



Politechnika Śląska
Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki
Katedra Maszyn i Urządzeń Energetycznych

ROZPRAWA DOKTORSKA

**Badanie różnych struktur energetycznego
wykorzystania wodoru wytworzonego
z wykorzystaniem nadmiarowej energii elektrycznej
z OZE**

MGR INŻ. KAMIŁA SZYKOWSKA

Promotor: prof. dr hab. inż. Janusz Kotowicz

Promotor pomocniczy: dr inż. Mateusz Brzęczek

Dyscyplina: Inżynieria Środowiska, Górnictwo i Energetyka

Gliwice, 2025

- Autor:** Mgr inż. Kamila Szykowska
Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki
Katedra Maszyn i Urządzeń Energetycznych
ul. Konarskiego 18, 44-100 Gliwice
e-mail: Kamila.Szykowska@polsl.pl
- Promotor:** Prof. dr hab. inż. Janusz Kotowicz
Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki
Katedra Maszyn i Urządzeń Energetycznych
ul. Konarskiego 18, 44-100 Gliwice
e-mail: Janusz.Kotowicz@polsl.pl
- Promotor pomocniczy:** Dr inż. Mateusz Brzęczek
Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki
Katedra Maszyn i Urządzeń Energetycznych
ul. Konarskiego 18, 44-100 Gliwice
e-mail: Mateusz.Brzeczek@polsl.pl

Oświadczenie

Badania w niniejszej pracy były realizowane w ramach projektu OPUS 15 „Badanie różnych struktur układów energetycznego wykorzystania metanolu i jego produkcji w oparciu o H_2 z procesu elektrolizy i CO_2 z instalacji CCS.”

Kierownik projektu: Prof. dr hab. inż. Janusz Kotowicz.

Nr projektu: OPUS 15 - 2018/29/B/ST8/02244

SPIS TREŚCI

ZESTAWIENIE SYMBOLI I OZNACZEŃ STOSOWANYCH W TEKŚCIE	6
WPROWADZENIE	8
CEL I ZAKRES ROZPRAWY	9
1.PRZEGŁĄD LITERATURY	10
1.1 ANALIZA RYNKU OZE	10
1.2 ANALIZA LITERATURY W ZAKRESIE MOŻLIWOŚCI PRODUKCJI WODORU	13
1.3 ANALIZA LITERATURY W ZAKRESIE WYKORZYSTANIA CO ₂ Z INSTALACJI WYCHWYTU	21
1.4 ANALIZA MOŻLIWOŚCI MAGAZYNOWANIA WODORU	23
1.5 ANALIZA LITERATURY POD WZGLĘDEM STRUKTUR ENERGETYCZNEGO WYKORZYSTANIA WODORU TJ. AMONIAKU I SNG.....	25
1.6 ANALIZA LITERATURY W ZAKRESIE EKONOMII MAGAZYNOWANIA ENERGII W POSTACI WODORU, AMONIAKU I SNG	26
2. ANALIZA PRACY ŹRÓDEŁ ODNAWIALNYCH DLA OKREŚLENIA POTENCJAŁU WYKORZYSTANIA ENERGII ELEKTRYCZNEJ DO ZASILANIA PROCESU ELEKTROLIZY	32
2.1 METODOLOGIA OBLICZEŃ FARMY WIATROWEJ I FARMY FOTOWOLTAICZNEJ .	32
2.2 WYNIKI ANALIZ	37
2.3 DODATKOWA METODOLOGIA DOBORU MOCY GENERATORA WODORU	39
3. PRODUKCJA SNG W BADANEJ INSTALACJI.....	44
3.1 METODOLOGIA OBLICZEŃ.....	44
3.2 WPŁYW TEMPERATURY I CIŚNIENIA NA PROCES PRODUKCJI SNG	50
3.3 MOŻLIWOŚCI ZWIĘKSZENIA SPRAWNOŚCI UKŁADU POPRZECZ ZASTOSOWANIE MODUŁÓW ORC	55
3.4 MOŻLIWOŚCI ZWIĘKSZENIA SPRAWNOŚCI UKŁADU POPRZECZ ZASTOSOWANIE POPRZECZ ZASTOSOWANIE SILNIKA STIRLINGA	63
3.5 WNIOSKI Z BADAŃ	70
4. PRODUKCJA AMONIAKU W BADANEJ INSTALACJI.....	71
4.1 METODOLOGIA OBLICZEŃ.....	71
4.2 WPŁYW TEMPERATURY I CIŚNIENIA NA PROCES PRODUKCJI SNG	75
4.3 MOŻLIWOŚCI ZWIĘKSZENIA SPRAWNOŚCI UKŁADU POPRZECZ ZASTOSOWANIE POPRZECZ ZASTOSOWANIE MODUŁÓW ORC.....	78
4.4 MOŻLIWOŚCI ZWIĘKSZENIA SPRAWNOŚCI UKŁADU POPRZECZ ZASTOSOWANIE POPRZECZ ZASTOSOWANIE SILNIKA STIRLINGA	82
4.5 WNIOSKI Z BADAŃ	84

