35	6,02	0,09	0,02	43,19
roboczy	18210	3,60	0,33	49,61	5,93	0,09	0,02	40,43

Tabl. 3.4 Pellet drzew iglastych (nr próbki ZKiWP: MC-3 EP: 3580)

Qi	ρ	CO ₂	C_2H_4	C_2H_6	C_3H_6	C_3H_8	O_2	CO	H ₂	CH ₄	N_2
kJ/Nm ³	kg/m ³	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
17931	0,477	2,66	1,86	0,80	0,15	0,04	0,10	6,52	58,36	24,13	5,41

Tabl. 3.5 Gaz koksowniczy

stan	Qi	W^{r}_{t}	A ^r	C ^r	H ^r	N ^r	S ^r	O ^r
-	kJ/kg	%	%	%	%	%	%	%
suchy	22327	0,00	30,50	56,62	3,69	0,99	0,48	7,72
roboczy	-	1,50	30,05	55,78	3,64	0,98	0,47	7,58

Tabl. 3.6 Pył węglowy (nr próbki ZKiWP: MC- EP: 3578)

3.4. Procedura prowadzenia badań

Uruchomienie procesu i reaktora OTERM przebiega wg następującej procedury:

- a) włączenie obiegu chłodzenia łożysk i wału,
- b) włączenie obrotów bębna,
- c) włączenie wentylatora strumienicowego poprzez otwarcie zaworu pary napędowej i wygrzewanie reaktora spalinami kotłowymi do osiągnięcia i ustabilizowania temperatury na wylocie $t_3 > 400$ °C,
- d) włączenie podajników biomasy i rozpoczęcie procesu obróbki termicznej paliwa.

Pobór próbek gazów i pomiar temperatur prowadzony jest w sposób ciągły z częstotliwością 20 sekund zarówno podczas nagrzewania reaktora jak i procesu zgazowania.

W trakcie dozowania paliwa, w przypadku ciągłego wzrostu temperatury gazów na wylocie z reaktora t₃, w celu zatrzymania przyrostu, dokonuje się zmiany warunków procesowych poprzez regulację strumieni \dot{m}_{pal} i \dot{m}_{sp} .

3.5. Badania przemysłowe - Etap I

Cel etapu I to określenie optymalnej wartości parametru $\dot{m}_{sp} / \dot{m}_{pal}$, który pozwoli na uzyskanie gazu palnego i osiągnięcie stanu pracy ustalonej reaktora tj. stałej temperatury t₄ i składu gazu procesowego na wylocie ze zgazowarki.

W dniu 29.03.2014 obróbce termicznej poddano pellet z drewna drzew iglastych (Tabl. 3.4). Jako czynnik zgazowujący wykorzystano spaliny ze spalania gazu koksowniczego (Tabl. 3.5) i węgla kamiennego (Tabl. 3.6). Stwierdzono, że kocioł jest przewentylowany a zawartość tlenu wynosiła średnio (O₂) =10,49 %. Strumień objętościowy gazu koksowniczego wynosił $\dot{V}_{gk} = 8600 m_N^3/h$, co stanowiło $E_{gk}^{ch}/E_c^{ch} = 0,847$ udziału energii chemicznej spalanych paliw. Strumień masowy węgla kamiennego $\dot{m}_{wk} = 1250 kg/h$ przy $E_{wk}^{ch}/E_c^{ch} = 0,153$.

Metodą trawersowania przekroju kanału oszacowano, że średnia prędkość spalin w kanale wynosi 80% prędkości maksymalnej, która występuje w jego środku geometrycznym i w tym punkcie w sposób ciągły mierzono ciśnienie dynamiczne strugi spalin.

Test zgazowania poprzedzono wygrzewaniem reaktora do czasu osiągnięcia na wylocie temperatury spalin t₄ > 400°C. którą przyjęto jako technologiczne minimum niezbędne do prowadzenia procesu zgazowania. Do czasu jej osiągnięcia prowadzono proces wygrzewania komory procesowej, który trwał około godziny. Następnie rozpoczęto podawanie paliwa.

Przeprowadzono 4 testy przy zmiennych strumieniach paliwa i spalin kotłowych. We wszystkich przypadkach proces prowadzono przy stechiometrycznym niedoborze tlenu $\lambda < 1$. Każdorazowo uzyskiwano gaz procesowy zawierający gazy palne CO i CH₄. W trakcie testów nie udało się osiągnąć stanu ustalonego, temperatura gazu wylotowego z reaktora t₄ stale wzrastała. W celu jej obniżenia zmniejszano strumień spalin pobieranych z kotła, poprzez dławienie strumienia pędnika strumienicy, oraz redukowano strumień paliwa podawanego do reaktora.

Ponieważ nie otrzymano stałej temperatury gazu na wylocie z reaktora, jako dodatkowy warunek konieczny, ale niewystarczający dla ustalenia procesu zgazowania przyjęto zerowe stężenie tlenu na wylocie z reaktora, pozostałe wyniki traktowano jako stan nieustalony.

Po osiągnięciu wartości $t_4 > 800^{\circ}$ C wstrzymywano podawanie paliwa w celu wychłodzenia reaktora. Temperatura t_4 wzrastała jeszcze przez pewien czas w skutek dopalania wytworzonego w procesie karbonizatu. Przebieg temperatur gazów podczas wszystkich testów przedstawiono na wykresie Rys.3.3.

3.5.1. Test nr 1 – ZG1

Wartość temperatury oraz stężenia otrzymywanych gazów dla testu ZG1 zaprezentowano na wykresie Rys. 3.4 wybrane dane zamieszczono w Tabl. 3.7. Po wygrzaniu reaktora do t₄>400°C rozpoczęto podawanie paliwa strumieniem $\dot{m}_{pal} = 115 kg/h$ (test ZG1a). Strumień spalin pobieranych z kotła uregulowano w zakresie $\dot{m}_{sp} = 726 \div 741 kg/h$. Proces prowadzono przy stechiometrycznym niedoborze tlenu $\lambda=0,54\div0,80$ przy rosnącej ilości tlenu w spalinach kotłowych $[O_2]_{sp} = 10,72 \div 15,10\%$. Stosunek strumienia spalin do paliwa wyniósł $\dot{m}_{sp}/\dot{m}_{pal} = 6,31 \div 6,44$.

W czasie testu nie osiągnięto stanu ustalonego układu. Procesowi towarzyszył szybki wzrost temperatury $\frac{dt_4}{d\tau}$ =10 K/min. Zależność t₁< t₄, wzrost stężenia CO₂ i zerowe stężenie O₂ na wylocie ze zgazowarki świadczą o przewadze procesu spalania w reaktorze. Uzyskano gaz zawierający składniki palne o udziałach $[CH_4]_{gp}^{max} = 1,53\%$ i $[CO]_{gp}^{max} = 5,5\%$, co potwierdza wystąpienie procesu zgazowania.

Ze względów bezpieczeństwa po osiągnieciu temperatury t₄=756 °C zmniejszono strumień podawanego paliwa $\dot{m}_{pal} = 79 kg/h$ (test ZG1b) i ograniczono strumień spalin kotłowych zasilających reaktor $\dot{m}_{sp} = 506 \div 511 kg/h$. Proces prowadzono przy stechiometrycznym niedoborze tlenu λ =0,47÷0,83. Stosunek strumienia spalin do paliwa wyniósł $\dot{m}_{sp}/\dot{m}_{pal} = 6,41 \div 6,47$. Uzyskano obniżenie tempa przyrostu temperatury do wartości $\frac{dt_4}{d\tau} = 4$ K/min. Test prowadzono przy zmiennym stężeniu tlenu w spalinach kotłowych spowodowanym skokowym spadkiem jakości gazu koksowniczego, którego efektem był początkowy wzrost stężenia tlenu w spalinach:

 $[0_2]_{sp}^{12:50} = 15,71\% \rightarrow [0_2]_{sp}^{12:55} = 16,81\%$

W celu dotrzymania parametrów cieplnych obsługa kotła zwiększyła strumień pyłu węglowego podawanego do palników, co spowodowało zmniejszenie strumienia tlenu do reaktora:

 $[0_2]_{sp}^{13:00} = 16,01\% \rightarrow [0_2]_{sp}^{13:11} = 9,26\% \Delta [0_2]_{sp} = -72,9\%$



Skokowy spadek stosunku nadmiaru tlenu spowodowanego zmniejszeniem ilości tlenu w spalinach kotłowych niespodziewanie obniżył stężenie składników palnych gazu procesowego:

$$\begin{split} \lambda^{13:00} &= 0.83 \quad \rightarrow \quad \lambda^{13:11} = 0.47 \\ [CH_4]_{gp}^{13:00} &= 1.05\% \rightarrow [CH_4]_{gp}^{13:11} = 0.89\% \quad \Delta [CH_4]_{gp} = -18.0\% \\ [CO]_{gp}^{13:00} &= 3.5\% \rightarrow [CO]_{gp}^{13:11} = 3.0\% \quad \Delta [CO]_{gp} = -16.7\% \end{split}$$

Nieoczekiwanie zmniejszony strumień utleniacza spowodował wzrost zawartości 0_2 i spadek $C0_2$ w wytwarzanym gazie przy stałym strumieniu paliwa:

$$\begin{split} & [0_2]_{gp}^{13:00} = 2,97\% \to [0_2]_{gp}^{13:11} = 5,57\% \qquad \Delta [O_2]_{gp} = +87,5\% \\ & [C0_2]_{gp}^{13:00} = 12,34 \to [C0_2]_{gp}^{13:11} = 10,36\% \qquad \Delta [CO_2]_{gp} = -19,1\% \end{split}$$

Obecność wolnego tlenu na wylocie reaktora świadczy o niedostatecznym wymieszaniu paliwa i gazu konwertującego, które zachodzi dla zbyt małych - krytycznych strumieni jednego z czynników dla danej geometrii komory reaktora. Świadczy także o wysokiej czułości układu na dynamiczne zmiany zachodzące w palenisku kotła.

Po osiągnieciu temperatury t₄=844 °C w celu zahamowania procesu spalania zwiększono strumień podawanego paliwa do $\dot{m}_{pal} = 93 kg/h$ (test ZG1c). Badanie prowadzono dla λ =0,42÷0,48 i stabilnej ilości tlenu w spalinach kotłowych $[O_2]_{sp} = 9,80 \div 10,98\%$ tj. bliskich końcowemu etapowi pomiaru przy strumieniu $\dot{m}_{pal} = 79 kg/h$. W efekcie otrzymano gaz o podobnym składzie jak podczas testu ZG1b – Tabl. 3.7 (czerwonym obramowaniem zaznaczono podobne wartości uzyskane podczas testów ZG1b i ZG1c). Nie zahamowano wzrostu temperatury na wylocie reaktora. Ze względów bezpieczeństwa przerwano eksperyment po osiągnięciu t₄=854 °C, wstrzymano podawanie paliwa i rozpoczęto chłodzenie instalacji.

3.5.2. Test nr 2 - ZG2

Wartość temperatury oraz stężenia otrzymywanych gazów dla testu ZG2 zaprezentowano na Rys. 3.5, wybrane dane zamieszczono w Tabl. 3.8.

Po wychłodzeniu reaktora do temperatury t₄=522°C rozpoczęto podawanie paliwa większym niż poprzednio strumieniem $\dot{m}_{pal} = 151 kg/h$. Strumień spalin pobieranych z kotła uregulowano w zakresie $\dot{m}_{sp} = 702 \div 715 kg/h$. Proces rozpoczęto przy stechiometrycznym niedoborze tlenu $\lambda=0,25\div0,30$ przy stabilnej niskiej ilości tlenu w spalinach kotłowych $[O_2]_{sp} = 6,79 \div 8,34\%$. Stosunek strumienia spalin do paliwa wyniósł $\dot{m}_{sp}/\dot{m}_{pal} = 4,65 \div 4,73$.

W czasie testu nie osiągnięto stanu ustalonego układu. Temperatura na wylocie stale rosła z prędkością $\frac{dt_4}{d\tau}$ =6,6 K/min. Przy czym przez 20 minut utrzymywano wyższą temperaturę na wlocie do reaktora t₁> t₄, co świadczy o większym udziale procesu zgazowania niż spalania.

Maksymalne stężenie uzyskanych gazów palnych wyniosło $[CH_4]_{gp}^{max} = 2,09\%$ i $[CO]_{gp}^{max} = 7,7\%$, przy czym ekstrema nie wystąpiły w tym samym momencie. Na wylocie z reaktora stężenie CO₂ wzrosło, natomiast stężenie tlenu było bliskie zeru.

Po osiągnięciu t₄=673 °C ze względów bezpieczeństwa wstrzymano podawanie paliwa i rozpoczęto chłodzenie instalacji. Założona graniczna temperatura odstawienia reaktora t₄=800°C została obniżona, ze względu na wysoką temperaturę rozdzielni elektrycznej elektrociepłowni nagrzewającej się od sąsiadujących z nią kanałów zgazowarki. Ustalono, że do czasu poprawy izolacji reaktor będzie odstawiany na żądanie obsługi.

3.5.3. Test nr 3 – ZG3

Wartość temperatury oraz stężenia otrzymywanych gazów dla testu ZG3 zaprezentowano na Rys. 3.6, wybrane dane zamieszczono w Tabl. 3.8. Po wychłodzeniu reaktora do temperatury t₄=540°C rozpoczęto podawanie paliwa większym niż poprzednio strumieniem $\dot{m}_{pal} = 187 kg/h$. Strumień spalin pobieranych z kotła uregulowano na $\dot{m}_{sp} = 681 \div 706 kg/h$ Proces prowadzono przy stechiometrycznym niedoborze tlenu λ =0,21÷0,39 przy rosnącej ilości tlenu w spalinach kotłowych $[O_2]_{sp} = 7,03 \div 12,45\%$. Stosunek strumienia spalin do paliwa wyniósł $\dot{m}_{sp}/\dot{m}_{pal} = 3,64 \div 3,77$.

W czasie testu nie osiągnięto stanu ustalonego układu. Temperatura na wylocie stale rosła z prędkością $\frac{dt_4}{d\tau}$ =5,7 K/min. Przy czym przez 20 minut utrzymywano wyższą temperaturę na wlocie do reaktora t₁> t₄, następnie krzywe temperatur przecięły się t₁< t₄, co oznacza przejście ze stanu zgazowania do spalania.

Maksymalne stężenie uzyskanych gazów palnych wyniosło $[CH_4]_{gp}^{max} = 2,88\%$ i $[CO]_{gp}^{max} = 9,7\%$ przy czym ekstrema nie wystąpiły w tym samym momencie. Na wylocie z reaktora stężenie CO₂ utrzymywało się na stałym poziomie, natomiast stężenie tlenu było bliskie zeru.

Po osiągnięciu t₄=775 $^{\circ}$ C na żądanie obsługi wstrzymano podawanie paliwa i rozpoczęto chłodzenie instalacji.

3.5.4. Test nr 4 – ZG4

Wartość temperatury oraz stężenia otrzymywanych gazów dla testu ZG4 zaprezentowano na Rys. 3.7, wybrane dane zamieszczono w Tabl. 3.8.

Po wychłodzeniu reaktora do temperatury t₄=558°C rozpoczęto podawanie paliwa mniejszym niż poprzednio strumieniem $\dot{m}_{pal} = 79 kg/h$. Strumień spalin pobieranych z kotła uregulowano na $\dot{m}_{sp} = 732 \div 748 kg/h$ Proces prowadzono przy stechiometrycznym niedoborze tlenu λ =0,82÷0,84 przy stabilnej ilości tlenu w spalinach kotłowych $[O_2]_{sp} = 10,32 \div 11,71\%$. Stosunek strumienia spalin do paliwa wyniósł $\dot{m}_{sp}/\dot{m}_{pal} = 9,27 \div 9,47$.

W czasie testu nie osiągnięto stanu ustalonego układu. Temperatura na wylocie stale rosła z prędkością $\frac{dt_4}{d\tau}$ =15,4 K/min. Temperatura na wylocie z reaktora szybko przekroczyła temperaturę włotową t₁< t₄, po czym nastąpiło wytwarzanie składników palnych w produkowanym gazie przy dużym udziale spalania.

Maksymalne stężenie uzyskanych gazów palnych wyniosło $[CH_4]_{gp}^{max} = 0,53\%$ i $[CO]_{gp}^{max} = 1,7\%$ przy czym ekstrema nie wystąpiły w tym samym momencie. Na wylocie z reaktora stężenie CO₂ utrzymywało się na stałym poziomie, natomiast stężenie tlenu było bliskie zeru.

Za reprezentatywne uznano testy, podczas których spełnione zostały warunki $[O_2]_{gp} \approx 0$ i strumień spalin wahał się w zakresie ±10% tj. $\dot{m}_{sp} \ge 693$ kg/h.

	SPALINY KOTŁOWE										PALIV	VO			GAZ	Z PROCES	OWY	
Czas	t1	[O ₂] _{sp}	(CO ₂) _{sp} *	(H2O) _{sp} *	(O ₂) _{sp} *	(N ₂) _{sp} *	pd	\dot{m}_{sp}	\dot{m}_{O_2}	\dot{m}_{pal}	ṁ _{sp} /ṁ _{pal}	$\dot{m}_{O_2 min}$	λ	t4	[CH4]gp	[CO]gp	[CO ₂] _{gp}	$[O_2]_{gp}$
gg:m	°C	%	%	%	%	%	Pa	kg/h	kg/h	kg/h	kg/kg	kg/h	-	°C	%	%	%	%
12:11	701	11,27	5,92	3,29	10,87	79,89	13,6	726	87,0	115	6,31	154	0,56	414	0,17	2,30	7,33	10,31
12:14	690	11,47	5,78	3,24	11,11	79,85	13,6	730	89,4	115	6,35	154	0,58	544	0,82	5,3	-	2,73
12:19	681	10,72	6,23	3,42	10,35	79,97	13,6	734	83,6	115	6,38	154	0,54	594	1,04	5,5	-	0,11
12:25	673	12,42	5,22	3,01	12,05	79,71	13,6	736	97,8	115	6,40	154	0,63	645	1,17	4,8	-	0,04
12:30	673	14,65	5,11	2,96	12,24	79,68	13,6	736	99,4	115	6,40	154	0,64	675	1,23	4,8	14,65	0,02
12:35	672	12,19	5,36	3,06	11,81	79,74	13,6	737	95,9	115	6,41	154	0,62	704	1,28	5,3	13,74	0,00
12:40	668	15,10	3,70	2,38	14,61	79,30	13,6	737	119,1	115	6,41	154	0,77	730	1,44	4,8	15,10	0,00
12:45	659	14,63	3,39	2,25	15,12	79,22	13,6	741	123,9	115	6,44	154	0,80	756	1,53	5,1	14,63	0,02
ŚR ZG1a	671	13,29	4,84	2,85	12,70	79,60	13,6	737	103,3	115	6,41	154	0,67	684	1,28	5,1	14,53	0,03
12:50	662	15,71	3,24	2,19	15,37	79,18	6,5	511	86,9	79	6,47	106	0,82	768	0,90	3,1	14,39	0,02
12:55	678	16,08	3,01	2,10	15,76	79,12	6,5	507	88,4	79	6,41	106	0,83	792	0,99	3,3	13,66	1,35
13:00	679	16,01	3,06	2,11	15,68	79,14	6,5	506	87,9	79	6,41	106	0,83	808	1,05	3,5	12,34	2,97
13:11	671	9,26	7,09	3,77	8,92	80,20	6,5	510	50,0	79	6,46	106	0,47	844	0,89	3,0	10,36	5,57
ŚR ZG1b	673	14,27	4,10	2,54	13,93	79,41	6,50	509	78,3	79	6,44	106	0,74	802	0,96	3,2	12,69	2,48
13:15	667	10,98	6,07	3,36	10,62	79,93	6,5	511	59,8	93	5,49	125	0,48	845	0,88	3,0	10,45	5,97
13:20	660	9,80	6,80	3,66	9,39	80,12	6,5	513	53,0	93	5,52	125	0,42	854	0,95	3,3	9,69	6,52
ŚR ZG1c	664	10,39	6,44	3,51	10,01	80,03	6,50	512	56,4	93	5,51	125	0,45	849	0,92	3,2	10,07	6,25
								* wa	rtości obl	iczone								

