

Politechnika Śląska  
Instytut Maszyn i Urządzeń Energetycznych



Obszerne streszczenie rozprawy doktorskiej

**Analiza numeryczna procesu redukcji tlenków azotu  
w technologii SCR dla bloków węglowych**

Mgr inż. Paweł Pilarz

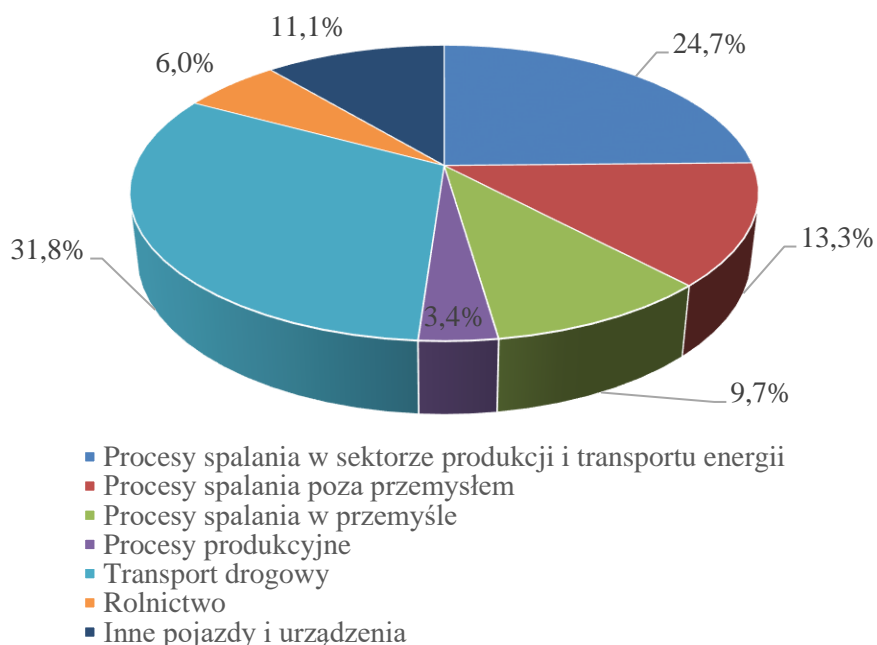
Promotor: prof. dr hab. inż. Tadeusz Chmielniak

## Spis treści

1.	Wprowadzenie .....	3
2.	Cel i zakres pracy .....	7
3.	Wpływ lokalizacji reaktora SCR na system oczyszczania spalin .....	8
3.1	Wpływ instalacji SCR na instalację odsiarczania spalin .....	8
3.2	Wpływ SCR na proces odpylania spalin .....	9
4.	Analiza wpływu systemu akumulacji ciepła na emisyjność Duobloku .....	9
4.1	Idea Duobloku z systemem akumulacji ciepła .....	9
4.2	Emisja tlenków azotu dla Duobloku wyposażonego w system akumulacji ciepła .....	11
4.2.1	Model Duobloku z systemem akumulacji i ciągiem oczyszczania spalin .....	11
4.2.2	Wpływ systemu akumulacji na emisję NO <sub>x</sub> .....	14
4.3	Założenia do analizy zmiennej pracy Duobloku z wykorzystaniem systemu akumulacji ciepła 15	
4.3.1	Wyznaczenie charakterystyk Duobloku podczas przyrostu obciążenia .....	15
4.3.2	Wyznaczenie charakterystyk Duobloku podczas obniżania obciążenia .....	22
4.3.3	Podsumowanie analizy wpływu systemu akumulacji na emisyjność Duobloku .....	22
5.	Modelowanie numeryczne procesu katalitycznej redukcji NO <sub>x</sub> .....	23
5.1	Analiza wpływu długości i segmentacji kanałów na redukcję NO <sub>x</sub> .....	23
5.2	Wpływ parametrów spalin na redukcję NO <sub>x</sub> w wyodrębnionym kanale .....	31
5.3	Model reaktora SCR na podstawie danych projektowych i pomiarowych dla instalacji w kotle OP-650k .....	36
5.3.1	Parametry techniczne reaktora SCR przy kotle OP-650k .....	36
5.3.2	Model reaktora dwupoziomowego .....	39
5.3.3	Rozbudowa reaktora SCR o trzecią warstwę katalityczną .....	42
5.3.4	Omówienie wyników modelowania reaktora SCR kotła OP-650k .....	43
5.3.5	Analiza skutków zaburzenia przepływu w strefie rezerwowej na redukcję NO <sub>x</sub> .....	44
5.4	Synteza wyników modelowania reaktora SCR .....	46
6.	Podsumowanie końcowe .....	47
7.	Bibliografia .....	50

## 1. Wprowadzenie

Instalacje energetycznego spalania węgla przyczyniają się do przemysłowych emisji zanieczyszczeń gazowych (dwutlenku siarki czy tlenków azotu), pyłowych i odpadów ściekowych wprowadzanych do środowiska. Sektor energetyki zawodowej oraz transport w znakomitej większości odpowiadają za największy udział w emisji tlenków azotu, Rys. 1.1 [1]. Z uwagi na dbałość o środowisko i zdrowie społeczeństwa podjęto szereg działań mających na celu zmniejszenia emisji szkodliwych substancji. Na przestrzeni lat przeprowadzono wiele badań laboratoryjnych, wdrożono nowe rozwiązania techniczne oraz wprowadzano coraz to bardziej restrykcyjne normy emisji. Wysokoemisyjne sektory gospodarki zostały zobligowane do przestrzegania wymogów stanowionych przez Unię. Dyrektywy zawierają szereg wytycznych do spełnienia, aby uniknąć kar finansowych za nadmierną emisję substancji takich jak pył, dwutlenek siarki czy tlenki azotu ( $\text{NO}_x$ ). Biorąc pod uwagę te ostatnie, obserwuje się ich znaczne wydzielanie w wyniku utlenienia azotu atmosferycznego podczas procesu spalania. Ich emisja do otoczenia jest o tyle szkodliwa, że przyczynia się do powstawania kwaśnych opadów atmosferycznych, smogu fotochemicznego, degradacji środowiska oraz obniżenia jakości życia społeczeństwa.



Rys. 1.1 Udział istotnych sektorów w emisji  $\text{NO}_x$  w roku 2016 [1]

Dyrektywa 2010/75/UE (IED) z dnia 24 listopada 2010 r. ukształtowała obecny stan dotyczący emisji przemysłowych [2]. Objęła swoim zakresem obszar regulowany dotychczas przez szereg odrębnych dokumentów, m.in. dyrektywy LCP (w sprawie emisji zanieczyszczeń z dużych obiektów energetycznego spalania), IPPC (w sprawie zintegrowanego zapobiegania i zmniejszania

zanieczyszczeń) oraz dyrektywy o spalaniu odpadów i ograniczaniu emisji lotnych związków organicznych.

Dokładne wartości dopuszczalnej emisji tlenków azotu są umieszczone w załączniku V dyrektywy IED i zostały ustalone na podstawie rodzaju spalanego paliwa oraz nominalnej mocy cieplnej obiektu energetycznego. Stężenia emisji są odniesione do temperatury 273 K oraz ciśnienia 101,3 kPa m. im. dla spalin suchych zawierających 6% tlenu dla paliw stałych oraz 15% dla turbin i silników gazowych. Maksymalne wielkości emisji NO<sub>x</sub> dla kotłów pyłowych i fluidalnych zestawiono w Tab. 1.1, odnoszą się one do instalacji, które uzyskały pozwolenie przed dniem 7 stycznia 2013 r. lub których operatorzy złożyli kompletny wniosek o wydanie pozwolenia przed tą datą, uwzględniając oddanie instalacji do eksploatacji przed dniem 7 stycznia 2014 roku. Wszystkie inne obiekty energetyczne, które nie uzyskały pozwolenia przed 7 stycznia 2013 r. są zobowiązane do przestrzegania dopuszczalnych wielkości emisji NO<sub>x</sub> przedstawionych w Tab. 1.2. Państwa członkowskie zostały zobligowane do wprowadzenia tych norm od 1 stycznia 2016 roku.

Tab. 1.1 Dopuszczalne wielkości emisji NO<sub>x</sub> w mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub> dla obiektów energetycznych wykorzystujących paliwa stałe, które uzyskały pozwolenie przed 7 stycznia 2013 r. [2,3]

Nominalna moc cieplna źródła, MW	Węgiel kamienny i brunatny i inne paliwa stałe	Biomasa i torf	Paliwa ciekłe
≥50 i ≤100	300 450 dla sproszkowanego węgla brunatnego	300	450
>100 i ≤300	200	250	200
> 300	200	200	150

Tab. 1.2 Dopuszczalne wielkości emisji NO<sub>x</sub> w mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub> dla obiektów energetycznych wykorzystujących paliwa stałe, które nie otrzymały pozwolenia przed 7 stycznia 2013 r. [2,3]

Nominalna moc cieplna źródła, MW	Węgiel kamienny i brunatny i inne paliwa stałe	Biomasa i torf	Paliwa ciekłe
≥50 i ≤100	300 400 dla sproszkowanego węgla brunatnego	250	300
>100 i ≤300	200	200	150
> 300	150 200 dla sproszkowanego węgla brunatnego	150	100

Znaczne obniżenie norm emisji NO<sub>x</sub> dla instalacji obiektów spalających węgiel brunatny oraz istniejących instalacji spalania węgla kamiennego wymusiło wdrożenie szeregu programów modernizacji systemów redukujących emisję ze starych jednostek, które znacznie odbiegały od nowych wytycznych. Dyrektywa IED przedstawiła dwie możliwości: wprowadzenie tych jednostek do tzw. Przejściowego Planu Krajowego (PPK) [4], który pozwalał na przesunięcie czasu na modernizację do roku 2020. Alternatywą było objęcie wybranych jednostek tzw. derogacją naturalną. Obiekty te, z uwagi na stan techniczny i znaczne środki finansowe potrzebne na dostosowanie się do

nowych norm, mogą pracować od 1 stycznia 2016 r. do 31 grudnia 2023 r., lecz nie dłużej niż 17500 godzin, po czym zostaną całkowicie wycofane z użytku.

Rozporządzenie Ministra Środowiska z dnia 4 listopada 2014 r. w sprawie standardów emisyjnych dla niektórych rodzajów instalacji, źródeł spalania paliw oraz urządzeń spalania lub współspalania odpadów [5] wdrożyło postanowienia Dyrektywy IED, tym samym od 1 stycznia 2016 roku obiekty energetyczne, nieobjęte PPK, muszą spełniać zaostrzone normy emisji NO<sub>x</sub>.

Dyrektywa IED zapoczątkowała prace nad dokumentami referencyjnymi BAT (*Best Available Technology*) [6], aby ułatwić wybór m.in. optymalne technologie oczyszczania spalin dla danego obiektu energetycznego. W referencjach BAT określono najlepsze dostępne techniki, co miało na celu ograniczenie różnic występujących między krajami członkowskimi w zakresie poziomów emisji z działalności przemysłowej. Zastrzeżono, że referencje BAT będą przechodziły przeglądy i będą wykonywane zmiany w chwili pojawienia się doskonalszych technologii [7]. Nowe limity dosyć istotnie obniżają dopuszczalne poziomy emisji NO<sub>x</sub>, Tab. 1.3. Dla dużych bloków węglowych od 18 sierpnia 2021 roku emisja NO<sub>x</sub> nie może być większa niż 150 mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub>, a dla nowych instalacji nie może przekroczyć 85 mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub>. Nowe ograniczenia z pewnością wymuszą kolejną falę programów modernizacji systemów oczyszczających spaliny. W przypadku nieopłacalności takich inwestycji rozwiązaniem może być naturalna derogacja i zastępowanie tych jednostek przez OZE lub nowe wysokosprawne układy kogeneracyjne [8].

Tab. 1.3. Limity emisji dla NO<sub>x</sub> wynikające z przyjętej konkluzji BAT [6,8].

Całkowita nominalna moc dostarczana w paliwie, MW <sub>t</sub>	Graniczna emisja NO <sub>x</sub> , mg/m <sup>3</sup> <sub>n</sub>			
	Średnia roczna		Średnia dobową	
	Nowa	Istniejąca	Nowa	Istniejąca
< 100	100 – 150	100 – 200	155 – 200	165 – 330
≥100 i ≤300	50 – 100	100 – 180	80 – 130	155 – 210
≥ 300 węgiel kamienny	65 – 85	65 – 150	80 – 125	< 85 – 165
≥ 300 węgiel brunatny	50 – 85	< 85 – 150	80 – 125	140 – 165

Krajowa energetyka, oprócz wytycznych BAT, będzie również musiała stanąć przed wyzwaniem sprostania wymaganiom określonym w Dyrektywie o Krajowych Pułapach Emisji (NEC – *National Emission Ceilings*) [9]. Dyrektywa NEC jest częścią pakietu „Czyste Powietrze”, który ma na celu poprawienie jakości powietrza w krajach UE poprzez znaczną redukcję zanieczyszczeń do roku 2030. Należy się spodziewać szeregu działań legislacyjnych idących w kierunku znacznego obniżenia norm emisji. W pakiecie „Czyste Powietrze”, poza Dyrektywą NEC, znajdują się:

- program „Czyste Powietrze dla Europy”, zawierający szereg działań koniecznych do uzyskania aktualnych i przyszłych celów jakości powietrza do roku 2030;

- nowa dyrektywa ograniczająca emisję dla obiektów energetycznego spalania średniej wielkości;
- wniosek, aby na szczeblu unijnym aprobować protokół z Göteborga, nowelizując przepisy o transgranicznym zanieczyszczeniu powietrza.

NEC przedstawia łączne limity emisji niektórych substancji do powietrza, które są wartościami zadeklarowanymi przez państwa członkowskie UE. Dyrektywa ta stanowi kontynuację założeń IED, gdyż istotnie akcentuje konieczność pogłębiania redukcji emisji zanieczyszczeń do powietrza w latach 2020 – 2030. Nowe zobowiązania odnośnie wielkości emisji skupiają się na zanieczyszczeniach: SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, NH<sub>3</sub>, NMLZO (niemetanowe lotne związki organiczne) i cząstkach stałych (PM 2,5). Kraje UE są zobligowane do tego, aby przyjąć, czynnie realizować oraz systematycznie uaktualniać krajowe plany kontroli wskazanych zanieczyszczeń powietrza z uwzględnieniem szczegółowych planów działań mających na celu osiągnięcie założonych celów.

Dyrektywa NEC wprowadza szereg wytycznych:

- nakazuje państwom członkowskim przyjęcie, realizację i regularne uaktualnianie krajowych programów kontroli zanieczyszczenia powietrza, opisujących w jaki sposób państwa planują wypełnić swoje zobowiązania emisyjne;
- narzuca państwom członkowskim ograniczenie rocznej emisji podanych substancji zgodnie ze zobowiązaniami wyznaczonymi na lata 2020–2030;
- podaje, jakie źródła emisji nie muszą być uwzględniane;
- nakazuje państwom członkowskim monitorowanie emisji zanieczyszczeń powietrza oraz sporządzanie i aktualizowanie krajowych bilansów i prognoz emisji;
- nakazuje państwom członkowskim, w miarę możliwości, monitorowanie negatywnego wpływu zanieczyszczeń powietrza na wodę i ekosystemy;
- promuje współpracę z państwami spoza UE i organizacjami międzynarodowymi, by lepiej zaradzić zanieczyszczeniu powietrza na poziomie globalnym.

Nie można zlekceważyć zagrożenia jakim jest zła jakość powietrza, skutkująca degradacją środowiska i zwiększeniem ilości chorób wśród społeczeństwa. Unijna polityka klimatyczna narzuca kolejne wymagania co do czystości emitowanych spalin, lecz robi to dla dobra wspólnoty poprzez zwiększenia ochrony środowiska, podniesienie jakości życia społeczeństwa oraz zmniejszenia występowania chorób związanych z zanieczyszczeniem powietrza. Dlatego też w kolejnych latach dynamika modernizacji i usprawniania systemów kondycjonowania spalin powinna być zachowana, co daje perspektywy dalszego rozwoju technologii redukcji tlenków azotu. Ten fakt oraz aktualna sytuacja polskiego sektora wytwórczego stanowiły główną motywację do podjęcia badań przedstawionych w pracy.

## 2. Cel i zakres pracy

Celem podjętych badań w rozprawie doktorskiej było opracowanie metodologii analizy wybranych zagadnień pracy instalacji katalitycznej redukcji związków azotu i jej integracji z instalacją kotła i bloku energetycznego. Główne wyniki uzyskano wykorzystując model samego reaktora jako całości (model integralny - modelowanie za pomocą kodu Epsilon Professional) oraz model numeryczny kanału (modułu) reaktora. W tym ostatnim przypadku opracowane algorytmy umożliwiały analizę wpływu geometrii kanałów i parametrów spalin na stopień redukcji  $\text{NO}_x$  z wykorzystaniem kinetyki reakcji zachodzących na powierzchni katalizatora oraz badanie rozkładu parametrów w kanale przepływowym spalin w obrębie katalizatora.

Opracowana i przygotowana metodyka oraz rozwiązane za jej pomocą zadania wskazują na możliwość zwiększenia skuteczności działania reaktora (optymalizacji procesu) redukcji związków azotu w danej instalacji oraz na możliwość określenia jego konfiguracji przy zmianie poziomu dopuszczalnej emisji.

Praca doktorska związana bezpośrednio z powyższymi problemami obejmuje:

- Przegląd literatury dotyczący aktualnych zagadnień katalitycznej redukcji tlenków azotu ze spalin (rozdział dostępny w pełnej wersji rozprawy);
- Omówienie procesów tworzenia tlenków azotu ( $\text{NO}_x$ ) w trakcie spalania paliw kopalnych oraz metod redukcji ich emisji z obiektów energetycznych (rozdział dostępny w pełnej wersji rozprawy);
- Modelowanie działania reaktora SCR za pomocą Epsilon Professional, w tym:
  - Analizę lokalizacji reaktora SCR w ciągu oczyszczania spalin, (wersja rozszerzona w pełnej wersji rozprawy doktorskiej);
  - Analizę wpływu zawartości  $\text{O}_2$  i  $\text{H}_2\text{O}$  w spalinach na proces redukcji  $\text{NO}_x$  dla referencyjnego bloku węglowego 900 MW, (dostępna w pełnej wersji rozprawy doktorskiej)
  - Analizę wpływu systemu zwiększającego elastyczność pracy turbozespołu na emisyjność Duobloku;
- Opracowanie modelu numerycznego modułu reaktora SCR (*Selective Catalytic Reduction*):
  - Analizę wpływu geometrii kanałów i parametrów spalin na stopień redukcji  $\text{NO}_x$  z wykorzystaniem kinetyki reakcji zachodzących na powierzchni katalizatora w reaktorze SCR,

- Opracowanie modelu numerycznego rozkładu parametrów w kanale przepływowym spalin w obrębie katalizatora reaktora SCR dla bloku węglowego OP-650k wraz z analizą reakcji redukcji NO<sub>x</sub>,
- Optymalizacja procesu redukcji NO<sub>x</sub> w II-ciągu spalin bloku węglowego;
- Podsumowanie uzyskanych wyników.

### 3. Wpływ lokalizacji reaktora SCR na system oczyszczania spalin

#### 3.1 Wpływ instalacji SCR na instalację odsiarczania spalin

Z uwagi na szereg możliwości konfiguracji kolejności urządzeń oczyszczających spaliny należy kierować się minimalizowaniem negatywnego wpływu na kolejne instalacje w ciągu. Katalizator odpowiedzialny za redukcję tlenków azotu najczęściej jest umieszczany jako pierwszy (*High-dust SCR*), pomimo problemów z zapyleniem, gdyż najistotniejszym jest tutaj możliwość wykorzystania optymalnej temperatury spalin do redukcji NO<sub>x</sub>. Niepomijalnym zjawiskiem towarzyszącym stosowaniu katalizatora jest utlenianie SO<sub>2</sub> do SO<sub>3</sub> a także rtęci Hg<sup>0</sup> do Hg<sup>2</sup>, które są absorbowane w instalacji odsiarczania. W przypadku niesprawnego działania deNO<sub>x</sub>, np. w wyniku obniżenia wydajności reaktora zapyleniem jego powierzchni lub zbyt niskiej temperatury spalin, może wystąpić *NH<sub>3</sub>-slip*. Spaliny zanieczyszczone amoniakiem stanowią istotny problem w instalacjach odpylania oraz odsiarczania. Zawartość amoniaku w spalinach sprawdzana jest najczęściej za pomocą pomiaru kominowego, który zwykle wykazuje niskie stężenie NH<sub>3</sub> zgodne z wytycznymi. W ciągu spalin za reaktorem SCR mogą występować zjawiska z udziałem amoniaku, które zmniejszają jego stężenie w emitorze [10,13]:

- Reakcje z SO<sub>3</sub>,
- Wiązanie z reagentami w instalacjach odsiarczania spalin,
- Obecność amoniaku i jego związków w produktach stałych IOS,
- Obecność amoniaku i jego związków w produktach ciekłych IOS,
- Problemy z regulacją systemu mokrej IOS,
- Potencjalna reemisja rtęci w mokrej IOS (wapienno-gipsowej),
- Zanieczyszczenie pyłu wychwyconego w instalacji odpylania.

Przedstawione zależności w Tab. 3.1 określają istotne procesy wpływające negatywnie na działanie danej metody odsiarczania spalin. Zakładając, że instalacja redukcji tlenków azotu jest umieszczona przed IOS, a w przypadku stosowania redukcji NO<sub>x</sub> typu *High/Low-dust SCR*, półsucha metoda odsiarczania jest bardziej odporna na potencjalnie zwiększoną obecność amoniaku w spalinach.



Tab. 3.1. Istotne zjawiska wynikające z wpływu SCR na IOS [13,14,34]

Zjawisko	IOS metoda mokra	IOS metoda półsucha
Reakcje z SO <sub>3</sub>	Wysokie stężenie związków amonowych	Niskie stężenie związków amonowych
Wiązanie amoniaku w IOS	Wysoki poziom absorpcji	Niewielki poziom absorpcji
Obecność amoniaku w produktach stałych	Śladowe ilości	Obecność w produkcie zależna od <i>NH<sub>3</sub>-slip</i>
Obecność amoniaku w produktach ciekłych	Wysokie stężenie związków NH <sub>3</sub> w ściekach	Brak
Problem regulacji instalacji	Wysokie stężenie NH <sub>3</sub> w zawiesinie prowadzi do problemów z pomiarem pH i redox	Brak
Emisja SO <sub>3</sub>	Skuteczność absorpcji SO <sub>3</sub> wynosi 40 – 60%, wystarczająca obecnie, lecz do przyszłej weryfikacji pod kątem nowych norm emisji	Wysoka skuteczność wychwytu SO <sub>3</sub>

### 3.2 Wpływ SCR na proces odpylania spalin

Utlenianie na powierzchni katalizatora cząsteczek SO<sub>2</sub> do SO<sub>3</sub> jest zjawiskiem nierozzerwalnym ze stosowaniem SCR, lecz w przypadku *High-dust SCR* zauważyć można tego pozytywny skutek. Cząsteczki trójtlenku siarki reagują z wilgocią zawartą w spalinach generując kwas siarkowy w formie aerozolu, który następnie osiada na drobinach pyłu zwiększając ich ładunek elektrostatyczny. Amoniak, który nie przereagował w reaktorze deNO<sub>x</sub> prowadzi do zwiększenia aglomeracji cząsteczek pyłu co przekłada się na zmniejszenie stężenia PM<sub>2,5</sub> za elektrofiltrem [11,13].

Jednakże *NH<sub>3</sub>-slip* istotnie wpływa na możliwości zagospodarowania pyłu wychwyconego w elektrofiltrze dla metody redukcji tlenków azotu ze spalin zapyłonych. Zwiększona zawartość amoniaku oraz jego związków w pyłe może przekroczyć dopuszczalne normy uniemożliwiając jego dalsze wykorzystanie w budownictwie.