5. ANALIZA EKONOMICZNA	85
5. 1 PRODUKCJI ENERGII ELEKTRYCZNEJ Z OZE.....	85
5. 2 PRODUKCJI WODORU Z ELEKTROLIZY	89
5. 3 PRODUKCJI PALIW ALTERNATYWNYCH W BADANYCH INSTALACJACH	102
6. PODSUMOWANIE I WNIOSKI.....	110
BIBLIOGRAFIA.....	112
SPIS RYSUNKÓW	120
SPIS TABEL.....	124
STRESZCZENIE	126
ABSTRACT	128

Zestawienie symboli i oznaczeń stosowanych w tekście**Symbole**

$\dot{E}$	strumień energii, kWh;
$\dot{Q}$	ciepło, W;
$\dot{m}$	strumień masowy, kg/s;
$\forall$	dla każdego,-;
d	wskaźnik wykorzystania maksymalnego czasu pracy,-;
e	wskaźnik emisji jednostkowej,-;
N	moc, W;
r	liczba godzin w roku, h;
γ	wskaźnik zmagazynowania energii elektrycznej,-;
δ	wskaźnik mocy znamionowej,-;
ε	wskaźnik czasu pracy z mocą nominalną,-;
HHV	ciepło spalania, kJ/kg;
η	sprawność,-;
ρ	roczna stopa zwrotu, -;
k	koszt, USD.

Indeks dolny

CHC	konwersja chemiczna;
CO ₂	dwutlenek węgla;
DD	dolina dzienna;
FP	farma fotowoltaiczna;
FW	farma wiatrowa;
HG	generator wodoru;
HX	wymienik ciepła;
in	wejściowe;
k	Koniec;
m	maksymalny;
NH ₃	amoniak;
nom	nominalne;
out	wyjściowe;
p	początek;
r	rzeczywisty;
RES	odnawialne źródła energii;
SNG	syntetyczny gaz ziemny;
śr	średnie;
tr	elektrownia referencyjna;
el, R	energii elektrycznej w elektrowni referencyjnej.

Skróty

OZE	Odnawialne Źródła Energii;
NPV	wartość bieżąca netto;
ORC	moduł ORC;
CCS	wychwytywanie i magazynowanie CO ₂ ;
PSW	Polska Strategia Wodorowa;
AEC	elektrolizery alkaiczne;
PEM	elektrolizery z membraną polimerową;
SOEC	wysokotemperaturowe elektrolizery stałotlenkowe;
G	generator;
HX	wymiennik ciepła;
P	pompa;
KO	kocioł odzyskowy;
LOHC	ciekłe organiczne nośniki wodoru.