Tabl. 3.7 Wyniki 3 faz testu ZG1 (ZG1a – zielony, ZG1b – niebieski, ZG1c – żółty, czerwonym obramowaniem zaznaczono wyniki podobne ZG1b i ZG1c)

				SPALIN	Y KOTŁO	OWE			PALI	WO		GAZ PROCESOWY						
Czas	t1	[O ₂] _{sp}	(CO ₂) _{sp} *	(H2O) _{sp} *	(O ₂) _{sp} *	(N ₂) _{sp} *	pd	\dot{m}_{sp}	\dot{m}_{O_2}	\dot{m}_{pal}	\dot{m}_{sp} $/\dot{m}_{pal}$	$\dot{m}_{O_2 min}$	λ	t4	[CH4]gp	[CO]gp	$[CO_2]_{gp}$	$[O_2]_{gp}$
gg:m	°C	%	%	%	%	%	Ра	kg/h	kg/h	kg/h	kg/kg	kg/h	-	°C	%	%	%	%
15:32	726	8,34	7,63	4,00	8,00	80,34	13,0	702	61,7	151	4,65	202	0,30	522	0,38	4,0	13,64	1,35
15:35	715	7,56	8,10	4,19	7,22	80,47	13,0	706	56,0	151	4,68	202	0,28	588	1,62	7,7	14,31	0,08
15:40	699	7,84	7,94	4,12	7,49	80,42	13,0	712	58,5	151	4,71	202	0,29	622	1,86	7,3	14,23	0,03
15:45	693	6,79	8,56	4,38	6,44	80,59	13,0	715	50,4	151	4,73	202	0,25	642	1,92	7,2	14,60	0,02
15:50	696	7,06	8,38	4,31	6,74	80,54	13,0	713	52,7	151	4,72	202	0,26	654	2,02	7,4	14,32	0,01
15:55	695	7,35	8,21	4,24	7,03	80,50	13,0	714	55,0	151	4,73	202	0,27	673	2,09	7,0	14,19	0,00
ŚR ZG2	700	7,32	8,24	4,25	6,98	80,50	13,0	712	54,5	151	4,71	203	0,27	636	1,90	7,3	14,33	0,03
16:54	700	8,08	7,78	4,06	7,75	80,38	11,9	681	57,9	187	3,64	251	0,23	540	0,00	0,0	7,73	8,86
17:00	696	7,40	8,15	4,21	7,13	80,48	11,9	682	53,4	187	3,65	251	0,21	609	2,28	9,7	13,66	0,02
17:05	685	7,38	8,21	4,24	7,03	80,50	11,9	686	53,0	187	3,67	251	0,21	627	2,42	9,4	14,25	0,00
17:10	680	7,53	8,10	4,19	7,22	80,47	11,9	688	54,5	187	3,68	251	0,22	640	2,48	9,2	14,17	0,00
17:15	668	9,79	6,76	3,64	9,46	80,11	11,9	692	72,0	187	3,70	251	0,29	657	2,66	8,8	15,03	0,00
17:20	656	10,85	6,17	3,40	10,46	79,96	11,9	696	80,1	187	3,72	251	0,32	675	2,79	8,5	14,61	0,00
17:25	638	10,60	6,30	3,45	10,24	79,99	11,9	702	79,2	187	3,76	251	0,32	696	2,88	8,7	14,64	0,00
17:30	627	12,84	4,98	2,91	12,45	79,64	11,9	706	97,0	187	3,77	251	0,39	711	2,85	8,6	15,36	0,00
17:35	637	12,48	5,18	2,99	12,13	79,69	11,9	702	93,9	187	3,75	251	0,37	775	0,02	0,0	12,44	2,75
ŚR ZG3	664	9,48	6,95	3,72	9,14	80,16	11,9	693	69,9	187	3,71	251	0,28	659	2,62	8,99	14,53	0,00
19:33	670	11,20	5,95	3,31	10,82	79,90	13,4	732	87,3	79	9,27	106	0,82	558	0,00	0,0	8,28	8,78
19:34	667	10,32	6,47	3,52	9,95	80,04	13,4	734	80,4	79	9,29	106	0,76	605	0,00	0,0	13,66	5,21
19:40	651	10,88	6,14	3,38	10,51	79,95	13,4	740	85,6	79	9,37	106	0,81	755	0,49	1,7	15,27	0,33
19:45	641	11,71	5,64	3,18	11,34	79,82	13,4	744	93,0	79	9,42	106	0,88	796	0,53	1,6	15,47	0,03
19:50	635	10,77	6,20	3,41	10,41	79,96	13,4	747	85,6	79	9,45	106	0,81	820	0,29	0,7	11,14	0,00
ŚR ZG4	642	11,12	5,99	3,32	10,75	79,91	13,4	743	88,1	79	9,41	106	0,83	790	0,44	1,33	13,96	0,12
								* wartoś	ci obliczo	ne								

Tabl. 3.8 Wyniki testów ZG2, ZG3 i ZG4

Rys. 3.4 Przebieg testu ZG1

Rys. 3.6 Wyniki testu ZG3

Rys. 3.7 Wyniki testu ZG4

3.6. Analiza wyników

Na podstawie analizy uśrednionych wyników poszczególnych testów ZG1÷ZG4 wykazano zależności udziałów składników palnych gazu procesowego w funkcji stosunku nadmiaru tlenu λ - Rys. 3.8 i w funkcji strumienia paliwa \dot{m}_{pal} - Rys. 3.9. Ze spadkiem λ i wzrostem \dot{m}_{pal} wzrasta udział CO, co świadczy o polepszeniu warunków zgazowania wewnątrz reaktora, co ma także odzwierciedlenie w zwiększonej produkcji CH₄.

Rys. 3.9 Udziały składników gazu w funkcji m
pal

Etap I badań można podsumować następująco:

- a) Podczas każdego testu reaktora uzyskiwano gaz procesowy zawierający składniki palne CO i CH₄.
- b) Wysokie i stabilne udziały składników palnych uzyskiwano, gdy cały strumień tlenu dostarczony ze spalinami kotłowymi został wykorzystany w reaktorze $[O_2]_{gp} \approx 0$ (zielone tło Tabl. 3.7 i Tabl. 3.8).
- c) Dla danej geometrii komory reaktora istnieje krytyczny minimalny strumień paliwa i spalin, poniżej którego nie zachodzi dostateczne wymieszanie substratów procesu, co powoduje obniżenie ilości wytwarzanych składników palnych i wzrost zawartości tlenu na wylocie z reaktora $[O_2]_{gp} \gg 0$. Efekt zachodzi niezależnie od wartości stosunku nadmiaru tlenu λ (tło niebieskie i żółte Tabl. 3.7) i stabilności składu spalin kotłowych (obramowanie czerwone w Tabl. 3.7). Dla przeprowadzonych testów warunki krytyczne stwierdzono podczas testów ZG1b i ZG1c, wystąpiły dla przedziałów wartości strumienia paliwa $\dot{m}_{pal}^{kr} \leq 93$ kg/h (test ZG1c) i strumienia spalin $\dot{m}_{spal}^{kr} \leq 513$ kg/h (test ZG1c).
- d) Najwyższe udziały składników palnych uzyskano w teście ZG3: $[CO_2]_{gp} = 8,5 \div 9,7$ i $[CH_4]_{gp} = 2,28 \div 2,88$, przy niskiej średniej wartości $\lambda_{sr} = 0,28$ i dużych strumieniach spalin i paliwa.
- e) W trakcie badań nie osiągnięto stanu ustalonego układu, temperatura t₄ na wylocie z reaktora stale rosła. Najniższe tempo przyrostu t₄ przy spełnieniu warunku $[O_2]_{gp} \approx 0$ wyniosło $\frac{dt_4}{d\tau} = 5,7$ K/min i zaszło podczas badania ZG3.
- f) Podczas testów nie wykorzystano maksymalnej wydajności podajnika paliwa. Ponieważ zahamowanie procesu spalania, dla podobnych warunków procesu, osiągano poprzez zwiększanie strumienia paliwa, kolejne testy należy prowadzić dla maksymalnej wydajności wentylatora strumienicowego i strumienia paliwa $\dot{m}_{pal} > 187 \text{ kg/h}.$
- g) Jako dodatkowy sposób obniżania temperatury w reaktorze oraz kontroli składu gazu konwertującego proponuje się wtrysk wody do spalin kotłowych.

3.7. Badania przemysłowe - Etap II

Celem Etapu II badań było uzyskanie stanu ustalonego układu i produkcja gazu procesowego o jak najwyższej wartości opałowej. Drogą do osiągnięcia założonych celów było prowadzenie zgazowania z wykorzystaniem tych samych mediów i przy parametrach zarekomendowanych na podstawie wyników uzyskanych podczas Etapu I, tj.:

a) strumień dozowanego paliwa: $\dot{m}_{pal} > 187 \text{ kg/h},$

$$\dot{V}_{str} = \dot{V}_{str}^{max} = 1000 \ m_N^3/h,$$

b) maksymalna wydajność strumienicy:c) wtrysk wody do kanału spalinowego.

3.7.1. Warunki pomiarowe

Obróbce termicznej poddano pellet z drewna drzew iglastych (Tabl. 3.4). Jako czynnik zgazowujący wykorzystano spaliny ze spalania gazu koksowniczego (Tabl. 3.9). Strumień objętościowy gazu koksowniczego spalany w kotle w trakcie testu wynosił $\dot{V}_{gk} = 3100 \div 6900 \ m_N^3/h$. Kocioł pracował z wydajnością $\dot{m}_p = 35 \div 43 \ t/h$.

Tabl. 3.9 Gaz koksowniczy

Qi	CO ₂	C_2H_4	C ₂ H ₆	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	O ₂	СО	H ₂	CH ₄	N_2
kJ/Nm ³	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
18259	2,32	1,96	0,98	0,17	0,05	0,03	6,39	58,03	24,67	5,44

Podczas badań reaktora mierzono:

- a) stężenie tlenu [O₂]_{sp} i dwutlenku węgla [CO₂]_{sp} w pobieranych spalinach kotłowych; pomiar traktowany jest jako stężenie w gazie suchym, ponieważ do analizatora tłoczono kondycjonowane spaliny suche
- b) stężenie składników gazu procesowego [O₂]_{gp}, [CO₂]_{gp}, [CO]_{gp}, [CH₄]_{gp}, [H₂]_{gp}, [CmHn]_{gp}
- c) wartość opałową gazu procesowego Qi
- d) ciśnienie dynamiczne spalin na dolocie do reaktora p_{d_sp}
- e) temperatura spalin kotłowych na dolocie reaktora t_1
- f) temperatura spalin kotłowych za wtryskiem wody t_2
- g) temperatura gazu procesowego na wylocie z reaktora t_3 , wcześniej pomiar temperatury na wylocie realizowano punkcie t_4 , uszkodzenie termometru spowodowało przesunięcie lokalizacji do t_3 Rys. 3.1
- h) strumień paliwa poddawanego obróbce termicznej \dot{m}_{pal} ; dla kilku prędkości obrotowych podajnika ślimakowego n_{ps} i danego rodzaju paliwa, metodą wagową wyznaczono zależność $\dot{m}_{pal} = f(n_{obr}^{ps})$
- i) strumień wody wtryskowej \dot{m}_{wtr} .

Test zgazowania poprzedzono wygrzewaniem reaktora do czasu osiągnięcia na wylocie temperatury spalin $t_3 > 350$ °C, którą przyjęto jako technologiczne minimum niezbędne do prowadzenia procesu zgazowania. Dla wymuszenia maksymalnego przepływu spalin przez układ zawór regulacyjny strumienia pary zasilającej strumienicę otwarto całkowicie. Ciśnienie pary za zaworem ustabilizowało się na poziomie $p_p = 7 \ bar$ i było stałe przez cały czas trwania badań. Wygrzewania komory procesowej trwało około 1,5 godziny.

W trakcie wygrzewania po osiągnięciu $t_3=300$ °C doszło do skokowego chwilowego wzrostu temperatury do $t_3=600$ °C na wylocie z reaktora, spowodowanego zapłonem gazu z odgazowania resztek pelletu nagromadzonego podczas prób na zimno. Następnie temperatura ustabilizowała się na poziomie około $t_3=350$ °C i rozpoczęto podawanie paliwa.

Przeprowadzono 2 testy przy zmiennych strumieniach paliwa. Ze względu na niskie obciążenie kotła pobierane spaliny charakteryzował bardzo wysoki udział tlenu w spalinach $[O_2]_{sp}>17\%$.

Każdorazowo uzyskiwano gaz procesowy zawierający gazy palne CO, CH4, H2 i mieszaninę węglowodorów $C_{\rm m}H_{\rm n}$.

W trakcie testów w Etapie I temperatura gazu procesowego przekraczała 800°C. W celu jej regulacji w kanale dolotowym spalin zamontowano układ wtrysku wody o wydajności maksymalnej $\dot{m}_{wtr}^{max} = 110 \frac{dm^3}{h}$. Wtrysk obniżał temperaturę spalin kotłowych o kilkadziesiąt stopni, jednak nie stwierdzono jego wpływu na temperaturę wylotową gazu procesowego ani na zawartość H₂ w gazie procesowym. Wtrysk z wydajnością równą i wyższą niż $\dot{m}_{wtr} = 24 dm^3/h$ był zbyt duży i nie dochodziło do pełnego odparowania wody, która po czasie zaczynała przeciekać przez połączenia kołnierzowe kanałów. Zahamowanie wzrostu temperatury uzyskano poprzez zwiększanie strumienia dawkowanego paliwa.

Za warunek konieczny osiągnięcia stanu ustalonego pracy reaktora i procesu zgazowania przyjęto uzyskanie na wylocie z reaktora:

- a) zerowego stężenia tlenu [O₂]_{gp}=0%
- b) obecności i stałego udziału gazów palnych
- c) stałej temperatury t_3 =const.

Po osiągnięciu wartości $t_3 > 800^{\circ}$ C wstrzymywano podawanie paliwa w celu wychłodzenia reaktora. Temperatura t_3 wzrastała jeszcze przez pewien czas wskutek dopalania wytworzonego w procesie karbonizatu.

Podczas testów nie stwierdzono wysypywania popiołu, karbonizatu ani pelletu do koryta z zamknięciem wodnym.

Przebieg temperatury gazów podczas wszystkich testów przedstawiono na wykresie Rys. 3.10.

3.7.2. Test nr 1 – ZG5

Wartość temperatury oraz stężenia otrzymywanych gazów dla testu ZG5 zaprezentowano na wykresie Rys. 3.11, wybrane dane zamieszczono w Tabl. 3.10. Po wygrzaniu reaktora do t₃>350°C rozpoczęto podawanie paliwa strumieniem $\dot{m}_{pal} = 187 kg/h$. Proces prowadzono przy wysokiej ilości tlenu w spalinach $[O_2]_{sp} = 14,50 \div 17,60\%$.

Po rozpoczęciu podawania paliwa nastąpił skokowy chwilowy przyrost temperatury od $t_3=350^{\circ}$ C do $t_3=730^{\circ}$ C. Był to efekt zapłonu wstępnie odgazowanej porcji paliwa. Następnie temperatura szybko zmalała do 600°C po czym nastąpił jej gwałtowny przyrost powyżej 800°C i przerwano podawanie paliwa. Po krótkim czasie temperatura t_3 zaczęła stopniowo maleć.

W trakcie podawania paliwa uzyskano gaz procesowy o maksymalnym udziale gazów palnych $[CH_4]_{gp}^{max} = 1,97\%$, $[CO]_{gp}^{max} = 7,86\%$, $[H_2]_{gp}^{max} = 2,17\%$. Maksymalna wartość opałowa uzyskanego gazu wyniosła $Q_i^{max} = 1927$ kJ/ m_N^3 . Ponadto na wylocie z reaktora stężenie CO₂ wzrosło, natomiast stężenie tlenu było bliskie zeru. Powyższe wyniki potwierdzają wystąpienie procesu zgazowania. Wyższa temperatura na wylocie z reaktora niż na wlocie t₁<t₃, potwierdza obecność procesu spalania, którego udział był większy niż zgazowania.

Po zatrzymania podawania paliwa udziały CO₂ i O₂ wzrosły. Przy czym wzrost CO₂ był chwilowy i związany ze spalaniem powstałego w reaktorze karbonizatu, natomiast poziom O₂ wzrastał, w miarę postępu dopalania, do wartości sprzed podawania paliwa. Brak przyrostu t₃ podczas dopalania świadczy o niewielkiej ilości zgromadzonego karbonizatu.

3.7.3. Test nr 2 – ZG6

Wartość temperatury oraz stężenia otrzymywanych gazów dla testu ZG6 zaprezentowano na wykresie Rys. 3.12 wybrane dane zamieszczono w Tabl. 3.11. Po wychłodzeniu reaktora do t₃<t₂ rozpoczęto podawanie paliwa strumieniem $\dot{m}_{pal} = 187 kg/h$. Proces prowadzono przy wysokiej ilości tlenu w spalinach $[O_2]_{sp} = 17,65 \div 19,56\%$. Po rozpoczęciu podawania paliwa, podobnie do testu ZG5, nastąpił skokowy chwilowy przyrost temperatury od t₃=415°C do t₃=710°C, po czym nastąpił gwałtowny spadek do t₃=621°C. Następnie temperatura gazu procesowego zaczęła wzrastać. W celu jej obniżenia zwiększono strumień paliwa do wartości $\dot{m}_{pal} = 232 kg/h$, a następnie $\dot{m}_{pal} = 253 kg/h$ co zahamowało tempo przyrostu t₃. Strumień $\dot{m}_{pal} = 274 kg/h$ pozwolił na ustabilizowanie temperatury na poziomie około t₃=715°C, a dawka $\dot{m}_{pal} = 309 kg/h$ do jej obniżenia do około t₃=700°C. W trakcie pracy z tą wydajnością zauważono małe płomienie gazowe incydentalnie wypływające przez uszczelnienie wału zgazowarki. To oznacza, że strumień gazów powstających w procesie wywołuje wzrost ciśnienia w reaktorze ponad ciśnienie otoczenia. Wynika z tego, że wydajność zainstalowanego wentylatora strumienicowego jest zbyt niska aby przy danych strumieniach paliwa zapewnić podciśnienie w układzie. Potwierdzeniem wystąpienia nadciśnieniu wewnątrz zgazowarki w trakcie prowadzenia procesu jest również spadek ciśnienia dynamicznego w kanale pomiarowym od $p_{d_sp} = 104 Pa$ do $p_{d_sp}^{min} = 25 Pa$ (Rys. 3.10), który oznacza zmniejszenie strumienia spalin pobieranych z kotła.

W trakcie podawania paliwa uzyskano gaz procesowy o maksymalnym udziale gazów palnych $[CH_4]_{gp}^{max} = 7,92\%$, $[CO]_{gp}^{max} = 18,0\%$, $[H_2]_{gp}^{max} = 7,18\%$, $[C_mH_n]_{gp}^{max} = 0,22\%$. Maksymalna wartość opałowa uzyskanego gazu wyniosła $Q_i^{max} = 6025$ kJ/ m_N^3 . Ponadto na wylocie z reaktora stężenie CO₂ wzrosło, natomiast stężenie tlenu było zerowe. Powyższe wyniki potwierdzają wystąpienie procesu zgazowania. Wyższa temperatura na wylocie z reaktora niż na wlocie t₁<t₃, potwierdza obecność procesu spalania, którego udział był większy niż zgazowania. Uzyskano trwający około 40 minut stan pracy ustalonej, który objawiał się stałą temperaturą i składem gazu na wylocie z reaktora (Rys. 3.12).