## 4. Analiza wpływu systemu akumulacji ciepła na emisyjność Duobloku

### 4.1 Idea Duobloku z systemem akumulacji ciepła

Koncepcja Duobloku zrodziła się podczas prac w projekcie „Inwestycje w energetyce i kierunki przebudowy bloków 200 MW” [15,16]. Zaproponowano, że w miejsce dwóch bloków 200 MW zostanie wprowadzony Duoblok. Instalacja składa się z dwóch kotłów nadkrytycznych o mocy elektrycznej 250 MW każdy i z turbosespołu o mocy 500 – 530 MW, zasilanego parą z obu kotłów. Rozwiązanie to prowadzi do osiągnięcia szeregu korzyści:

- Duoblok posiada wyższą sprawność wytwarzania energii elektrycznej w porównaniu do starych instalacji,
- możliwa jest większa elastyczność pracy instalacji.

Elastyczność cieplna takiej jednostki wytwórczej jest zwiększona poprzez obniżenie potencjalnego minimum technicznego do 20%. Jest to możliwe dzięki wyłączeniu jednego kotła i pracy drugiego przy jego teoretycznym min. technicznym 40% (sumarycznie turbozespół otrzymuje 20% strumienia nominalnego pary).

Czasowe wyłączenie kotła pozwala na zmniejszenie podaży energii elektrycznej w czasie wysokiej produkcji pochodzącej z energetyki wiatrowej. Jednocześnie daje to możliwość prowadzenia robót konserwatorskich w wyłączonym kotle przy ciągłej pracy drugiego, generującego moc ok. 275 MW. Duoblok charakteryzuje się parametrami zawartymi w Tab. 4.1.

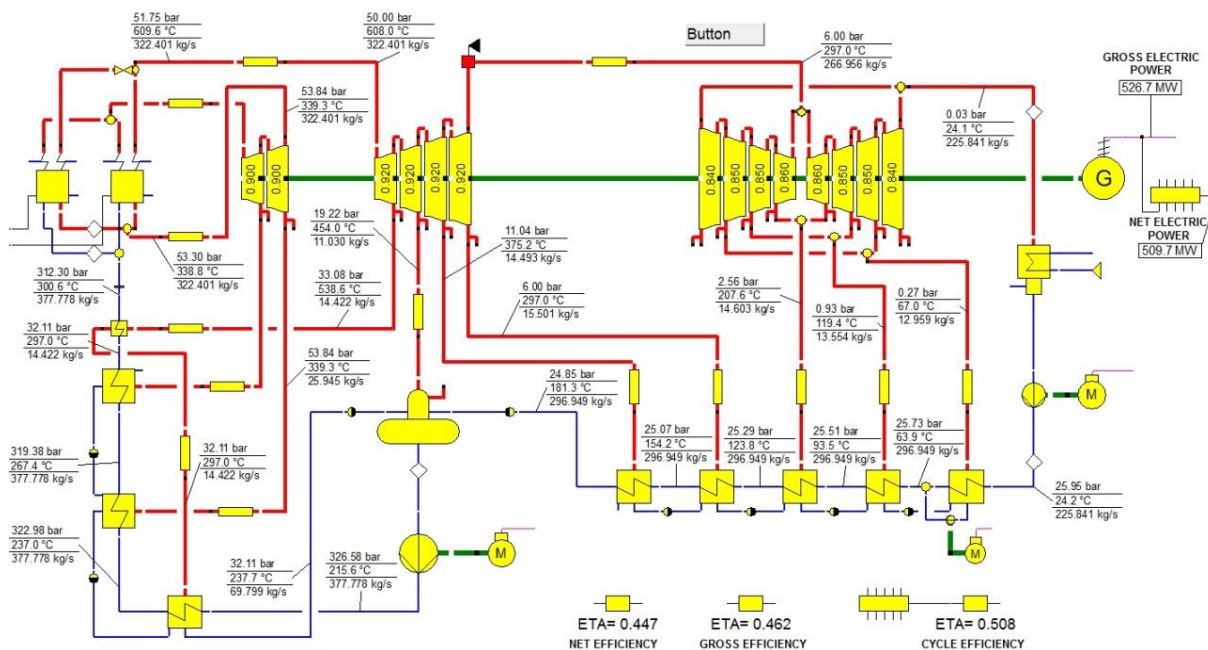
Tab. 4.1. Wybrane parametry Duobloku 500 MW

Parametr	Jednostka	Wartość
Temperatura pary świeżej	°C	600
Ciśnienie pary świeżej	bar	285,5
Nominalny strumień pary świeżej	kg/s	377,8
Temperatura pary wtórnie przegrzanej	°C	609
Ciśnienie pary wtórnie przegrzanej	bar	51,8
Sprawność kotła	%	93,8
Temperatura wody zasilającej kocioł	°C	300,6
Ciśnienie w skraplaczu	bar	0,03
Moc brutto	MW	526,7
Sprawność elektryczna brutto	%	46,2
Sprawność elektryczna netto	%	44,7

Kolejne badania w kierunku możliwości zwiększenia elastyczności Duobloku pokazały, że istnieje również potencjał związany z instalacją zbiornika akumulującego ciepło, w czasie obniżonego zapotrzebowania na moc. Zebrane ciepło w postaci gorącej wody może zostać dostarczone do obiegu w chwili zwiększenia popytu na energię elektryczną. Model ten został dokładniej opisany podczas analiz w projekcie Duo-Bio [17-19].

Innym poruszonym wariantem było zatrzymanie kondensatu w skraplaczu, co skutkowało zmniejszeniem zapotrzebowania na parę upustową regeneracyjnych wymienników ciepła i podniesieniem mocy turbozespołu. Proces ten jest jednak ograniczony przez ilość wody w zbiorniku wody zasilającej przy odgazowywaczu i zwykle nie będzie trwać dłużej niż 10 minut [16,19].

Schemat cieplny Duobloku przedstawiono na Rys. 4.1. Obieg został zamodelowany przy wykorzystaniu komercyjnego programu Epsilon Professional. Do analiz zmiany obciążenia Duobloku wraz z wybranymi wariantami konfiguracji urządzeń do oczyszczania spalin dodatkowo posłużono się MS Excel.



Rys. 4.1. Schemat cieplny Duobloku

## 4.2 Emisja tlenków azotu dla Duobloku wyposażonego w system akumulacji ciepła

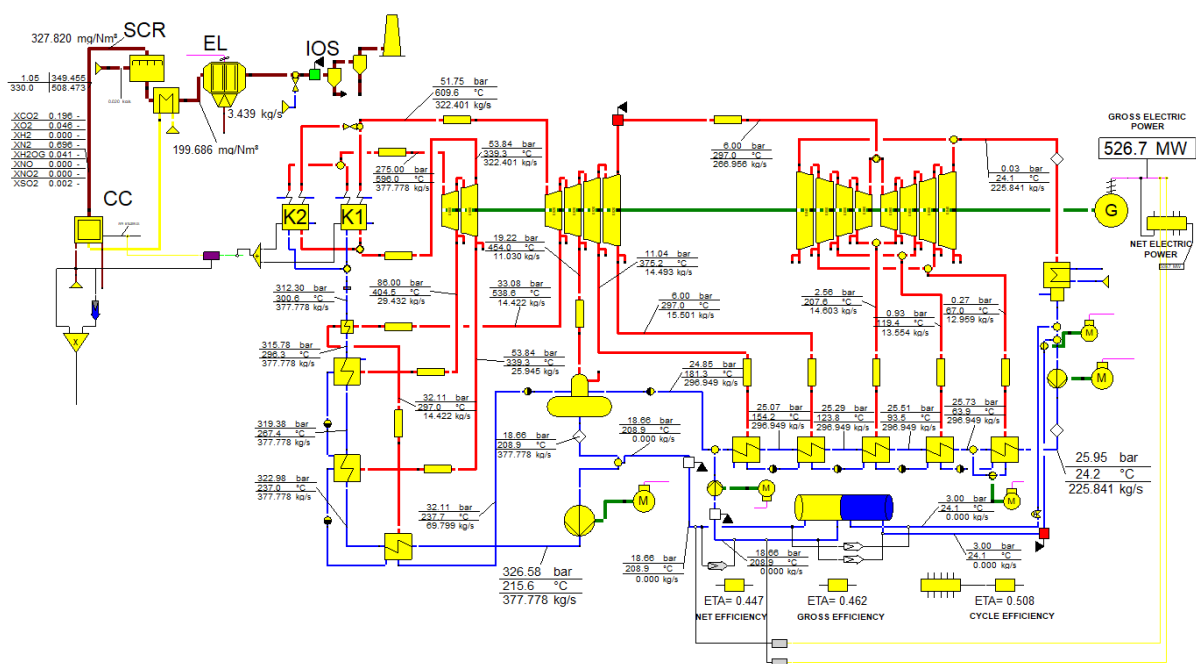
Model Duobloku zbudowany na potrzeby obliczeń w ramach projektu PBS – *Niskoemisyjne innowacyjne technologie rekonstrukcji elektrowni bloków węglowych z blokami o mocy 200 MW* został wykorzystany do analizy związanej określeniem wpływu działania Duobloku na emisję tlenków azotu ( $\text{NO}_x$ ) [17,18]. Podstawowym modelem obliczeniowym jest Duoblok bez systemu akumulacji ciepła, który będzie punktem odniesienia do zmiany w emisji  $\text{NO}_x$ . Drugim zamodelowanym wariantem jest Duoblok z włączonym systemem akumulacji, gdzie występuje obniżenie produkowanej mocy elektrycznej oraz strumień generowanych spalin. Ostatnim analizowanym przypadkiem jest wpływ rozładunku zakumulowanej wody w Hot-AKU na przyrost produkowanej energii elektrycznej i zmianę w emisji spalin. Przeprowadzono również symulację pracy Duobloku w okresie jednej doby dla założonych obciążeń bez i z systemem akumulacji, co pozwala na bliższe przyjrzenie się skutkom dynamicznej zmiany mocy w zakresie emisyjności.

### 4.2.1 Model Duobloku z systemem akumulacji i ciągiem oczyszczania spalin

System akumulacji ciepła dla Duobloku składa się z dwóch zbiorników ciśnieniowych, rurociągów i systemu pomp, Rys. 4.2. Zbiornik wody gorącej (hot-AKU) gromadzi wodę z rurociągu za zbiornikiem wody zasilającej (ZWZ) i ma możliwość jej rozładunku za wymiennikami regeneracji niskoprężnej (RNP). Pomniejszenie części strumienia zasilającego kocioł prowadzi do redukcji strumienia pary, a tym samym mocy turbozespołu. Zbiornik wody zimnej (cool-AKU) pełni funkcję bilansującą i doprowadza on taki sam strumień wody do obiegu jaki zostaje akumulowany w hot-AKU. Proces ten jest konieczny, ponieważ sama akumulacja prowadzi do minimalizacji strumienia

czynnika krążącego w obiegu, co skutkowałoby niestabilnością pracy i awarią kotła. Woda z cool-AKU jest wprowadzana do obiegu za skraplaczem co niesie ze sobą pewne konsekwencje w postaci przyrostu strumienia kondensatu w RNP, a tym samym zwiększenia potrzeb na parę upustową z turbiny niskoprężnej. Sam zbiornik cool-AKU jest napełniany kondensatem w momencie rozładunku gorącej wody z hot-AKU, co prowadzi do ograniczenia zapotrzebowania na parę upustową dla wymienników regeneracji niskoprężnej. W

Tab. 4.2 przedstawiono podstawowe dane Duobloku, natomiast w Tab. 4.3 zestawiono parametry systemu zbiorników akumulujących ciepło. Analizę wykonano za pomocą programu Epsilon Professional metodą stanów quasi-ustalonych.



Rys. 4.2. Schemat cieplny Duobloku 500 MW z systemem akumulacji ciepła i ciągiem oczyszczania spalin (K1, K2 – kotły Duobloku, CC – komora spalania, SCR – katalizator deNO<sub>x</sub>, EL – elektrofiltr, IOS – instalacja odsiarczania)

Tab. 4.2. Podstawowe parametry Duobloku

Parametr	Jednostka	Wartość
Temperatura pary świeżej	°C	600
Ciśnienie pary świeżej	bar	285,5
Strumień pary świeżej	kg/s	377,8
Temperatura pary przegrzanej	°C	609
Ciśnienie pary przegrzanej	bar	51,8
Sprawność kotła	%	93,8
Temperatura wody zasilającej	°C	300,6
Ciśnienie w skraplaczu	bar	0,03
Nominalna moc brutto	MW	526,7
Sprawność elektryczna brutto	%	46,1

Sprawność elektryczna netto	%	44,6
-----------------------------	---	------

Tab. 4.3. Parametry związane z systemem akumulacji ciepła

Parametr	Jednostka	Wartość
Objętość zbiornika hot-AKU	m <sup>3</sup>	555
Objętość zbiornika cool-AKU	m <sup>3</sup>	555
Stan początkowy wypełnienia hot-AKU	%	0
Stan początkowy wypełnienia cool-AKU	%	100
Maks. strumień kondensatu do RNP	kg/s	225,84
Min. strumień wody zasilającej kocioł (obc. min. 25%)	kg/s	91,84
Początkowa temperatura w cool-AKU	°C	24,1
Ciśnienie w cool-AKU	bar	3

Duoblok został wyposażony dodatkowo w ciąg oczyszczania spalin, który ma za zadanie zredukować zanieczyszczenia wytworzone w procesie spalania do wskazanych limitów emisji. Oczyszczanie następuje w zakresie substancji: tlenków azotu (NO<sub>x</sub>) metodą selektywnej redukcji katalitycznej (SCR), pyłu (za pomocą elektrofiltrów) oraz dwutlenku siarki w instalacji mokrego odsiarczania spalin (IOS). Same spaliny są generowane w komorze spalania (CC).

Redukcja NO<sub>x</sub> metodą *high-dust* SCR jest jedną z najczęściej wybieranych instalacji z uwagi na wysoką skuteczność działania oraz brak dodatkowych odpadów, zgodnie z ogólnym równaniem reakcji  $6\text{NO} + 4\text{NH}_3 \rightarrow 5\text{N}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$  uzyskuje się obojętne dla środowiska azot i parę wodną. Istotnym jest jedynie instalacja w miejscu optymalnej temperatury spalin (w zakresie 300 – 400°C), doprowadzenie przed reaktor odpowiedniej ilości reagenta (proporcja NH<sub>3</sub>/NO<sub>x</sub> zbliżona do 1:1) oraz regularne oczyszczanie powierzchni katalizatora z osadzającego się pyłu (ten model pomija deponację pyłu na powierzchni katalizatora). Za SCR zainstalowano podgrzewacz powietrza pierwotnego, który odbiera ciepło ze spalin przed elektrofiltrem (o sprawności odpylania 99%) obniżając ich temperaturę do poziomu 120°C. Ostatnim znaczącym elementem modelu jest układ mokrego odsiarczania spalin, który symuluje redukcję SO<sub>2</sub> = 96% oraz ochłodzenie spalin do 65°C. Do dalszych obliczeń przyjęto, że NO<sub>x</sub>=NO z uwagi na nieznaczny udział NO<sub>2</sub> w spalinach. Wszystkie parametry ciągu oczyszczania spalin umieszczono w Tab. 4.4.

Tab. 4.4. Parametry ciągu oczyszczania spalin

Parametr	Jednostka	Wartość
Temperatura powietrza pierwotnego	°C	15
Temperatura spalin przed SCR	°C	330
Temperatura spalin przed elektrofiltrem	°C	120
Temperatura spalin za IOS	°C	65
Ciśnienie reagenta NH <sub>3</sub>	bar	1,5
Temperatura reagenta, NH <sub>3</sub>	°C	40

Stężenie NO w spalinach mokrych przed SCR	mgNO/m <sup>3</sup> <sub>u</sub>	300
Wymagane stężenie w spalinach mokrych za SCR	mgNO/m <sup>3</sup> <sub>u</sub>	200
Sprawność elektrofiltra	-	0,99
Sprawność IOS	-	0,96

#### 4.2.2 Wpływ systemu akumulacji na emisję NO<sub>x</sub>

Działanie systemu akumulacji ciepła wpływa na parametry termodynamiczne Duobloku, zatem oddziaływanie na generowane spaliny również powinno być odnotowane. Wykorzystując wcześniej wyznaczone maksymalne strumienie akumulacji i rozładunku hot-AKU, przeanalizowano zmianę emisji tlenków azotu dla pełnego zakresu obciążeń Duobloku i porównano ją z emisją NO<sub>x</sub> dla obiegu bez systemu magazynowania ciepła. Najważniejsze dane zostały odczytane przed i za komponentem symulującym katalizator SCR, skupiając się na stężeniu NO<sub>x</sub> oraz *NH<sub>3</sub>-slip*. Model komory spalania, która ma za zadanie generować strumień spalin, wytwarza nominalnie stężenie NO<sub>x</sub> na poziomie 300 mgNO<sub>x</sub>/m<sup>3</sup><sub>u</sub> w spalinach mokrych (ok. 327 mgNO<sub>x</sub>/m<sup>3</sup><sub>u</sub> w spalinach suchych) i jest to wartość uśredniona dla pomiarów na kotle OP-650 (dane te wybrano, ponieważ nie dysponowano innymi). Zazwyczaj udział NO<sub>2</sub> w całości NO<sub>x</sub> nie przekracza 5%, dlatego też dla uproszczenia obliczeń założono, że całość strumienia tlenków azotu stanowi NO. Proces redukcji tlenków azotu jest realizowany w komponentcie symulującym pracę reaktora SCR, który ma za zadanie obniżyć emisję NO<sub>x</sub> do poziomu 200 mg/m<sup>3</sup><sub>u</sub>. Strumień reagenta, jakim jest amoniak, jest ustalany automatycznie, by zapewnić wymagany poziom deNO<sub>x</sub>, przy jednoczesnej minimalizacji *NH<sub>3</sub>-slip*.

Wyniki emisji tlenku azotu odniesiono do kg NO<sub>x</sub>/h:

$$\dot{m}_{\text{NO}} = \dot{m}_{\text{spal}} * X_{\text{NO}} * 3600$$

gdzie:

$\dot{m}_{\text{spal}}$  – strumień spalin, kg/s

$X_{\text{NO}}$  – udział masowy NO w strumieniu spalin, -

$\dot{m}_{\text{NO}}$  – strumień masowy tlenku azotu, kg/h

Analogicznie obliczono zużycie amoniaku na potrzeby redukcji NO w reaktorze SCR.

Kolejnym istotnym parametrem porównawczym dla NO<sub>x</sub> jest wskaźnik odnoszący się do mocy Duobloku (kg NO<sub>x</sub>/MWh) zgodnie ze wzorem:

$$E_{\text{NO}} = \dot{m}_{\text{spal}} * X_{\text{NO}} * 3600 / N_{\text{el}}$$

$N_{\text{el}}$  – moc brutto Duobloku, MW

Wskaźnik emisji  $E_{\text{CO}_2}$  dla dwutlenku węgla (kg CO<sub>2</sub>/MWh) obliczany jest w taki sam sposób.

Wpływ zmiany obciążenia Duobloku na parametry spalin został zawarty w pełnej wersji rozprawy doktorskiej udostępnianej przez Bibliotekę Główną.

### 4.3 Założenia do analizy zmiennej pracy Duobloku z wykorzystaniem systemu akumulacji ciepła

Działanie Duobloku w ciągu doby jest uwarunkowane zapotrzebowaniem na moc w krajowym systemie elektroenergetycznym. W zależności od pory dnia występują okresy w czasie których turbozespół musi pracować z pełnym obciążeniem i takie gdzie występuje praca na poziomie minimum technicznego. Szczególnie ważne jest zapewnienie podaży energii w szczytach porannym i wieczornym, gdzie występuje konieczność wytwarzania 100% możliwej mocy, oraz dolina nocna, podczas której zapotrzebowanie na energię elektryczną jest minimalne. Zastosowanie systemu akumulacji ciepła daje możliwość szybszego osiągnięcia wymaganej mocy a przy tym zmniejszenia emisji NO<sub>x</sub>.

Na potrzeby analizy porównawczej pracy Duobloku w trakcie jednej doby wzięto pod uwagę popyt na energię w systemie elektroenergetycznym i założono obciążenia, przy których turbozespół powinien pracować, aby zapewnić wymaganą podaż energii elektrycznej, Tab. 4.5.

Tab. 4.5. Zestawienie przykładowych zmian obciążenia Duobloku w ciągu doby

Godzina	0–5	6	7	8–21	22	23	0
Dobowe obciążenia	40%	50%	90%	100%	90%	80%	40%
Duobloku Moc brutto, MW	208,3	261,8	472,1	526,7	472,1	420,7	208,3

Sposobność wykorzystania systemu zbiorników akumulujących gorącą wodę znajduje się w okresach przejściowych, przy zmianach obciążenia:

- Dla zmiany obciążenia z 40% na 50%, z 50% na 90% a docelowo do 100% następowałoby rozładunek Hot-AKU;
- Dla zmiany obciążenia z 100% do 90%, z 90% do 80% a następnie do 40% –akumulacja w Hot-AKU.

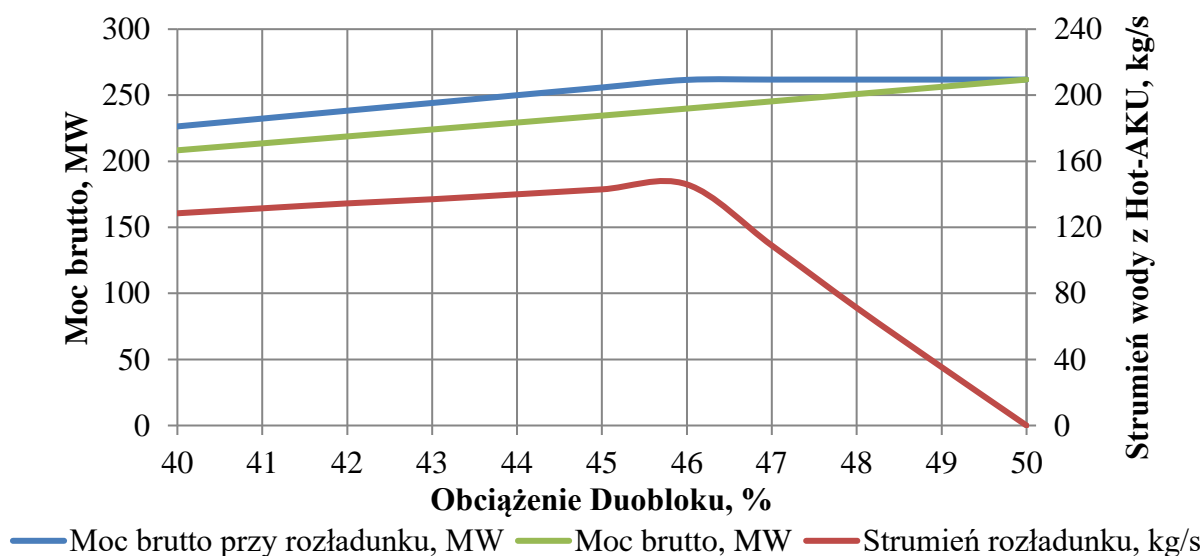
#### 4.3.1 Wyznaczenie charakterystyk Duobloku podczas przyrostu obciążenia

Pierwszym analizowanym wariantem jest przyrost mocy turbozespołu z obciążenia 40% do 50% przy wykorzystaniu gorącej wody zmagazynowanej w zbiorniku hot-AKU. Na potrzeby obliczeń przyjęto, że temperatura zmagazynowanej wody wynosi:  $t=170^{\circ}\text{C}$ , a sam zbiornik jest wypełniony w 100%. Symulacja rozpoczyna się rozładunkiem Hot-AKU, jednak z uwagi na ograniczenie jakie wynikają z konieczności zapewnienia minimalnego strumienia kroplin przepływających przez system wymienników regeneracji niskoprężnej należy stopniowo zwiększać strumień wody ze zbiornika wody gorącej i jednocześnie zwiększać obciążenie kotłów. Docelowo, aby osiągnąć moc 261,56 MW (50% obciążenia), należy zastosować strumienie rozładunku wskazane w Tab. 4.6.