WPROWADZENIE

Ograniczenie emisji gazów cieplarnianych jest szczególnie istotne w aspekcie nasilającego się efektu cieplarnianego. Unia Europejska przyjęła za cele redukcję emitowanych gazów cieplarnianych o 55% do roku 2030, aby najpóźniej w 2050 osiągnąć neutralność klimatyczną. Dekarbonizacja w systemie energetycznym jest istotną kwestią mogącą zmniejszyć zależność Państw od paliw kopalnych, zmniejszyć negatywny wpływ na środowisko i wzmocnić poszukiwanie nowego rodzaju źródeł energii. W ostatnim czasie obserwujemy coraz większe zainteresowanie technologiami ekologicznymi wśród unijnych wytwórców energii elektrycznej. Polityka wspólnoty europejskiej jest głównym bodźcem do inwestycji w tym sektorze. Mechanizmy wsparcia kształtowane przez Unię Europejską w ostatnich latach przyczyniły się do zmiany strategii rozwoju technologii energetycznych [1,2,3].

Wodór został już powszechnie nazywany "paliwem przyszłości" i może być jedną z alternatyw dla zastąpienia paliw kopalnych. Istotną kwestią jest wytwarzanie wodoru z wykorzystaniem nadmiarowej energii produkowanej ze źródeł odnawialnych. Elektroliza wody jest obecnie wykorzystywana w niektórych przemysłowych produkcjach wodoru na małą skalę, dostarczając 4% światowej produkcji wodoru. Głównym wyzwaniem związanym z produkcją wodoru z wykorzystaniem energii ze źródeł odnawialnych jest niestabilność ich pracy wysoce zależna od warunków atmosferycznych i klimatycznych. Badania pilotażowe nad możliwością integracji energii wiatrowej i produkcji wodoru są obecnie przeprowadzane w wielu regionach na całym świecie m. in. w Iranie, Niemczech, Chinach czy Argentynie [4].

Tendencja wzrostu zainteresowania wodorem widoczna jest na całym świecie. Komisja Europejska celami unijnej strategii wodorowej chce doprowadzić do uruchomienia do 2026 roku elektrolizerów o łącznej mocy 6 GW i produkcji miliona ton wodoru pochodzącego z elektrolizy z wykorzystaniem odnawialnej energii elektrycznej. Do 2030 roku zaś przewiduje się instalację co najmniej 40 GW mocy elektrolizerów i roczną produkcję co najmniej 10 mln ton wodoru z OZE. W Polskiej Strategii Wodorowej do roku 2030 z perspektywą do roku 2040 przewidziano natomiast, że do 2030 roku Polska osiągnie moc zainstalowanej z niskoemisyjnych źródeł i procesów na poziomie 2 GW, która umożliwi produkcję 193 634,06 ton wodoru rocznie, co pokryje 99,4% zapotrzebowania na wodór w gospodarce narodowej [5].

Szczególnie istotną kwestią jest wykorzystanie wodoru w sektorze energetycznym w kontekście wykorzystania go do magazynowania energii elektrycznej. Magazynowanie wodoru realizuje się zależnie od sposobu i warunków jego przechowywania. Poszukiwanie nowych i skutecznych metod magazynowania jest obecnie kluczowym aspektem w rozwoju technologii opartych na wodrze. Znane już technologie charakteryzują się krótkotrwałym czasem magazynowania, niską sprawnością, a także są problematyczne ze względu na potrzebę późniejszego ich recyklingu, dlatego w chwili obecnej obiecującym rozwiązaniem jest produkcja paliw alternatywnych przy wykorzystaniu energii z OZE [6].

CEL I ZAKRES ROZPRAWY

Celem rozprawy doktorskiej było wszechstronne zbadanie i przeanalizowanie różnych struktur energetycznego wykorzystania wodoru wytworzonego z nadmiarowej energii elektrycznej pochodzącej z odnawialnych źródeł energii (OZE) do produkcji paliw alternatywnych – syntetycznego gazu ziemnego (SNG) i amoniaku. Praca obejmuje cały proces technologiczny: od szczegółowej analizy dostępności i charakterystyki energii z farm wiatrowych i fotowoltaicznych, przez proces elektrolizy wody do produkcji wodoru, aż po syntezę paliw alternatywnych, co stanowi kompleksowe opracowanie w ramach technologii Power-to-Fuel.