Rys. 3.10 Przebieg temperatur i ciśnienia dynamicznego w kanale pomiarowym w trakcie Etapu II badań

	SPALINY KOTŁOWE													PALIWO)		GAZ PROCESOWY							
Czas	t ₁	t ₂	[O ₂]sp	[CO ₂] _{sp}	(CO ₂) _{sp} *	$(H_2O)_{sp}^*$	$(0_2)_{ m sp}^*$	$(N_2)_{sp}^*$	Pd	\dot{m}_{sp}	<i>т</i> ₀₂	$n_{obr}^{p \pm}$	\dot{m}_{pal}	ṁ _{sp} /ṁ _{pal}	\dot{m}_{O_2min}	λ	t ₃	[CH4]gp	[CO]gp	$\left[\mathrm{H}_{2} ight] _{\mathrm{gp}}$	[CO ₂]gp	$\left[C_{m}H_{n} ight] _{gp}$	$\left[\mathrm{O}_{2} ight]_{\mathrm{gp}}$	W _d
gg:m	°C	°C	%	%	%	%	%	%	Ра	kg/h	kg/h	%	kg/h	-	kg/h	-	°C	%	%	%	%	%	%	kJ $/m_N^3$
12:55	480	468	17,6	1,8	1,94	1,65	17,33	79,08	134	936	180	30	187	5,01	251	0,72	363	0,06	0,07	0,00	1,90	0,01	16,77	34
12:58	479	466	17,6	1,8	1,94	1,65	17,33	79,08	134	937	180	30	187	5,01	251	0,72	390	0,07	0,07	0,00	2,23	0,01	17,20	29
13:01	487	469	15,5	2,1	3,13	2,15	15,18	79,54	134	833	140	30	187	4,46	251	0,56	605	0,09	0,06	0,00	2,09	0,00	17,23	38
13:04	464	464	15,5	2,1	3,13	2,15	15,18	79,54	107	846	142	30	187	4,53	251	0,57	619	4,19	0,91	1,05	9,75	0,07	1,63	1131
13:07	479	466	17,11	2	2,21	1,77	16,83	79,18	107	837	156	0	0	-	0	-	822	5,69	1,28	1,4	11,59	0,10	1,29	1391
13:10	489	474	17,11	2	2,21	1,77	16,83	79,18	107	832	155	0	0	-	0	-	843	6,84	1,60	1,91	12,10	0,00	1,25	1684
13:13	492	478	17,29	2	2,12	1,73	16,99	79,15	107	915	172	0	0	-	0	-	730	7,48	1,80	2,08	12,47	0,00	0,96	1827
13:16	500	482	17,29	2	2,12	1,73	16,99	79,15	130	910	172	0	0	-	0	-	700	7,86	1,97	2,17	12,77	0,00	0,81	1927
13:19	536	511	16,02	3,2	2,84	2,03	15,7	79,43	130	1150	200	0	0	-	0	-	664	0,10	1,78	1,59	13,04	0,00	1,03	1517
13:21	555	525	16,02	3,2	2,84	2,03	15,7	79,43	217	1137	198	0	0	-	0	-	650	3,15	1,04	0,63	12,87	0,08	3,00	813
13:24	571	539	16,02	3,2	2,84	2,03	15,7	79,43	217	1126	196	0	0	-	0	-	631	0,82	0,40	0,00	19,98	0,04	9,05	256
13:27	548	500	14,5	3,1	3,71	2,39	14,13	79,76	217	1191	186	0	0	-	0	-	599	0,14	0,21	0,00	7,27	0,02	12,10	101
13:30	564	506	14,5	3,1	3,71	2,39	14,13	79,76	236	1393	218	0	0	-	0	-	594	0,06	0,17	0,00	6,00	0,01	12,95	71
13:33	564	507	13,85	4,1	4,05	2,53	13,51	79,89	329	1394	208	0	0	-	0	-	576	0,08	0,10	0,00	5,09	0,01	13,95	63
13:39	532	485	13,85	4,1	4,05	2,53	13,51	79,89	329	1421	212	0	0	-	0	-	556	0,01	0,12	0,00	4,86	0,00	13,94	50
13:42	538	479	16,72	2,4	2,46	1,87	16,39	79,28	329	945	172	0	0	-	0	-	545	0,11	0,10	0,00	4,24	0,00	15,39	54
13:45	536	486	16,72	2,4	2,46	1,87	16,39	79,28	147	946	172	0	0	-	0	-	538	0,10	0,10	0,00	3,67	0,00	15,67	42
13:49	518	483	16,72	2,4	2,46	1,87	16,39	79,28	147	900	164	0	0	-	0	-	526	0,10	0,10	0,00	3,67	0,00	15,67	42
13:54	516	485	16,72	2,4	2,46	1,87	16,39	79,28	130	901	164	0	0	-	0	-	518	0,11	0,07	0,00	2,96	0,01	16,16	42
13:57	519	489	16,72	2,4	2,46	1,87	16,39	79,28	130	899	163	0	0	-	0	-	513	0,11	0,07	0,00	2,96	0,01	16,20	42
14:00	519	489	16,72	2,4	2,46	1,87	16,39	79,28	130	899	163	0	0	-	0	-	509	0,12	0,08	0,00	2,86	0,01	16,20	42

Tabl. 3.10 Wyniki testu ZG5 - komórki zaciemnione to kopia komórek powyżej (skład gazu procesowego mierzono z wyższą częstotliwością), symbol "*" oznacza wartość obliczoną

Czas	t_1	t ₂	[O ₂] _{sp}	[CO ₂] _{sp}	$(CO_2)_{sp}^*$	$(\mathrm{H_2O})_{\mathrm{sp}}^*$	$(O_2)_{sp}^*$	$(N_2)_{\rm sp}^*$	p _d	\dot{m}_{sp}	<i>т</i> ₀₂	$n_{obr}^{p\acute{s}}$	\dot{m}_{pal}	ṁ _{sp} /ṁ _{pal}	\dot{m}_{O_2min}	λ	t ₃	[CH4]gp	[CO]gp	$\left[\mathrm{H_{2}} ight]_{\mathrm{gp}}$	[CO _{2]gp}	$\left[C_{m}H_{n} ight] _{gp}$	[O ₂]gp	W _d
gg:m	°C	°C	%	%	%	%	%	%	Ра	kg/h	kg/h	%	kg/h	-	kg/h	-	°C	%	%	%	%	%	%	kJ $/m_N^3$
15:44	520	481	17,6	2,1	1,97	1,67	17,27	79,09	108	819	157	0	0	-	0	-	430	-	-	-	-	-	-	_
15:49	495	459	18,3	1,30	1,55	1,49	18,02	78,93	104	816	163	0	0	-	0	-	423	-	-	-	-	-	—	—
15:57	496	455	18,7	1,30	1,34	1,41	18,40	78,85	104	816	167	30	187	4,36	251	0,66	477	-	-	-	-	-	—	—
16:00	490	444	18,8	1,30	1,28	1,38	18,51	78,82	45	539	111	30	187	2,88	251	0,44	700	0,05	0,06	0,00	2,28	0,01	16,92	29
16:03	462	414	18,8	1,30	1,28	1,38	18,51	78,82	35	484	100	40	232	2,09	312	0,32	670	0,07	0,07	0,00	2,26	0,01	16,96	29
16:06	448	402	19,5	0,80	0,84	1,20	19,30	78,65	35	488	105	40	232	2,11	312	0,34	662	0,14	0,73	0,00	2,26	0,01	13,80	176
16:12	435	390	19,6	0,80	0,81	1,19	19,35	78,64	25	493	106	40	232	2,12	312	0,34	689	1,97	6,30	2,26	5,06	0,00	1,58	2041
16:15	432	386	19,56	0,80	0,81	1,19	19,35	78,64	25	417	90	43	253	1,80	312	0,29	701	2,45	8,00	2,97	6,10	0,00	1,39	2338
16:24	417	369	19,56	0,80	0,81	1,19	19,35	78,64	25	422	91	43	253	1,67	340	0,27	717	6,02	15,30	6,30	17,02	0,00	0,16	4873
16:27	400	357	19,56	0,80	0,81	1,19	19,35	78,64	25	427	92	43	253	1,69	340	0,27	714	6,33	15,63	6,35	17,39	0,14	0,07	5045
16:30	395	351	19,56	0,80	0,81	1,19	19,35	78,64	25	429	92	43	253	1,70	340	0,27	718	6,69	16,25	6,60	17,6	0,17	0,03	5351
16:33	390	345	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	70	720	154	46	274	2,63	368	0,42	714	6,82	15,78	6,77	16,51	0,18	0,04	5263
16:36	397	348	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	70	717	153	46	274	2,62	368	0,41	716	6,99	15,92	6,94	16,58	0,20	0,03	5439
16:39	387	338	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	70	722	154	46	274	2,64	368	0,42	707	7,92	18,00	7,18	16,61	0,22	0,03	6025
16:42	395	340	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	70	718	153	46	274	2,62	368	0,42	704	7,8	17,79	6,95	16,63	0,25	0,02	5954
16:45	403	344	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	62	671	143	51	309	2,17	415	0,34	702	7,58	17,19	6,71	16,69	0,27	0,02	5770
16:48	408	350	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	62	669	143	51	309	2,16	415	0,34	705	7,33	16,58	6,41	16,68	0,28	0,07	5548
16:51	394	345	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	79	763	163	48	288	2,65	387	0,42	712	7,04	15,59	6,40	16,71	0,27	0,02	5300
16:54	405	350	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	79	757	161	48	288	2,63	387	0,42	708	7,04	15,33	6,75	16,87	0,27	0,02	5330
16:57	412	360	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	79	753	160	48	288	2,61	387	0,41	733	6,55	14,20	6,75	16,93	0,26	0,02	4911
17:00	432	381	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1151	245	0	0	-	0	-	864	0,53	2,09	2,40	14,41	0,1	0,01	637
17:03	434	383	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1149	245	0	0	-	0	-	940	0,22	1,00	0,32	16,31	0,07	0,01	260
17:09	484	426	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1111	237	0	0	-	0	-	1008	0,16	0,62	0,00	17,41	0,04	0,18	155
17:13	479	436	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1114	237	0	0	-	0	-	p.z.	0,14	0,27	0	17,65	0,03	0,44	92
17:18	469	437	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1122	239	0	0	-	0	-	p.z.	0,13	0,12	0	17,57	0,02	0,87	71
17:27	481	422	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1113	237	0	0	-	0	_	p.z.	0,13	0,06	0	16,7	0,02	1,32	50
17:30	485	402	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1110	237	0	0	_	0	-	p.z.	0,11	0,03	0	15	0,02	3,15	54
17:33	497	440	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1101	235	0	0	-	0	-	1007	0,11	0,04	0	12,68	0,02	6,08	46
17:36	501	460	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1098	234	0	0	-	0	-	934	0,1	0,03	0	6,91	0	11,92	34
17:39	500	469	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1099	234	0	0	-	0	-	884	0,09	0,01	0	4,59	0,01	14,44	29
17:43	507	479	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1094	233	0	0	_	0	-	833	0,07	0	0	3,83	0,01	15,26	25
17:49	522	492	19,43	0,90	0,92	1,23	19,17	78,68	190	1084	231	0	0	-	0	-	774	0,07	0	0	3,36	0,01	15,69	29

 Tabl. 3.11 Wyniki testu ZG6 - komórki zaciemnione to kopia komórek powyżej (skład gazu procesowego mierzono z wyższą częstotliwością), symbol "*" oznacza wartość obliczoną, wartości wykorzystane w obliczeniach bilansowych zaznaczono na niebiesko


Rys. 3.11 Przebieg testu ZG5

37



Rys. 3.12 Przebieg testu ZG6

3.8. Analiza wyników

Na podstawie analizy wyników testu ZG6 (wykorzystano jedynie wyniki, dla których udział tlenu w gazie procesowym był bliski zeru, dlatego nie uwzględniono wyników ZG5) wykazano zależności udziałów składników palnych gazu procesowego w funkcji stosunku nadmiaru tlenu λ – Rys. 3.13 i w funkcji strumienia paliwa \dot{m}_{pal} – Rys. 3.14. W porównaniu z testami ZG1÷ZG4 wartość maksymalną λ obniżono o 50%. W przebadanym zakresie zmienności λ udziały składników gazu procesowego są stałe i niezależne od stosunku nadmiaru tlenu. Natomiast strumień paliwa zwiększono 3÷4 krotnie. Wartość w zakresie \dot{m}_{pal} = 250 ÷ 310 kg/h nie wpływa na skład gazu. Zwiększony strumień paliwa pozwolił na ustabilizowanie procesu zgazowania i produkcję gazu o stałym składzie.



Rys. 3.14 Udziały składników gazu w funkcji mpal

Etap II badań można podsumować następująco:

- a) Skład spalin konwertujących wykorzystanych podczas II etapu badań różni się blisko dwukrotnie większą zawartością tlenu w porównaniu z I etapem.
- b) Duża ilość tlenu w spalinach kotłowych spowodowała:
- zbliżenie prowadzonego procesu do zgazowaniu gorącym powietrzem a nie spalinami,
- wystąpienie przeważającego udziału procesu spalania nad procesem zgazowania, a tym samym wysoką temperaturę gazu procesowego.
- c) Zwiększanie strumienia paliwa podawanego do reaktora zahamowało i ustabilizowało temperaturę wytwarzanego gazu procesowego, zgodnie z zaleceniami po I etapie badań.
- d) Podczas każdego testu reaktora uzyskiwano gaz procesowy zawierający składniki palne CO, CH₄, H₂, C_mH_n, a najwyższe udziały składników palnych uzyskano w teście ZG6. $[CH_4]_{gp}^{max} = 7,92\%$, $[CO]_{gp}^{max} = 18,0\%$, $[H_2]_{gp}^{max} = 7,18\%$, $[C_mH_n]_{gp}^{max} = 0,22\%$. Maksymalna wartość opałowa uzyskanego gazu wyniosła $Q_i^{max} = 6025$ kJ/ m_N^3 . Są to parametry znacznie wyższe w porównaniu z etapem I, co oznacza trafność zaproponowanych wówczas zaleceń. Ponadto są zbliżone do wyników badań laboratoryjnych uzyskanych na piecu obrotowym [36], poza udziałem wodoru, który w instalacji przemysłowej jest ponad dwukrotnie niższy – Tabl. 3.12. Przy pominięciu odmiennych warunków panujących podczas porównywanych badań, można zakładać optymalizację procesu w kierunku zwiększenia produkcji wodoru.

			,
Źródło	$[CO]_{gp}^{max}$	$[H_2]_{gp}^{max}$	$[CH_4]_{gp}^{max}$
OTERM	18,0	7,18	7,92
[36]	22,87	16,26	7,56

Tabl. 3.12 Gaz procesowy otrzymywany podczas badań przemysłowych i laboratoryjnych

- e) Obniżanie temperatury w reaktorze poprzez wtrysk wody do spalin kotłowych nie przyniosło efektu ze względu na małą efektywność systemu zraszającego, przy czym układ wtrysku wody należy usprawnić poprzez wykorzystanie dysz, które pozwalają uzyskać mniejsze rozmiary kropel, co pozwoli na skuteczniejsze odparowanie czynnika.
- f) Zmniejszenie udziału spalania w całym procesie można uzyskać poprzez zmniejszenie ilości tlenu w pobieranych z kotła spalinach poprzez:
- Prowadzenie testów przy wysokim obciążeniu kotła i jednoczesnym spalaniu gazu koksowniczego i węgla kamiennego. Spalanie węgla zwiększa zasięg płomienia w kierunku tylnej ściany kotła, w której umieszczony jest kanał ssawny spalin.
- Wtrysk pary do pobieranych spalin, który obniży udział tlenu w strumieniu wynikowym i umożliwi uwodornienie powstającego karbonizatu.
- g) W trakcie wygaszania reaktora, w celu niedopuszczenia do spalania karbonizatu, należy stopniowo obniżać ilość doprowadzanego do procesu utleniacza, tak aby utrzymywać stosunek nadmiaru powietrza poniżej λ=1. Można to realizować poprzez:
- zmniejszenie wydajności strumienicy poprzez dławienie pary napędowej,
- wtrysk pary przy jednoczesnym ograniczeniu przepływu spalin z kotła poprzez zastosowanie regulowanej przepustnicy na dolocie do reaktora.

3.9. Bilans reaktora OTERM

W trakcie testów osiągnięto chwilowe ustabilizowanie temperatury na wylocie z reaktora przy czym nie osiągnięto pełnego stanu ustalonego układu o czym świadczy stale zmieniający się skład gazu procesowego.

Niemniej jednak dla parametrów gazu procesowego uzyskanych podczas Etapu II badań (Tabl. 3.11) o godzinie 16:39 wykonano bilans masowy (Tabl. 3.13) i energetyczny (Tabl. 3.14). Wyboru danych dokonano ze względu na najwyższą uzyskaną wartość opałową gazu procesowego.

Biomasa użyta podczas testów charakteryzuje się niską zawartością popiołu A^r=0,32% i wilgoci W^r_t=3,48%. Podczas badań nie stwierdzono gromadzenia popiołu w zasobniku. Założono, że powstający popiół w całości w strumieniu gazu procesowego został wprowadzony do komory paleniskowej kotła, a cała woda uczestnicząca w procesie wykorzystana została w reakcjach tworzenia H₂ i CH₄. Dlatego też w bilansie masowym założono stan bezpopiołowy biomasy A^r=0,0 i brak wilgoci w gazie procesowym $(H_2O)_{ap} = 0$

Bilans wykonano wg modelu:



Rys. 3.15 Model bilansowy reaktora OTERM

Oznaczenia:

 \dot{I}_i – całkowity strumień energii

 \dot{m}_i –strumień masowy

 Q_i^i – wartość opałowa

– entalpia fizyczna

 i_i^j Gdzie *i*:

pal – paliwo

sp – gaz konwertujący (spaliny)

gp – gaz procesowy (OTERM)

Strumień masowy gazu procesowego wyznaczono 2 metodami:

a) metoda 1 zakłada, że strumień gazu procesowego to suma strumienia gazu konwertującego i strumienia paliwa. Opiera się na pomiarze strumienia dozowanego paliwa, który w przypadku badanej instalacji charakteryzuje znaczna niepewność oraz zakłada przekonwertowanie całego strumienia dozowanego, które jak wykazano nie miało miejsca:

$$\dot{m}_{gp1} = \dot{m}_{pal1} + \dot{m}_{sp}$$

 b) metoda 2 zakłada stały strumień masowy azotu na wlocie i wylocie osłony bilansowej. Opiera się na pomiarze strumienia gazu konwertującego i pozwala obliczyć strumień gazu procesowego ze wzoru:

$$\dot{m}_{gp2} = \frac{g_{N_2_sp} \cdot \dot{m}_{sp}}{g_{N_2_gp}}$$

gdzie:

 $g_{N_2_sp}$ – udział masowy azotu w spalinach, $g_{N_2_gp}$ – udział masowy azotu w gazie procesowym, \dot{m}_{sp} – strumień masowy gazu konwertującego (spalin).