Tab. 4.6. Parametry pracy systemu rozładunku Hot-AKU przy podniesieniu obciążenia z 40% do 50%

Obciążenie Duobloku, %	Limitowany strumień rozładunku z Hot-AKU, kg/s	Moc brutto przy rozładunku, MW	Moc brutto przy klasycznym podnoszeniu obciążenia, MW	Przyrost mocy, MW
40	128,5	226,4	208,3	18,1
41	131,4	232,3	213,6	18,8
42	134,3	238,3	218,8	19,5
43	137,2	244,2	224,1	20,1
44	140,0	250,0	229,3	20,7
45	142,9	255,9	234,6	21,3
46	145,7	261,6	239,9	21,7
47	109,0	261,8	245,4	16,5
48	71,3	261,8	250,9	11,0
49	35,3	261,8	256,4	5,5
50	0	261,8	261,8	0,0

Na podstawie danych zawartych w Tab. 4.6 łatwo można zauważyć, że przez wspomniane ograniczenie pozwala osiągnąć założony cel dopiero, gdy obciążenie Duobloku osiągnie wartość 47%. Wtedy też zastosowanie strumienia rozładunku o wartości 109 kg/s prowadzi do osiągnięcia wymaganej mocy 261,8 MW, Rys. 4.3. Co istotne, już przy obciążeniu 46% generowana moc jest niemal docelowa (261,6 MW). Należy również odnotować, że przez cały proces podnoszenia obciążenia, wariant z rozładunkiem gorącej wody uzyskuje moc wyższą nawet o 21,7 MW (Tab. 4.6 – ostatnia kolumna).



Rys. 4.3. Zmiana mocy Duobloku przy rozładunku hot-AKU (40% → 50%)

Przy dalszym zwiększaniu obciążenia Duobloku strumień wody gorącej pobieranej z hot-AKU jest zmniejszany z uwagi na standardowo zwiększający się strumień czynnika ze zbiornika wody zasilającej kotły. Podczas całego procesu moc wygenerowana przez turbozespół jest zawsze wyższa



niż przy standardowej pracy Duobloku. Szybsze dostarczenie większej ilości mocy jest korzystnym zjawiskiem w czasach konieczności zwiększania elastyczności pracy systemu energetycznego. W czasie rozładunku hot-AKU zaobserwowano obniżenie strumienia emisji tlenków azotu, a tym samym ilości zużywanego reagenta w instalacji SCR, Rys. 4.4.

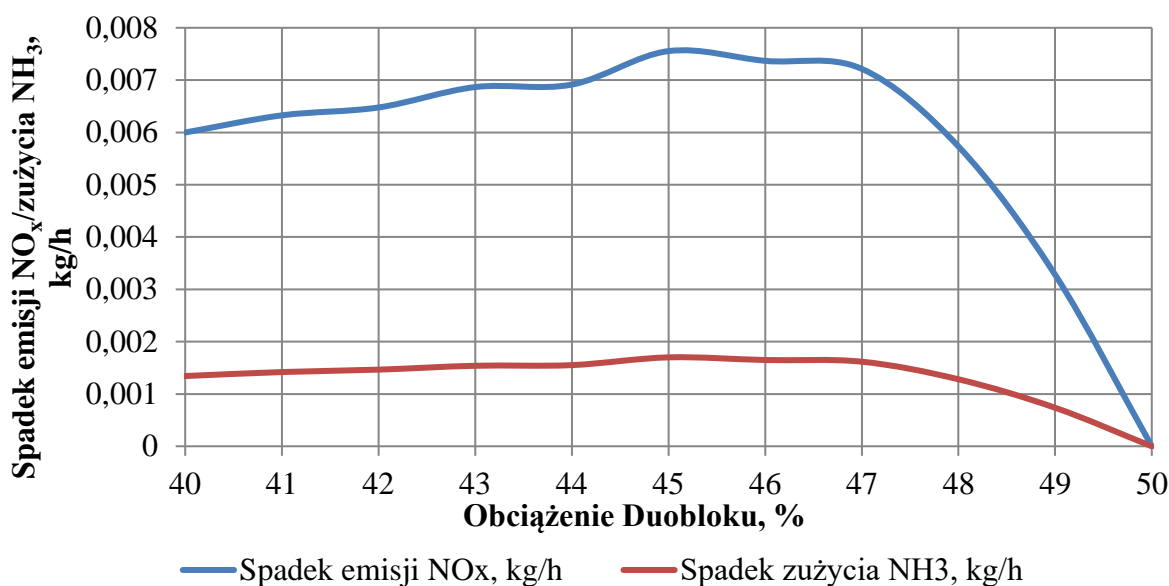
$$\Delta \dot{m}_{\text{NO}} = \dot{m}_{\text{NO}} - \dot{m}_{\text{NOroz}}$$

gdzie:

$\Delta \dot{m}_{\text{NO}}$  – spadek emisji NO względem wartości podstawowych dla zadanych obciążeń, kg/h

$\dot{m}_{\text{NO}}$  – strumień masowy NO przed SCR, kg/h

$\dot{m}_{\text{NOroz}}$  – strumień masowy NO przed SCR podczas rozładunku hot-AKU, kg/h



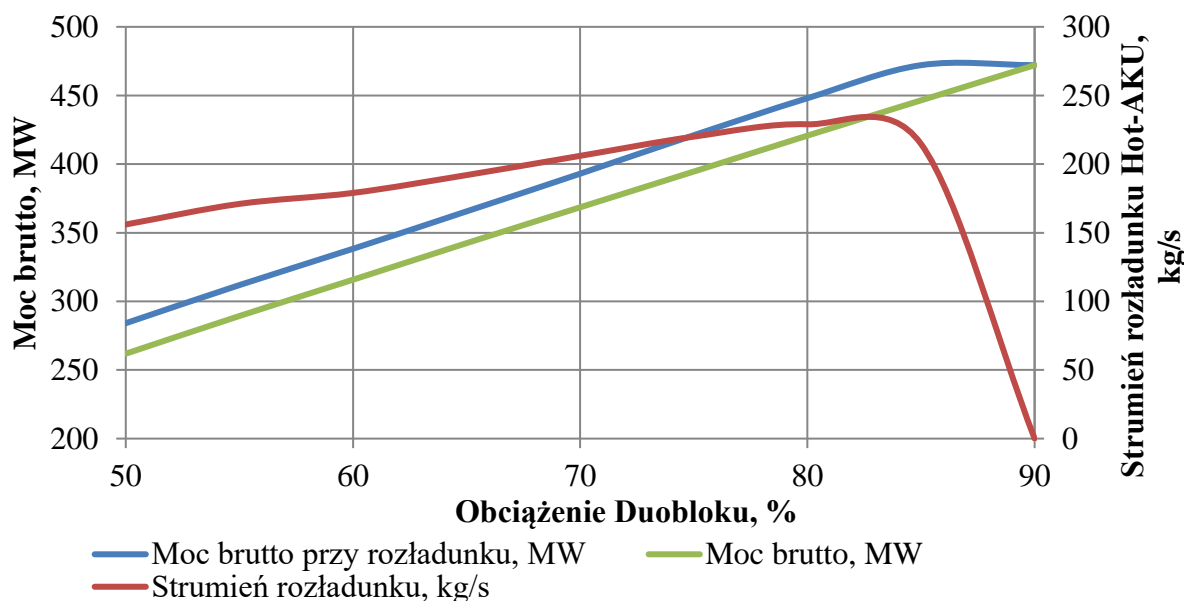
Rys. 4.4. Redukcja emisji NO<sub>x</sub> i zużycia NH<sub>3</sub> w SCR podczas rozładunku hot-AKU (40% → 50%)

Analogiczny proces symulacji zastosowano do modelowania wzrostu obciążenia Duobloku z 50% do 90%. Wykorzystując jedynie rozładunek gorącej wody z Hot-AKU można osiągnąć przyrost mocy do 54% względem obciążenia początkowego 50% (z 261,8 do 284,1 MW), Tab. 4.7. Wynik ten jest powiązany z koniecznością zapewnienia minimalnego przepływu kondensatu przez regenerację niskoprężną. Dlatego też proces zwiększania mocy Duobloku do poziomu 90% został powiązany z podnoszeniem obciążenia metodą standardową – zwiększając strumień wody zasilającej. W tym wariantcie również należało odgórnie limitować strumień rozładunku tak, aby zapewnić minimalny przepływ czynnika w wymiennikach regeneracji niskoprężnej oraz stabilną pracę wymienników regeneracji wysokoprężnej.

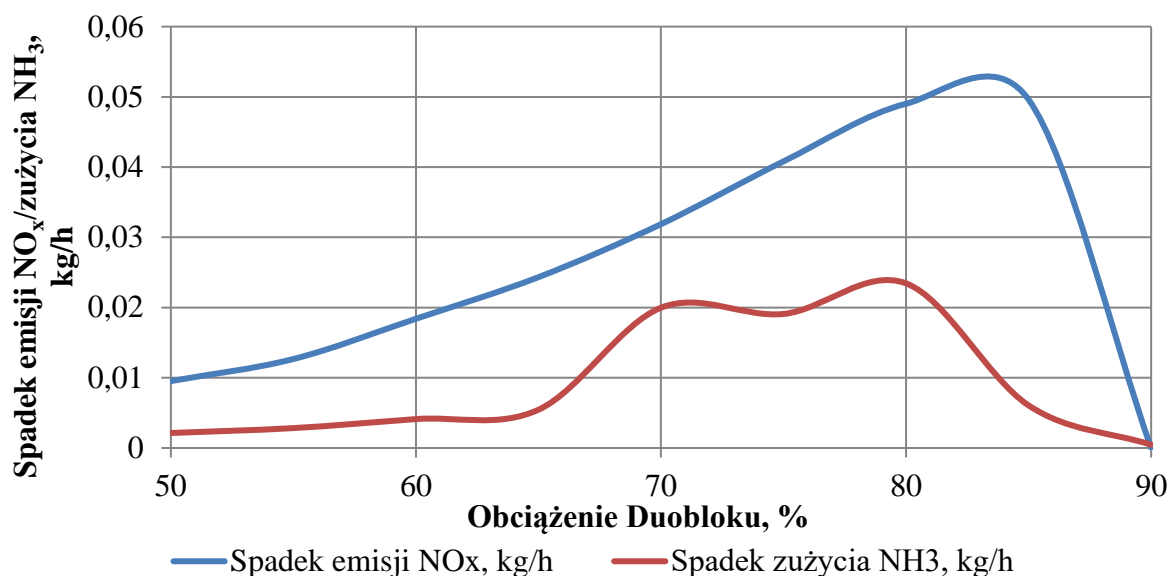
Tab. 4.7. Parametry pracy systemu rozładunku Hot-AKU przy podniesieniu obciążenia z 50% do 90%

Obciążenie Duobloku, %	Limitowany strumień rozładunku z Hot-AKU, kg/s	Moc brutto przy rozładunku, MW	Moc brutto przy klasycznym podnoszeniu obciążenia, MW	Przyrost mocy, MW
50	156,0	284,1	261,8	22,2
55	171,0	311,8	289,3	22,5
60	179,0	338,3	315,8	22,5
65	192,0	365,6	342,4	23,2
70	206,0	393,0	368,5	24,5
75	220,0	421,0	394,6	26,5
80	229,0	448,0	420,7	27,3
85	214,7	472,1	446,4	25,6
90	0,0	472,1	472,1	0,0

Wykorzystanie gorącej wody ze zbiornika przyczynia się do uzysku mocy w całym zakresie podnoszenia obciążenia wychodząc naprzeciw zwiększeniu zapotrzebowania na energię elektryczną w systemie dystrybucji. Podniesienie mocy o nawet 27,3 MW jest spodziewanym i korzystnym skutkiem rozładunku gorącej wody (Tab. 4.7 – ostatnia kolumna). Przy obciążeniu 85% system generuje moc 472,1 MW odpowiadającą obciążeniu 90%, a w dalszych krokach obliczeniowych strumień wody z zasobnika jest redukowany z uwagi na osiągnięcie celu, Rys. 4.5.



Rys. 4.5. Zmiana mocy Duobloku przy rozładunku hot-AKU (50% → 90%)



Rys. 4.6. Redukcja emisji NO<sub>x</sub> i zużycia NH<sub>3</sub> w SCR podczas rozładunku hot-AKU (50% → 90%)

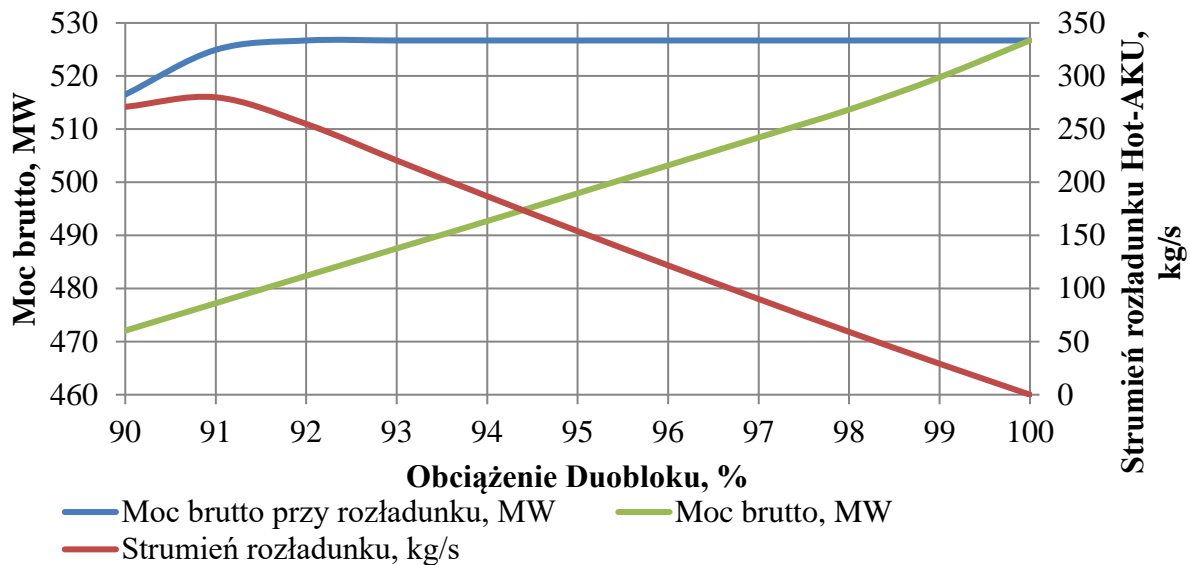
Przy rozładunku hot-AKU podczas zwiększania obciążenia z 50% do 90% odnotowano niewielki spadek emisji NO<sub>x</sub> oraz zużycia NH<sub>3</sub>, który przy obciążeniu 85% osiąga maksymalną wartość (związaną z osiągnięciem docelowej mocy brutto), Rys. 4.6. Jednakże z uwagi na wartości tej redukcji, można założyć, że są one nieistotne.

Proces ten również został wykorzystany przy zwiększeniu zapotrzebowania na moc elektryczną z 90% do 100%. Nominalną moc turbozespołu równą 526,7 MW system osiąga już przy obciążeniu 92%, Tab. 4.8. Dalszy przyrost obciążenia kotłów przyczynia się do obniżenia wymaganego strumienia rozładunku, aż do zaprzestania zasilania obiegu po osiągnięciu obciążenia 100%, Rys. 4.7. Rozładunek gorącej wody pozwala osiągnąć przyrost mocy względem parametrów podstawowych o nawet 47,7 MW przy obciążeniu 91%. Rozładunek gorącej wody dużym strumieniem nieznacznie wpływa na ograniczenie emisji NO<sub>x</sub> i z każdym przyrostem obciążenia wskaźnik ten zbliża się do wartości 0, Rys. 4.8.

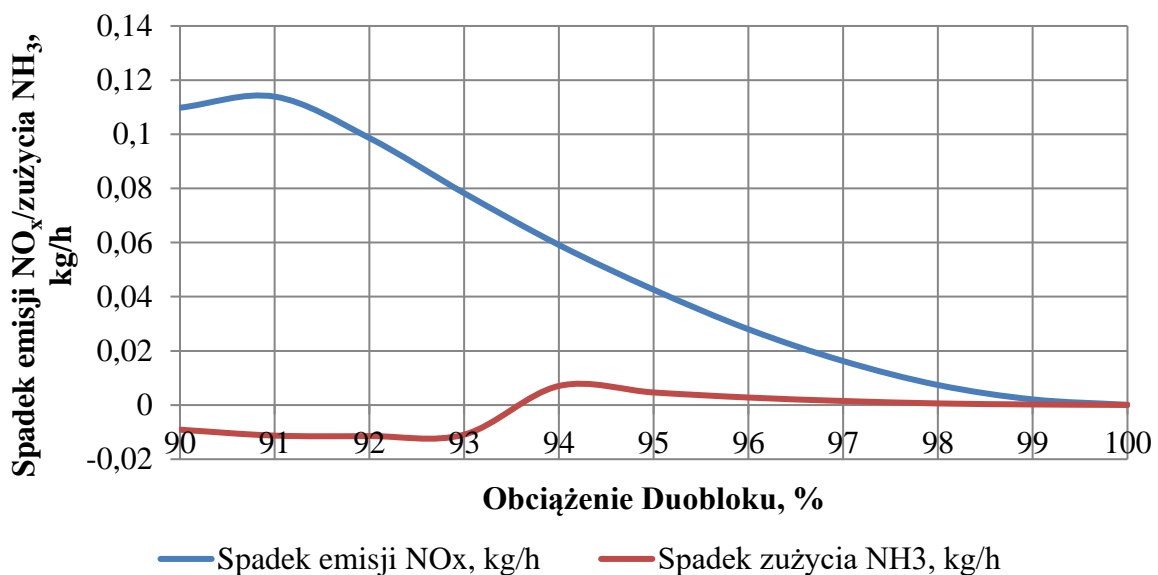
Tab. 4.8. Parametry pracy systemu rozładunku Hot-AKU przy podniesieniu obciążenia z 90% do 100%

Obciążenie Duobloku, %	Limitowany strumień rozładunku z Hot-AKU, kg/s	Moc brutto przy rozładunku, MW	Moc brutto przy klasycznym podnoszeniu obciążenia, MW	Przyrost mocy, MW
90	271,0	516,5	472,1	44,5
91	280,0	524,9	477,2	47,7
92	254,9	526,7	482,4	44,3
93	220,6	526,7	487,5	39,2
94	186,8	526,7	492,7	34,0
95	153,9	526,7	497,9	28,8
96	121,8	526,7	503,2	23,5
97	90,1	526,7	508,4	18,3
98	59,2	526,7	513,7	13,0

99	29,2	526,7	519,8	6,9
100	0,0	526,7	526,7	0,0



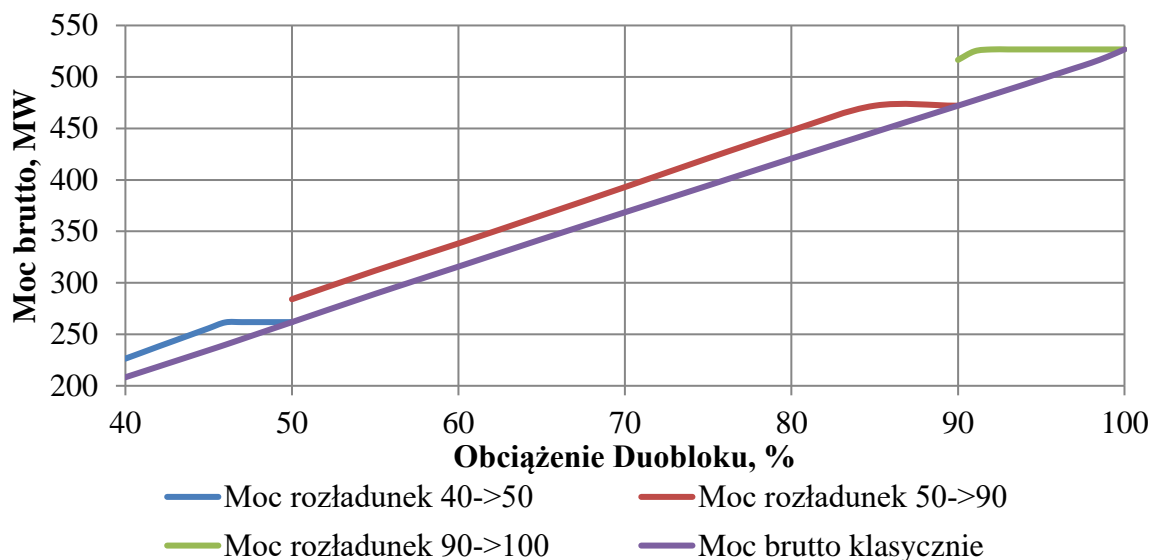
Rys. 4.7. Zmiana mocy Duobloku przy rozładunku hot-AKU (90% → 100%)



Rys. 4.8. Redukcja emisji NO<sub>x</sub> i zużycia NH<sub>3</sub> w SCR podczas rozładunku hot-AKU (90% → 100%)

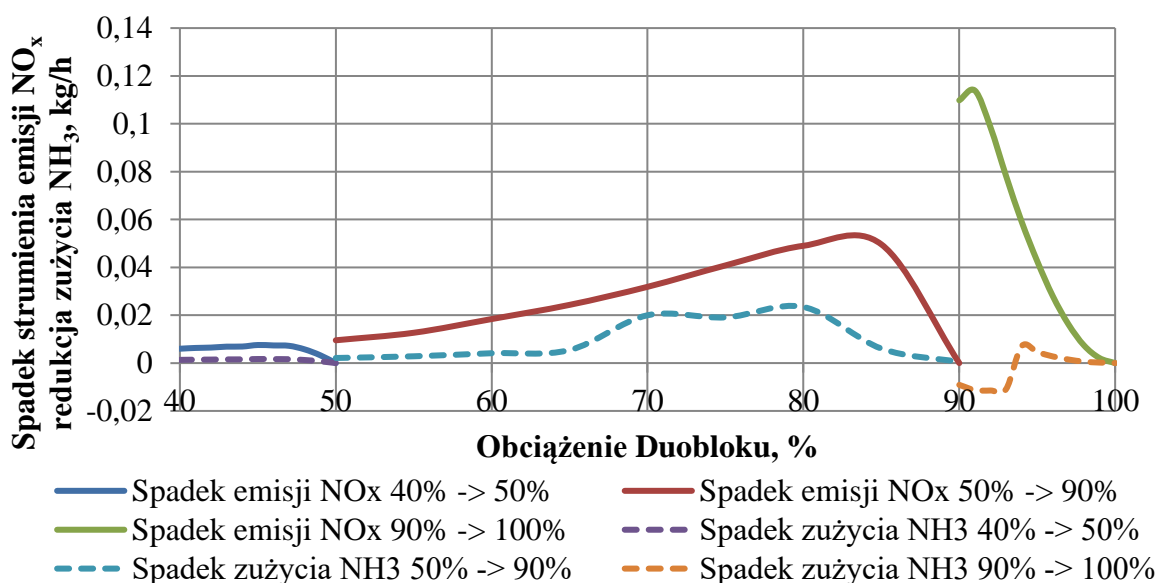
Cały proces można przedstawić na jednym wykresie obrazując działanie systemu w wybranych punktach przejściowej zmiany generowanej mocy elektrycznej, Rys. 4.9. Zmiana obciążenia przy wykorzystaniu dodatkowej energii cieplnej ze zbiornika Hot-AKU skutkuje szybszym osiągnięciem docelowej mocy w każdym wariantcie, najszybciej podczas przyrostu 90%→100%. Zaletą rozładunku jest również utrzymywanie mocy wyższej niż porównywalna moc osiągnięta metodą standardowego przyrostu obciążenia. Wadą takiego rozwiązania jest fakt, iż zbiornik dysponuje

ograniczoną pojemnością i w zależności od pobieranego strumienia – okres zwiększonej mocy bez zwiększania obciążenia kotłów jest ograniczony.