Tezą pracy było założenie, że efektywne połączenie produkcji wodoru z OZE i jego magazynowania w formie SNG i amoniaku zwiększy efektywność energetyczną systemu i przyczyni się do znacznej redukcji emisji CO₂. W ramach rozprawy wykonano:

1. Szeroki przegląd literatury obejmujący technologie produkcji wodoru, procesy syntezy SNG i amoniaku, magazynowanie energii oraz aktualne kierunki badań nad OZE;
2. Analizę energetyczną OZE, w tym obliczenia ilości energii generowanej przez farmy OZE, z uwzględnieniem sezonowych i godzinowych wahań produkcji oraz potencjalnych dolin energetycznych;
3. Modelowanie produkcji wodoru w procesie elektrolizy w zależności od dostępności energii, pokazując jak zmieniające się warunki wpływają na efektywność produkcji;
4. Zaawansowane modelowanie procesów produkcji SNG i amoniaku w Aspen Plus, analizując wpływ parametrów, takich jak ciśnienie i temperatura, na wydajność i sprawność systemów w różnych konfiguracjach;
5. Badania nad poprawą sprawności systemów poprzez wprowadzenie modułów ORC i silników Stirlinga, co umożliwiło odzysk ciepła odpadowego i zwiększenie ogólnej efektywności procesów;
6. Szczegółową analizę ekonomiczną z wykorzystaniem metody NPV, uwzględniając koszty inwestycyjne, eksploatacyjne, cenę energii oraz wrażliwość kosztową na zmiany cen wodoru i CO₂.

Kluczowe pytania badawcze obejmowały:

- Jak zmienne parametry pracy reaktora wpływają na uzysk SNG i amoniaku?
- Jakie rozwiązania technologiczne, w tym odzysk ciepła, mogą znacząco zwiększyć sprawność instalacji?
- W jakim stopniu produkcja SNG i amoniaku z wodoru przyczynia się do dekarbonizacji i redukcji emisji CO₂?
- Jakie czynniki ekonomiczne mają największy wpływ na koszty produkcji paliw alternatywnych i jak można je minimalizować?

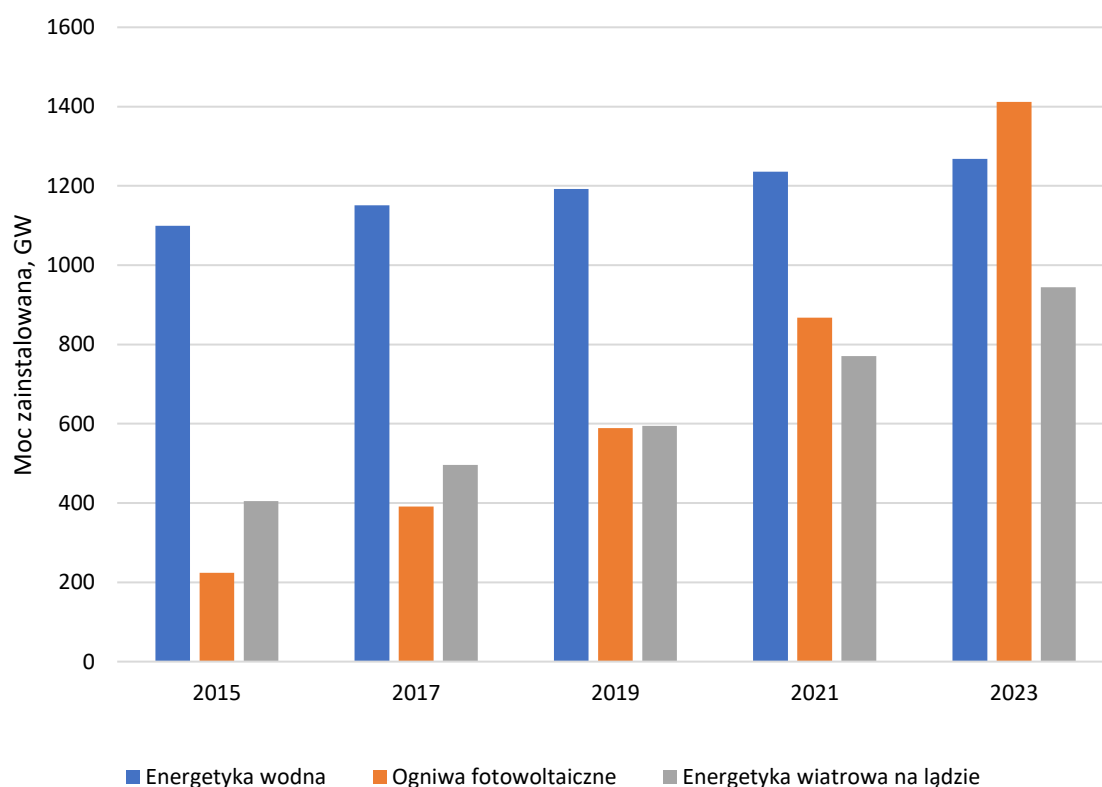
Praca dostarcza szczegółowych odpowiedzi na te pytania, bazując na rozległych analizach teoretycznych, modelach symulacyjnych oraz wnikliwej analizie ekonomicznej. Stanowi istotny wkład w rozwój technologii wodorowych, wskazując na możliwości integracji z OZE,