Gromadzenie stałych produktów procesu wewnątrz komory nie wpływa na wynik i pozwala oszacować strumień paliwa uczestniczący w reakcjach zgodnie z równaniem:

$$\dot{m}_{pal2} = \dot{m}_{gp2} - \dot{m}_{sp2}$$

Pozostałe wartości wyznaczono wg algorytmu:

Dane

- a) udziały masowe pierwiastków c, h, n, o, w w paliwie
- b) udziały molowe spalin wilgotnych $(CO_2)_{sp}, (O_2)_{sp}, (H_2O)_{sp}, (N_2)_{sp},$
- c) udziały molowe gazu procesowego $[CH_4]_{gp}, [H_2]_{gp}, [CO]_{gp}, [CO_2]_{gp}, [O_2]_{gp}, [N_2]_{gp}$

Szukane

a) udziały molowe pierwiastków paliwa:

$$(C)_{p} = \frac{\frac{c}{12}}{\frac{c}{12} + \frac{h}{2} + \frac{o}{32} + \frac{n}{28} + \frac{w}{18}}$$
$$(H)_{p} = \frac{h + \frac{w}{9}}{\frac{c}{12} + \frac{h}{2} + \frac{o}{32} + \frac{n}{28} + \frac{w}{18}}$$
$$(O)_{p} = \frac{\frac{o}{16} + \frac{w}{18}}{\frac{c}{12} + \frac{h}{2} + \frac{o}{32} + \frac{n}{28} + \frac{w}{18}}$$
$$(N)_{p} = \frac{\frac{n}{14}}{\frac{c}{12} + \frac{h}{2} + \frac{o}{32} + \frac{n}{28} + \frac{w}{18}}$$

b) strumienie molowe pierwiastków paliwa:

$$\dot{n}_{ip} = \frac{g_j \dot{m}_{pal}}{M_j}$$

dla $i \in \{C, H, N, O\}$ oraz $j \in \{c, h, n, o, w\}$

c) udziały molowe pierwiastków gazu konwertującego:

$$(C)_{sp} = (CO_2)_{sp}$$

 $(H)_{sp} = 2(H_2O)_{sp}$
 $(O)_{sp} = 2(CO_2)_{sp}$
 $(N)_{sp} = 2(N_2)_{sp}$

d) strumienie molowe pierwiastków gazu konwertującego:

 $\dot{n}_{isp} = (i)_{sp} \dot{n}_{sp}$

dla $i \in \{C, H, N, 0\}$

e) udziały molowe pierwiastków gazu procesowego:

$$[C]_{gp} = [CH_4]_{gp} + [CO]_{gp} + [CO_2]_{gp}$$
$$[H]_{gp} = 4[CH_4]_{gp} + 2[H_2]_{gp}$$
$$[O]_{gp} = [CO]_{gp} + 2[CO_2]_{gp} + 2[O_2]_{gp}$$
$$[N]_{gp} = 2[N_2]_{gp}$$

f) strumienie molowe pierwiastków gazu procesowego - metoda 1:

 $\dot{n}_{i_gp1} = \dot{n}_{i_sp} + \dot{n}_{i_pal1}$

g) strumienie molowe pierwiastków gazu procesowego - metoda 2:

$$\dot{n}_{i_gp2} = (i)_{sp} \dot{n}_{gp}$$

dla $i \in \{\mathsf{C},\mathsf{H},\mathsf{N},\mathsf{O}\}$

dla $i \in \{C, H, N, 0\}$

h) sprawność procesu:

$$\eta = \frac{\dot{m}_{gp} (Q_i^{gp} + i_{gp}^f)}{\dot{m}_{pal} Q_i^{pal} + \dot{m}_{sp} i_{sp}^f}$$

Wielkość	Oznaczenie	Jednostka	Metoda 1	Metoda 2	
Zmiarzany skład spalin sushysh	[O ₂] _{sp}	%	19,43	19,43	
Zimerzony skład spann suchych	[CO ₂] _{sp}	%	0,90	0,90	
	(CO ₂) _{sp}	%	0,702	0,702	
Obliggene shied anglin wilestresh	(H2O) _{sp}	%	2,99	2,99	
Obliczony skład spalin wilgotnych	(O ₂) _{sp}	%	18,85	18,85	
	(N ₂) _{sp}	%	77,46	77,46	
Strumień masowy spalin	m _{sp}	kg/h	719	719	
Zastępcza masa molowa spalin	Mz _{sp}	kg/kmol	28,57	28,57	
Strumień molowy spalin		kmol/h	25,17	25,17	
	'n _{C_sp}	kmol C / h	0,177	0,177	
Strumień molowy pierwiastków	'n _{H_sp}	kmol H / h	1,505	1,505	
spalin	'n _{0_sp}	kmol O / h	10,60	10,60	
	'n _{N_sp}	kmol N / h	39,00	39,00	
Strumień masowy paliwa (biomasy)	m _{pal}	kg / h	274	361	
	С	kg C / kg pal	0,486	0,486	
	Н	kg H / kg pal	0,058	0,058	
	N	kg N / kg pal	0,001	0,001	
Skład pierwiastkowy biomasy	0	kg O / kg pal	0,417	0,417	
	S	kg S / kg pal	0,0002	0,0002	
	W	kg W / kg pal	0,035	0,035	
	Р	kg P / kg pal	0,0032	0,0032	
Zastępcza masa molowa paliwa (biomasy)	Mz _{pal}	kg/kmol	11,80	11,80	
Strumień molowy biomasy	<i>n</i> _{pal} [−]	kmol / h	23,23	30,60	
	'n _{C_pal}	kmol / h	11,13	14,67	
Strumień molowy pierwiastków	'n _{H_pal}	kmol / h	17,01	22,41	
biomasy	'n _{0_pal}	kmol / h	7,70	10,14	
	'n _{N_pal}	kmol / h	0,02	0,03	
	[CH ₄] _{gp}	%	7,92	7,92	
	[CO] _{gp}	%	18,00	18,00	
Zmierzony skład gazu	[CO ₂] _{gp}	%	16,61	16,61	
procesowego	$[O_2]_{gp}$	%	0,03	0,03	
	$[N_2]_{gp}$	%	50,26	50,26	
	$[H_2]_{gp}$	%	7,18	7,18	Różnica
Zast. masa molowa gazu proc.	Mz _{gp}	kJ / kmol	27,84	27,84	%
S. masowy gazu procesowego	$\dot{\mathrm{m}}_{gp}$	kg / h	993,2	1080,2	8,76
S. molowy gazu procesowego	\dot{n}_{gp}	kmol / h	35,67	38,80	8,76
	'n _{C_gp1}	kmol C / h	11,31	16,50	45,0
Strumień molowy pierwiastków	'n _{H_gp1}	kmol H / h	18,51	17,86	3,52
gazu procesowego	'n _{0_gp1}	kmol O / h	18,29	19,90	8,75
	\dot{n}_{N_gp1}	kmol N / h	39,02	39,00	0,05
Udział masowy spalin w gazie procesowym (OTERM)	g _{sp_gp}	kg spal / kg gp	0,724	0,666	
Udział masowy biomasy w gazie procesowym (OTERM)	g _{pal_gp}	kg pal / kg gp	0,276	0,334	
Proporcja	g _{sp_gp} /g _{pal_gp}	-	2,62	1,99	

Tabl. 3.13 Bilans masowy reaktora OTERM

					_
Wielkość	Oznaczenie	Jednostka	Metoda 1	Metoda 2	
Temperatura spalin	t _{sp}	°C	387	387	
	(Mi) _{CO2}	kJ / kmol	16928	16928	
Molowa entalpia składników	(Mi) _{<i>H</i>₂0}	kJ / kmol	12927	12927	
spalin	(Mi) ₀₂	kJ / kmol	12280	12280	
	$(Mi)_{N_2}$	kJ / kmol	11437	11437	
Molowa entalpia spalin	(Mi) _{sp}	kJ / kmol	11680	11680	
Entalpia spalin	i _{sp}	kJ / kg	409	409	
Strumień masowy spalin	m _{sp}	kg/h	719	719	
Strumień entalpii spalin	İ _{sp}	kW	82	82	
Strumień masowy paliwa	m _{pal}	kg / h	274	361	
Wartość opałowa paliwa	Qi	kJ /kg	18216	18216	
Strumień energii chemicznej paliwa	$\dot{\mathrm{E}}^{ch}_{pal}$	kW	1386	1827	
Temperatura gazu procesowego	$t_{ m gp}$	°C	707	707	
	$(Mi)_{CH_4_gp}$	kJ / kmol	37736	37736	
	(Mi) _{CO_gp}	kJ / kmol	22030	22030	
Entalpia molowa składników gazu	$(Mi)_{H_2_gp}$	kJ / kmol	20789	20789	
procesowego	(Mi) _{CO2_gp}	kJ / kmol	33068	33068	
	(Mi) _{02_gp}	kJ / kmol	23425	23425	
	$(Mi)_{N_2_gp}$	kJ / kmol	21587	21587	
Molowa entalpia gazu procesowego	(Mi) _{gp}	kJ / kmol	24796	24796	
Entalpia gazu procesowego	i _{gp}	kJ / kg	891	891	
Strumień masowy gazu procesowego	ṁ _{gp}	kg / h	993	1080	Różnica
Wartość opałowa gazu procesowego	Q_i	kJ / kg	6025	6025	%
Fizyczna entalpia gazu procesowego	$\dot{\mathrm{I}}_{gp}^{f}$	kW	246	267	8,53
Chemiczna entalpia gazu procesowego	İ ^{ch} gp	kW	1337	1455	8,82
Całkowita entalpia gazu procesowego	İ _{gp}	kW	1583	1722	8,78
Sprawność procesu	η	%	107,8	90,2	19,51

Tabl. 3.14 Bilans energetyczny reaktora OTERM

Źródłem różnic w bilansach pierwiastkowym i energetycznym wykonanych dwiema metodami są:

- niepewność oszacowania strumienia masowego paliwa
- brak pomiaru stopnia zawilżenia spalin i gazu procesowego
- założenie stałego składu spalanego gazu koksowniczego

Ze względu na większą wiarygodność metody 2 (bilans azotu) przyjęto, że dla danych charakterystyk gazu konwertującego i paliwa do uzyskania 1 kg gazu OTERM potrzeba zachować proporcje:

 $g_{sp_OTR} = 0,661 \ kg \ sp \ /kg \ OTR$

 $g_{pal_OTR} = 0,339 \, kg \, pal/kg \, OTR$

Šredni strumień gazu koksowniczego doprowadzanego do kotła w czasie odpowiadającym punktowi bilansowemu wyniósł $\dot{V}_{gk} = 6900m_N^3/h$, odpowiada to strumieniowi energii chemicznej $\dot{E}_{gk}^{ch} = 35,00MW$. Natomiast średni strumień biomasy doprowadzony do reaktora OTERM w tym samym czasie to $\dot{m}_{pal2} = 371 kg/h$, co odpowiada strumieniowi energii chemicznej $\dot{E}_{pal}^{ch} = 1,39MW$. Udział energii odnawialnej w łącznym bilansie kotła zintegrowanego z reaktorem OTERM wyniósł:

$$E_{OZE} = \frac{\dot{E}_{pal}^{ch}}{\dot{E}_{qk}^{ch} + \dot{E}_{pal}^{ch}} = 3,8\%$$

Udział jest niewielki ze względu na duże różnice w mocy cieplnej kotła i zgazowarki.

4. ANALIZA WPŁYWU WSPÓŁSPALANIA GAZU OTERM Z PALIWAMI KONWENCJONALNYMI

W pracy [40] wykazano, że współspalanie z węglem kamiennym niskokalorycznego gazu pochodzącego z atmosferycznego powietrznego zgazowania biomasy zawsze prowadzi do utraty sprawności kotła. Dla udziału cieplnego gazu wynoszącego 40 % zmniejszenie sprawności kotła sięga 10%, czego powodem jest wzrost strumienia i temperatury spalin wylotowych, a tym samym wzrost straty wylotowej.

Stratę wylotową wyraża równanie [4]:

$$\dot{Q}_{sw} = \dot{m}_{sw} (i_{sw} - i_{s_o}) = \dot{m}_{sw} c_{p,sp}^{\delta r} (t_{sw} - t_o)$$
$$\dot{m}_{sw} = \dot{m}_B [m_s^t + (\lambda_{sw} - 1)m_{pow}^t]$$

gdzie:

 \dot{m}_{sw} – strumień spalin wylotowych, kg/s

 i_{sw} – entalpia spalin wylotowych, kJ/kg

 i_{s_o} – entalpia spalin odniesienia, kJ/kg

 $c_{p,sp}^{\circ r}$ – średnie ciepło właściwe spalin, kJ/kgK

 t_{sw} – temperatura spalin wylotowych, °C

 t_o – temperatura odniesienia, °C

 λ_{sw} – stosunek nadmiaru powietrza w spalinach za kotłem

$$m_{sp}^{t}$$
 – teoretyczna (λ =1) ilość spalin, kg/kg_B

 m_{pow}^{t} - teoretyczna ilość powietrza potrzebnego do spalenia 1 kg paliwa, kg/kg_B

 \dot{m}_B – strumień paliwa, kg/s

Z powyższych zależności wynika, że zmniejszenie straty wylotowej można uzyskać poprzez:

a) obniżenie temperatury spalin wylotowych t_{sw}

b) obniżenie stosunku nadmiaru powietrza λ_{sw}

Modernizacja kotła umożliwia kompensację utraty sprawności, a jednym ze sposobów jest obniżenie temperatury spalin za kotłem poprzez [4]:

a) rozbudowa (lub przebudowa) konwekcyjnych powierzchni ciśnieniowych,

- b) rozbudowa (lub przebudowa) podgrzewacza powietrza,
- c) zastosowanie (lub modyfikacja istniejącego) systemu oczyszczania powierzchni ogrzewalnych z zanieczyszczeń popiołowych,
- d) zabudowa dodatkowego (niewłączonego w obieg czynnika w kotle) wymiennika ciepła podgrzewającego np. wodę do celów grzewczych.

Podczas doboru wariantu modernizacyjnego konieczna jest analiza zagrożenia korozją niskotemperaturową wynikającą z przekroczenia najniższych dopuszczalnych temperatur wypełnień regeneracyjnych obrotowych podgrzewaczy powietrza ROPP ze względu na wyższy punkt rosy spalin pochodzących w współspalania węgla i gazu procesowego. Badania systemu diagnostyki zagrożenia korozją niskotemperaturową przedstawiono w dalszej części pracy.

Wykazano [37], że rozwinięcie końcowych powierzchni wymiany ciepła (podgrzewacza wody) pozwala na kompensację straty wylotowej, związanej ze współspalaniem niskokalorycznego gazu na poziomie 5%. Dodatkowo wskazano na konieczność przeprowadzenia analizy zagrożeń wynikających z przekroczenia najniższych dopuszczalnych temperatur wypełnień regeneracyjnych obrotowych podgrzewaczy powietrza ROPP ze względu na wyższy punkt rosy spalin ze współspalania.

Modernizacja w kierunku obniżenia temperatury spalin wylotowych posiada dolną granicę stosowalności, która jest związana z korozją niskotemperaturową. Mechanizm procesu związany jest ze spalaniem paliw zawierających siarkę, która wstępnie utlenia się do SO₂, a następnie w obecności nadmiarowego w stosunku do ilości stechiometrycznej tlenu utlenia się do SO₃. Trójtlenek siarki w reakcji z wodą tworzy opary kwasu siarkowego H₂SO₄. W spalinach schłodzonych poniżej 200°C reakcja $H_2O + SO_3 \rightarrow H_2SO_4$ zachodzi bezzwłocznie [41]. Dalsze schładzanie spalin powoduje kondensację mieszaniny H_2SO_4 i H_2O , a temperatura, w której następuje wykroplenie nazywana jest temperaturą kwasowego punktu rosy spalin t_r .

W układzie spalinowym kotła wykraplanie kondensatu zawierającego kwas siarkowy zachodzi w wyniku schłodzenia spalin lub powierzchni przez nie omywanych do temperatury niższej od t_r . Prowadzi to do powstawania stref zagrożonych wiązaniem pyłu i intensywnym gromadzeniem osadów popiołowych a także do korozji elementów ciągu spalinowego.

W celu oszacowania wpływu integracji reaktora OTERM z kotłem energetycznym na wielkość praktycznie wpływającą na ruch kotła jaką jest wodny punkt rosy spalin t_{wr} przeprowadzono obliczenia współspalania gazu OTERM z paliwami konwencjonalnymi. Wprowadzono schemat zastępczy instalacji, na którym strumień paliwa podstawowego rozdzielono na 2 składowe. Pierwszy służy do wytworzenia strumienia spalin konwertujących o zawartości tlenu identycznej jak podczas testów (Tabl. 3.11) i przyjętej w obliczeniach bilansowych (Tabl. 3.13), tj. (O_2) = 19,17%. Drugi strumień współspalany jest z gazem OTERM przy stosunku nadmiaru powietrza λ =1,2 wyznaczonym na podstawie pomiaru za podgrzewaczem powietrza kotła VKW. Założono stały strumień energii chemicznej paliwa dopływający do kotła przy zmiennych udziałach cieplnych paliw. W celach porównawczych dodatkowo wykonano obliczenia współspalania węgla kamiennego z gazem ACFBG (gaz pochodzący ze zgazowania biomasy w atmosferycznym reaktorze fluidalnym), które uzupełniają analizę przeprowadzoną w pracy [37].

Wodny punkt rosy spalin t_{wr} wyznaczano przy założeniu, że temperatura ta jest temperaturą nasycenia wody dla ciśnienia składnikowego pary w spalinach p_n :

$$t_{wr} = t_s(p_p)$$

W obliczeniach wykorzystano charakterystyki paliw:

- a) gaz OTERM (Tabl. 3.11),
- b) gaz koksowniczy (Tabl. 3.9)
- c) węgiel kamienny (Tabl. 3.6)
- d) węgiel brunatny (Tabl. 4.1)[42],
- e) gaz ziemny [42],
- f) gaz ACFBG [40].

Tabl. 4.1 Charakterystyka węgla brunatnego

stan	$Q^{r_{i}}$	W^{r}_{t}	A ^r	Cr	H ^r	N ^r	S ^r	O ^r
-	kJ/kg	%	%	%	%	%	%	%
roboczy	18408*	12,0**	8,6	52,3	3,7	2,4	0,9	2,0

* na podstawie wzoru Dulonga

** przyjęto przy założeniu wstępnego suszenia węgla brunatnego [43]

Oznaczenia:

 q_{pk1} – udział cieplny paliwa konwencjonalnego w energii chemicznej paliwa mieszanego

- q_{gp} udział cieplny gazu procesowego w energii chemicznej paliwa mieszanego
- g_{pk1} udział masowy paliwa konwencjonalnego w paliwie mieszanym
- g_{gp} udział masowy gazu procesowego w paliwie mieszanym
- z_{pk1} udział molowy paliwa konwencjonalnego w paliwie mieszanym
- z_{gp} udział molowy gazu procesowego w paliwie mieszanym
- \dot{m}_{pk1} strumień paliwa konwencjonalnego

 \dot{m}_{gp} – strumień gazu procesowego

- \dot{m}_{pal} strumień paliwa (biomasy)
- m_{pow} strumień powietrza do współspalania paliwa konwencjonalnego i gazu procesowego
- \dot{m}_{sp} strumień spalin powstający ze współspalania gazu OTERM
- \dot{m}_{pk2} strumień paliwa konwencjonalnego do wytworzenia gazu konwertującego
- \dot{m}_{pow2} strumień powietrza do spalania paliwa \dot{m}_{pk2}
- m_{sp2} strumień spalin konwertujących

Symbol	Jednostka	paliwo podstawowe											
~J		gaz koksowniczy		węg	węgiel kamienny		węgiel brunatny			gaz ziemny			
q_{pk1}	kJ pk1 / kJ pm	1,000	0,600	0,000	1,000	0,600	0,000	1,000	0,600	0,000	1,000	0,600	0,000
q_{gp}	kJ otr / kJ pm	0,000	0,400	1,000	0,000	0,400	1,000	0,000	0,400	1,000	0,000	0,400	1,000
g_{pk1}	kg pp1 / kg pm	1,000	0,156	0,000	1,000	0,246	0,000	1,000	0,283	0,000	1,000	0,134	0,000
g_{gp}	kg otr / kg pm	0,000	0,844	1,000	0,000	0,754	1,000	0,000	0,717	1,000	0,000	0,866	1,000
z_{pk1}	kmol pp1 / kmol pm	1,000	0,331	0,000	1,000	0,470	0,000	1,000	0,479	0,000	1,000	0,206	0,000
z _{gp}	kmol gp / kmol pm	0,000	0,669	1,000	0,000	0,530	1,000	0,000	0,521	1,000	0,000	0,794	1,000
$\dot{\mathrm{m}}_{pk1}$	kg / s	1,000	0,600	0,000	1,000	0,600	0,000	1,000	0,600	0,000	1,000	0,600	0,000
$\dot{\mathrm{m}}_{gp}$	kg / s	0,000	3,251	8,127	0,000	1,843	4,608	0,000	1,520	3,799	0,000	3,863	9,658
m _{pal}	kg / s	0,000	1,102	2,755	0,000	0,625	1,562	0,000	0,515	1,288	0,000	1,309	3,274
m _{pow}	kg / s	14,530	14,129	13,526	12,570	10,600	7,669	8,462	7,594	6,323	18,774	17,694	16,076
\dot{m}_{sp}	kg / s	15,530	17,979	21,653	9,492	9,122	8,588	8,648	8,876	9,252	19,774	22,15	25,734
m _{pk2}	kg / s	0,0000	0,0135	0,0337	0,000	0,009	0,023	0,000	0,008	0,021	0,000	0,016	0,040
m _{pow2}	kg / s	0,0000	2,1352	5,3381	0,0000	1,2090	3,0225	0,000	0,996	2,490	0,000	2,537	6,344
m _{sp2}	kg / s	0,0000	2,1487	5,3718	0,0000	1,2183	3,0457	0,000	1,004	2,511	0,000	2,553	6,384
(CO ₂)	kmol / kmol sw	0,067	0,115	0,171	0,1464	0,156	0,171	0,1497	0,159	0,171	0,081	0,121	0,171
(H ₂ 0)	kmol / kmol sw	0,194	0,148	0,093	0,0599	0,072	0,093	0,0869	0,089	0,093	0,159	0,130	0,093
(0 ₂)	kmol / kmol sw	0,031	0,027	0,023	0,0336	0,029	0,023	0,0322	0,028	0,023	0,032	0,028	0,023
(N ₂)	kmol / kmol sw	0,707	0,710	0,713	0,7596	0,742	0,713	0,7302	0,723	0,713	0,728	0,721	0,713
t _{wr}	°C	59,43	53,65	44,35	36,13	39,61	44,35	43,10	43,65	44,35	55,25	50,99	44,35