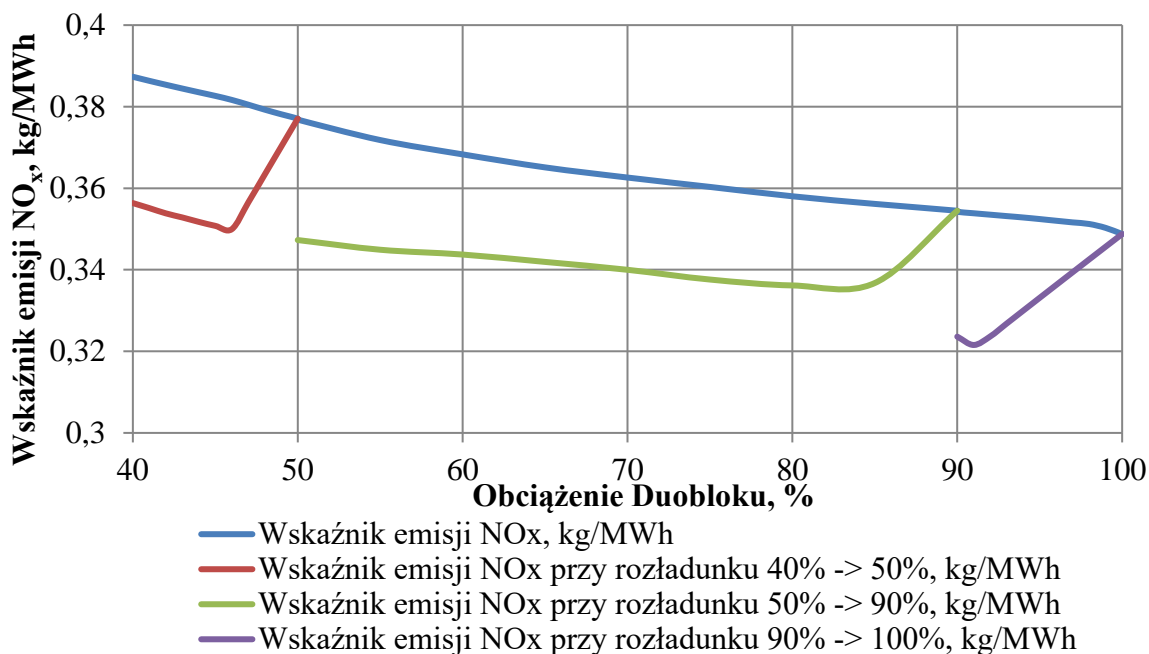


Rys. 4.9. Porównanie zmiany mocy Duobloku w zakresie obciążeń 40%→100% podczas rozładunku Hot-AKU do klasycznego przyrostu mocy

Tak jak wcześniej zaobserwowano, wskaźniki dotyczące spadku emisji  $\text{NO}_x$  oraz zużycia  $\text{NH}_3$  nie osiągają znaczących wartości, Rys. 4.10. Można jednak powiązać wartości spadku emisji tlenków azotu ze zmianą strumienia rozładunku (Tab. 4.6, Tab. 4.7 i Tab. 4.8). Istnieje tu pewna korelacja świadcząca o tym, że im większy strumień gorącej wody będzie rozładowany, tym większa uniknięta emisja  $\text{NO}_x$ . Jednak jeśli porównany wyniki dla wskaźnika emisji  $E_{\text{NO}}$ , Rys. 4.11, to okaże się, że w istotny sposób jego wartość odbiega od krzywej charakterystyki Duobloku, średnio o  $-7\%$ . Efekt ten wynika z osiągnięcia wyższej mocy w stosunku do wytworzonego strumienia spalin.



Rys. 4.10. Spadek strumienia emisji  $\text{NO}_x$  i zużycia  $\text{NH}_3$  w zakresie obciążeń 40% → 100% podczas procesu rozładunku gorącej wody z hot-AKU



Rys. 4.11 Wskaźnik emisji NO<sub>x</sub> w kg/MWh podczas przyrostu obciążenia Duobloku

#### 4.3.2 Wyznaczenie charakterystyk Duobloku podczas obniżania obciążenia

Proces akumulacji gorącej wody w zbiorniku hot-AKU jest szczególnie pomocny w przypadku zmniejszenia zapotrzebowania na energię elektryczną. Odprowadzenie części czynnika do rezerwy prowadzi do obniżenia zapotrzebowania na paliwo oraz redukcję wytwarzania spalin, co wprost przyczynia się do zmniejszenia emisji NO<sub>x</sub>.

Na potrzeby kontynuowania analizy dobowej wzięto pod uwagę trzy warianty obniżenia mocy Duobloku odpowiadające kolejno obniżeniu obciążenia z 100% do 90%, następnie z 90% do 80%, a ostatecznie do 40%, zgodnie z Tab. 4.5. Proces akumulacji uwzględnia również konieczność zastosowania wcześniej wspomnianych limitów (Tab. 4.3), a w szczególności zachowania strumienia kondensatu przepływającego przez wymienniki regeneracji niskoprężnej nie większego niż 225,84 kg/s.

Wyniki analizy przedstawiono w podsumowaniu, natomiast cały materiał obliczeniowy jest dostępny w pełnej wersji rozprawy doktorskiej udostępnionej przez Bibliotekę Główną Politechniki Śląskiej.

#### 4.3.3 Podsumowanie analizy wpływu systemu akumulacji na emisyjność Duobloku

Wykorzystanie systemu zbiorników na potrzeby zwiększenia elastyczności cieplnej Duobloku pokazuje, że można uzyskać szybszą reakcję na zmianę zapotrzebowania na energię elektryczną. Prowadzenie procesu zwiększania produkcji energii elektrycznej z udziałem rozładunku Hot-AKU

jest korzystne, ponieważ przyspieszone osiągnięcie założonej mocy jest rozwiązaniem ważnym z uwagi na coraz to większy udział źródeł energii odnawialnej w systemie energetycznym, które mogą generować prąd w sposób losowy. Proces opróżniania hot-AKU powoduje zwiększenie mocy względem standardowego przyrostu obciążenia Duobloku, dzięki zmniejszeniu strumieni upustowych pary na rzecz regeneracji niskoprężnej. Dodatkowym i korzystnym zjawiskiem jest obniżenie wskaźnika emisji  $\text{NO}_x$ , średnio o 7% względem krzywej charakterystyki dla standardowej regulacji obciążenia Duobloku.

Akumulacja gorącej wody w Hot-AKU prowadzi do obniżenia wytwarzanej mocy, co może pomóc w zachowaniu stabilnej pracy systemu energetycznego w chwili zwiększonej produkcji prądu z farm wiatrowych. Proces ten służy również do magazynowania gorącej wody, która jest później wykorzystywana w procesie rozładunku zbiornika i przyrostu obciążenia Duobloku. Zjawisko to znacznie bardziej wpływa na obniżenie strumienia masowego  $\text{NO}_x$  (nawet o 102 kg/h dla obciążenia 80%) i wynika z wpływu akumulacji na redukcję strumienia generowanych spalin. Zmniejszony ładunek zanieczyszczeń obniża koszty oczyszczania spalin, więc oprócz zysku ekologicznego można osiągnąć pewną korzyść ekonomiczną. Jednak w odniesieniu do wskaźnika emisji okazuje się, że jego wartość jest wyższa niż przy standardowym obniżaniu obciążenia Duobloku. Efekt ten występuje z powodu osiągnięcia znacznie niższej mocy brutto, do której odnosi się ten wskaźnik, w szczytowym punkcie osiągając wartość  $E_{\text{NO}}$  wyższą o 18%.

Przyglądając się wynikom dotyczącym emisji  $\text{NO}_x$  należałoby zastosować porównanie dla ustalonego okresu jakim może być jedna doba. Posiadając siatkę wskaźników Duobloku podczas działania systemu akumulacji i rozładunku można zoptymalizować proces wytwarzania jednocześnie elastycznie reagując na zmianę zapotrzebowania na energię elektryczną i redukując ładunek substancji szkodliwych emitowanych do środowiska. Działanie takiego systemu pozwoliłoby na znacznie lepsze dopasowanie się do zmieniającego się charakteru rynku energii i wydłużeniu czasu pracy bloków energetycznych spalających węgiel kamienny.

## **5. Modelowanie numeryczne procesu katalitycznej redukcji $\text{NO}_x$**

### **5.1 Analiza wpływu długości i segmentacji kanałów na redukcję $\text{NO}_x$**

Komercyjne reaktory selektywnej redukcji katalitycznej dla elektrowni spalających węgiel są zwykle złożone z szeregu modułów ułożonych w warstwie. Jeden moduł składa się z monolitu typu *honeycomb* lub płyt uźebrowanych wykonanych z blachy stalowej, na której osadzono substancję porowatą i wzmacniającą jaką jest  $\text{TiO}_2$ , a dopiero na nią nanoszony jest właściwy związek katalizujący reakcje. Ważny jest wybór odpowiednio małych wymiarów kanałków, który powiększa

powierzchnię właściwą katalizatora. Jednak przy doborze wielkości kanałów należy kierować się rodzajem spalanego paliwa oraz stopniem zapylenia mieszaniny przed SCR. Dla spalin powstałych ze spalania gazu lub paliw ciekłych można stosować kanaliki o średnicy mniejszej niż 6 mm. Spalanie węgla czy biomasy jest połączone z unosem cząsteczek pyłu, dlatego w celu zapobiegania zatykania się kanałów, przed reaktorem SCR stosuje się elektrofiltry lub ekrany strącające oraz średnice kanałków powyżej 8 mm. Optymalny dobór wielkości kanałków zależy zatem od rodzaju instalacji energetycznej. [11,27]

Bazując na pierwszej analizie geometrii kanałów, a mianowicie ich średnicy, przystąpiono do weryfikacji długości oraz segmentacji poprzez modułową budowę reaktora. Założono, że długość kanałów wpłynie pozytywnie na redukcję tlenków azotu, natomiast wprowadzenie podziałów między kolejnymi warstwami katalizującymi doprowadzi do zwiększenia wymieszania strugi spalin i w efekcie końcowym sprawność redukcji osiągnie wyższą wartość. Celem wykorzystania obliczeń numerycznych było również przeanalizowanie kilku modeli turbulencji uwzględniając model reakcji chemicznych. Wartość liczby Reynoldsa dla parametrów spalin podanych w Tab. 5.1 i średnicy kanału 8,2 mm wynosi wg obliczeń 3718. Wykorzystano modele turbulentne  $k-\varepsilon$ ,  $k-\omega$  oraz  $SST\ k-\omega$  i *Transition SST* w celu porównania wyników, natomiast do zamodelowania przebiegu reakcji redukcji tlenków azotu wykorzystano model *Laminar Finite-Rate*.

### **Budowa modelu obliczeniowego**

Budując model numeryczny wzięto pod uwagę wcześniejsze analizy redukcji tlenków azotu ze spalin za pomocą katalizatora i wyodrębniono modelowy kanał o średnicy 8,2 mm. Przygotowano kilka wariantów modeli kanałów redukujących  $\text{NO}_x$ , mianowicie pojedyncze kanały o długościach: 350 mm, 700 mm i 1050 mm, a także układy składające się z dwóch i trzech następujących po sobie kanałków o długości 350 mm. Wyniki modelowania dla układów wielowarstwowych (segmentowych) służą porównaniu z modelami jednowarstwowymi. W modelu geometrycznym przed i po kanale SCR zastosowano kanały spalinowe o długości 30 mm bez związków katalizujących proces  $\text{deNO}_x$ . Kanały zostały zamodelowane jako adiabatyczne, bez wymiany ciepła z otoczeniem.

Na potrzeby analizy w Ansys Fluent zastosowano reakcję  $4\text{NO} + 4\text{NH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow 4\text{N}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$ , która jest jedną z najistotniejszych dla redukcji w SCR. Jako katalizator przyjęto  $\text{V}_2\text{O}_5$  oparty na warstwie  $\text{TiO}_2$ , co jest dosyć często spotykane w instalacjach komercyjnych. Katalizator ten został wykorzystany do analizy reakcji redukcji tlenków azotu przez Wong'a i Nobe'a [25], natomiast parametry kinetyczne przedstawił Marangozis [26]. Przy katalizatorze 10%  $\text{V}_2\text{O}_5/\text{TiO}_2$  rząd szybkości reakcji wynosi dla  $\text{NH}_3 = 0$ ,  $\text{NO} = 1$ , a dla  $\text{O}_2 = 0,25$ . Prowadzenie reakcji redukcji w obecności tego katalizatora obniża energię aktywacji do  $E_r = 4,4673\text{e}+07$  przy wykładniku  $A_r = 150$ , natomiast pozostałe zastosowane modele obliczeniowe uwzględniające turbulencję i kinetykę



reakcji chemicznych opisano w rozdziałach **Błąd! Nie można odnaleźć źródła odwołania.** i **Błąd! Nie można odnaleźć źródła odwołania.** (dostępnych w pełnej wersji rozprawy).

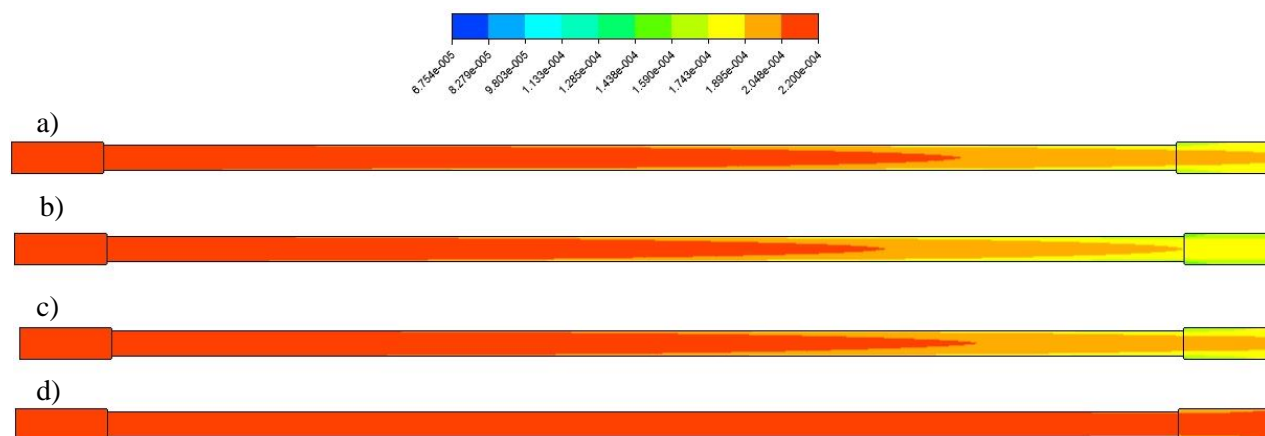
Tab. 5.1. Parametry brzegowe dla spalin

Temperatura, K	Prędkość strumienia spalin, m/s	Gęstość spalin, kg/m <sup>3</sup>	Udziały masowe składników spalin, %					
			N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	NO <sub>x</sub> =NO	NH <sub>3</sub>
602	13	0,6	71,35	3,6	21	4	0,032	0,012

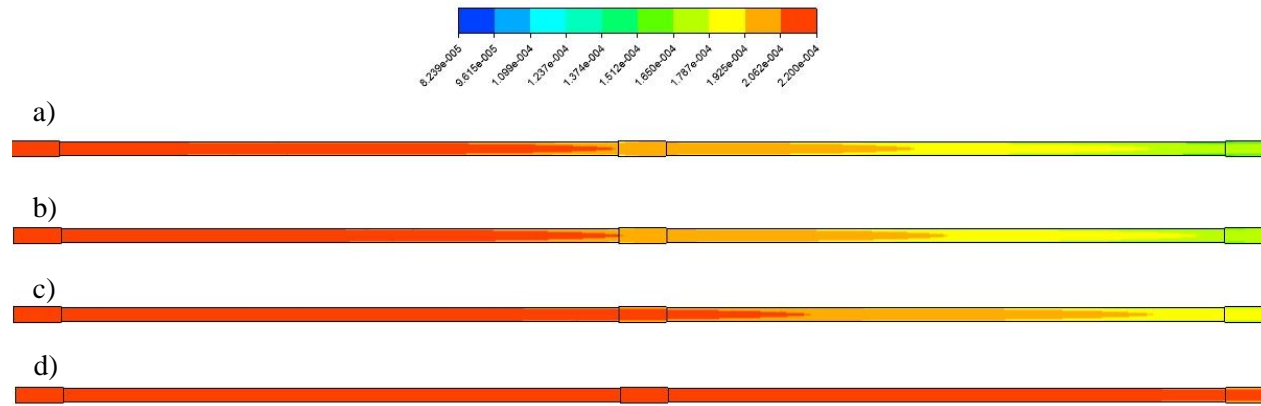
### Wyniki porównawcze dla modelu różnych turbulencji i długości kanałów SCR

Po przeprowadzeniu obliczeń w programie Ansys Fluent, przeanalizowano wpływ wybranego wariantu przepływu turbulentnego na proces redukcji tlenków azotu zachodzący na ścianach kanału reaktora SCR. Wybrany skład spalin oraz ich parametry były wcześniej analizowane przy modelowaniu redukcji NO<sub>x</sub> w Epsilon Professional, gdzie odnotowano nieznaczny wzrost temperatury spalin za reaktorem SCR rzędu kilku stopni Celsjusza. Jednak najistotniejszą rzeczą w prowadzeniu procesu deNO<sub>x</sub> katalizatora jest osiągnięcie jak najwyższego stopnia konwersji tlenków azotu przy jednoczesnym minimalizowaniu NH<sub>3</sub>-slip.

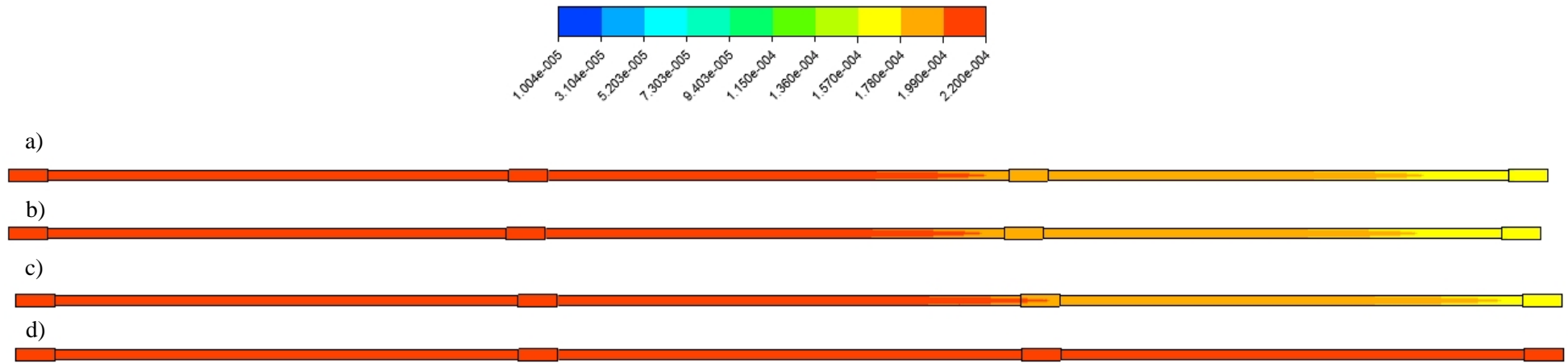
Na Rys. 5.1 – 5.5 przedstawiono zmianę udziału masowego NO wzdłuż przekroju dla analizowanych geometrii kanałów. Wariant *k-ε* w istotny sposób odbiega od pozostałych modeli turbulencji, ponieważ stopień redukcji NO tu jest minimalny, co dyskwalifikuje go w dalszej części badań. Problem wynika z niedoskonałości modelu turbulencji w warstwie przyściennej. Pozostałe modele wykazują zbliżone wyniki, które obrazują stopniowe zmniejszanie się zawartości NO<sub>x</sub> w spalinach przepływających przez kanały SCR. Im dłuższy kanał tym wyższa redukcja NO<sub>x</sub>.



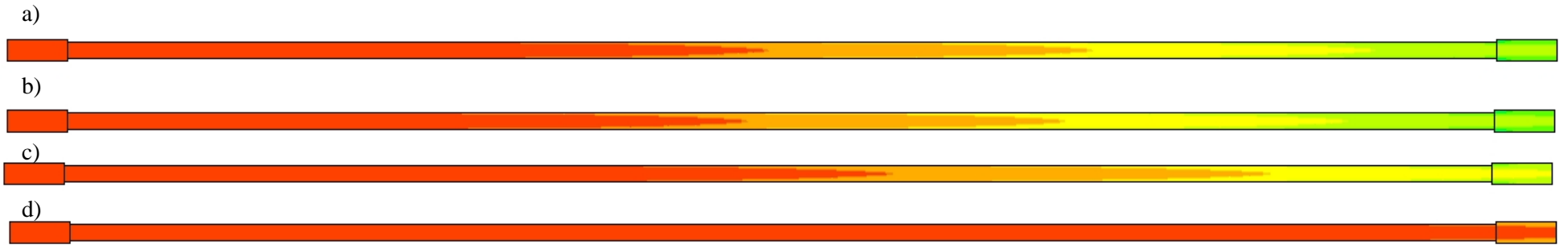
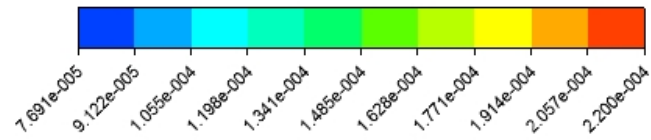
Rys. 5.1 Wizualizacja udziału masowego NO<sub>x</sub> wzdłuż przekroju kanału 350 mm dla a) SST, b) SST *k-ω*, c) *k-ω*, d) *k-ε*



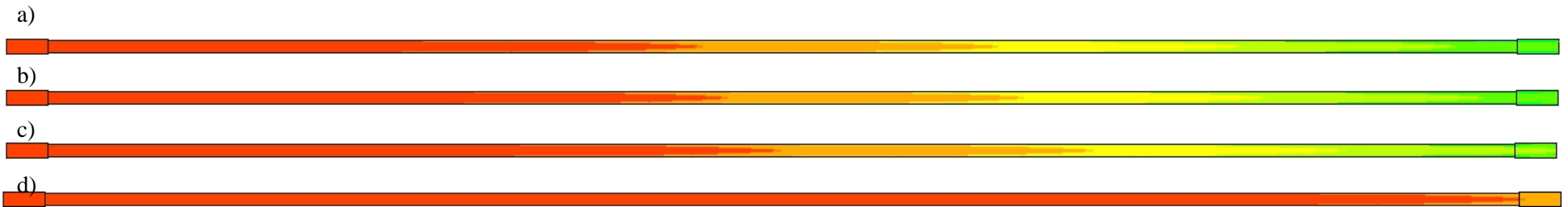
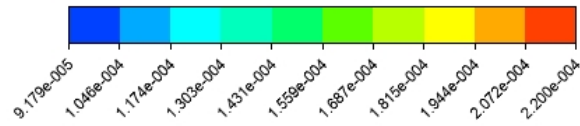
Rys. 5.2 Wizualizacja udziału masowego  $\text{NO}_x$  wzdłuż przekroju podzielonego kanału 700 mm dla a) SST, b) SST  $k-\omega$ , c)  $k-\omega$ , d)  $k-\epsilon$



Rys. 5.3 Wizualizacja udziału masowego  $\text{NO}_x$  wzdłuż przekroju podzielonego kanału 1050 mm dla a) SST, b) SST  $k-\omega$ , c)  $k-\omega$ , d)  $k-\epsilon$