Tabl. 4.2 Wyniki obliczeń twr z uwzględnieniem zmiennych warunków pośredniego współspalania biomasy z różnymi paliwami podstawowymi

			10				
Symbol	Jednostka			War	tości		
q_{pk1}	kJ pp1 / kJ pm	1,000	0,800	0,600	0,400	0,200	0,000
q_{gp}	kJ otr / kJ pm	0,000	0,200	0,400	0,600	0,800	1,000
g_{pk1}	kg pp1 / kg pm	1,000	0,527	0,295	0,157	0,065	0,000
g_{gp}	kg otr / kg pm	0,000	0,473	0,705	0,843	0,935	1,000
z_{pk1}	kmol pp1 / kmol pm	1,000	0,703	0,470	0,283	0,129	0,000
z _{gp}	kmol otr / kmol pm	0,000	0,297	0,530	0,717	0,871	1,000
$\dot{\mathrm{m}}_{pk1}$	kg / s	1,000	0,800	0,600	0,400	0,200	0,000
m _{pow}	kg / s	12,570	10,577	8,591	6,607	4,624	2,642
m _{sp1}	kg / s	9,492	8,459	7,431	6,406	5,381	4,357
(CO ₂)	kmol / kmol sw	0,1464	0,138	0,129	0,117	0,101	0,081
(H ₂ 0)	kmol / kmol sw	0,0599	0,115	0,181	0,263	0,367	0,503
(S0 ₂)	ppm	462,575	304,36	211,12	139,05	71,94	0,00
(0 ₂)	kmol / kmol sw	0,0336	0,031	0,028	0,024	0,019	0,013
(N ₂)	kmol / kmol sw	0,7596	0,715	0,662	0,596	0,512	0,403
t _{wr}	°C	36,13	48,54	57,95	66,14	73,83	81,49

Tabl. 4.3 Wyniki obliczeń t_{wr} z uwzględnieniem zmiennych warunków współspalania gazu ACFBG z węglem kamiennym



---- Twr OTERM + W.KAM. ---- Twr OTERM + G.KOKS. ---- Twr OTERM + W.BR. ---- Twr G.ACFBG + W.KAM. ---- Twr OTERM + G.Z.

Rys. 4.1 Wodny punkt rosy spalin twr w funkcji udziałów cieplnych gazu OTERM w różnych paliwach podstawowych

4.1. Analiza wyników i wnioski

a) Temperatura wodnego punktu rosy spalin ze współspalania gazu OTERM z paliwami konwencjonalnymi:

- jest wyższa od temperatury wodnego punktu rosy spalin ze spalania węgla kamiennego i brunatnego,

- jest niższa od temperatury wodnego punktu rosy spalin ze spalania gazu koksowniczego i ziemnego.

- b) Wprowadzenie współspalania gazu OTERM z paliwami stałymi może spowodować wystąpienie rosienia spalin w ciągu konwekcyjnym, zwłaszcza po modernizacji w kierunku ograniczenia straty wylotowej.
- c) Wprowadzenie współspalania gazu OTERM z paliwami gazowymi pozwala na modernizację ciągu konwekcyjnego i obniżenie temperatury spalin wylotowych do wartości sprzed wprowadzenia współspalania bez ryzyka wystąpienia rosienia. Dalsze obniżanie temperatury spalin wylotowych wymaga analizy zagrożenia rosieniem.
- d) Dla współspalania przy $q_{gp} = 60\%$ z węglem kamiennym $t_{wr} = 41,24$ °C. Jest to temperatura, którą teoretycznie mogą osiągać wypełnienia zimnego końca regeneracyjnych obrotowych podgrzewaczy powietrza ROPP w okresie zimowym podczas niskich obciążeń bloku. Ponieważ kwasowy punkt rosy osiąga wyższe wartości od wodnego nie można wykluczyć zagrożenia rosieniem spalin w obrębie ROPP bez przeprowadzenia pomiarów t_r .
- e) Współspalanie zasiarczonego paliwa z gazem OTERM uzyskanym z paliwa nisko siarkowego poprawia charakterystyki emisyjne spalin wynikowych poprzez obniżenie emisji tlenków siarki, co pośrednio wpływa na obniżenie wartości t_r .
- f) W przypadku zgazowania paliw o wysokiej zawartości wilgoci, możliwe jest uzyskanie wilgotnego gazu, którego współspalanie znacznie podniesie wartość t_{wr} . Przykładem jest współspalanie gazu ACFBG z węglem kamiennym przy $q_{gp} = 60\%$, gdzie temperatura wodnego punktu rosy wzrasta ponad dwukrotnie ($t_{wr} = 36,12 \text{ °C} \rightarrow t_{wr} = 75,73 \text{ °C}$) do wartości często osiąganej przez wypełnienia zimnego końca ROPP opuszczające kanał spalinowy. Konsekwencją może być konieczność modernizacji ROPP związana ze zmniejszeniem wysokości wypełnień, a jednym z działań w kierunku kompensacji utraty sprawności może być wprowadzenie technologii kondensacyjnej.
- g) Znaczny wpływ zawilżenia biomasy na wartość t_{wr} spalin ze współspalania dla kotłów wyposażonych w ROPP wymusza konieczność ciągłego monitoringu wypełnień zimnego końca w celu diagnostyki zagrożenia korozją niskotemperaturową co jest przedmiotem badań w dalszej części pracy.

5. KOROZJA NISKOTEMEPRATUROWA REGENERACYJNYCH OBROTOWYCH PODGRZEWACZY POWIETRZA

Większość kotłów pyłowych dużej mocy pracujących w polskiej energetyce wyposażonych jest w regeneracyjne obrotowe podgrzewacze powietrza ROPP. Integracja z reaktorem OTERM w kierunku współspalania przy wysokim udziale cieplnym biomasy wymaga zabezpieczenia układu ROPP przed rosieniem spalin, które powoduje:

- a) zwiększenie zużycia energii na przetłaczanie czynników,
- b) obniżenie temperatury podgrzania powietrza,
- c) brak możliwości osiągania mocy maksymalnych bloku,
- d) korozję niskotemperaturową nadmiernie wychłodzonych wypełnień "zimnego końca".

Skutki rosienia spalin w zakresie korozji niskotemperaturowej minimalizuje się poprzez:

- 1. metody pierwotne odpowiednie prowadzenie kotła
- 2. metody wtórne:
- a) pokrywanie blach wypełnień powłokami ochronnymi,
- b) zastosowanie wypełnień ze stali odpornych na korozję.

Powyższe rozwiązania podnoszą koszty inwestycyjne instalacji, ponadto w ograniczonym zakresie zapobiegają gromadzeniu osadów popiołowych, które usuwa się podczas pracy kotła poprzez stosowanie zdmuchiwaczy będących stałym wyposażeniem ROPP. Usuwanie trwałych osadów zalepiających kosze wypełnień prowadzi się poprzez czyszczenie hydrodynamiczne ROPP podczas postoju kotła.

Wykazano, że czyszczenie koszy zdmuchiwaczami czy też hydrodynamiczne jest rozwiązaniem niedoskonałym ze względu na niedostateczny zasięgiem dysz czyszczących, czego efektem jest niepełne wyczyszczenie koszy wzdłuż promienia wirnika. Podczas inspekcji koszy ROPP kotła K10 (OP 650k RAFAKO) w Elektrowni Łaziska wykonanej w dniu 3.10.2014. Stwierdzono silniejsze zanieczyszczenie skrajnych stref koszy zainstalowanych przy wale i obudowie wirnika w porównaniu z pozostałymi wypełnieniami. Powierzchnia koszy ROPP 1 i ROPP 3, zaznaczona czerwoną przerywaną linią, zainstalowanych przy obudowie wirnika zanieczyszczona była w około 30% w sposób całkowicie uniemożliwiający przepływ czynnika Rys. 5.1 i Rys. 5.2. Podczas inspekcji koszy ROPP kotła K10 wykonanej w dniu 10.10.2014 po myciu hydrodynamicznym wirnika stwierdzono, że fragment koszy leżący najbliżej obudowy znajduje się poza zasięgiem strumienia urządzeń czyszczących (Rys. 5.3).



Rys. 5.1 Zanieczyszczone kosze zimnego końca ROPP nr 1 K10 El. Łaziska



Rys. 5.2 Zanieczyszczone kosze zimnego końca ROPP nr 3 K10 El. Łaziska



Rys. 5.3 Kosze zimnego końca po myciu hydrodynamicznym ROPP nr 3 K10 El. Łaziska

Ograniczenia wtórnych metod zapobiegania rosieniu spalin sprawiają, że najkorzystniejszym rozwiązaniem jest zastosowanie metody pierwotnej polegającej na prowadzeniu kotła sposób uniemożliwiający wykroplenie kwaśnego kondensatu w układzie spalinowym.

Dotychczas stosowana metoda pierwotna polegała na tym, że dla określonych parametrów pracy kotła i spalanego paliwa, tworzono nomogramy, za pomocą, których wyznaczano obszar bezpiecznej pracy. Stosowanie nomogramów pozwala na utrzymywanie minimalnej temperatury wypełnień t_{wyp_min} ponad temperaturę kwasowego punktu rosy t_r z przyjętym naddatkiem bezpieczeństwa Δt_b . Dla utworzenia nomogramu należy wykonać:

- a) pomiary punktu rosy spalin wylotowych przy spalaniu wytypowanego paliwa,
- b) pomiary siatkowe temperatury spalin wylotowych t_{sw} bezpośrednio za ROPP,
- c) dobór najniższych dopuszczalnych wartości t_{sw} (z uwagi na ograniczenia występujące w badanym kotle),
- d) analizę wpływu wydajności kotła na zmiany temperatury spalin wylotowych,
- e) analizę wpływu minimalnej temperatury powietrza przed ROPP na temperaturę wypełnień.

Rezultaty pomiarów, dla umożliwienia jednoznacznego porównania, przeliczane są na jednakową temperaturę zimnego powietrza $t_{pd_{-}1}$ (Rys. 5.4) [44].

Dla niskiej temperatury powietrza dolotowego t_{pow1} blachy wypełnień zimnego końca ochładzają się poniżej temperatury kwasowego punktu rosy t_r , czyli pracują w "obszarze zakazanym" – Rys. 5.5 [45]. Najniższą temperaturę w funkcji kąta obrotu blachy wypełnień ROPP uzyskują w momencie przechodzenia z sektora powietrznego do spalinowego, najwyższą kiedy opuszczają obszar spalin – Rys. 5.6. Podniesienie temperatury wypełnień w celu przeniesienia punktu pracy regeneratora w "obszar dozwolony" można zrealizować poprzez podgrzanie powietrza od t_{pd_1} do t_{pd_2} . Podgrzew powietrza można zrealizować poprzez:

- a) mieszanie powietrza zewnętrznego z powietrzem znad stropu kotła
- b) poprzez zastosowanie parowego podgrzewacza powietrza [46].

W powyższej, opartej na nomogramie metodzie, temperaturowa nadwyżka bezpieczeństwa ponad temperaturę kwasowego punktu rosy przyjmowana jest na poziomie $\Delta t_b=10\div20$ K a model obliczeniowy minimalnej temperatury wypełnień uwzględnia rozrzut temperatur spalin na wypływie z ROPP, wynikający z indywidualnych nierównomierności zanieczyszczenia, zróżnicowania przepływu lub deformacji blach:

$$t_{wypA}^{\min}(r) = 0,485(t_{swA}^{\min} + t_{pow1})$$

 $t_{wypA}^{min}(r)$ – minimalna temperatura wypełnień na promieniu A, gdzie A jest linią graniczną między strefą powietrzną a spalinową, wzdłuż której wypełnienia osiągają najniższą temperaturę.

Ograniczenia opisanej metody to:

- a) Teoretyczne obliczenia rozkładu temperatur w wypełnieniach ROPP. W przypadku dążenia do dalszego obniżenia t_{sw}, konieczny jest ciągły pomiar rzeczywistej temperatury wypełnień zimnego końca.
- b) Konieczność wykonywania nowego nomogramu przy zmianie paliwa na inne niż spalane podczas badań.



Rys. 5.4 Przykładowa zależność temperatury spalin wylotowych za podgrzewaczami powietrza (▲ prawym, ■ lewym, ● średnia wartość) od mocy bloku (przeliczone dla temperatury zimnego powietrza t_{pow1} = 10°C i 20°C) [44]



Rys. 5.5 Przykładowy wykres dla doboru właściwej temperatury powietrza na dopływie do ROPP [45]



Rys. 5.6 Teoretyczny rozkład temperatury wypełnień ROPP dla 2 różnych przypadków temperatury powietrza na dolocie *t*_{pow1}.

6. SYSTEM DIAGNOSTYKI ZAGROŻENIA KOROZJĄ ROTATING AIR HEATER + (RAH+)

W celu wyeliminowania zidentyfikowanych ograniczeń metody doboru temperatury spalin wylotowych opartej na nomogramach opracowano koncepcję systemu diagnostycznego **RAH**+ do prowadzenia monitoringu on-line temperatury wypełnień przy jednoczesnym pomiarze temperatury kwasowego punktu rosy spalin, co umożliwia wykrycie zagrożenia i lokalizację miejsc rosienia spalin. System w układzie automatycznej regulacji zapewnia utrzymywanie warunku Δt_b na zadanym poziomie.

Wystąpienie rosienia spalin na zimnym końcu ROPP sygnalizowane jest gdy temperatury T11 – T16 (Rys. 6.1) osiągają wartości równe lub niższe od TICR1. Wartości T11÷T16 uzależnione są od obciążenia kotła oraz temperatur czynników przed regeneratorem. Obciążenie kotła i temperatura spalin przed ROPP są narzucone przez aktualne zapotrzebowanie na energię.

Aby zapewnić bezpieczną pracę podgrzewacza układ automatycznej regulacji utrzymuje warunek:

$$TICR1 + \Delta t_b \le T1n$$

$$n = 1 \div 6$$

regulując temperaturę wypełnień *T11 – T16* poprzez:

- a) zmiany strumienia pary dolotowej do parowych podgrzewaczy powietrza
- b) zmiany prędkości obrotowej wirnika
- c) zmiany stosunku powietrza zimnego (otoczenie) do ciepłego (kotłownia).

Przykładowe wykonanie systemu – Rys. 6.1 [47] zawiera 6 termometrów do pomiaru temperatury wypełnień 1 umieszczonych w 6 punktach pomiarowych 2 i sondę 3 do pomiaru temperatury kwasowego punktu rosy spalin. Termometry do pomiaru temperatury wypełnień



1 połączone są przewodami sygnałowymi 4, z przetwornikiem sygnałów pomiarowych 8 przesyłającym sygnały pomiarowe do sterownika 9.

Rys. 6.2 Uszczelnienie obrotowe wału

Zaproponowano 2 sposoby połączenia przestrzeni pomiędzy kanałami przepływowymi spalin **10** i powietrza **22** z przestrzenią dostępną dla obsługi ROPP w celu przeprowadzenia przewodów sygnałowych:

- a) Dla ROPP z wałami wykonanymi z rury grubościennej prowadzenie w rurze osłonowej
 5 przez otwór w piaście 6 wirnika i przez otwór w wale wirnika 7
- b) Dla ROPP z wałami pełnymi prowadzenie przez otwór w piaście 6 wirnika i przez otwór w śrubie 12 łączącej wał z piastą a także przez obrotowe uszczelnienie wału (kolor niebieski na Rys. 6.2) zastępujące istniejące stałe uszczelnienie dolnego wału (kolor czerwony). Uszczelnienie złożone jest z 2 dwudzielnych pierścieni uszczelniającego 12 i dociskowego 13. Pierścienie nieruchomo umocowano na obwodzie dolnego wału poprzez docisk wywołany dokręceniem śrub 14. Uszczelnienie stanowią 2 sznury uszczelniające 15.

Sonda do pomiaru temperatury kwasowego punktu rosy spalin 3 umieszczona w kanale przepływowym spalin 10 po stronie odpływowej z ROPP połączona jest przewodem sygnałowym 11 ze sterownikiem 9.

Układ regulacji temperatury regeneracyjnego obrotowego podgrzewacza powietrza ROPP kotła energetycznego jest wyposażony w elementy wykonawcze:

- a) przemiennik częstotliwości 18 do nastawy prędkości obrotowej silnika napędowego 23 wirnika ROPP (zmiany czasu przebywania wypełnień w strefie grzania spalinami i chłodzenia powietrzem),
- b) klapy regulacyjne 19 powietrza dopływającego do ROPP zamontowane w czerpniach kanałów dolotowych, (ustawienie zmienia stosunek powietrza zimnego pobieranego z czerpni na zewnątrz kotłowni 20, do ciepłego pobieranego z czerpni w budynku kotłowni 21),
- c) zawór regulacyjny 16 strumienia pary grzejnej kierowany do parowego podgrzewacza powietrza 17 zainstalowanego w kanale przepływowym powietrza 22 do ROPP (stosowany w stanach zagrożenia rosieniem w okresie niskich temperatur powietrza atmosferycznego).

Termometry 1 cechują się czasem pomiaru krótszym od połowy obrotu ROPP.

Przesłanką wykorzystania zmiany obrotów ROPP były badania wypełnień, w których wykazano wpływ prędkości obrotowej wirnika na wartość współczynnika wnikania ciepła [48].

7. PRZEMYSŁOWE BADANIA SYSTEMU DIAGNOSTYKI RAH+

7.1. Cel pomiaru

W ramach pracy badawczej [49] w dniach 2 - 7.07.2014 na ROPP nr 1 - BD24/1600 RAFAKO kotła K10 - OP650k RAFAKO zainstalowano element systemu RAH+ odpowiedzialny za pomiar temperatury wypełnień zimnego końca. Celem użycia systemu było:

- a) zdiagnozowanie przyczyny intensywnego zanieczyszczania osadami popiołowymi badanego ROPP poprzez stwierdzenie lub wykluczenie wystąpienia rosienia spalin w obrębie koszy zimnego końca,
- b) ocena pracy zdmuchiwaczy popiołu,
- c) porównanie parametrów temperaturowych i podatności na zanieczyszczanie istniejących wypełnień zimnego końca o wysokości 300mm i wypełnień emaliowanych o wysokości 700mm proponowanych w wariancie modernizacyjnym.

7.2. Opis instalacji badawczej

Układ pomiarowy RAH+ złożony jest z:

- a) 6 termoelementów typu K o przekroju 1 mm,
- b) rejestratora temperatury,
- c) akumulatorów zasilających rejestrator.

Termoelementy przymocowano do wysuniętych na 20 mm blach grzejnych koszy. W blachach wykonano otwory o rozstawie 20 mm i za pomocą śrub M6 przymocowano nakładkę z blachy o wymiarach 40x20x1 mm, która dociska końcówkę termoelementów do blachy pakietu. Termoelementy rozmieszczono w środkach geometrycznych w 3 koszach zimnego końca (Rys. 7.1):

- a) kosz najbliżej wału opomiarowany po zimnej stronie (punkt T1)
- b) kosz w środku sektora opomiarowany po zimnej (punkt T2) i gorącej stronie (punkt T4)

c) kosz najbliżej obudowy opomiarowany po zimnej stronie (punkt T3)

W dniach 9 - 10.10.2014 istniejący system rozbudowano o 2 dodatkowe punkty pomiarowe w wypełnieniu dostarczonym przez RAFAKO, które zainstalowano w jednym z sektorów ROPP 1. Opomiarowano kosz w środku sektora po zimnej (punkt T2R) i gorącej stronie (punkt T4R). Schemat rozmieszczenia punktów pomiarowych temperatury zamieszczono na rysunku Rys. 7.1.

W celu ochrony mechanicznej czujniki temperatury umieszczono w rurkach ø8x1mm ze stali 316L. Rura została na stałe przymocowana od dołu do konstrukcji nośnej koszy ROPP tzw. kratownicy.

Zamontowane uszczelnienie przedstawiono na Rys. 7.3. W jednej ze śrub (M39x140) łączących piastę z wałem wykonano otwór o średnicy 12mm (Rys. 7.2a), a w piaście od strony koszy grzewczych wypalono otwór, w którego miejsce przyspawano rurę o średnicy $d_z = 60,3$ mm (Rys. 7.2b), którą zaślepiono dławikiem z przepustami na rurki chroniące kable sygnałowe (Rys. 7.4).



Rys. 7.1 Rozmieszczenie punktów pomiarowych temperatury wypełnień zimnego końca ROPP 1 kotła K10



Rys. 7.2 Przejście przez wał wirnika a) otwór w śrubie b) otwór w piaście



Rys. 7.3 Uszczelnienie obrotowe dolnego wału ROPP



Rys. 7.4 Dławik, rury osłonowe kabli sygnałowych, punkt pomiarowy T1



Rys. 7.5 Punkty pomiarowe T2, T3 i T4

7.3. Pomiary temperatury kwasowego punktu rosy

7.3.1. Metoda pomiarowa

Zastosowana metoda pomiaru t_r opiera się na pomiarze przewodności elektrycznej lub zmian oporności filmu cieczowego. Zasadą określenia t_r jest ujawnienie powstania filmu cieczowego na chłodzonej powierzchni czujnika umieszczonego w strumieniu spalin. Pomiar odbywa się w ten sposób, że oczyszczony czujnik wyposażony w elektrody i termoelementy wprowadza się w strumień gorących spalin w miejscu, w którym chcemy zbadać zagrożenie korozją. Po zrównaniu temperatury czujnika z temperaturą spalin włącza się przepływ czynnika chłodzącego (najczęściej powietrza) dla stopniowego obniżania temperatury jego powierzchni. Za temperaturę punktu rosy przyjmuje się moment wystąpienia przepływu prądu między elektrodami świadczący o wystąpieniu filmu cieczowego na powierzchni czujnika (Rys. 7.6.) [50].



Rys. 7.6 Schemat metody elektrycznej pomiaru temperatury kwasowego punktu rosy 1 - termopara, 2 - elektrody czujnika konduktometrycznego, 3 - miernik napięcia (mV), 4 - amperomierz (μA) [50]

W niniejszej pracy pomiary kwasowego punktu rosy spalin wykonywano metodą przewodnościową za pomocą przyrządu ADM 220 firmy Land. Poniżej zamieszczona została charakterystyka przyrządu:

Materiał:	Stal nierdzewna
Detektor:	Szkło Pyrex z elektrodami platynowymi
Temperatura gazu:	0 - 400°C
Długość robocza:	1,2m
Dokładność pomiaru:	+/-2K
Temperatura pracy:	0 do 49°C

Czoło sondy umieszczano w osi kanału spalinowego w odległości 1,2 m (długość robocza sondy) od ściany kanału przy wale wirnika, 4 m poniżej wypełnień zimnego końca (lokalizacja podestu obsługowego poniżej dolnego łożyska).

7.3.2. Pomiar nr 1 – średnia moc bloku

W dniu 14.07.2014 wykonano pomiar temperatury kwasowego punktu rosy w kanale wylotowym spalin ROPP 1 kotła K10. Pomiar wykonano sondą firmy LAND. Wysokie temperatury powietrza atmosferycznego, a więc pośrednio powietrza chłodzącego, uniemożliwiły schłodzenie czoła sondy pomiarowej do temperatury, w której zaczyna się rosienie kwasu. Zmierzoną najniższą temperaturę czoła sondy $t_{czs} = 56,2^{\circ}C$ przyjęto za granicę bezpiecznej, z punktu widzenia rosienia spalin, pracy wypełnień zimnego końca. Dodatkowo zmierzono przebieg temperatury wypełnień zimnego końca za pomocą systemu RAH+ w 4 punktach wzdłuż promienia wirnika. Zarejestrowane wyniki uzupełniono o dane z systemu DCS bloku i przedstawiono w tablicach Tabl. 7.1 i Tabl. 7.2 oraz na wykresie Rys. 7.7.

Oznaczenia:

•	średnia temperatura spalin dolotowych do ROPP	<i>t_{sd}</i> , °C,
•	średnia temperatura spalin wylotowych z ROPP	<i>t_{sw}</i> , °C,
•	średnia temperatura spalin wylotowych z ROPP zmierzona sondą	
	firmy LAND	t_{sw}^{LAND} ,°C,
•	średnia temperatura powietrza dolotowego do ROPP	<i>t_{pd}</i> , °C,
•	średnia temperatura powietrza wylotowego z ROPP	<i>t_{pw}</i> , °C,
•	średnia moc czynna generatora	N_{el} , MW,
•	temperatura wypełnień na średnicy D	$t_{wyp(D)}, ^{\circ}C,$
•	minimalna temperatura wypełnień w miejscu przejścia z sektora	
	powietrznego do spalinowego w funkcji średnicy wirnika	$t_{wyp(D)}^{min}$, °C,
•	maksymalna temperatura wypełnień w miejscu przejścia z sektora	
	spalinowego do powietrznego w funkcji średnicy wirnika	$t_{wyp(D)}^{max}$, °C,
•	amplituda temperatury wypełnień w funkcji średnicy wirnika	$\Delta t_{wyp(D)}, \mathbf{K},$
•	temperatura kwasowego punktu rosy	<i>t</i> _{<i>r</i>} , °C,
•	nadwyżka temperatury wypełnienia ponad temperaturę t_r	Δt_r , K,
•	temperatura czoła sondy do pomiaru t_r	t_{czs} , °C,
•	natężenie prądu płynącego przez elektrody sondy	<i>I_{czs}</i> , μΑ,
•	strumień powietrza chłodzącego sondę	\dot{V}_{snd} , dm ³ /min

t _{sd}	t _{sw}	t_{pd}	t_{pw}	N _{el}
°C	°C	°C	°C	MW
332,3	145,7	31,3	263,9	179,7

Tabl. 7.1 Wybrane parametry pracy bloku podczas pomiaru t_r

Tabl. 7.2 Wyniki pomiarów z wykorzystaniem systemu RAH+ w dniu 14.07.2014

Punkt	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	$t_r^{*)}$	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
pomarowy	[m]	[K]	[K]	[°C]	[K]	[K]
T1	1,76	79,5	100,2	<56,2	23,3	20,7
T2	3,90	81,9	101,6	<56,2	25,7	19,7
T3	6,14	97,1	111,9	<56,2	40,9	14,8
T4	3,90	153,9	164,1	<56,2	97,7	10,2

*)wartość zmierzona



Rys. 7.7 Przebieg temperatury wypełnień zimnego końca względem temperatury kwasowego punktu rosy – średnia moc bloku

7.3.3. Pomiar nr 2 – wysoka moc bloku

W dniu 17.07.2014 wykonano drugi pomiar temperatury kwasowego punktu rosy w kanale wylotowym spalin ROPP 1 kotła K10. Pomiar wykonano sondą firmy LAND. Wysokie temperatury powietrza atmosferycznego uniemożliwiły schłodzenie czoła sondy pomiarowej do temperatury, w której zaczyna się rosienie kwasu. Zmierzoną najniższą temperaturę czoła sondy $t_{czs} = 56,1^{\circ}C$ przyjęto za granicę bezpiecznej, z punktu widzenia rosienia spalin, pracy wypełnień zimnego końca. Podczas pomiaru kocioł pracował stabilnie ze stałą wydajnością, zarejestrowane wyniki uzupełniono o dane z systemu DCS bloku i przedstawiono w tablicach Tabl. 7.3 i Tabl. 7.4 oraz na wykresie Rys. 7.8.

t _{sd}		t _{sw}	t_{pd}		,	N _{el}		
°C		°C	°C	°C		MW		
349,68	1.	52,19	29,75	270,	65	226,79		
Tabl. 7	Tabl. 7.4 Wyniki pomiarów z wykorzystaniem systemu RAH+ w dniu 17.07.2014							
Punkt	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t_r^*	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$		
pomiarowy	[m]	[K]	[K]	[°C]	[K]	[K]		
T1	1,76	78,0	106,1	<56,1	50,0	28,1		
T2	3,90	82,5	105,6	<56,1	49,5	23,1		
T3	6,14	95,1	112,5	<56,1	56,5	17,4		
T4	3,90	149,3	165,9	<56,1	109,8	16,6		

Tabl. 7.3 Wybrane parametry pracy bloku podczas pomiaru t_r

wartość zmierzona



Rys. 7.8 Przebieg temperatury wypełnień zimnego końca względem temperatury kwasowego punktu rosy - wysoka moc bloku

7.3.4. Pomiar nr 3 – rozruch kotła

dniu 15.10.2014 wykonano pomiar temperatury kwasowego punktu rosy W w kanale wylotowym spalin ROPP 1 kotła K10 podczas rozruchu kotła. Pomiar wykonano sondą firmy LAND. Podczas pomiaru nie doszło do rosienia spalin pomimo schłodzenia czoła sondy do temperatury $t_{czs} = 25,1^{\circ}C$. Podczas rozruchu spalano mazut. Rozruch kotła prowadzony był przy wysokim stosunku nadmiaru powietrza λ . Minimalne zmierzone stężenie tlenu w spalinach na wylocie z ROPP_1 wyniosło $[O_2] = 18,6\%$. Kartę pomiarową z przeprowadzonych testów zamieszczono w Tabl. 7.5.

Założono wartość $t_r \leq 21,5^{\circ}C$. Wynika z tego, że dla temperatury czoła sondy wyższej od temperatury kwasowego punktu rosy nie mogło dojść do rosienia spalin. Dodatkowo zmierzono przebieg temperatury wypełnień zimnego końca za pomocą systemu RAH+ w 6 punktach wzdłuż promienia wirnika. Zarejestrowane wyniki uzupełniono o dane z systemu DCS bloku i przedstawiono w Tabl. 7.6, Tabl. 7.7 i na Rys. 7.9.

τ	Ι	t _{czs}	t_r	t_{sw}^{LAND}	<i>V॑_{snd}</i>	[<i>0</i> ₂]	[<i>CO</i> ₂]
gg:mm	μΑ	°C	°C	°C	dm ³ /min	%	%
1:34	0	34,4	-	87	14	-	-
1:37	0	25,1	-	91	301	-	_
1:41	-	-	-	-	-	18,7	1,9
2:02	-	-	-	-	-	19,3	1,5
2:07	0	61	-	100	0	-	-
2:12	0	29,5	-	102	302	-	-
2:15	-	-	-	-	-	19,1	1,7
2:32	-	-	-	-	-	18,8	2,0
2:38	0	65,5	-	104	-	0	-
2:42	0	29,1	-	103	-	335	-
3:03	-	-	-	-	-	18,8	2,0
3:08	0	61,3	-	98	0	-	-
3:12	0	29,9	-	97	337	-	-
3:32	-	-	-	-	-	18,9	1,8
3:36	0	57,9	-	95	0	-	-
3:41	0	26,6	-	96	321	-	-
4:06	-	-	-	-	-	19,0	1,7
4:11	0	60,4	-	100	0	-	-
4:15	0	29	-	102	319	-	_
4:29	-	-	-	-	-	18,6	2,0
4:32	0	61,0	-	101	0	-	-
4:35	0	29,7	-	101	345	_	_

Tabl. 7.5 Karta pomiarowa pomiaru t_r w dniu 15.10.2014 – rozruch kotła (spalanie mazutu)

T = 1 + 7 < W + 1		111	1	• ,	1 * * 1 27
Tabl. 7.6 Wybrane	parametry p	pracy bloku	poaczas p	pomiaru t_r o	godzinie 1:3/

t _{sd}	t _{sw}	t_{pd}	t_{pw}	N _{el}
°C	°C	°C	°C	MW
122,2	76,1	11,9	121,7	0

Tabl.	7.7 Wyniki	pomiarów z w	vykorzystaniem s	systemu RAH+ w o	dniu 15.10.2014 1:37
-------	------------	--------------	------------------	------------------	----------------------

Punkt	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	$t_r^{*)}$	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
pomiarowy	[m]	[K]	[K]	[°C]	[K]	[K]
T1	1,76	49,8	53,4	25,1	24,7	3,6
T2	3,90	55,0	59,3	25,1	29,9	4,3
T3	6,14	57,9	62,7	25,1	32,8	4,8
T4	3,90	105,1	108,1	25,1	80,0	3,0
T2R	3,90	57,0	64,2	25,1	31,9	7,2
T4R	3,90	129,5	130,0	25,1	104,4	0,5

*) wartość zmierzona



Rys. 7.9 Przebieg temperatury wypełnień zimnego końca względem temperatury kwasowego punktu rosy – rozruch kotła

7.3.5. Pomiar nr 4 – współspalanie węgla z biomasą, średnia moc bloku

W dniu 15.10.2014 wykonano pomiar temperatury kwasowego punktu rosy w kanale wylotowym spalin ROPP 1 kotła K10 podczas normalnej pracy kotła. Pomiar wykonano sondą firmy LAND. Podczas pomiaru zmierzono temperaturę kwasowego punktu rosy dla różnych obciążeń kotła.

Podczas pomiaru spalano węgiel z dodatkiem biomasy o łącznym składzie Tabl. 7.8. Kartę pomiarową z przeprowadzonych testów zamieszczono w tablicy Tabl. 7.9.

Dodatkowo zmierzono przebieg temperatury wypełnień zimnego końca za pomocą systemu RAH+ w 6 punktach wzdłuż promienia wirnika. Zarejestrowane wyniki uzupełniono o dane z systemu DCS bloku i przedstawiono w tablicach Tabl. 7.10÷Tabl. 7.14 oraz na wykresach Rys. 7.10÷Rys. 7.12.

W tablicy Tabl. 7.13 porównano temperatury osiągane przez obecnie zainstalowane wypełnienia z temperaturami jakie osiągają wypełnienia dostarczone przez RAFAKO. Porównano punkty T2 i T2R, ponieważ charakteryzuje je ta sama współrzędna promieniowa i wysokość, a wyróżnia jedynie współrzędna kątowa (są zainstalowane w sektorach leżących obok siebie).

$\begin{array}{ c c c c c c c c }\hline C^r & H^r & N^r & O^r & S^r & W^r{}_t & A^r & Q^r{}_i \\ \hline \end{array}$								
%	%	%	%	%	%	%	kJ/kg	
53,58	3,64	1,03	6,95	0,9	11,0	22,9	20908	

Tabl. 7.8 Charakterystyka węgla kamiennego domieszkowanego biomasą spalanego podczas badań 15 10 2014

		P			~p	0	{
τ	Ι	t _{czs}	t_r	t_{sw}^{LAND}	\dot{V}_{snd}	[<i>0</i> ₂]	[<i>CO</i> ₂]
gg:mm	μΑ	°C	°C	°C	dm ³ /min	%	%
13:27	0	98,8	-	149	0	-	-
13:33	91	46,5	46,5	149	324	3,8	15,0
13:49	0	42,9	-	147	344	-	-
13:52	741	41,0	41,0	143	333	5,7	13,5
14:15	50	49,0	49,0	140	230	4,9	14,0
14:26	112	42,0	42,0	137	320	6,5	12,8
14:42	57	41,4	41,4	130	340	7,0	12,3

Tabl. 7.9 Karta pomiarowa t_r 15.10.2014 – spalanie węgla z biomasą

Tabl. 7.10 Wybrane parametry pracy bloku podczas pomiaru t_r o godzinie 13:33

t _{sd}	t _{sw}	t_{pd}	t_{pw}	N_{el}
°C	°C	°C	°C	MW
329,6	143,9	18,3	263,7	182,7

Tabl. 7.11 Wyniki pomiarów z wykorzystaniem systemu RAH+ w dniu 15.10.2014 13:33

Punkt	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t_r^*	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
pomiarowy	[m]	[K]	[K]	[°C]	[K]	[K]
T1	1,76	71,4	83,0	46,5	24,9	11,6
T2	3,90	68,8	86,8	46,5	22,3	18,0
T3	6,14	78,2	94,1	46,5	31,7	15,9
T4	3,90	126,6	145,3	46,5	80,1	18,7
T2R	3,90	70,2	93,8	46,5	23,7	23,6
T4R	3,90	221,5	233,6	46,5	175,0	12,1

*) wartość zmierzona



Rys. 7.10 Przebieg temperatury wypełnień zimnego końca względem temperatury kwasowego punktu rosy – współspalanie węgla z biomasą, średnia moc bloku

			. j		1
τ	t _{sd}	t_{sw}	t_{pd}	t_{pw}	N _{el}
gg:mm	°C	°C	°C	°C	MW
13:51	317,6	141,6	18,5	260,9	145,4
13:52*	317,6	141,6	18,5	260,9	140,6
14:15*	305,0	136,6	18,9	251,4	139,9
14:26*	305,7	136,0	19,2	252,1	139,6
14:42*	302,9	130,4	19,0	246,7	140,0
14:43	302,9	130,4	19,0	246,7	140,0

Tabl. 7.12 Wybrane parametry pracy bloku podczas serii pomiarów t_r

*) wykonano pomiar kwasowego punktu rosy

Tabl. 7.13 Wyniki pomiarów z wykorzystaniem systemu RAH+ w dniu 15.10.2014 13:52

Punkt	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t_r^*	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
pomiarowy	[m]	[K]	[K]	[°C]	[K]	[K]
T1	1,76	72,2	80,7	41,0	31,2	8,5
T2	3,90	70,2	82,3	41,0	29,2	12,1
T3	6,14	80,6	93,6	41,0	39,6	13
T4	3,90	133,1	145,7	41,0	92,1	12,6
T2R	3,90	72,5	91,7	41,0	31,5	19,2
T4R	3,90	223,3	231,1	41,0	182,3	7,8

*) wartość zmierzona



Rys. 7.11 Przebieg temperatury wypełnień zimnego końca względem temperatury kwasowego punktu rosy – współspalanie węgla z biomasą, średnia moc bloku

			· · · · ·			
Punkt	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t_r^*	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
pomiarowy	[m]	[K]	[K]	[°C]	[K]	[K]
T1	1,76	65,6	74,9	41,4	24,2	9,3
T2	3,90	61,3	75,3	41,4	19,9	14,0
T3	6,14	70,4	85,0	41,4	29,0	14,6
T4	3,90	113,7	129,2	41,4	72,3	15,5
T2R	3,90	63,6	83,1	41,4	22,2	19,5
T4R	3,90	202,5	213,0	41,4	161,1	10,5
• •						

Tabl. 7.14 Wyniki pomiarów z wykorzystaniem systemu RAH+ w dniu 15.10.2014 14:42

*) wartość zmierzona



Rys. 7.12 Przebieg temperatury wypełnień zimnego końca względem temperatury kwasowego punktu rosy – współspalanie węgla z biomasą, średnia moc bloku

7.3.6. Pomiar nr 5 – współspalanie węgla z biomasą, wysoka moc bloku

W dniu 18.02.2015 wykonano pomiar temperatury kwasowego punktu rosy w kanale wylotowym spalin ROPP 1 kotła K10 podczas normalnej pracy kotła. Pomiar wykonano sondą firmy LAND. Podczas pomiaru zmierzono temperaturę kwasowego punktu rosy.

Podczas pomiaru spalano węgiel z dodatkiem biomasy o łącznym składzie Tabl. 7.15. Kartę pomiarową z przeprowadzonych testów zamieszczono w Tabl. 7.16. Dodatkowo zmierzono przebieg temperatury wypełnień zimnego końca za pomocą systemu RAH+, w 6 punktach wzdłuż promienia wirnika. Zarejestrowane wyniki uzupełniono o dane z systemu DCS bloku i przedstawiono w tablicach Tabl. 7.17 i Tabl. 7.18 oraz na wykresie Rys. 7.13.