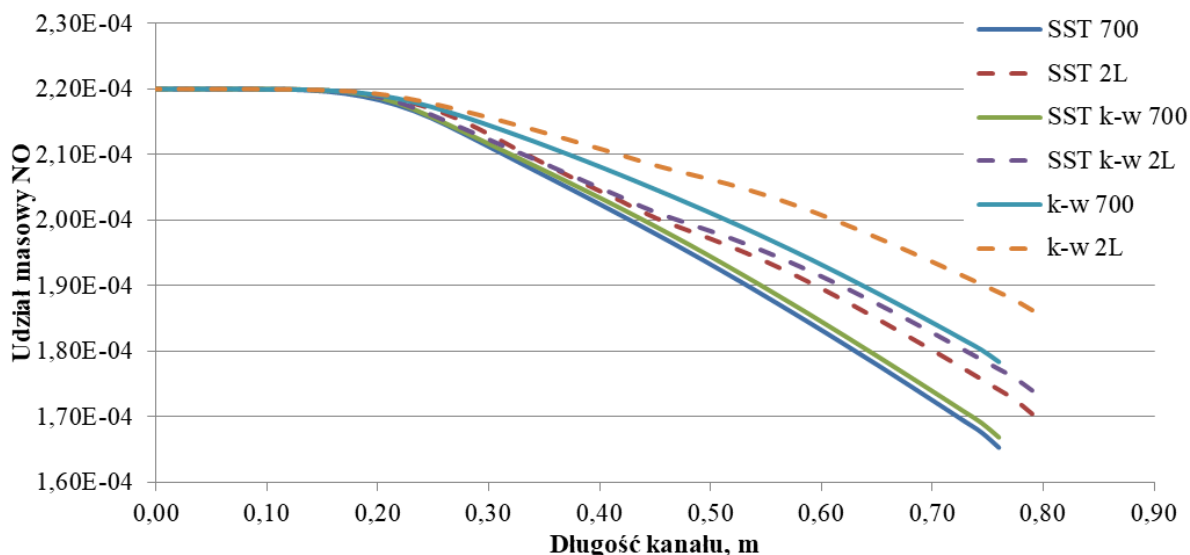


Rys. 5.4 Wizualizacja udziału masowego NO<sub>x</sub> wzdłuż przekroju kanału 700 mm dla a) SST, b) SST  $k-\omega$ , c)  $k-\omega$ , d)  $k-\epsilon$

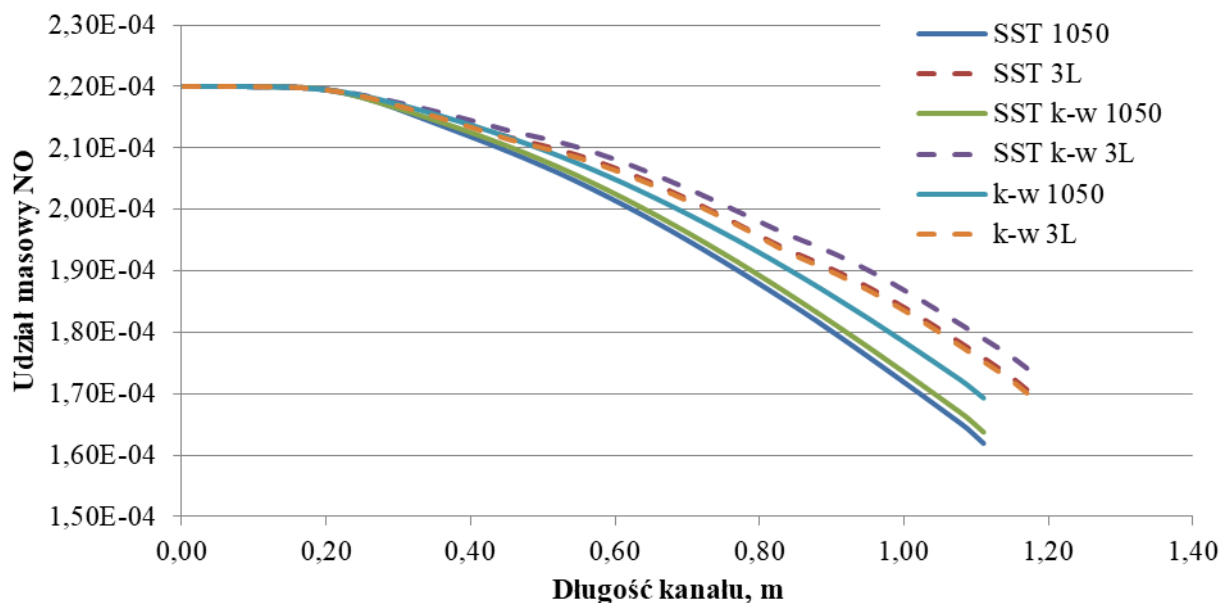


Rys. 5.5 Wizualizacja udziału masowego NO<sub>x</sub> wzdłuż przekroju kanału 1050 mm dla a) SST, b) SST  $k-\omega$ , c)  $k-\omega$ , d)  $k-\epsilon$

Aby porównać wpływ segmentacji kanału SCR na proces redukcji NO, postanowiono zastosować odczyt liniowy udziału NO wzdłuż centralnej części kanałów 700 mm i 1050 mm, a następnie dokonano porównania na wykresach, Rys. 5.6 i Rys. 5.7. Oczywistym jest, że wraz z odległością od wlotu zawartość tlenu azotu zmniejsza się, lecz co istotniejsze, nie zaobserwowano pozytywnego wpływu podziału kanału na części.



Rys. 5.6 Porównanie wyników udziału NO wzdłuż kanału 700 mm jedno- i dwuczęściowego dla modeli turbulencji: *SST*, *SST k- $\omega$*  i *k- $\omega$*

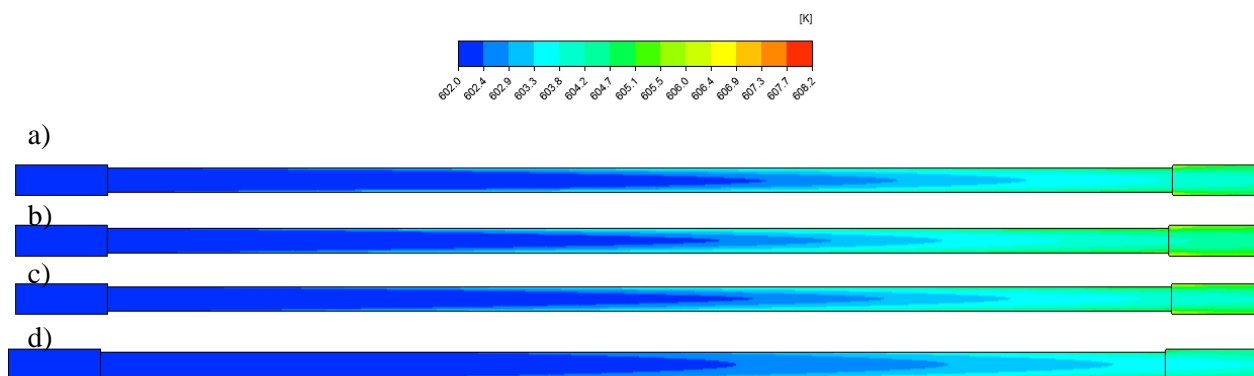


Rys. 5.7 Porównanie wyników udziału NO wzdłuż kanału 1050 mm jedno- i trójczęściowego dla modeli turbulencji: *SST*, *SST k- $\omega$*  i *k- $\omega$*

Podział na segmenty sprawił, że w efekcie końcowym stopień redukcji NO<sub>x</sub> jest nieco niższy, pomimo tego, że sumaryczna długość warstwy katalitycznej w kanałach jest taka sama. Stopień redukcji dla kanałów o długości katalizatora 700 mm wyniósł ok. 23,6% (*SST k- $\omega$* ), ok.

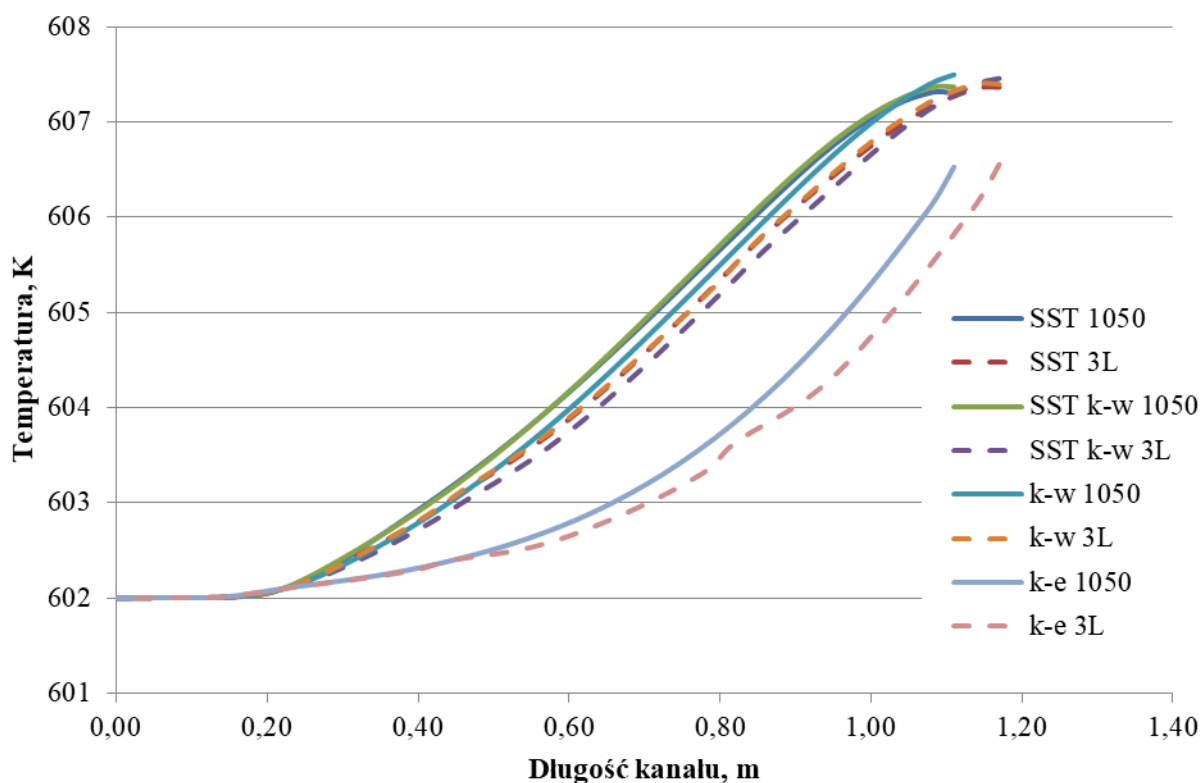
24% (*SST*) i ok. 18,6% (*k- $\omega$* ), natomiast dla kanałów dwusegmentowych kolejno 20,4%, 22,7% oraz 15%, rys. 10.10. Analogiczne zjawisko występuje dla modeli z Rys. 5.7, tj. dla kanału 1050 mm: 25,4% (*SST k- $\omega$* ), ok. 26,4% (*SST*) i ok. 22,7% (*k- $\omega$* ), z kolei dla kanału trójsegmentowego: 20,5% (*SST k- $\omega$* ), ok. 22,2% (*SST*) i ok. 22,2% (*k- $\omega$* ). Wyniki stopnia redukcji tlenu azotu dla analizowanych modeli turbulencji są dosyć zbliżone, jednak zastosowanie segmentu niekatalizującego, a wprowadzonego, aby zaburzyć przepływ strugi spalin nie przyniosło spodziewanego efektu. Struga zachowuje się stabilnie, więc jedynie zastosowanie dodatkowego miksera może doprowadzić do intensywnego wymieszania spalin a w efekcie końcowym do uzyskania realnego wpływu na poprawę stopnia redukcji  $\text{NO}_x$ .

Zwiększenie temperatury spalin jest wynikiem egzotermicznej redukcji tlenków azotu. Zjawisko to zależy głównie od intensywności reakcji i stężenia  $\text{NO}_x$  w spalinach. Wyniki modelowania ukazują istnienie tego zjawiska, potwierdzając poprawność modelu kinetycznego. Temperatura spalin na wylocie z kanału SCR o długości 350 mm jest wyższa o ok. 3,5 K, a należy również odnotować rozkład temperatur w przekroju podłużnym kanału, wskazujący na przyścienny proces katalityczny, Rys. 5.8.



Rys. 5.8 Wizualizacja rozkładu temperatur w przekroju kanału 350 mm dla: a) *SST*, b) *SST k- $\omega$* , c) *k- $\omega$* , d) *k- $\epsilon$*

Porównując wyniki dla kanałów 1050 mm oraz trójsegmentowego, Rys. 5.9, odnotowano wysoką zbieżność dla modeli turbulencji *SST*, *SST k- $\omega$* , i *k- $\omega$* , natomiast model *k- $\epsilon$*  jak zauważono to wcześniej, znacznie odbiega od spodziewanych wyników. Długość kanałów zawierających powierzchnię katalizującą, a tym samym wydłużającą czas przebywania spalin w strefie  $\text{deNO}_x$ , wpływa na podniesienie temperatury spalin nawet o 5,8 K, co również potwierdza egzotermiczność procesu redukcji.



Rys. 5.9 Rozkład temperatur wzdłuż kanałów (1050 mm i trójczęściowego) dla analizowanych modeli turbulencji

### Podsumowanie wyników symulacji różnych geometrii kanałów katalizatora

Przedstawiono metodę modelowania redukcji tlenku azotu ze strumienia spalin przez katalizator SCR na bazie  $V_2O_5/TiO_2$  10%. Analizowano różne warianty pojedynczego kanału reaktora SCR, w którym zachodzi katalityczny proces  $deNO_x$  na ścianach wewnętrznych. Na potrzeby tej analizy wykorzystano skład spalin odpowiadający referencyjnemu blokowi węglowemu 900 MW. Bazując na danych literaturowych, zaimplementowano kinetykę reakcji redukcji  $NO_x$  oraz wykorzystano modele turbulencji *SST*, *SST k- $\omega$* , *k- $\omega$*  i *k- $\epsilon$* , celem porównania przebiegu procesu w zbudowanych kanałach. Geometria kanałów również była celem analizy, z uwagi na chęć zaobserwowania zjawiska poprawy stopnia redukcji tlenków azotu poprzez podział kanału na dwie i trzy części, rozdzielone segmentem bez warstwy katalizującej.

Należy odnotować, że model turbulencji *k- $\epsilon$* , ze względu na swój charakter, nie pozwolił na osiągnięcie zakładanych wyników, z powodu nie dość dobrego odwzorowania reakcji zachodzących na ściankach kanałów. Znacznie bardziej poprawne rozwiązanie zaprezentowały modele turbulencji *SST* i *SST k- $\omega$* , które wykazują znacznie dokładniejsze modelowanie przepływu w warstwie przyściennej, gdzie zachodzą reakcje redukcji  $NO_x$ . Modele te z uwagi na osiągnięte wyniki, zostaną wykorzystane w dalszych analizach CFD.

Długość kanału warunkuje stopień redukcji tlenków azotu, co wynika bezpośrednio z długości warstwy katalizującej, lecz redukcja tlenków azotu jest bardziej efektywna w wydłużonych kanałach (700 mm i 1050 mm) niż w katalizatorze z kilkoma warstwami (2 x 350 mm i 3 x 350 mm). Jednak użycie katalizatorów złożonych z warstwowych modułów jest łatwiejsze do wymiany i regeneracji w czasie dalszej eksploatacji. Należy jednak instalować je jak najbliżej siebie, jeśli nie jest przewidziana dobudowa dodatkowych mieszaczy między modułami.

Zaobserwowano spodziewany przyrost temperatury spalin wzdłuż kanałów wynikający z charakteru reakcji zachodzących na powierzchni katalizatora. Proces  $\text{deNO}_x$  powoduje zwiększenie temperatury strugi o 3,5 K (kanał 350 mm) do nawet 5,8 K (kanał 1050 mm). W realnej instalacji przyrost temperatury może być znacznie mniejszy z uwagi na wymianę ciepła przez ścianki reaktora SCR, czego w modelowaniu nie założono.

## 5.2 Wpływ parametrów spalin na redukcję $\text{NO}_x$ w wyodrębnionym kanale

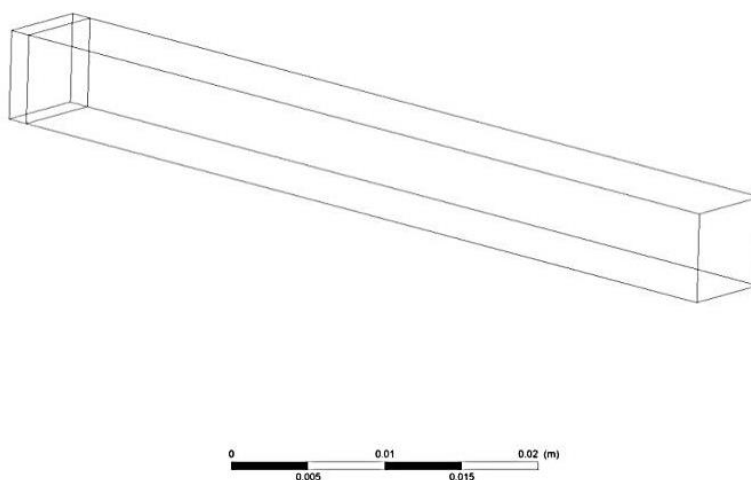
System selektywnej redukcji katalitycznej (SCR) jest wyjątkowo skutecznym sposobem na oczyszczanie spalin z tlenków azotu dla bloków węglowych. Reaktor SCR jest instalowany zwykle w drugim ciągu spalin (*High-dust SCR*) na wysokości zapewniającej optymalną temperaturę dla procesu denitryfikacji. Reagentem jest amoniak, który podawany jest za pomocą dysz w strumień spalin w odpowiedniej odległości od reaktora, aby zapewnić właściwy stopień wymieszania substratów reakcji. Mieszanina gazów spalinowych przepływa przez kanały reaktora SCR, gdzie występuje reakcja redukcji, zaabsorbowanych na powierzchni ścianek, cząsteczek  $\text{NH}_3$  i  $\text{NO}_x$  do neutralnych  $\text{N}_2$  i  $\text{H}_2\text{O}$ . Istotne jest zrozumienie podstawowego mechanizmu redukcji tlenków azotu zachodzącego na powierzchni kanałków oraz wykazanie w jaki sposób zmieniające się parametry spalin mogą wpłynąć na efektywność procesu redukcji tlenków azotu.

Selektywna redukcja katalityczna była przedmiotem analiz szeregu badań. Analizowano wpływ geometrii kanałów w reaktorze na proces [24,27,29]. Rozwijano również modele kinetyki procesu  $\text{deNO}_x$  zachodzącego na powierzchni katalizatora: jednowymiarowe obliczenia SCR np. [12,30,35]; dwuwymiarowe symulacje [20] oraz trójwymiarowe analizy  $\text{deNO}_x$  [21-23]. Z uwagi na wysokie zapotrzebowanie na moc obliczeniową, zwykle był brany pod uwagę model laminarnego przepływu spalin przez kanał SCR. Obecnie dostęp do klastrów obliczeniowych stał się łatwiejszy, dlatego też postanowiono wykonać obliczenia modelu kanału SCR na podstawie danych literaturowych [22]. W obliczeniach postanowiono

wykorzystać model turbulencji  $k-\omega$  SST oraz zasoby obliczeniowe Zakładu Maszyn i Urządzeń Energetycznych w postaci klastra zbudowanego na potrzeby analiz CFD. Uwzględnienie wspomnianego modelu turbulencji może w istotny sposób wpłynąć na osiągnięte wyniki obliczeń, w szczególności dzięki dokładniejszej symulacji w warstwie przyściennej.

### Geometria wyodrębnionego kanału SCR

Analiza numeryczna jest oparta na podstawie wyodrębnionego kanału modułu katalizatora SCR. Cały reaktor SCR katalizujący redukcję  $\text{NO}_x$  montowany jest w drugim ciągu spalin, gdzie występuje optymalny zakres temperatur (300–400°C). Wybrany do symulacji kanał posiada wymiar wlotowy 6x6 mm oraz długość 60 mm, Rys. 5.10. Odcinek ten jest na tyle krótki, że można uzyskać charakterystykę przepływu wraz z jego największą zmiennością występującą w obrębie wlotu bez konieczności zwiększania mocy obliczeniowych. Zastosowano na wlocie odcinek o długości 1,5 mm, który służy do stabilizacji obliczeń strumienia przed wlotem do części redukującej  $\text{NO}$  i nie posiada on warstwy katalizującej proces. Siatka obliczeniowa została zagęszczona przy warstwie przyściennej, aby uzyskane wyniki pozwoliły na dokładniejszy ogląd rozkładu przepływu spalin oraz zmianę stężenia  $\text{NO}$  wzdłuż analizowanego kanału.



Rys. 5.10. Model geometryczny kanału SCR

### Parametry obliczeniowe dla kanału SCR

Przygotowany model geometryczny posłuży do analizy porównawczej między procesem redukcji  $\text{NO}_x$  dla przepływu laminarnego i turbulentnego  $k-\omega$  SST opierając się na parametrach modelu analizowanego przez [22] z uwzględnieniem równań ciągłości przepływu, zachowania pędu i masy. Kinetyka reakcji chemicznych  $\text{deNO}_x$  na powierzchni ścianek została przeprowadzona wg modelu transportu substancji z uwzględnieniem reakcji chemicznych

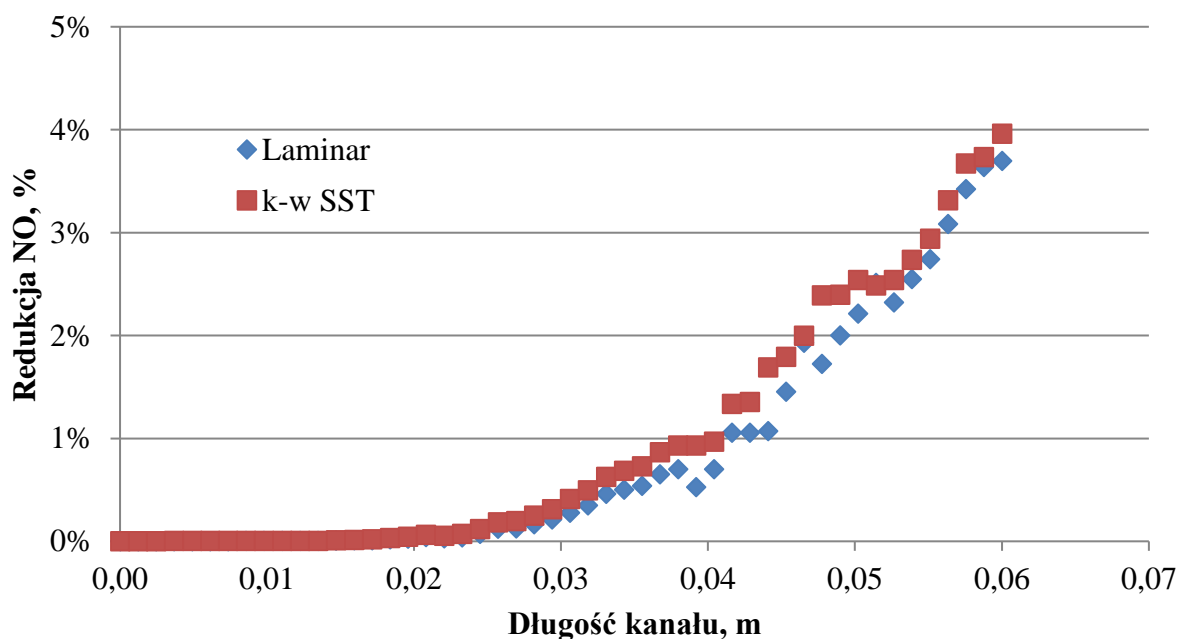


zachodzących na powierzchni ścianek (*Wall Surface Reactions*) oraz formuły *Finite-Rate* dla wybranych reakcji (10.9 i 10.10) – rozdział 10.3 (dostępne w rozprawie).

Do celów modelowania przyjęto parametry brzegowe zastosowane przez Tanno [22]. Spaliny ( $N_2$ ,  $O_2$ ,  $H_2O$ ,  $CO_2$  – udziały masowe zbieżne z poprzednią analizą) o temperaturze  $T = 600$  K, prędkości  $v = 6$  m/s oraz udziale masowym  $NO = 3,4 \cdot 10^{-4}$  są wprowadzane do kanału zaopatrzonego w warstwę katalizatora  $V_2O_5 = 3\%$ . Ścianki kanału są zamodelowane jako adiabatyczne, więc nie uwzględniono wymiany ciepła z otoczeniem. Obliczenia numeryczne wykonano wykorzystując środowisko Ansys Fluent.

### Wizualizacja wyników symulacji redukcji NO w kanale

Wykonane obliczenia dla dwóch wybranych modeli przepływu zostały porównane na Rys. 5.11 w celu wykazania różnic między przebiegiem procesu redukcji  $NO_x$  dla modelu laminarnego oraz w przypadku uwzględnienia turbulencji *k- $\omega$  SST* dla podstawowych parametrów brzegowych ( $T = 600$  K,  $v = 6$  m/s). Stężenie NO w strumieniu spalin zostało odczytane za pomocą wyznaczonej linii, poprowadzonej centralnie przez cały kanał SCR.

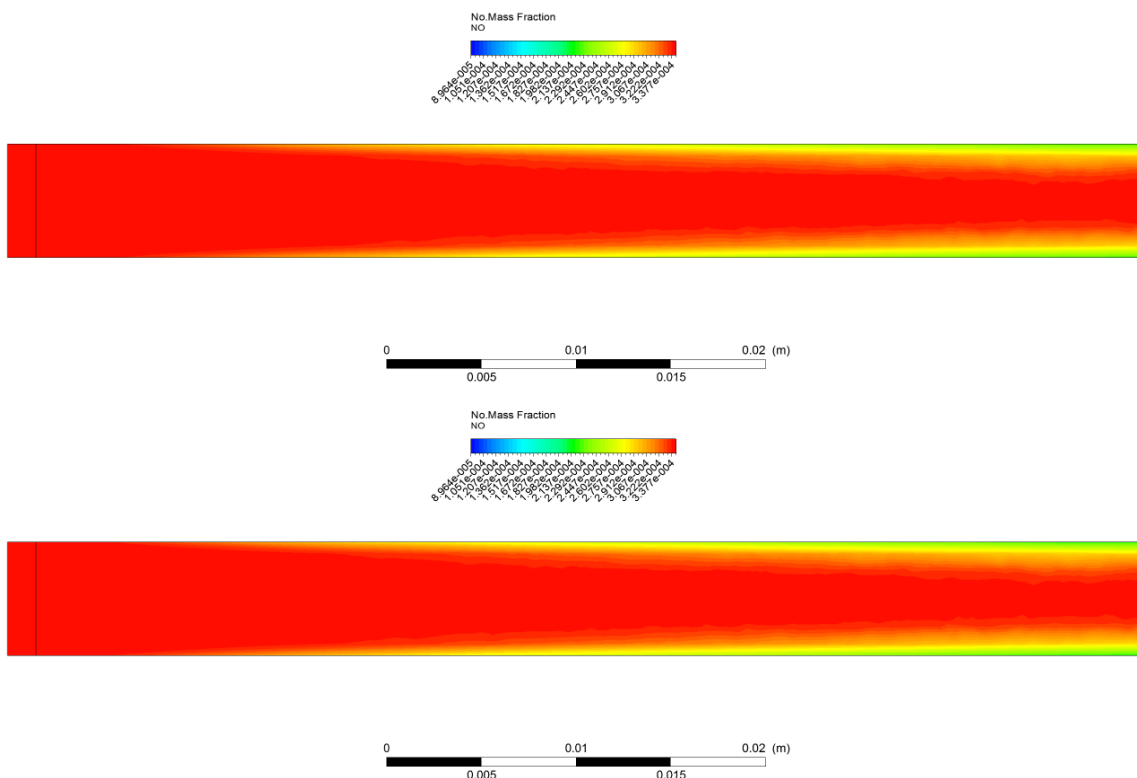


Rys. 5.11. Redukcja NO wzdłuż kanału dla modelu laminarnego i *k- $\omega$  SST*

Zauważalne są nieznaczne różnice w stopniu redukcji NO wzdłuż centralnej strugi spalin w kanale. Można założyć, że wyniki obliczeń przepływu laminarnego i turbulencyjnego są zbliżone z uwagi na to, że dla parametrów kanału przepływ przebiega w równoległych warstwach, a jedynie przy ściankach może następować niewielka lokalna burzliwość, która w minimalnym stopniu wpływa na redukcję tlenku azotu. Niski stopień redukcji rzędu 4% wynika również z niewielkiej długości analizowanego kanału, co może prowadzić do wniosku,

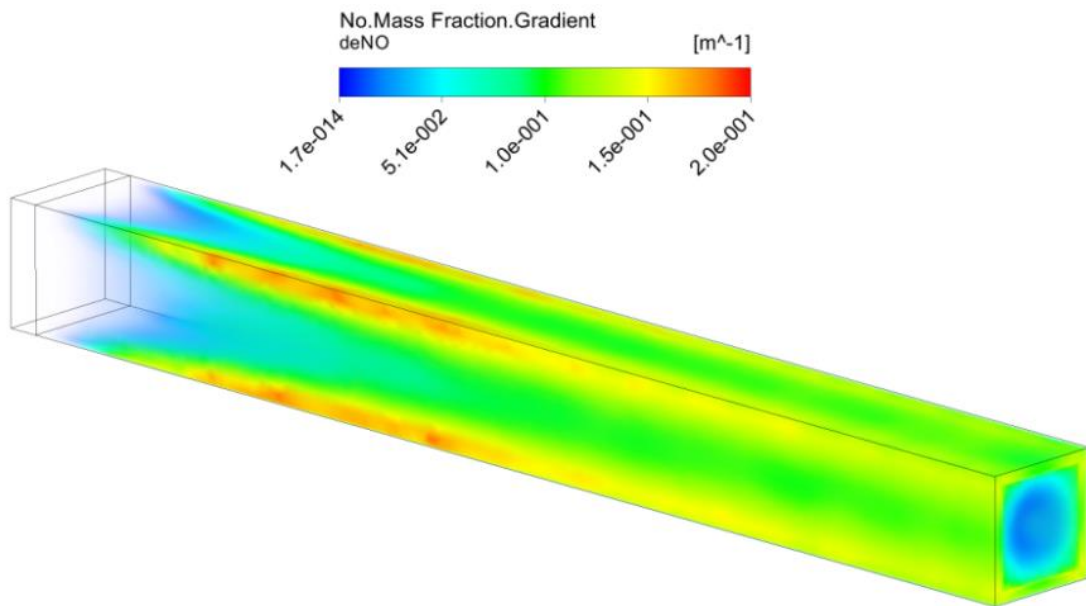
że przy symulacji kanału 350 mm i dłuższych, różnica między porównywanymi modelami przepływu będzie znacznie lepiej uwidoczniła.

W przekroju podłużnym kanału SCR występuje obniżenie stężenia NO w warstwach przyściennych obu modeli przepływowych, Rys. 5.12. Struga centralna nie wykazuje znacznych zmian w koncentracji tlenu azotu, ponieważ uporządkowany przepływ występujący w tej części kanału nie pozwala na znaczny transport molekuł NO i NH<sub>3</sub> w kierunku ścianek kanału.

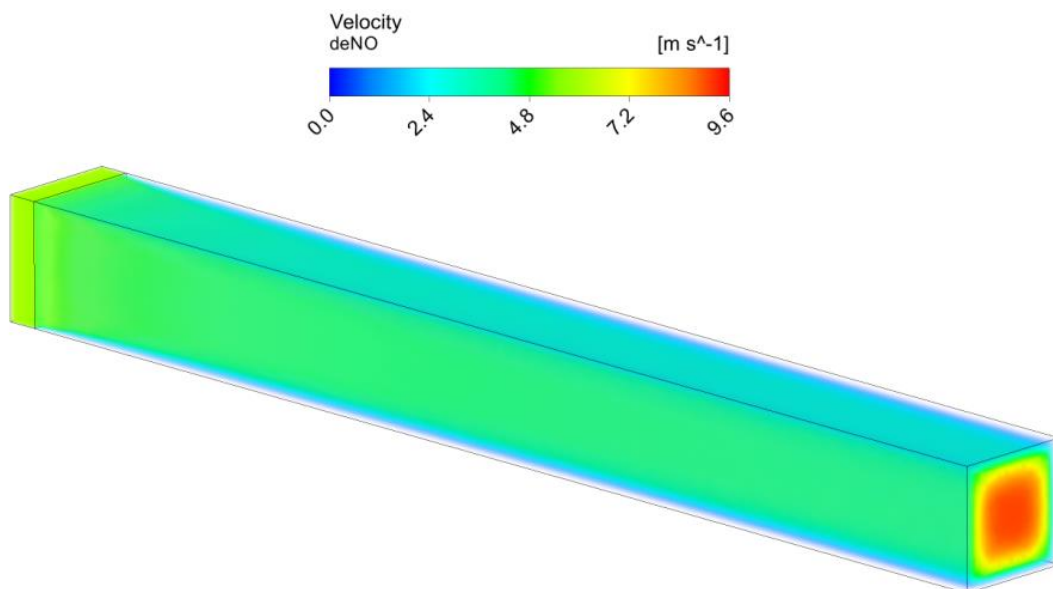


Rys. 5.12. Stężenie NO w przekroju podłużnym kanału SCR dla modelu laminarnego (górną) i  $k-\omega SST$  (dolną)

Redukcja tlenu azotu zachodzi na ściankach kanału SCR, lecz jak widać na Rys. 5.13, najintensywniej proces ten zachodzi przy złączeniach prostopadłych ścianek. Jest to efekt znacznego obniżenia prędkości przepływu spalin w tym obszarze, który skutkuje lokalnym przyrostem stopnia redukcji NO. Odnotowano także korelację między prędkością przepływu w centralnej części strugi (do 9,6 m/s), a niewielkim spadkiem stężenia NO, gdzie z uwagi na uporządkowany przepływ spalin dyfuzja w kierunku powierzchni katalizatora jest znacznie utrudniona.



Rys. 5.13. Gradient masowego stężenia NO w kanale SCR



Rys. 5.14. Rozkład prędkości w kanale SCR

Analizę wpływu temperatury oraz prędkości spalin została zawarta w pełnej wersji rozprawy doktorskiej dostępnej w Bibliotece Głównej Politechniki Śląskiej

### Synteza wyników wpływu parametrów spalin na proces deNO<sub>x</sub>

Przeprowadzona analiza numeryczna potwierdziła wpływ parametrów brzegowych na proces redukcji tlenków azotu ze spalin w technologii SCR. Modele laminarny i turbulentny  $k-\omega$  SST osiągają porównywalne wyniki dla analizowanego kanału długości 60 mm.

Wyniki symulacji pokazały w jaki sposób następuje redukcja NO na ściankach kanału. W narożnikach występuje niższa prędkość przepływu, która przyczynia się do intensyfikacji procesu denitryfikacji. Laminarny przepływ strugi centralnej nie pozwala na mieszanie się jej składników, co zmniejsza wydajność reaktora SCR. Jest to istotny problem, który należy uwzględnić przy projektowaniu kształtu *honeycomb*.

Zbudowany model numeryczny ukazuje pozytywny wpływ temperatury na proces redukcji wzdłuż kanału katalizującego. Prowadzenie procesu redukcji NO<sub>x</sub> powinno się odbywać w optymalnym oknie temperaturowym tj. 350 – 380°C. Należy jednak nie stosować temperatur wyższych niż 400°C, gdyż to prowadzi do utleniania SO<sub>2</sub> do SO<sub>3</sub> oraz rozpadu nieprzereagowanego amoniaku i dodatkową generację NO<sub>x</sub>.

Analiza prędkości wykazała, że jej zbyt wysoka wartość negatywnie wpływa na efektywność katalizatora, gdyż poziom redukcji NO wzrasta w minimalnym stopniu. Obniżenie prędkości spalin przyczynia się do zmniejszenia stężenia tlenu azotu. Można założyć, że odpowiednio regulując prędkość przepływu przez reaktor można zastosować moduły o krótszej długości, dzięki temu uzyskując oszczędność inwestycyjną. Rozwiązanie to jednak jest warte uwagi jedynie w przypadku wcześniejszego odpylenia spalin, gdyż niska prędkość zwiększa depozycję na powierzchni katalizatora i przyspiesza jego dezaktywację.

### **5.3 Model reaktora SCR na podstawie danych projektowych i pomiarowych dla instalacji w kotle OP-650k**

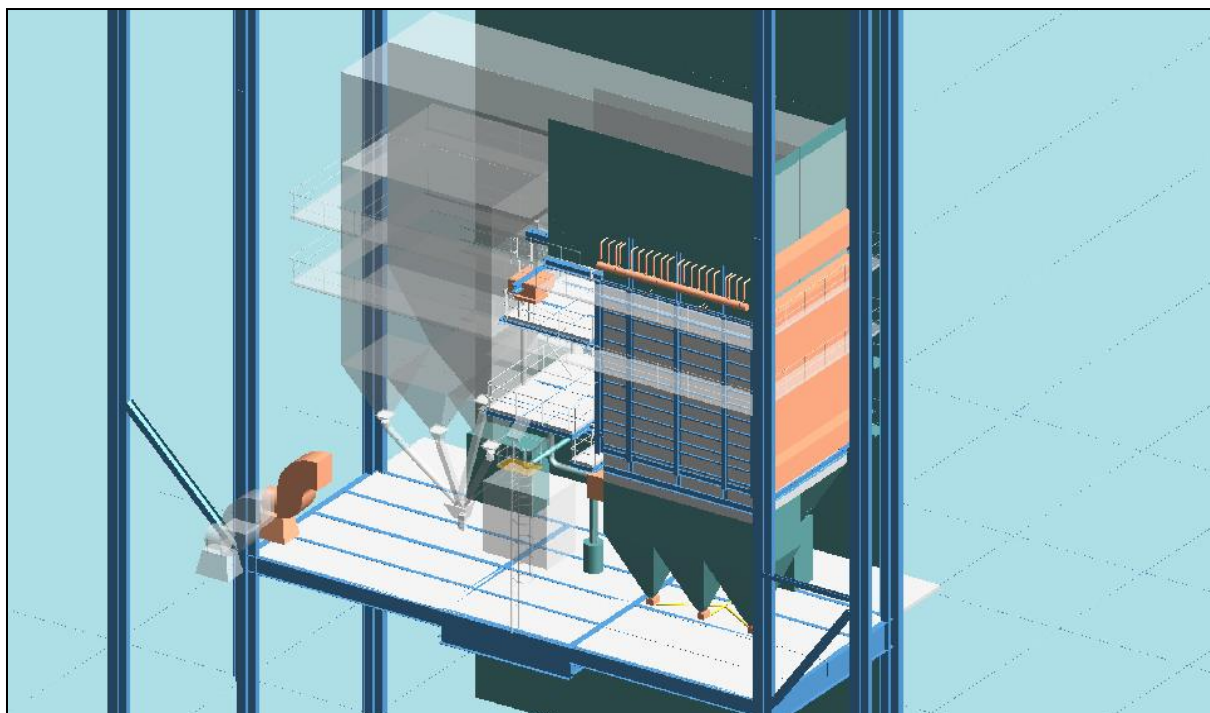
#### **5.3.1 Parametry techniczne reaktora SCR przy kotle OP-650k**

W TAURON Wytwarzanie Oddział Elektrownia Łaziska przyjęto koncepcję selektywnej redukcji katalitycznej tlenków azotu [31-32]. Zastosowany system selektywnej redukcji katalitycznej jest metodą, która posiada status technologii BAT (tj. najlepszej dostępnej technologii) [6] i ma za zadanie utrzymać emisję tlenków azotu poniżej wartości 200 mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub>, zgodnie z aktualnymi wytycznymi z Rozporządzenia Ministra Środowiska [5]. Przetarg publiczny przeprowadzony w trybie negocjacji z ogłoszeniem pozwolił wyłonić wykonawcę instalacji redukcji NO<sub>x</sub>, którym zostało konsorcjum Strabag Sp. z o.o. i Strabag AG. Zmodernizowane zostały cztery kotły OP-650k (nr 9, 10, 11 i 12), które zgodnie z założeniami powinny charakteryzować się emisją niższą niż 190 mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub>. Inwestycja była realizowana stopniowo w latach 2011-2014 zgodnie z harmonogramem postojów remontowych Tauron Wytwarzanie Oddziału Elektrowni Łaziska. Parametry techniczne instalacji SCR zostały zebrane w Tab. 5.2. (Zał. 2. dostępny w pełnej wersji rozprawy doktorskiej).

Tab. 5.2 Podstawowe dane techniczne reaktora SCR dla OP-650k w Elektrowni Łaziska [31]

Parametr	Jednostka	Wartość
Strumień spalin na jeden kocioł	m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h, mokre, faktyczne O <sub>2</sub>	Maks. 2 x 435 000
Temperatura operacyjna	°C	320 – 400
Minimalna temperatura robocza	°C	315
O <sub>2</sub>	objętość %, sucha	5,49
H <sub>2</sub> O	objętość %	8
SO <sub>2</sub>	mg/m <sup>3</sup> <sub>n</sub> , sucha przy 6% O <sub>2</sub>	4,100
Pył	g/ m <sup>3</sup> <sub>n</sub> , suchy, przy aktualnym O <sub>2</sub>	15 – 30 (maks. 35)
NO <sub>x</sub> na wlocie do katalizatora	mg/m <sup>3</sup> <sub>n</sub> , sucha przy 6% O <sub>2</sub>	≤450
NO <sub>x</sub> na wylocie z katalizatora	mg/m <sup>3</sup> <sub>n</sub> , sucha przy 6% O <sub>2</sub>	≤190
NO <sub>2</sub> jako część NO <sub>x</sub> na wlocie do katalizatora	objętość %	≤5
NH <sub>3</sub> na wylocie katalizatora	mg/m <sup>3</sup> <sub>n</sub> , sucha przy 6% O <sub>2</sub>	≤5
Prędkość spalin w katalizatorze	m/s	Ok. 5
Stężenie NH <sub>3</sub> na wlocie katalizatora	ppm (obj.) sucha, przy aktualnym % O <sub>2</sub>	Ok. 140
Gwarantowana żywotność	Lat	3

Wykonawca zaprojektował instalację reaktorów SCR złożonych z modułów katalizujących wraz z systemem wtrysku wody amoniakalnej w II–im ciągu kotła na wysokości podgrzewacza wody I°. W tym celu należało wykonać przebudowę II–go ciągu kotła, polegającą na podzieleniu podgrzewacza wody I° na dwie części. W wolną przestrzeń zainstalowano reaktory SCR na stronie lewej i prawej kotła, Rys. 5.15. Rozdzielenie podgrzewacza wody było istotne z powodu konieczności zabudowania katalizatora w oknie temperaturowym 300 – 400°C. Z powodu tej przebudowy należało również zmienić konstrukcję kanałów powietrza pierwotnego, kanałów spalin i układu odprowadzającego pył. Z uwagi na dużą masę, reaktory katalizujące należało posadzić na niezależnej konstrukcji wsporczej.



Rys. 5.15 Wizualizacja przebudowy II-go ciągu kotła – stan przed przebudową na stronie lewej, stan po przebudowie na stronie prawej [31]

Podstawowym elementem systemu SCR jest katalizator, który został podzielony na dwa równoległe reaktory, z kolei w każdym z nich umieszczono cztery podstawowe warstwy modułów katalizujących. Warstwa katalizatorów zbudowana jest z modułów złożonych z ośmiu wkładów, a każdy z nich jest zbiorem równoległe ułożonych płyt. Dane techniczne reaktora SCR zostały udostępnione przez Elektrownię Łaziska, lecz nie mogą być szerzej udostępnione, z uwagi na tajemnicę przedsiębiorstwa.

Projekt inwestycyjny założył również konieczność zapewnienia przestrzeni rezerwowej między pierwszym a drugim poziomem reaktora SCR. Rezerwa stanowi obecnie miejsce dostępu do katalizatora podczas postoju kotła w celu oczyszczenia wkładów z pyłu. W najbliższej przyszłości nastąpi zabudowa tego miejsca o kolejną warstwę katalizatora, ponieważ będzie to konieczne z uwagi na nowe wytyczne BAT [6].

Reagentem wykorzystywanym w tej instalacji jest roztwór wody amoniakalnej ( $\text{NH}_4\text{OH}$ ) o stężeniu nie przekraczającym 25%. Substrat reakcji redukcji  $\text{NO}_x$  jest dostarczany do elektrowni transportem samochodowym i kolejowym. W skład stacji magazynowej wchodzi m.in. dwa zbiorniki magazynowe, których łączna pojemność wynosi  $530 \text{ m}^3$ . Woda amoniakalna za pośrednictwem pomp zasilających o ciśnieniu  $\geq 4$  bary przetłaczana jest do stacji przygotowania i dawkowania reagenta (SKID). Stacja ta znajduje się na poziomie 28 m kotłowni. Cała instalacja  $\text{deNO}_x$  obejmująca cztery kotły zostanie wyposażona w dwa

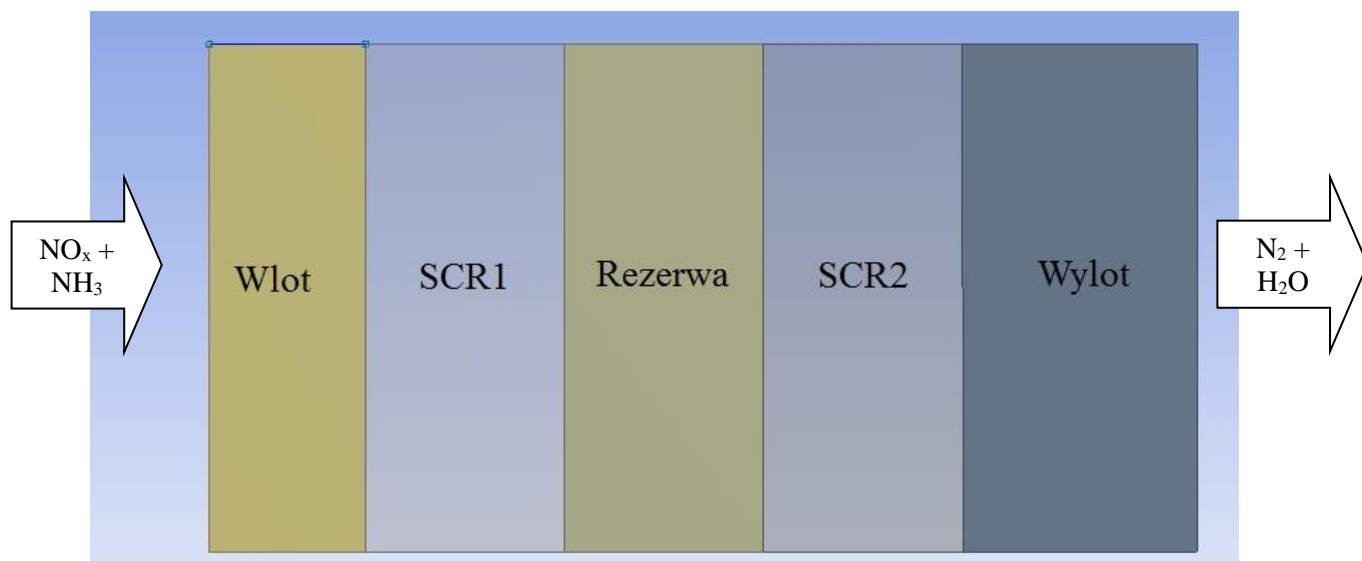
identyczne układy SKID. Jeden układ odpowiedzialny jest za przygotowanie reagenta dla kotłów nr 11 i nr 12, natomiast drugi – dla kotłów nr 9 i nr 10. Każdy układ SKID składa się m.in. z trzech odparowywaczy reagenta, trzech dmuchaw powietrza, trzech parowych podgrzewaczy powietrza oraz dwóch mieszaczy. Zaprojektowany układ urządzeń umożliwia 100% rezerwę dla jednego kotła. Reagent po odparowaniu w odparowywaczu przy temp. 104 – 107°C zostaje zmieszany ze sprężonym i podgrzanym powietrzem do temp. 120 – 125°C, a następnie trafia do mieszacza. Po wymieszaniu reagent poprzez układ dyszowy siatki wtrysku amoniaku (AIG). Konfiguracja ta pozwala dostarczyć odpowiednią dawkę reagenta wprost do strumienia spalin przed reaktorem SCR.