Rys. 7.13 Przebieg temperatury wypełnień zimnego końca względem temperatury kwasowego punktu rosy – współspalanie węgla z biomasą, wysoka moc bloku

Tabl. 7.15 Skład pierwiastkowy węgla kamiennego domieszkowanego biomasą podczas badań 18.02.2015

Cr	Hr	N ^r	Or	Sr	W ^r t	A ^r	Q ^r i
%	%	%	%	%	%	%	kJ/kg
55,0	b.d.	b.d.	b.d.	0,81	12,4	19,8	21092

τ	Ι	t _{czs}	t _r	t _{sw}	\dot{V}_{snd}	[<i>0</i> ₂]	[<i>CO</i> ₂]	[<i>SO</i> ₂]	[<i>NO</i>]	$[NO_X]$
gg:mm	μA	°C	°C	°C	dm ³ /min	%	%	ppm	ppm	ppm
10:17	2	49,6	-	157	333	-	-	-	-	-
10:20	37	46,7	-	157	330	-	-	-	-	-
10:34	7	45,6	-	161	346	4,1	9,5	860	93	98
10:43	50<	42	42	154	333	3,9	9,6	822	98	103
10:58	50<	41	41	154	320	4,2	9,5	820	94	99
11:11	50<	41,5	41,5	144	334	4,3	9,2	880	85	89
11:30	50<	41,5	41,5	142	337	3,7	9,6	859	88	92

Tabl. 7.16 Karta pomiarowa t_r 18.02.2015 – spalanie węgla z biomasą

Tabl. 7.17 Wybrane parametry pracy bloku podczas pomiaru t_r o godzinie 10:58

t _{sd}	t _{sw}	t_{pd}	t_{pw}	N _{el}
°C	°C	°C	°C	MW
352,2	148,1	6,36	279,9	199,7

Punkt	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t_r^*	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
pomiarowy	[m]	[K]	[K]	[°C]	[K]	[K]
T1	1,76	69,9	77,2	42,0	27,9	7,3
T2	3,90	75,7	94,7	42,0	33,7	19,0
T3	6,14	58,1	78,2	42,0	16,1	20,1
T4	3,90	138,1	164,7	42,0	96,1	26,6
T2R	3,90	69,3	95,2	42,0	27,3	25,9
T4R	3,90	234,6	253,5	42,0	18,9	18,9

Tabl. 7.18 Wyniki pomiarów z wykorzystaniem systemu RAH+ w dniu 18.02.2015 10:58

*) wartość zmierzona

7.4. Analiza wyników

Podczas temperatury wypełnień pomiaru nr 1 były wyższe 0 co najmniej $\Delta t_r = 23,3K$ od przyjętego przedziału temperatury kwasowego punktu rosy $t_r < t_{czs} = 56,2^{\circ}C$. W trakcie pomiaru nr 2 temperatury wypełnień były wyższe o minimum przedziału temperatury $\Delta t_r = 28,1K$ od przyjętego kwasowego punktu rosy $t_r < t_{czs} = 56,1^{\circ}C$. Podczas pomiarów nr 3 (rozruch kotła) temperatury wypełnień były wyższe o minimum $\Delta t_r = 24,7K$ od przyjętego przedziału temperatury kwasowego punktu rosy $t_r < t_{czs} = 25,1^{\circ}C$. W trakcie pomiarów nr 4 temperatury wypełnień były wyższe o co najmniej $\Delta t_r = 19,9K$ od zmierzonej temperatury kwasowego punktu rosy $t_r = 41,4^{\circ}C$. Podczas pomiarów nr 5 temperatury wypełnień były wyższe o co najmniej $\Delta t_r = 16,1K$ od zmierzonej temperatury kwasowego punktu rosy $t_r = 42,0^{\circ}C$.

W każdej serii pomiarowej zarówno podczas rozruchu, jak i normalnej pracy bloku spełniony został warunek:

$$t_{wyp(D)}^{min} - t_r \ge 0^{\circ}C$$

Oznacza to, że w trakcie rozruchu i obciążeń bloku w zakresie $N_{el} = 140,0 \div 226,8 MW$ nie występowało ani zagrożenie korozją, ani zalepianiem koszy związanym z rosieniem spalin.

Wraz ze wzrostem wartości stosunku nadmiaru powietrza λ wzrasta temperatura kwasowego punktu rosy t_r . Przy skrajnie wysokich wartościach λ np. podczas rozruchu kotła gdy zawartość tlenu w spalinach przekracza 18% określenie wartości t_r jest niemożliwe przy użyciu sondy LAND.

Dla warunków pomiarowych, w pełnym zakresie obciążeń bloku istnieje spora temperaturowa nadwyżka bezpieczeństwa temperatury wypełnień ponad temperaturę kwasowego punktu rosy. System RAH+ w układzie automatycznej regulacji może utrzymywać nadwyżkę na niższym, bezpiecznym poziomie. W efekcie obniży się temperatura wypełnień, a tym samym spalin wylotowych, co spowoduje obniżenie straty wylotowej jednoznaczne ze wzrostem sprawności bloku.

7.5. Ciągły monitoring temperatury wypełnień ROPP

W dniach 6–24.07.2014 prowadzono ciągły monitoring temperatur blach wypełnień ROPP 1 kotła K10 w czterech punktach pomiarowych. Od 13.10.2014 rozbudowany system RAH+ rejestrował temperaturę wypełnień w sześciu punktach. Dodatkowo okresowo wykonywano pomiar temperatury kwasowego punktu rosy, którego wartość przyjmowano za stałą dla składu paliwa i obciążenia kotła podczas pomiaru. Przebieg temperatur wypełnień zimnego końca w dniach 9-10, 21- 22.07.2014, 15-16.10.2014, 24-26.10.2014, 20-21.02.2015 uzupełniony o wybrane parametry bloku nr 10, przedstawiono na wykresach Rys. 7.14÷Rys. 7.18. Znaczna szerokość linii obrazujących temperaturę wypełnień (T1÷T4,T2R i T4R) wynika z faktu, iż częstotliwość rejestracji pomiaru temperatury wypełnień wynosi 1 sekundę. Ponadto dla prędkości obrotowej ROPP 1 bliskiej $n_{ROPP_I}=2,0$ obr/min czas między nagrzaniem wypełniania do temperatury maksymalnej $t_{wyp(D)}^{max}$, a wychłodzeniem do temperatury minimalnej $t_{wyp(D)}^{min}$ wynosi około 15 s.

Na potrzeby analizy porównawczej wybrano wycinki prezentowanych pomiarów. Wybrano okresy maksymalnie oddalone w czasie, w których blok pracował z podobną mocą.

a) **Punkt P1** 9.07.2014, 22:00 – Rys. 7.14. W tym czasie pracował parowy zdmuchiwacz popiołu, przez co założono, że podgrzewacz został oczyszczony, a jego stan przyjęto za stan bazowy. Spadek ciśnienia na ROPP 1 po stronie spalin był równy $\Delta P_{sp} = 0.5$ kPa, natomiast po stronie powietrza $\Delta P_{pow} = 0.17$ kPa. Początek i koniec pracy zdmuchiwacza oznaczono na wykresie, jako start / stop.

b) **Punkt P2** 22.07.2014, 13:00 – Rys. 7.15. Spadek ciśnienia na obrotowym podgrzewaczu ROPP 1 po stronie spalin był równy $\Delta P_{sp} = 0.8$ kPa, czyli o 60% wyższy w odniesieniu do stanu bazowego. Natomiast po stronie powietrza $\Delta P_{pow} = 0.24$ kPa, czyli o 41% wyższy w odniesieniu do stanu bazowego.

c) **Punkt P3** 15.10.2014, 10:00 – Rys. 7.16. Tego dnia nastąpił rozruch kotła poprzedzony czyszczeniem hydrodynamicznym ROPP 1 i ROPP 3. Spadek ciśnienia na ROPP 1 po stronie spalin był równy $\Delta P_{sp} = 0,36$ kPa czyli o 28% niższy od stanu bazowego, natomiast po stronie powietrza $\Delta P_{pow} = 0,17$ kPa czyli równy stanowi bazowemu. Równolegle prowadzono cykl badawczy parowych zdmuchiwaczy popiołu – Rys. 7.18 na ROPP 1 i ROPP 3, którego celem było wyznaczenie częstotliwości ich uruchamiania niezbędnej do utrzymania czystości wypełnień, a tym samym niskich oporów przepływu. Początek i koniec pracy zdmuchiwaczy oznaczono jako start / stop.

d) **Punkt P4** 20.02.2015, 1:00 – Rys. 7.17. Punkt pomiarowy wybrano bazując na wynikach poprzednich testów, podczas których stwierdzono, że w okresie zimowym dla niskich temperatur otoczenia i niskich obciążeń bloku może dochodzić do obniżenia temperatury wypełnień poniżej t_r . Przed pomiarem **P3** wyczyszczono ROPP hydrodynamicznie, dlatego przyjęto go jako nowy stan bazowy **SB2** dla pomiaru **P4**. Podczas przerwy pomiędzy badaniami **P3** a **P4** mogło dojść do nagromadzenia nowych osadów w koszach. Założono, że analiza zmiany amplitud temperatur wypełnień pozwoli na określenie stanu zanieczyszczenia. Spadek ciśnienia na ROPP 1 po stronie spalin był równy $\Delta P_{sp} = 0,38$ kPa czyli o 6% wyższy od stanu bazowego SB2, natomiast po stronie powietrza $\Delta P_{pow} = 0,18$ kPa czyli 6% wyższy od SB2.

e) **Punkt D** 20.02.2015, 9:56 – Rys. 7.17. W tym czasie podczas całego okresu badań za pomocą RAH+ zmierzono najniższą różnicę pomiędzy temperaturą wypełnień a temperaturą
kwasowego punktu rosy. Ponieważ moc bloku podczas pomiary wynosiła $N_{el} = 174,1 MW$ punktu nie porównywano z punktami **P1**÷**P4**.

Dla par przypadków **P1/P2**, **P1/P3** i **P3/P4** porównanie parametrów pracy bloku zebrano w Tabl. 7.19, Tabl. 7.21 i Tabl. 7.23 natomiast porównanie parametrów wypełnień w Tabl. 7.20, Tabl. 7.22 i Tabl. 7.24. Zmianę bezwzględną danego parametru X oznaczono jako ΔX , zmianę względną jako DX. Parametry pracy bloku i wypełnień w punkcie **D** zamieszczono w Tabl. 7.25, Tabl. 7.26.

Data	t _{sd}	t _{sw}	Δt_{sp}	t_{pd}	t_{pw}	Δt_{pow}	N _{el}
[dd.mm gg:mm]	°C	°C	K	°C	°C	K	MW
P1: 9.07 22:00	307,28	126,81	180,47	21,67	245,05	223,38	140,02
P2: 22.07 13:00	313,33	147,69	165,64	30,10	254,86	224,76	140,05
ΔX [j.X]	6,05	20,88	14,83	8,43	9,81	1,38	0,3

Tabl. 7.19 Wybrane parametry pracy bloku w analizowanym przedziale czasu P1/P2

Tabl. 7.20 Zmiana parametrów wypełnień zimnego końca w przedziale czasu P1/P2

Data	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t _r	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
[dd.mm gg:mm]	[m]	[°C]	[°C]	[°C]	[K]	[K]
P1: 9.07 22:00		65,02	77,17	56,1	8,92	12,15
P2: 22.07 13:00	176	82,7	98,77	56,1	26,6	16,07
Δ <i>X</i> [j.X]	1,70	17,68	21,6			3,92
DX [%]		27,19	27,99			32,27
P1: 9.07 22:00		65,22	79,60	56,1	9,12	14,38
P2: 22.07 13:00	2.0	88,28	97,25	56,1	32,18	8,97
Δ <i>X</i> [j.X]	5,9	23,06	17,65			-5,41
DX [%]		35,35	22,17			-37,62
P1: 9.07 22:00		76,5	87,18	56,1	20,4	10,68
P2: 22.07 13:00	614	100,16	110,83	56,1	44,06	10,67
Δ <i>X</i> [j.X]	0,14	23,66	23,65			-0,01
DX [%]		30,92	27,12			-0,093

Tabl. 7.21 Wybrane parametry pracy bloku w analizowanym przedziale czasu P1/P3

Data	t _{sd}	t _{sw}	Δt_{sp}	t_{pd}	t_{pw}	Δt_{pow}	N _{el}
[dd.mm gg:mm]	°C	°C	K	°C	°C	K	MW
P1: 9.07 22:00	307,28	126,81	180,47	21,67	245,05	223,38	140,02
P3: 15.10 10:00	299,66	124,97	174.69	b.d.	241,93	-	139,94
ΔΧ [j.Χ]	7,62	1,84	5,78	-	3,12	-	0,08

Data	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t _r	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
[dd.mm gg:mm]	[m]	[°C]	[°C]	[°C]	[K]	[K]
P1: 9.07 22:00		65,02	77,17	56,1	8,92	12,15
P3: 15.10 10:00	1 76	61,90	71,0	41,0	20,9	9,10
Δ <i>X</i> [j.X]	1,70	-3,12	-6,16			-3,04
DX [%]		-4,80	-7,99		-25,08	
P1: 9.07 22:00		65,22	79,60	56,1	9,12	14,38
P3: 15.10 10:00	2.0	57,70	70,3	41,0	16,7	12,60
Δ <i>X</i> [j.X]	5,9	-7,52	-9,30			-1,78
DX [%]		-11,53	-11,68			-12,38
P1: 9.07 22:00		76,50	87,18	56,1	20,4	10,68
P3: 15.10 10:00	6,14 -	68,40	84,1	41,0	27,4	15,70
Δ <i>X</i> [j.X]		-8,1	-3,08			5,01
DX [%]		-10,59	-3,54			46,96

Tabl. 7.22 Zmiana parametrów wypełnień zimnego końca w przedziale czasu P1/P3

Tabl. 7.23 Wybrane parametry pracy bloku w analizowanym przedziale czasu P3/P4

Data	t _{sd}	t _{sw}	Δt_{sp}	t_{pd}	t_{pw}	Δt_{pow}	N _{el}
[dd.mm gg:mm]	°C	°C	K	°C	°C	K	MW
15.10.2014 10:00	299,66	124,97	174.69	b.d.	241,93	-	139,94
20.02.2015 1:30	296,21	116,50	179,71	6,88	239,91	233,03	139,91
ΔX [j.X]	3,45	8,47	-5,02	-	2,02	-	0,03

Tabl. 7.24 Zmiana parametrów wypełnień zimnego końca w przedziale czasu P3/P4

Data	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t _r	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
[dd.mm gg:mm]	[m]	[°C]	[°C]	[°C]	[K]	[K]
P3: 15.10 10:00		61,90	71,0	41,0	20,9	9,10
P4: 20.02 1:30	1,76	57,5	61,7	42,0	15,5	4,2
Δ <i>X</i> [j.X]		-4,4	-9,3			-4,9
DX [%]		-7,11	-13,10			-53,85
P3: 15.10 10:00		57,70	70,3	41,0	16,7	12,60
P4: 20.02 1:30	2.0	57,7	68,4	42,0	15,7	10,70
Δ <i>X</i> [j.X]	3,9	0	-1,9			-1,9
DX [%]		0,00	-2,70		-15,08	
P3: 15.10 10:00	6,14	68,40	84,1	41,0	27,4	15,70

Data	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t _r	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
[dd.mm gg:mm]	[m]	[°C]	[°C]	[°C]	[K]	[K]
P4: 20.02 1:30		52,3	63,4	42,0	10,3	11,10
Δ <i>X</i> [j.X]		-16,1	-20,7			-4,6
DX [%]		-23,54	-24,61			-29,30

Tabl. 7.25 Wybrane parametry pracy bloku w punkcie pomiarowym **D**

Data	t _{sd}	t _{sw}	Δt_{sp}	t_{pd}	t_{pw}	Δt_{pow}	N _{el}
[dd.mm gg:mm]	°C	°C	K	°C	°C	K	MW
20.02.2015 9:56	320,21	129,40	190,81	9,01	258,04	249,03	174,1

Tabl. 7.26 Parametry wypełnień zimnego końca w czasie D

Data	D	$t_{wyp(D)}^{min}$	$t_{wyp(D)}^{max}$	t_r	Δt_r	$\Delta t_{wyp(D)}$
[dd.mm gg:mm]	[m]	[°C]	[°C]	[°C]	[K]	[K]
20.02.2015 9:56	1,76	59,1	65,1	42,0	17,1	6,0
	3,9	60,8	75,3	42,0	18,8	14,5
	6,14	48,5	67,4	42,0	6,5	18,9



Rys. 7.14 Wyniki pomiarów systemu RAH+ w dniach 9-10.07.2014 wraz z wybranymi parametrami pracy bloku nr 10 (start-stop - praca zdmuchiwaczy)



Rys. 7.15 Wyniki pomiarów systemu RAH+ w dniach 21-22.07.2014 wraz z wybranymi parametrami pracy bloku nr 10



Rys. 7.16 Wyniki pomiarów systemu RAH+ w dniach 15-16.10.2014 wraz z wybranymi parametrami pracy bloku nr 10



Rys. 7.17 Wyniki pomiarów systemu RAH+ w dniach 20-21.02.2015 wraz z wybranymi parametrami pracy bloku nr 10



Rys. 7.18 Wyniki pomiarów systemu RAH+ w dniach 24-26.10.2014 wraz z wybranymi parametrami pracy bloku nr 10

7.6. Analiza wyników i wnioski

Wzdłuż promienia wirnika ROPP występuje zróżnicowanie wartości temperatury wypełnień w strefach grzania i chłodzenia. Gromadzenie depozytów popiołowych w koszach oraz ich usuwanie przez zdmuchiwacze odzwierciedlają zmiany amplitud i zakresy osiąganych w danych punktach temperatur. Dla stałej mocy bloku N_{el} =140MW przedstawiono zakres zmienności temperatur w ponad półrocznym okresie eksploatacji badanego ROPP na Rys. 7.19 i Rys. 7.20.



Rys. 7.19 Zmiana parametrów wypełnień w strefie **grzania** i **chłodzenia** dla analizowanych przypadków **P1,P2** i **P3**



Rys. 7.20 Zmiana parametrów wypełnień w strefie grzania i chłodzenia dla analizowanych przypadków P3 i P4

Uzyskane charakterystyki i wyniki badań prowadzą do następujących wniosków:

- 1. Wartość t_r zależy od parametrów paliwa i stosunku nadmiaru powietrza λ . Przy założeniu, że podczas obu pomiarów 14 i 17.07.2014 spalany był ten sam rodzaj paliwa i zapewnione identyczne warunki spalania, dla badanego okresu 6-24.07.2014 przyjęto stałą wartość $t_r = 56,1^{\circ}C$.
- 2. W trakcie pomiarów temperatury wypełnień zimnego końca ROPP 1 spełniony został warunek bezpieczeństwa :

$$\Delta t_r = t_{wvp(D)}^{min} - t_r \ge 0^{\circ}C$$

oznacza to, że w danym okresie badawczym dla pełnego zakresu obciążeń przy ustalonej pracy bloku nr 10 nie występowało ani zagrożenie korozją, ani zagrożenie zalepiania istniejących koszy związane z rosieniem spalin.