### 5.3.2 Model reaktora dwupoziomowego

Jednym z częściej spotykanym rozwiązaniem w polskiej energetyce jest system redukcji tlenków azotu metodą *High-dust SCR*. Wynika on z wysokiej stabilności przebiegu procesu oraz wysokiemu stopniowi redukcji NO<sub>x</sub> wraz z możliwością rozbudowy reaktora po wprowadzeniu bardziej rygorystycznych norm emisji. Dlatego też do analizy przyjęto katalizator zabudowany w II-gim ciągu kotła OP-650k, jednostki spalającej węgiel kamienny, który nadal stanowi istotną część krajowej energetyki. Warstwę katalizatora stanowi V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>-WO<sub>3</sub>/TiO<sub>2</sub>. Instalacja w tym miejscu spowodowała konieczność pewnej przebudowy, polegającej na rozdzieleniu podgrzewacza wody oraz wydłużeniu całego ciągu. Było to konieczne z uwagi na zapewnienie minimalnej temperatury roboczej 315°C, aby reaktor pracował w warunkach stabilnych i osiągał wymagany poziom stężenia tlenków azotu na wylocie. Analizy zaprezentowane w tej części pracy mają na celu walidację modelu CFD z danymi pomiarowymi, wykazanie efektu dobudowy dodatkowej warstwy katalizatora SCR w miejsce przestrzeni rezerwowej, a także zbadanie wpływu instalacji mieszaczy spalin za pierwszym poziomem reaktora, w celu sprawdzenia poprawy stopnia redukcji NO<sub>x</sub>

Model przyjęty do analizy składa się z dwóch poziomów zawierających płytowy wariant katalizatora (SCR1 i SCR2), poziomu rezerwowego umieszczonego między pierwszym a drugim poziomem katalizatora oraz kanałem wlotowym i wylotowym, Rys. 5.16. Wymiary geometryczne każdego elementu reaktora zostały oparte o materiały udostępnione przez Elektrownię Łaziska, jednak z uwagi na tajemnicę przedsiębiorstwa nie mogą one być upublicznione. Głębokość i szerokość całego reaktora jest niezmienna z uwagi na warunki zabudowy. Wysokość katalizatora oraz przestrzeni rezerwowej odpowiada wymiarom poziomu katalizującego (składającego się z dwóch warstw każdy), ponieważ jak sama nazwa wskazuje,

służy ona do instalacji kolejnego poziomego reaktora, co jest kolejnym krokiem analizy numerycznej modelu SCR.



Rys. 5.16. Schemat analizowanego modelu reaktora SCR

Bazując na własnych opracowaniach [27,28] zaimplementowano dane do zbudowanego reaktora SCR 3D za pomocą programu komercyjnego Ansys Fluent 17.2. Wkłady katalizatora (SCR1 i SCR2), zamiast szeregu płyt w każdym module i warstwie, zamodelowano jako objętość porowatą o współczynniku 0,3, aby zmniejszyć obciążenie zasobów obliczeniowych. Dodatkowo założono laminarny przepływ w tych ośrodkach, tak aby odwzorować drogę przepływu spalin w równoległe ułożonych płytach z powierzchnią katalizującą. Nadrzędnym modelem dla turbulencji jest *Transient SST*, natomiast kinetyka reakcji chemicznych procesu redukcji tlenków azotu została przeprowadzona wg modelu transportu substancji z uwzględnieniem reakcji chemicznych zachodzących na powierzchni ścianek (*Wall Surface Reactions*) oraz formuły *Finite-Rate* dla reakcji (10.11) i (10.12):



Pierwsza reakcja jest nadrzędną dla metody SCR, natomiast reakcja oksydacji  $\text{NH}_3$  również występuje na powierzchni katalizatora i została uwzględniona aby odwzorować obniżenie  $\text{NH}_3$ -*slip* nieprzereagowanego amoniaku. Parametry spalin zostały dobrane tak, aby odwzorować warunki pracy reaktora *High-dust SCR* zainstalowanego przy kotle OP-650k oraz zweryfikować uzyskane wyniki z danymi pomiarowymi. Spaliny o temperaturze  $T = 633 \text{ K}$ , prędkości  $v = 5 \text{ m/s}$  oraz udziale masowym składników spalin ( $\text{NO}_x = \text{NO} = 0,0001456$ ,  $\text{O}_2 = 0,05$ ,  $\text{H}_2\text{O} = 0,06$ ,  $\text{CO}_2 = 0,18$ ,  $\text{N}_2 = 0,709$ ) jest wprowadzana do kanału (wlot), a następnie przepływa przez kolejne poziome reaktora. Stosunek molowy między  $\text{NO}$  a  $\text{NH}_3$  wynosi 1:1.

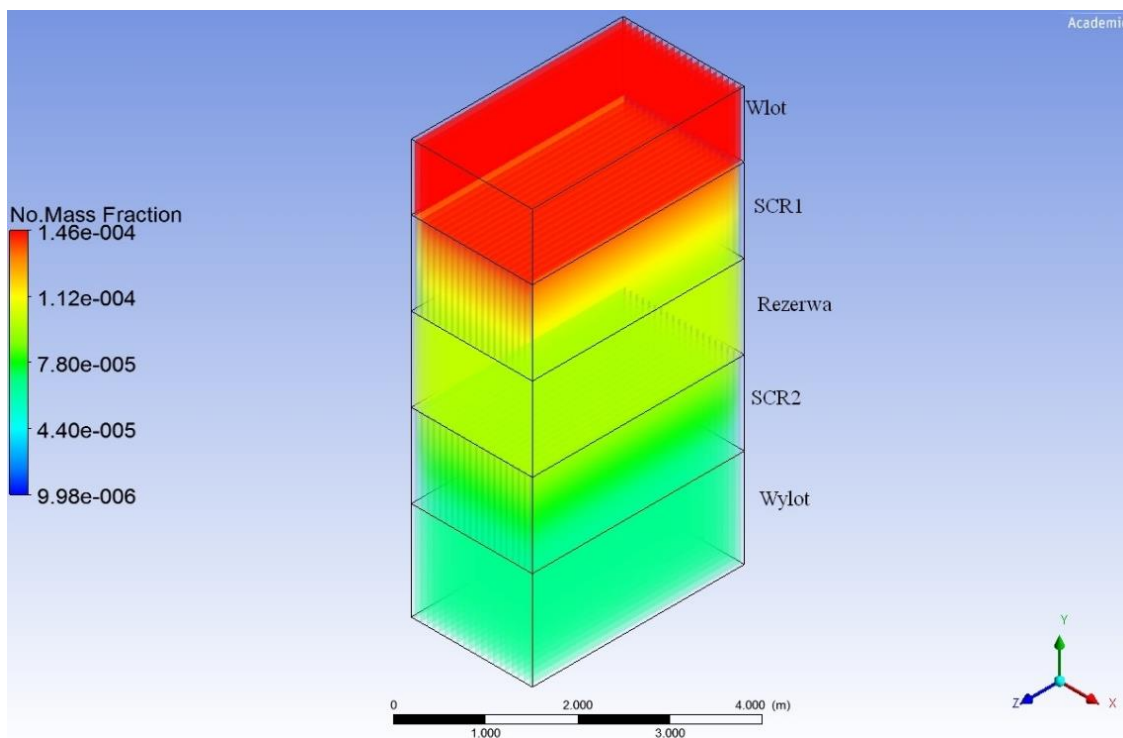


Poziomy katalizujące SCR1 i SCR2 są rozdzielone przestrzenią nieporowatą (rezerwa), w której nie zachodzi reakcja redukcji deNO<sub>x</sub>. Ściany zewnętrzne są zamodelowane jako adiabatyczne, aby zminimalizować zakłócenia symulacji. Efekt deponacji pyłu został pominięty i skupiono się jedynie na fazie gazowej wraz z reakcjami. Przepływ spalin został zamodelowany jako stan ustalony. Pominięto również zawartość SO<sub>2</sub> w spalinach, gdyż analiza dotyczy jedynie reakcji redukcji tlenków azotu.

### Porównanie wyników obliczeń z danymi pomiarowymi

Aby porównać model CFD z reaktorem SCR odczytano uśrednione stężenie NO<sub>x</sub> przed i za reaktorem SCR z danych eksploatacyjnych otrzymanych od Elektrowni Łaziska (Załącznik 3 dostępny w pełnej wersji rozprawy) [33]. Tabele pomiarowe zawierają przebieg pracy bloku przez 30 dni, wraz z odczytem parametrów co godzinę dla różnych obciążeń. Na potrzeby obliczeń wyznaczono średnie stężenie przed reaktorem SCR dla obciążenia nominalnego, tj. 350 mgNO<sub>x</sub>/m<sup>3</sup><sub>n</sub>.

Przeprowadzone symulacje wykazały podobieństwo co do wyników pomiarów dokonanych na instalacji zlokalizowanej w II-gim ciągu spalin kotła OP-650k. W przypadku pomiarów średni poziom redukcji NO<sub>x</sub> wyniósł 57,2% (do poziomu ok. 150 mgNO<sub>x</sub>/m<sup>3</sup><sub>n</sub>), natomiast w analizowanym wariantcie modelu SCR dwupoziomowego redukcja osiągnęła wartość 58,9% (do średnio ok. 143 mgNO<sub>x</sub>/m<sup>3</sup><sub>n</sub>) co można uznać za dosyć dobre odwzorowanie uśrednionych warunków rzeczywistych.

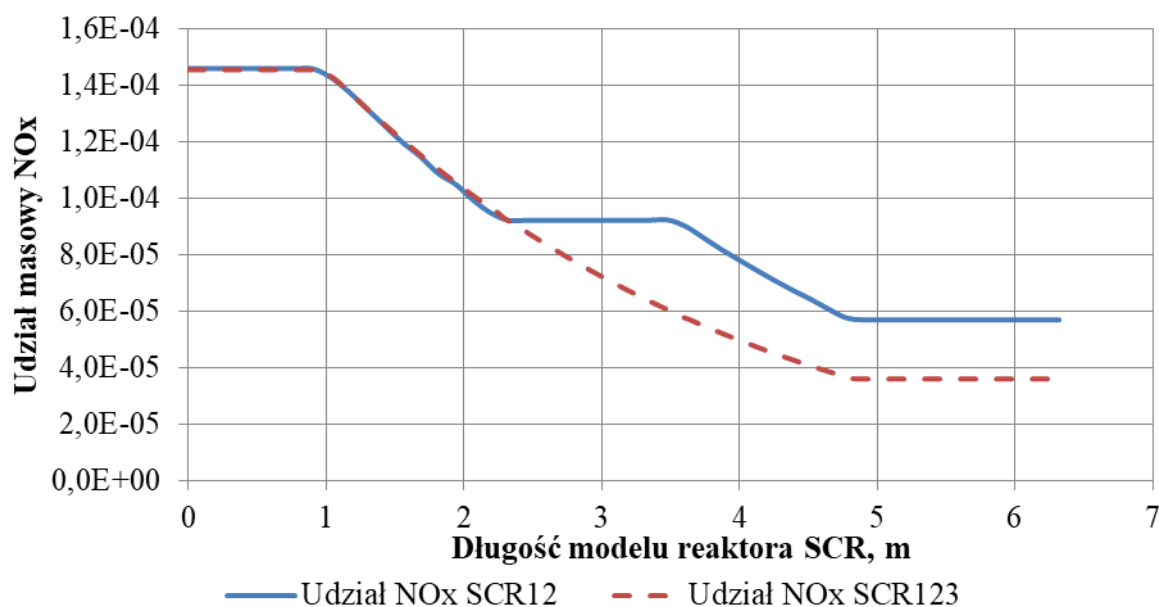


Rys. 5.17. Zmiana udziału masowego NO<sub>x</sub> w spalinach przepływających przez reaktor SCR

Na Rys. 5.17 przedstawiono wizualizację zmiany udziału masowego  $\text{NO}_x$  w spalinach przepływających przez reaktor SCR. Zauważyć można istotne zmiany udziału masowego tlenu azotu w częściach SCR1 i SCR2, w których dochodzi do reakcji katalitycznych.

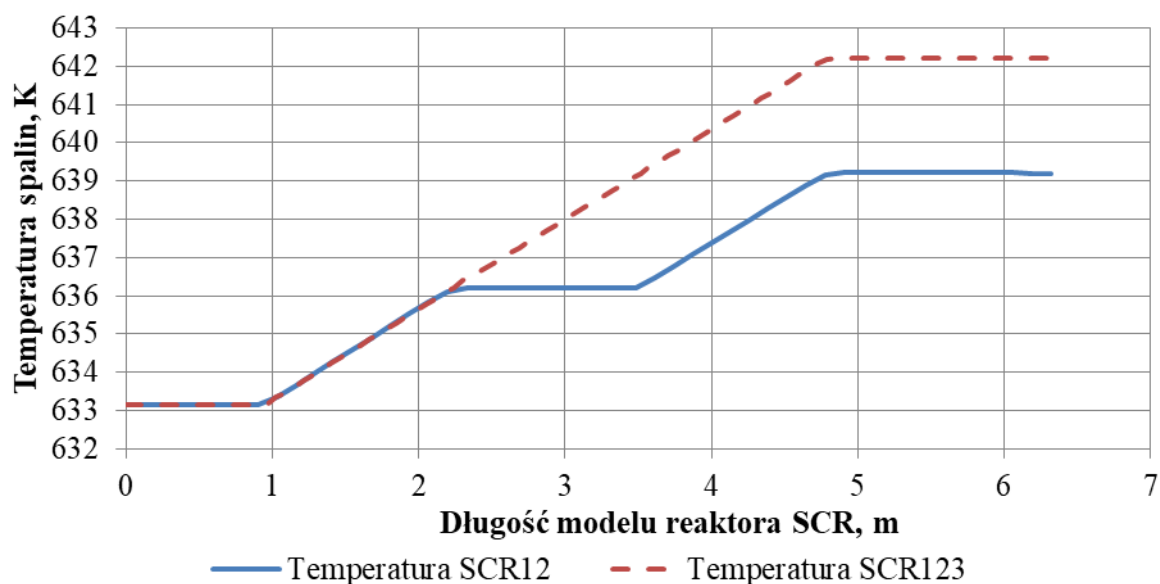
### 5.3.3 Rozbudowa reaktora SCR o trzecią warstwę katalityczną

Po przeprowadzeniu weryfikacji modelu z dwoma poziomami katalizatora, przeanalizowano w jaki sposób zabudowa części rezerwowej wpłynie na działanie reaktora SCR. W tym celu dokonano zmian w modelu nadając poziomowi „rezerwa” właściwości zgodne ze wcześniejszymi ustawieniami dla SCR1 i SCR2. Tym samym model reaktora posiada trzy poziomy katalityczne (SCR123), zamodelowane jako objętość porowata. W ten sposób wydłużył się czas przebywania cząsteczek  $\text{NO}_x$  i  $\text{NH}_3$  w strefie de $\text{NO}_x$ , a w efekcie końcowym uzyskano redukcję 74,3%  $\text{NO}_x$  (ok. 90  $\text{mgNO}_x/\text{m}^3_n$ ), Rys. 5.18. Średnie stężenie tlenu azotu na wylocie mieści się w granicach planowanych norm emisji zawartych w wytycznych BAT, Tab. 1.3. dla instalacji istniejących. Zatem można wnioskować, że bloki wyposażone w reaktory SCR w ten prosty sposób można dostosować do norm emisji po roku 2020. Z uwagi na wydłużenie czasu przepływu przez kanały katalizatora, problem  $\text{NH}_3\text{-slip}$  będzie zmniejszony. Natomiast może wystąpić zjawisko zwiększonej oksydacji  $\text{SO}_2$  oraz rtęci, na co należy zwrócić uwagę przy modernizacji ciągu oczyszczania spalin. Dobudowa kolejnego stopnia katalizatora przyczyni się również do zwiększenia spadku ciśnienia na całym reaktorze, co znajdzie swoje odzwierciedlenie w dalszej części ciągu kondycjonowania spalin.



Rys. 5.18. Porównanie wpływu wariantu dwu- i trójpoziomowego SCR na udział masowy  $\text{NO}_x$

Przyrost temperatury spalin obserwowany dla obu przypadków (Rys. 5.19) jest spowodowany egzotermicznością reakcji chemicznych zachodzących na katalizatorze. Średni przyrost temperatury uzyskany w obliczeniach numerycznych wyniósł 3 K na poziom SCR.



Rys. 5.19. Porównanie temperatur spalin dla wariantów dwu- i trójpoziomowego SCR.

W wariancie trójpoziomowym (SCR123) temperatura końcowa jest wyższa (642 K) niż w modelu podstawowym (SCR12) – 639 K, co jest nierozdzielnie związane ze zwiększeniem powierzchni całkowitej katalizującej proces  $\text{deNO}_x$ . Podniesienie temperatury spalin daje możliwość, w niewielkim zakresie, zwiększenia stopnia odzysku ciepła w kolejnych wymiennikach. Z drugiej strony zbliżanie się do temperatury  $400^\circ\text{C}$  powoduje zwiększenie oksydacji  $\text{SO}_2$  do  $\text{SO}_3$ , co może prowadzić do korozji w dalszej części ciągu spalin.

### 5.3.4 Omówienie wyników modelowania reaktora SCR kotła OP-650k

Obliczenia numeryczne wykazały wysoką zbieżność modelu dwupoziomowego z pomiarami rzeczywistymi ( $\text{deNO}_{x\text{real}} = 57,2\%$ ,  $\text{deNO}_{x\text{SCR12}} = 58,9\%$ ), dlatego też model ten może służyć do analiz różnych koncepcji optymalizacji pracy reaktora SCR dla kotłów węglowych.

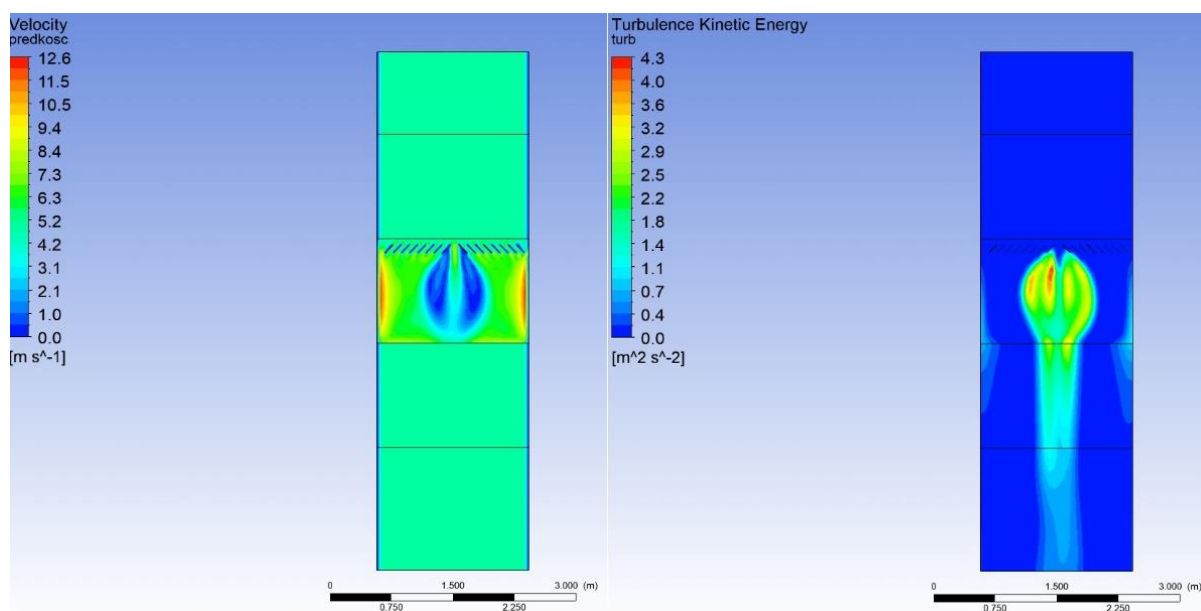
Wyniki dla reaktora z trzema poziomami katalizatora potwierdzają prawidłowość kierunku zwiększania redukcji tlenków azotu ze spalin istniejących bloków węglowych poprzez rozbudowę SCR o kolejny poziom katalizujący. Dla rozbudowanego trójpoziomowego reaktora uzyskano stężenie na poziomie  $90 \text{ mgNO}_x/\text{m}^3_n$  ( $\text{deNO}_{x\text{SCR123}} = 74,3\%$ ), co odpowiada przyszłym normom emisji dla dużych jednostek wytwórczych aktualnie użytkowanych. W przypadku bloków nowych, dla których planowana norma emisji może wynieść nawet  $65 \text{ mgNO}_x/\text{m}^3_n$ , konieczna może być rozbudowa reaktora SCR, zastosowanie nowszych technik ograniczenia

emisji  $\text{NO}_x$  metodami pierwotnymi lub instalacja układu hybrydowego SNCR+SCR. W ostatnim wariantcie SNCR wstępnie obniży stężenie  $\text{NO}_x$  przed reaktorem katalitycznym, gdzie z kolei nastąpi pogłębiona redukcja oraz zmniejszenie  $\text{NH}_3$ -*slip*.

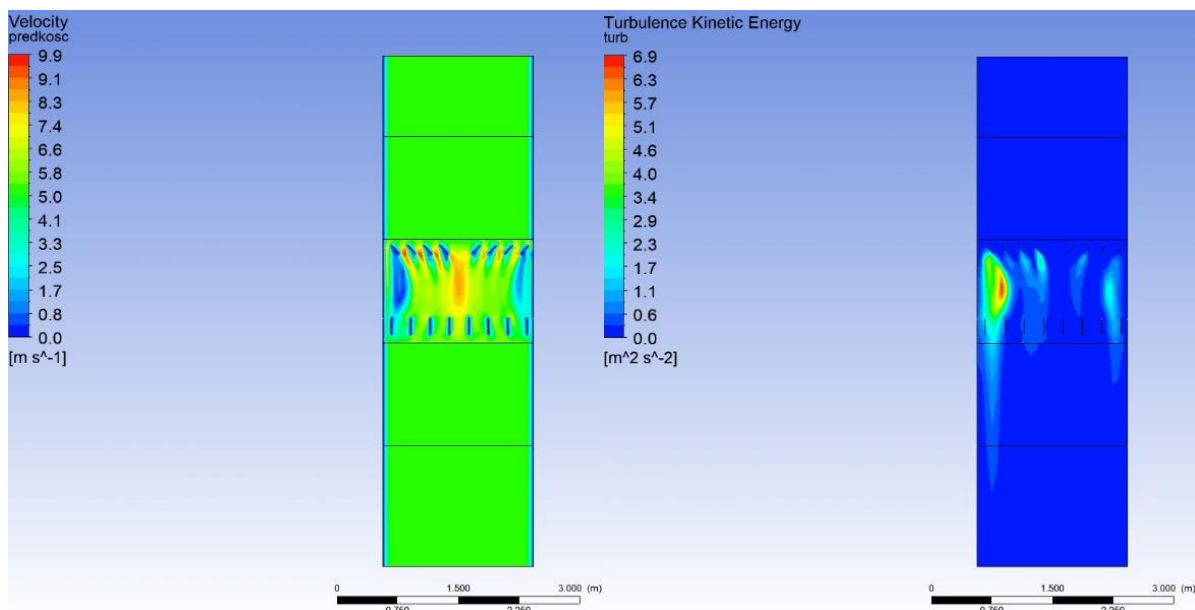
Przyrost temperatury spalin wynika z charakteru reakcji redukcji  $\text{NO}_x$ , która jest egzotermiczna. Średni gradient wynosi 3 K na poziom, co w przypadku SCR12 podniosło temperaturę spalin z 633 do 639 K, a w wariantcie SCR123 do wartości ok. 642 K, co może prowadzić do zwiększonej oksydacji  $\text{SO}_2$  do  $\text{SO}_3$  po modernizacji.

### 5.3.5 Analiza skutków zaburzenia przepływu w strefie rezerwowej na redukcję $\text{NO}_x$

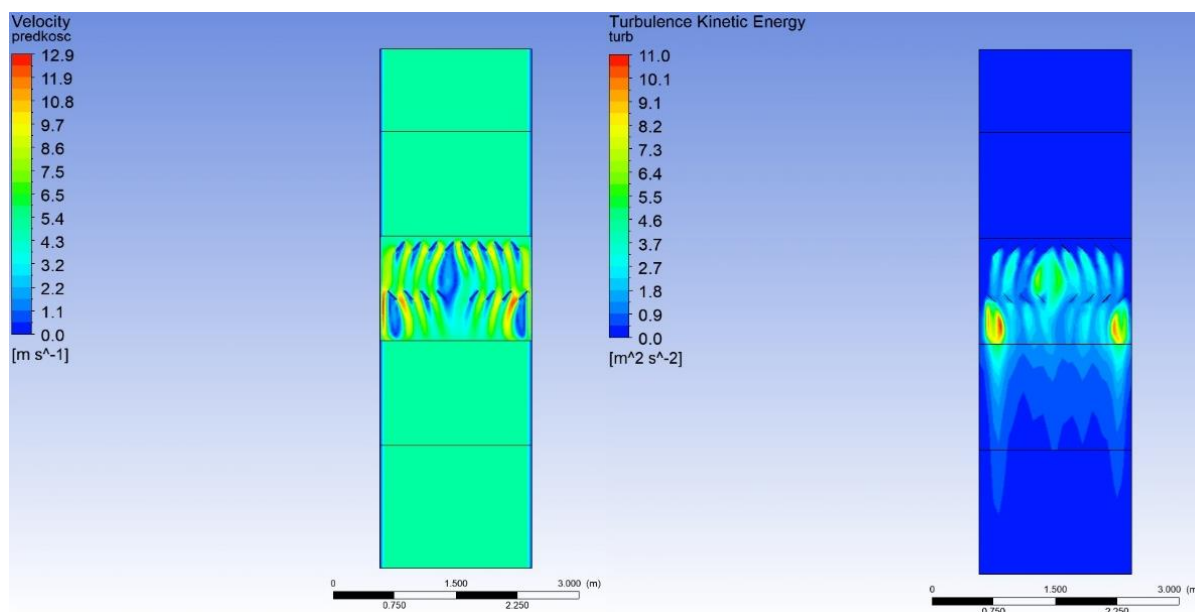
Model reaktora SCR zbudowany na podstawie danych projektowych i pomiarowych uzyskanych dla kotła OP-650k posłużył również do analizy możliwości wprowadzenia dodatkowych mieszaczy strumienia spalin za pierwszym stopniem SCR (w miejscu rezerwy). Analiza ma na celu wykazanie, czy instalacja mikserów pozwoli na osiągnięcie wyższej redukcji  $\text{NO}_x$  w wyniku zaburzenia strugi i wymieszania składników procesu de $\text{NO}_x$ . Jediną zmianą względem modelu reaktora dwupoziomowego jest wprowadzenie szeregu kształtek za pierwszą warstwą katalityczną. Przedstawione przekroje modelu reaktora SCR ukazują zmianę prędkości przepływu oraz wskaźnika energii kinetycznej zachodzącej turbulencji przepływu w kontakcie z mieszaczami zainstalowanymi w części rezerwowej. Miksery te są umieszczone w różnych konfiguracjach, aby końcowo porównać osiąganе efekty w postaci zmiany stopnia redukcji tlenków azotu na wylocie z reaktora. Wyniki obliczeń ilustrują Rys. 5.20 – Rys. 5.22.



Rys. 5.20. Model SCR z mieszaczami 8 na 8 (Wariant 1), rozkład prędkości (po lewej) i energia kinetyczna turbulencji (po prawej)



Rys. 5.21. Model SCR z mieszaczami typu 4 na 4 plus 8 stabilizatorów (Wariant 2), rozkład prędkości (po lewej) i energia kinetyczna turbulencji (po prawej)



Rys. 5.22. Model SCR z mieszaczami typu 8 na 8 w dwóch szeregach (Wariant 3), rozkład prędkości (po lewej) i energia kinetyczna turbulencji (po prawej)

Każdy z analizowanych wariantów pozwolił na intensyfikację mieszania strumienia spalin w obrębie strefy między modułami katalitycznymi. Prędkość przepływu w okolicy mieszaczy może wzrosnąć nawet dwukrotnie (do 12 m/s). Warianty 2 oraz 3 dla mieszaczy instalowanych w dwóch szeregach wykazują się największą zmianą w zakresie turbulencji przepływu oraz prędkości. Można więc wnioskować, że instalacja dwóch szeregów kształtek zmieniających kierunek przepływu zwiększa szansę na wymieszanie składników spalin. Jak przedstawiono

w Tab. 5.3, w rzeczywistości oba te warianty uzyskują wyższy stopień redukcji  $\text{NO}_x$  niż wariant 1 z jednym szeregiem kształtek. Jednakże wartości te są niezwykle niewielkie, dlatego też zaburzenie przepływu spalin nie jest rozwiązaniem, które można nazwać optymalizacją działania modułu SCR.

Tab. 5.3 Wyniki optymalizacji  $\text{deNO}_x$  poprzez zaburzenie przepływu w strefie rezerwowej SCR

	Wariant 1	Wariant 2	Wariant 3
Zwiększenie stopnia redukcji w porównaniu do SCR12	0,015%	0,020%	0,019%

#### 5.4 Synteza wyników modelowania reaktora SCR

Symulacje numeryczne CFD przedstawione w tym rozdziale miały na celu odwzorowanie realnego zjawiska selektywnej redukcji katalitycznej tlenków azotu, a następnie przeprowadzenie analiz związanych ze zwiększeniem stopnia oczyszczania spalin. Dzięki uzyskanym danym technicznym zbudowano model reaktora SCR zainstalowanego w kotle OP-650k (blok 200 MW), który jest jedną z podstawowych jednostek w polskim sektorze energetycznym. Z uwagi na wytyczne BAT oraz kierunek unijnej polityki klimatycznej należy zadbać o modernizację systemów oczyszczania spalin, by w ten sposób wydłużyć czas pracy tego typu obiektów energetycznych.

Po zweryfikowaniu wyników obliczeń z danymi pomiarowymi reaktora w wersji podstawowej SCR12, przeanalizowano wariant dobudowy warstwy reaktora SCR w miejsce rezerwy (wariant SCR123). Rezultaty symulacji wskazują jednoznacznie, że przyszłe normy emisji dla tlenków azotu ( $85\text{--}150 \text{ mgNO}_x/\text{m}^3_n$  w 2 poł. 2021 r.) zostaną spełnione, osiągając poziom ok.  $90 \text{ mgNO}_x/\text{m}^3_n$ , co pozwoli im na dalszą eksploatację. Należy również dodać, że zjawisko egzotermiczności w reaktorze SCR może przyczyniać się do oksydacji  $\text{SO}_2$  do  $\text{SO}_3$ , w szczególności po instalacji trzeciej warstwy katalizującej.

Przeanalizowano również szereg wariantów zastępczych, które polegały na zabudowaniu mieszaczy w strefie rezerwowej w celu zaburzenia przepływu i homogenizacji spalin przed wlotem na drugi poziom katalizujący. Efekt końcowy nie przyniósł znacznie wyższego stopnia redukcji  $\text{NO}_x$  niż wariant SCR12. Jedynym rekomendowanym sposobem na podniesienie sprawności stopnia oczyszczenia spalin z tlenków azotu pozostaje instalacja kolejnej warstwy katalizującej proces  $\text{deNO}_x$ .

## 6. Podsumowanie końcowe

Konwersji energii chemicznej zgromadzonej w paliwach kopalnych nieustannie towarzyszy emisja zanieczyszczeń do środowiska w różnej postaci. Na przestrzeni lat, w trosce o środowisko i zdrowie społeczeństwa, prowadzono wiele starań, aby stworzyć systemy kondycjonujące spaliny zmniejszające oddziaływanie na otoczenie. Instalacje odpylania, odsiarczania i redukcji tlenków azotu stały się nieodzownym elementem obiektów energetycznych. Przez ostatnie 25 lat w polskim sektorze energetycznym dokonano wielu modernizacji pod kątem podnoszenia sprawności wytwarzania energii elektrycznej, rozbudowy systemów oczyszczania spalin oraz zwiększenia udziału odnawialnych źródeł energii w krajowym miksie energetycznym. Kolejne programy modernizacji były stymulowane przez legislacyjnie stanowione normy emisji dla pyłu, SO<sub>2</sub> czy NO<sub>x</sub>. Wytoczne BAT w ciągu kilku najbliższych lat również wymuszą na właścicielach bloków węglowych dostosowanie się do jeszcze niższych poziomów emisji. Alternatywą może być jedynie proces naturalnej derogacji. Jednak z uwagi na zapotrzebowanie rynku i plany rozwojowe koncernów energetycznych, właściwszym może być wydłużenie okresu pracy tych obiektów.

W pracy przedstawiono szereg zagadnień związanych z problemem emisji tlenków azotu w sektorze energetycznym. Wyszczególniono przyczyny generowania tlenków azotu w procesach spalania paliw oraz wykonano prezentację dostępnych technologii redukcji NO<sub>x</sub> metodami pierwotnymi i wtórnymi, w tym reaktora selektywnej redukcji katalitycznej (SCR), należącego do najlepszych dostępnych technik oczyszczania spalin. Jest zalecany z uwagi na bezodpadowość procesu deNO<sub>x</sub> oraz wysoki stopień redukcji NO<sub>x</sub>. Systemowe podejście w procesie inwestycyjnym do wyboru lokalizacji modułu SCR pozwala na osiągnięcie wymaganej czystości spalin i redukcji dodatkowych kosztów eksploatacyjnych.

Przedstawiono warianty montażu reaktora SCR w ciągu spalin (*High-dust, Low-dust, Low-dust Tail-end*), z uwzględnieniem zależności jakie występują w stosunku do instalacji odsiarczania i odpylania. Przeprowadzono modelowanie procesu deNO<sub>x</sub> z wykorzystaniem programu Epsilon Professional, które wykazało wrażliwość parametrów spalin na proces redukcji NO<sub>x</sub> znajdujące potwierdzenie w danych literaturowych. Zwiększona obecność tlenu w spalinach poprawiała sprawność procesu, natomiast przyrost stężenia wody miał efekt inhibujący.

Z uwagi na nowe zagadnienie jakim jest zwiększanie elastyczności cieplnej bloku węglowego zbudowano model Duobloku wyposażonego w system gromadzenia ciepła Hot-

AKU zintegrowany z zespołem urządzeń do kondycjonowania spalin, w tym SCR. Kompleksowe podejście do modelowania pozwoliło na odnotowanie efektów wpływu zmiany obciążenia Duobloku na jego emisyjność. Wyniki przedstawione w pracy wskazują na korzystne zjawisko jakim jest obniżenie wskaźnika emisji  $\text{NO}_x$  o ok. 7% podczas rozładunku zgromadzonego ciepła w zbiorniku Hot-AKU. Efekt odmienny występuje podczas akumulacji gorącej wody w Hot-AKU – wskaźnik emisji  $\text{NO}_x$  osiąga wartość ok. 18% wyższą niż bez systemu akumulacji ciepła. Obliczenia te są krokiem w stronę dynamicznego modelowania działania bloku węglowego, ponieważ posiadając pełną bazę parametrów pracy obiektu energetycznego, można w sposób płynny zarządzać produkcją energii elektrycznej uwzględniając wskaźniki ekologiczne i ekonomiczne.

Modelowanie numeryczne procesu  $\text{deNO}_x$  polegało na opracowaniu metodyki działania opartej o analizy dostępnych modeli selektywnej redukcji katalitycznej. Przegląd literatury był nieodzownym elementem budowania własnego modelu reakcji zachodzących na powierzchni kanałów SCR, opartym o wykorzystanie odpowiednich współczynników kinetycznych. Wykonano szereg symulacji z wykorzystaniem programu Ansys Fluent dotyczących m.in.: wrażliwości stopnia redukcji tlenków azotu na zmianę parametrów spalin (temperatura, prędkość) oraz porównania różnych modeli turbulencji wykluczając model  $k-\varepsilon$  na rzecz  $k-\omega$  SST, który znacznie poprawniej symulował proces w warstwie przyściennej katalizatora. Modelowano również wpływ geometrii kanałów reaktora SCR na proces  $\text{deNO}_x$ . Wykazano, że wydłużenie kanału katalizatora skutkuje zwiększeniem stopnia redukcji tlenków azotu. Modelowanie kanałów o tej samej długości katalitycznej, lecz rozdzielonych na dwie lub trzy części segmentem bez katalizatora nie przyniosło efektu zwiększenia turbulencji i przyrostu stopnia redukcji  $\text{NO}_x$ .

Zgromadzona wiedza wsparta danymi projektowymi i pomiarowymi dla instalacji SCR z kotła OP-650k pozwoliła na zbudowanie modelu reaktora katalitycznego oraz uzyskanie zbliżonych poziomów redukcji  $\text{NO}_x$  dla zadanych parametrów brzegowych. Model ten posłużył do analizy możliwości uzyskania niższych wartości emisji dla tlenków azotu na drodze modernizacji instalacji poprzez dobudowę trzeciej warstwy katalizującej. W efekcie końcowym uzyskano stężenie  $\text{NO}_x$  ( $90 \text{ mgNO}_x/\text{m}^3_n$ ) znacznie poniżej górnej granicy normy emisji, która wejdzie w życie w połowie 2021 roku ( $85\text{--}150 \text{ mgNO}_x/\text{m}^3_n$ ). Przedstawione obliczenia numeryczne mogą posłużyć do analiz związanych z innymi próbami modernizacji reaktora SCR. Problemem, który próbowano rozwiązać był wariant zabudowy wkładów do części rezerwowej reaktora SCR. Mieszacze te miały za zadanie doprowadzić do zwiększenia stopnia



wymieszania strumienia spalin za pierwszą warstwą katalityczną celem uzyskania wyższego wskaźnika redukcji  $\text{NO}_x$ . Wstępne wyniki symulacji nie przyniosły znaczącego efektu, jednak należy się zastanowić nad rozwiązaniem pośrednim, jakim może być modernizacja reaktora SCR poprzez zabudowę warstwy katalitycznej o obniżonej długości. Wariant ten powinien zredukować koszt inwestycji, natomiast średnie stężenie  $\text{NO}_x$  nadal powinno znajdować się w zakresie określonym przez BAT.

Podsumowując, przeprowadzone badania w sposób istotny mogą pomóc w procesie doboru odpowiedniego wariantu instalacji reaktora SCR w ciągu oczyszczania spalin dla bloków węglowych, które są przeznaczone do dalszej eksploatacji. Istotnym elementem pracy jest model bloku węglowego zintegrowanego z systemem oczyszczania spalin oraz systemem akumulacji ciepła, który jest krokiem w przód dla dynamicznego modelowania obiektów energetycznych. Nie należy też zapominać o prognozach dalszego zaostrzania regulacji poziomów emisji  $\text{NO}_x$  do otoczenia z elektrowni węglowych. Zbudowany numeryczny model reaktora SCR może posłużyć do analizy wybranych kierunków modernizacji istniejącej instalacji, w tym zabudowę warstwy katalizatora o określonej geometrii.

Analizy komputerowe zostały wykonane z wykorzystaniem infrastruktury PL-Grid oraz klastra obliczeniowego Zakładu Maszyn i Urządzeń Energetycznych przy Instytucie Maszyn i Urządzeń Energetycznych. Wsparcie do prowadzenia badań zostało udzielone w ramach badań statutowych Politechniki Śląskiej oraz dzięki Strategicznemu Projektowi Badawczemu – „Zaawansowane technologie pozyskiwania energii”, który był realizowany w latach 2010 – 2015.

## 7. Bibliografia

1. Krajowy bilans emisji SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, CO, NH<sub>3</sub>, NMLZO, pyłów, metali ciężkich i TZO za lata 2015 - 2016 w układzie klasyfikacji SNAP, Raport syntetyczny, KOBiZE 2017.
2. Dyrektywa 2010/75/UE z dnia 24 listopada 2010 roku w sprawie emisji przemysłowych (IED).
3. Rozporządzenie Ministra Środowiska z dnia 22 kwietnia 2011 r. w sprawie standardów emisyjnych z instalacji Dz.U. 2011 Nr 95 poz. 558.
4. Rozporządzenie Ministra Środowiska z dnia 20 grudnia 2017 r. zmieniające rozporządzenie w sprawie wymagań istotnych dla realizacji Przejściowego Planu Krajowego, Dz.U. 2017 poz. 2443.
5. Rozporządzenie Ministra Środowiska z dnia 4 listopada 2014 r. w sprawie standardów emisyjnych dla niektórych rodzajów instalacji, źródeł spalania paliw oraz urządzeń spalania lub współspalania odpadów, Dz. U. 2014 poz. 1546.
6. Decyzja wykonawcza Komisji (UE) 2017/1442 z dnia 31 lipca 2017 r. ustanawiająca konkluzje dotyczące najlepszych dostępnych technik (BAT) w odniesieniu do dużych obiektów energetycznego spalania zgodnie z dyrektywą Parlamentu Europejskiego i Rady 2010/75/UE.
7. Żupa-Marczuk P., Kochaniewicz A.: Nowe wymagania prawne dla dużych źródeł wytwarzania energii. Konkluzje BAT – wyzwania i zagrożenia. Energetyka, Nr 9, 2016.
8. Śpiewak I., Kordyaczny H. 2017. Wyzwania dla instalacji odazotowania spalin w świetle zmieniających się regulacji środowiskowych. Materiały z konferencji Nowoczesne technologie dla nowych i modernizowanych bloków energetycznych: 111-121.
9. Dyrektywa NEC 2016/2284/EU z dnia 14 grudnia 2016 r. w sprawie redukcji krajowych emisji niektórych rodzajów zanieczyszczeń atmosferycznych, zmiany dyrektywy 2003/35/WE oraz uchylecia dyrektywy 2001/81/WE.
10. M. Baczyk, P. Żupa: Wpływ redukcji emisji tlenków azotu opartych na metodach pierwotnych i wtórnych na pracę bloku energetycznego, Energetyka, 11/2010.
11. Raport z Projektu strategicznego VI.1.5.: Badania wpływu rodzaju technologii odazotowania na strukturę integracji instalacji cieplnej z procesem wychwytu, obejmujący zarówno studia dla kotłów pyłowych jak i fluidalnych, Gliwice 2013.
12. Chmielniak T., Pilarz P., Modelowanie procesów redukcji tlenków azotu w spalinach bloków węglowych, Rynek Energii, 5(114) – 2014, s. 63-69.
13. Mazurek J.: Wzajemne oddziaływania instalacji odazotowania, odpylania i odsiarczania dla różnych konfiguracji poszczególnych stopni oczyszczania spalin. Materiały z konferencji Nowoczesne technologie dla nowych i modernizowanych bloków energetycznych, Słok-Bełchatów 2017, s. 135-142.
14. Pilarz P., Modelowanie procesu redukcji NO<sub>x</sub> pracującego w układzie duobloku 500 MW, Materiały Konferencji Młodych Naukowców nt.: Dokonania Naukowe Doktorantów V, Kraków 2017, s. 166-172.
15. Chmielniak T., Łukowicz H., Pilarz P., Elastyczność cieplna turbozespołu pracującego w układzie Duobloku, XIII Konferencja Naukowo-Techniczna. Inwestycje w energetyce i kierunki przebudowy bloków 200 MW. Blok DUO-BIO, Bełchatów 2016, s. 49-61.
16. Chmielniak T., Łukowicz H., Pilarz P., Elastyczność cieplna bloków energetycznych dużych mocy. Możliwości jej wzrostu, Nowa Energia, 5-6/2015, s. 40-53.
17. Miller W., Schuele V., Dahlstrom K., Increasing flexibility while reducing cost – is it possible?, Modern Power Systems, March 2014.
18. Chmielniak T., Łukowicz H., Pilarz P., Efektywność zastosowania zbiorników akumulacyjnych w instalacjach dużych bloków kondensacyjnych i duobloków, Nowa Energia, 5-6/2016, s. 72-79.

19. Chmielniak T., Łukowicz H., Pilarz P., Thermal flexibility of a turbine set operating in a twin-boiler system, 4th International Conference on Contemporary Problems of Thermal Engineering, Katowice 2016, s. 515-524.
20. Dhanushkodi S.R., Mahinpey N., Wilson M.: Kinetic and 2D reactor modeling for simulation of the catalytic reduction of NO<sub>x</sub> in the monolith honeycomb reactor. *Process Safety and Environment Protection*, 86 (2008), 303-309.
21. Roduit B., Baiker A., Bettoni F., Baldyga J., Wokaun A.: 3-D modeling of SCR of NO<sub>x</sub> by NH<sub>3</sub> on vanadia honeycomb catalysts. *AIChE Journal*, XII 1998, vol. 44 No. 12.
22. Tanno K., Kurose R., Michioka T., Makino H., Komori S.: Direct numerical simulation of flow and surface reaction in de-NO<sub>x</sub> catalyst. *Advanced Powder Technology*, 24 (2013), 879-885.
23. Om J., Ji P., Wu W.: 3D numerical simulation of gas flow and selective catalytic reduction (SCR) of NO in the honeycomb reactor. *Asia-Pacific Energy Equipment Engineering Research Conference (AP3ER 2015)*, 56-59.
24. Schwammle T., Bertsche F., Hartung A., Brandenstein J., Heidel B., Scheffknecht G.: Influence of geometrical parameters of honeycomb commercial SCR-DeNO<sub>x</sub>-catalysts on DeNO<sub>x</sub>-activity, mercury oxidation and SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub>-conversion. *Chemical Engineering Journal*, 222, 2013, 274-281.
25. Wong W.C., Nobe K., Kinetics of NO reduction with NH<sub>3</sub> on "chemical mixed" and impregnated V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>-TiO<sub>2</sub> catalysts. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 1984.
26. Marangozis J., Comparison and analysis of intrinsic kinetics and effectiveness factors for catalytic reduction of NO with ammonia in the presence of oxygen. *Kinetics and Catalysis, Industrial & Engineering Chemistry Research*. 1992.
27. Pilarz P., Chmielniak T., Modeling of NO<sub>x</sub> reduction from exhaust gas by SCR, *Proceedings of ECOS 2015, University of Pau*, 2015.
28. Pilarz P., Chmielniak T., Analiza numeryczna reaktora SCR typu high-dust dla kotła OP-650, XXIII Zjazd Termodynamików, *Monografia Współczesne problemy termodynamiki*, Wyd. Instytutu Techniki Ciepłej, Gliwice 2017, s. 765-774.
29. Ramanathan K., Balakotaiah V., West D.: Geometry effects on ignition in catalytic monoliths. *Reactors, kinetics and catalysis, AIChE Journal*, VI 2004, vol. 50 No. 7.
30. Beeckman J., Hegedus L.: Design of monolith catalysts for power plant NO<sub>x</sub> emission control. *Industrial & Energy Chemistry Research*, 1991, 30, 969-978.
31. Modernizacja bloków 200 MW w kierunku zmniejszenia emisji NO<sub>x</sub> poniżej 200 mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub> w Tauron Wytwarzanie, S.A., Katowice 2013.
32. Inwestycje w ochronę środowiska, *Opracowanie Tauron Wytwarzanie*, 2015.
33. Dane eksploatacyjne udostępnione przez Elektrownię Łaziska, Tauron Wytwarzanie
34. Schwammle T., Bertsche F., Hartung A., Brandenstein J., Heidel B., Scheffknecht G., Influence of geometrical parameters of honeycomb commercial SCR-DeNO<sub>x</sub>-catalysts on DeNO<sub>x</sub>-activity, mercury oxidation and SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub>-conversion. *Chemical Engineering Journal*. 2013.
35. Forzatti P., Present status and perspectives in de-NO<sub>x</sub> SCR catalysis. *Applied Catalysis A: General*. 2001.