- 3. Dla zmiennych obciążeń kotła w dniu 15.10.2014 zmierzona temperatura kwasowego punktu rosy mieściła się w zakresie $t_r = 41,0 \div 49,0^{\circ}C$. Jest ona niższa od wcześniej przyjmowanej wartości $t_r = 56,1^{\circ}C$. Dla warunków pomiarowych ponownie został spełniony warunek bezpieczeństwa Δt_r i nie wystąpiło zagrożenie korozją, ani zagrożenie zalepiania istniejących jak i nowo zainstalowanych koszy związane z rosieniem spalin.
- 4. W czasie odstawień i rozruchów bloku temperatury wypełnień osiągają wprawdzie temperaturę $t_r = 41,4^{\circ}C$, ale w takich warunkach, ze względu na wysoki stosunek nadmiaru powietrza, temperatura kwasowego punktu rosy ulega znacznemu obniżeniu. Nawet dla temperatury czoła sondy pomiarowej $t_{czs} = 25,1^{\circ}C$ nie stwierdzono rosienia spalin podczas rozruchu. Natomiast z Rys. 7.16 wynika, że przy współspalaniu węgla i mazutu dochodzi do znacznego obniżenia temperatury wypełnień, któremu może towarzyszyć rosienie spalin. Nie zmierzono t_r podczas tego współspalania.
- 5. Temperatura wypełnień zależy m.in.: od mocy bloku, temperatury powietrza dolotowego, stanu zanieczyszczenia koszy. W okresie zimowym dla niskich temperatur powietrza atmosferycznego, zgodnie z wykresem Rys. 5.6 istnieje ryzyko schłodzenia wypełnień poniżej temperatury t_r , a tym samym zwiększa się ryzyko zalepiania koszy.
- 6. Najniższa wartość nadwyżki temperatury wypełnień ponad założoną temperaturę kwasowego punktu rosy $t_r = 56,1^{\circ}C$ wyniosła $\Delta t_r = 8,92 K$ Tabl. 7.20 i wykres Rys. 7.14 (punkt **P1**) została zmierzona w koszach przy wale i wystąpiła dla mocy $N_{el} = 140,0$ MW.
- 7. Najniższa wartość nadwyżki temperatury wypełnień ponad zmierzoną temperaturę kwasowego punktu rosy $t_r = 42,0^{\circ}C$ wyniosła $\Delta t_r = 6,5 K$ Tabl. 7.26 i została zmierzona 20.02.2015 o godzinie 9:56 w koszu przy obudowie wirnika, a wystąpiła przy mocy $N_{el} = 174,1$ MW, Rys. 7.17 (punkt **D**). Tego dnia blok pracował również z niższą mocą $N_{el} = 139,9$ MW i przy niższej temperaturze powietrza dolotowego do ROPP (punkt **P4** na Rys. 7.17), wbrew oczekiwaniom przy obudowie wirnika zarejestrowano wyższą wartość $\Delta t_r = 10,3K$. Powodem są wyższe strumienie spalin i powietrza dla wyższych wydajności, a tym samym większe prędkości czynników, które podnoszą wartość współczynnika wnikania ciepła α . Przy niewielkiej różnicy temperatury powietrza dolotowego w obu przypadkach doprowadziło to większego wychłodzenia wypełnień przy wyższym obciążeniu.
- 8. Istnieje krytyczna grubość osadów, która jest nieusuwalna poprzez działanie parowego zdmuchiwacza popiołu.

- Bezpieczną pracę podgrzewacza można uzyskać poprzez wdrożenie pełnej wersji systemu RAH+, który w układzie automatycznej regulacji utrzyma temperaturę wypełnień zimnego końca powyżej temperatury kwasowego punktu rosy z założonym naddatkiem bezpieczeństwa.
- 10. W przypadku czystych koszy największy strumień czynnika przepływa przez środkowe kosze sektorów. Przepływ niezakłócony miejscowymi zanieczyszczeniami pozwala na efektywną wymianę ciepła między płynącym czynnikiem a wypełnieniami koszy na drodze konwekcji. Efektem tego jest duża różnica między maksymalną temperaturą wypełnień w kanale spalinowym a minimalną temperaturą wypełnień w kanale powietrznym amplituda.
- 11. Wystąpienie lokalnych zanieczyszczeń na blachach wypełnień powoduje pogorszenie wymiany ciepła pomiędzy przepływającym czynnikiem a wypełnieniami według mechanizmu:

a) Osady powodują przewężenia kanałów przepływowych pomiędzy wypełnieniami. Powoduje to wystąpienie miejscowych turbulencji i wzrostu prędkości przepływu czynnika, co w początkowej fazie procesu powoduje zwiększenie współczynnika wnikania ciepła α między czynnikiem a zanieczyszczonym wypełnieniem. W efekcie wzrasta maksymalna i minimalna temperatura wypełnień, które przechodzą w punkt pracy o wyższych temperaturach.

b) Maleje logarytmiczna różnica temperatur pomiędzy przepływającymi spalinami a wypełnieniami, co obniża strumień wymienianego ciepła, a w efekcie powoduje wzrost temperatury spalin wylotowych i jednoczesny wzrost straty wylotowej.

c) Zwiększona masa elementu grzewczego (wypełnienie + osad) akumuluje większą ilość ciepła. Przy niezmiennej prędkości obrotowej ROPP nie jest zapewniona dostateczna ilość czasu potrzebna do odebrania całego zakumulowanego ciepła przez powietrze. Powoduje to zmniejszenie amplitudy wypełnień, która jest miarą zdolności przekazywania ciepła przez element.

d) Wzrost prędkości czynnika w kanałach miedzy wypełnieniami powoduje wzrost oporów przepływu a tym samym zmniejsza przepustowość kanałów. Czynnik zaczyna przepływać kanałami o wyższej przepustowości (niezanieczyszczonymi).

e) Większa ilość czynnika jak poprzednio powoduje wzrost prędkości, oporów i współczynnika α .

f) Następuje przejście blach do punktu pracy o wyższych temperaturach.

g) Mniejsza logarytmiczna różnica temperatur między spalinami a wypełnieniami obniża strumień ciepła oddanego przez spaliny wypełnieniom w strefie grzania - w efekcie wzrasta temperatura spalin wylotowych.

h) W stanie czystym nie następuje nadmierne akumulowanie ciepła w elementach grzejnych. Amplituda temperatur wypełnień nie maleje.

i) Większa logarytmiczna różnica temperatur pomiędzy powietrzem dolotowym a wypełnieniami powoduje wzrost temperatury powietrza wylotowego.

j) Brak zmiany amplitudy wypełnień w koszach przy obudowie świadczy o przytkaniu już w stanie bazowym.

k) Znaczna ilość osadów w koszach przy wale powoduje przejście w punkt pracy o wyższych temperaturach.

12. W okresie zimowym wymuszenie, za pomocą obrotowej kierownicy sterowanej w układzie automatycznej regulacji przy pomocy sytemu RAH+, większego przepływu spalin przez wypełnienia, które osiągają najniższe temperatury pozwoli podnieść minimalną temperaturę wypełnień w tym punkcie, a tym samym zabezpieczy je przed rosieniem spalin.

8. PODSUMOWANIE

W ramach niniejszej pracy:

- 1. Wykonano i zrealizowano instalację demonstracyjną przemysłowej integracji reaktora zgazowania OTERM z istniejącym kotłem gazowo pyłowym wraz z układem pomiarowym niezbędnym do przeprowadzenia bilansu instalacji.
- 2. Przeprowadzono badania zaprojektowanej instalacji, które wykazały, że:
- a) wykorzystanie wentylatora strumienicowego jest skutecznym sposobem poboru gorących spalin z wnętrza kotła i wymuszenia ich przepływu przez reaktor zgazowania,
- b) wykorzystanie spalin kotłowych o niskiej i wysokiej zawartości tlenu jako gazu konwertującego w procesie zgazowania pozwala na uzyskanie gazu palnego charakteryzującego się dobrymi wskaźnikami energetycznymi,
- c) proces zgazowania spalinami charakteryzuje wysoka sprawność energetyczna.
- 3. Wykonano obliczenia współspalania gazu OTERM z paliwami konwencjonalnymi, na podstawie których określono:
- a) wpływ udziału cieplnego gazu OTERM na temperaturę wodnego punktu rosy spalin wynikowych,
- b) wpływ udziału cieplnego gazu OTERM na zmianę oporów przepływu po stronie powietrza i spalin,
- c) wytyczne dla kotłów wyposażonych w regeneracyjne obrotowe podgrzewacze powietrza związane z koniecznością kontroli temperatury wypełnień zimnego końca, ze względu na możliwość wystąpienia korozji niskotemperaturowej związanej z rosieniem spalin, zwłaszcza przy modernizacji w kierunku obniżenia temperatury spalin wylotowych w kierunku kompensacji utraty sprawności kotła.
- 4. Opracowano dwie koncepcje wykonania antykorozyjnego systemu diagnostycznego RAH+ do ciągłego monitoringu temperatury wypełnień zimnego końca ROPP, który jest uzupełnieniem technologii OTERM i pozwala na zwiększenie stopnia integracji reaktora zgazowania i kotła energetycznego.
- 5. Opracowane koncepcje systemu RAH+ wdrożono i przeprowadzono badania na 2 obiektach przemysłowych, które wykazały jego przydatność w diagnozowaniu:
 - a) zagrożenia korozyjnego wypełnień zimnego końca,
 - b) nieprawidłowej pracy zdmuchiwaczy popiołu,
 - c) niewłaściwej konstrukcji skrzyń dolotowych spalin i powietrza,
 - d) i porównywaniu parametrów wypełnień koszy.

9. LITERATURA

- [1] Rozporządzenie Ministra Gospodarki z dnia 18 października 2012 r. w sprawie szczegółowego zakresu obowiązków uzyskania i przedstawienia do umorzenia świadectw pochodzenia, uiszczenia opłaty zastępczej oraz zakupu energii elektrycznej i ciepła wytworzonych w odnawialnych źródłach energii oraz obowiązku potwierdzenia danych dotyczących ilości energii elektrycznej wytworzonej w odnawialnym źródle energii. Dziennik Ustaw 2012 poz. 1229.
- [2] Rozporządzenie Ministra Rozwoju z dnia 21 stycznia 2016 r. w sprawie wymagań dotyczących prowadzenia procesu termicznego przekształcania odpadów oraz sposobów postępowania z odpadami powstałymi w wyniku tego procesu. Dziennik Ustaw 2016 poz. 108.
- [3] International Energy Agency (IEA). Biomass for Power Generation and CHP. IEA Energy Technology Essentials, OECD/IEA, Paris; January 2007.
- [4] Pronobis M.: Modernizacja kotłów energetycznych. WNT Warszawa 2002.
- [5] Chmielniak T., Skorek J., Kalina J., Lepszy S.: Układy energetyczne zintegrowane ze zgazowaniem biomasy. Monografia. Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, Gliwice 2008.
- [6] Knoef H.A.M. (ed.): Handbook of Biomass Gasification. BTG biomass technology group B.V. Enschede, The Netherlands 2005.
- [7] Ruiz J.A., Juarez M.C., Morales M.P., Munoz P., Mendivil M.A.: Biomass Gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. Renewable and Sustainable Energy Reviews 18 (2013) 174 – 183.
- [8] Yin X., Wu Ch., Ma L., Chen P., Zhou Z.: Comparative Study on the 1MW and 5.5MW Biomass Gasification and Power Generation System. Proceedings of ISES World Congress 2007 (Vol. I – Vol. V) 2009, pp 2439-2443.
- [9] Jai-Houng Leu: Biomass Power Generation through Direct Integration of Updraft Gasifier and Stirling Engine Combustion System. Hindawi Publishing Corporation. Advances in Mechanical Engineering. Volume 2010, Article ID 256746.
- [10] Paterson B., Weeks A.: Progress achieved in the ARBRE BIGCC project and prospects for the future. Paper no. C611/030/2003. Proceedings of the International Conference on Renewable Bioenergy – Technologies, Risks and Rewards. 29 – 30.10.2002 IMechE Headquarters, London, UK.
- [11] Ståhl K., Neergaard M.: IGCC Power Plant for Biomass Utilisation, Värnamo, Sweden. Biomass and Bioenergy Vol. 15, No. 3, pp. 205 – 211, 1998.
- [12] Cordiner S., Feola M., Mulone V. Romanelli F.: Analysis of a SOFC energy generation system fuelled with biomass reformate. Applied Thermal Engineering 27 (2007) 738–747.
- [13] Athanasiou C., Coutelierisb F., Vakouftsib E., Skouloua V., Antonakouc E., Marnellosb G., Zabaniotoua A.: From biomass to electricity through integrated gasification/SOFC system-optimization and energy balance. International Journal of Hydrogen Energy 32 (2007) 337 342.
- [14] Abdoulmoumine N., Adhikari S., Kulkarni A., Chattanathan S.: A review on biomass gasification syngas cleanup. Applied Energy 155 (2015) 294 307.
- [15] Orszulik E, Jachyra J, Bieniasz T.: Współspalanie węgla kamiennego z gazem ze zgazowania odpadów drewnopochodnych z przemysłu meblarskiego w kotle rusztowym. Konferencja Naukowo-Techniczna pn. Kotły rusztowe jako jednostki wielopaliwowe. Polańczyk n. Soliną, 11–14 października 2005.
- [16] Nieminen J., Kivela M.: Biomass CFB Gasifier connected to a 350 MWth steam boiler fired with coal and natural gas. Thermie demonstration project Lahti in Finland. Biomass and Bioenergy Vol. 15, No. 3, pp. 251-257, 1998.

- [17] Granatstein D.L.: Case Study on Lahden Lampovoima Gasification Project Kymijarvi Power Station, Lahti, Finland, November 2002.
- [18] Ryckmans Y., Van den Spiegel F.: Biomass Gasification and Use of Syngas as an Alternative Fuel in a Belgian Coal-Fired Boiler.

http://www.laborelec.com/docs/articles/lbe_art_COMB006_uk.pdf

- [19] Wu K.T., et al.: Study of syngas co-firing and reburning in a coal fired boiler. Fuel, Volume 83, Issues 14-15, October 2004, 1991-2000.
- [20] Granatstein D.L.: Case Study on BIOCOCOMB Biomass Gasification Project Zeltweg Power Station, Austria, September 2002.
- [21] Juhani I.: Vaskiluoto CFB Gasification Plant. The 12th European Gasification Conference ,March 10 – 13, 2014. Rotterdam, Holandia.
- [22] Strona internetowa:http://www.metso.com/news/2013/3/metso-supplied-worlds-largest biomass-gasification-plant-inaugurated-in-finland/
- [23] Stoholm P. et al.: The Low Temperature CFB gasifier 100 kW- tests on straw and new 6 MW demonstration plant. Proceedings of the 18th European Biomass Conference. Lyon 2010.
- [24] Stoholm P. et al.: The Low Temperature CFB Gasifier– Latest 50 kW test results and new 500 kW plant. Proceedings of the 2nd World Biomass Conference -Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Vol. I,p. 1023.Rome, Italy, May 2004.
- [25] http://www.pyroneer.com/en
- [26] Franco A., Giannini N.: Perspectives for the use of biomass as fuel in combined cycle power plants. International Journal of Thermal Sciences 44 (2005) 163–177.
- [27] Patent UPRP PL212497: Sposób i instalacja pirolizy biomasy przed procesem współspalania zwłaszcza w kotłach energetycznych.
- [28] Patent UPRP PL214645: Sposób i instalacja zgazowania biomasy przed procesem współspalania zwłaszcza w kotłach energetycznych.
- [29] Patent UPRP PL212557: Sposób oraz instalacja karbonizacji i zgazowania biomasy przed procesem współspalania zwłaszcza w kotłach energetycznych.
- [30] Kalisz S., Abeyweera R., Szewczyk D., Jansson A., Lucas C., Blasiak W.: Energy Balance of High Temperature Air/Steam Gasification of Biomass in Up-Draft, Fixed-Bed Type Gasifier. 23rd Int. Conf. on Incineration and Thermal Treatment Technologies IT3'04, May 10-14, 2004, Phoenix, Arizona, USA.
- [31] Umeki K., Yamamoto K., Namioka T., Yoshikawa K.: High temperature steam-only gasification of woody biomass. Applied Energy, Vol. 87 (3), 2010, p. 791-798.
- [32] Ponzio A., Kalisz S., Promelle J., Blasiak W., Mochida S.: Combustion of Wood Pellets in an Oxygen Diluted and High Temperature Environment. 6th Int. Symposium on High Temperature Air Combustion and Gasification, Oct. 17-19, 2005, Essen, Germany.
- [33] Garcia L., Salvador M.L., Arauzo J., Bilbao R.: CO as a gasifying agent for gas production from pine sawdust at low temperatures using a Ni/Al coprecipitated catalyst. Fuel Processing Technology 69 (2001) 157–174.
- [34] Litka R., Kalisz S.: Thermochemical analysis of a flue gas-driven biomass gasification. Chemical and Process Engineering 2012, 33 (3), 487-503.
- [35] Litka R.: Badania wybranych metod obniżania emisji NOx i CO2 z kotłów energetycznych. Praca doktorska. Instytut Maszyn i Urządzeń Energetycznych Politechniki Śląskiej, Gliwice 2014.
- [36] Kalisz S., Polok M., Słowik K., Tomaszewicz G., Chrubasik M.: Flue Gas Driven Thermal Conversion of Biomass in a Rotary Kiln Reactor. International Conference on Applied Energy ICAE 2013, Jul 1-4, 2013, Pretoria, South Africa.

- [37] Kalisz S.: Compensation of efficiency loss in pulverized coal boiler co firing biomass derived low calorific gases. Rynek Energii 5(96)/2011, 132-138.
- [38] Ostrowski P., Pronobis M., Kalisz S., Wejkowski R., Remiorz L.: Zgłoszenie patentowe P 393836. Sposób pomiaru i miernik strumienia gazu w krótkich kanałach zamkniętych o dużej powierzchni przekroju zwłaszcza w obiegach powietrzno-spalinowych kotłów i wentylacji. BUP 13.08.
- [39] Kalisz S., Ostrowski P., Polok M., Maj I.: Badania instalacji termicznej degradacji paliw alternatywnych przed procesem współspalania w kotłach energetycznych. Materiały międzynarodowej Konferencji Kotłowej ICBT'2014,Gliwice.
- [40] Kalisz S., Pronobis M., Baxter D.: Co-firing of Biomass Waste Derived Syngas in Coal Power Boiler. Energy 33 (2008), 1770-1778.
- [41] Fieg J.: Temperatura punktu rosy gazów o niskiej zawartości H₂SO₄. Ochrona Powietrza 1981, nr 4.
- [42] Szargut J.: Termodynamika techniczna. Wydawnictwo Politechniki Śląskiej Gliwice 2000.
- [43] Kasztelewicz Z.: Uwarunkowania wydobycia węgla brunatnego i produkcji energii elektrycznej w Polsce i Europie. Kraków 2008.
- [44] Pronobis M., Mroczek K., Wejkowski R., Ciukaj Sz., Krupa M., Wojnar W.: Opracowanie koncepcji obniżenia temperatury spalin wylotowych w kotle OP380 nr 7 Elektrowni Łagisza. Gliwice 2006.
- [45] Pronobis M., Kalisz S., Wejkowski R.: Techniczne możliwości obniżenia temperatury spalin wylotowych z kotłów. Energetyka 12/1999.
- [46] Walewski A., Wojnar W. Pękala S.: Parowe podgrzewacze powietrza kotłów energetycznych. Konstrukcja, obliczenia, badania. VI Konferencja Kotłowa, Szczyrk, 28-30 listopada 1990 r. Gliwice : Dział Wydaw. Politechniki Śląskiej, 1990, s. 323-339, bibliogr. 29 poz. (Zeszyty Naukowe ; Politechnika Śląska nr 1101 Energetyka; z. 113).
- [47] Kalisz S., Ostrowski P., Polok M., Pronobis M., Wejkowski R., Wojnar W.: Zgłoszenie patentowe: Sposób i system ciągłego monitorowania temperatury wypełnień koszy zimnego końca regeneracyjnego obrotowego podgrzewacza powietrza ROPP zwłaszcza kotła energetycznego.
- [48] Baran M., Walewski A., Wojnar W., Pękala M.: Badania doświadczalne ceramicznych elementów grzewczych regeneracyjnych obrotowych podgrzewczy powietrza. Gospodarka Paliwami i Energią 1/1983
- [49] Pronobis M., Kalisz S., Wejkowski R., Wojnar W., Polok M.: Badanie wpływu wzrostu podciśnienia na pracę urządzeń w układzie technologicznym spalin kotła OP–650K w Tauron Wytwarzanie S.A. oddział Elektrownia Łaziska w Łaziskach Górnych. 2014, Gliwice. Niepublikowane.
- [50] Pronobis M., Ciukaj S.: Wpływ wilgotności paliwa na punkt rosy spalin wylotowych z kotłów energetycznych spalających biomasę. Materiały IX Konferencji Naukowo Technicznej, Ochrona Środowiska w Eksploatacji Kotłów Rusztowych. Politechnika Śląska, Instytut Maszyn i Urządzeń Energetycznych, Konferencja z 11-13 październik, Szczyrk 2007.