zwiększenia efektywności energetycznej oraz optymalizacji kosztów, co czyni ją cennym źródłem wiedzy dla przyszłych badań i wdrożeń przemysłowych.

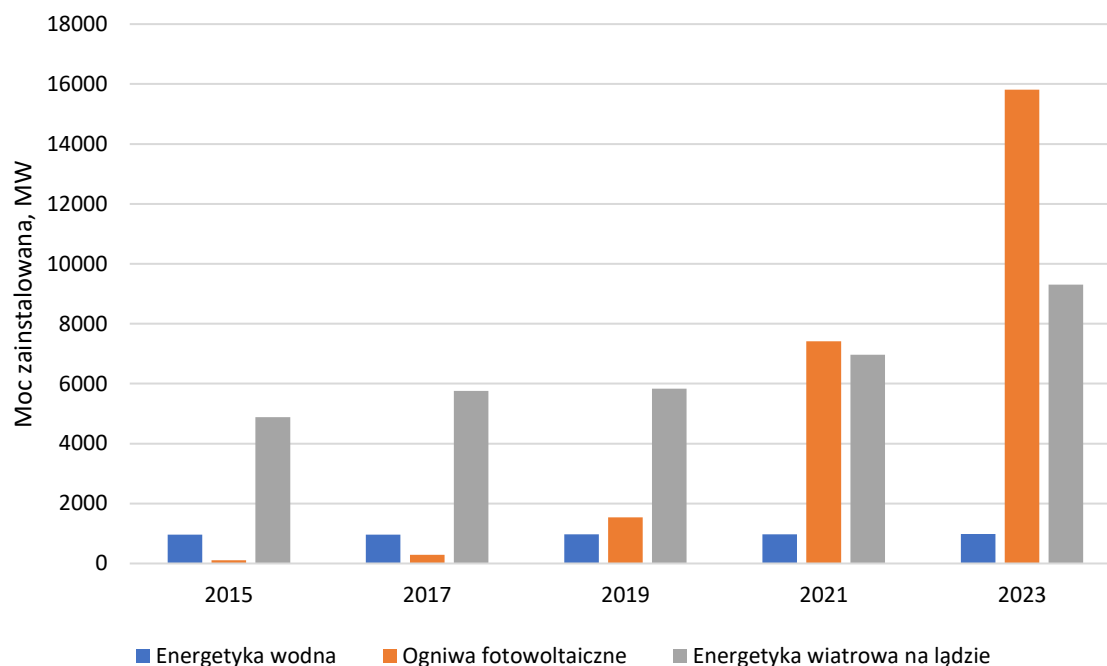
1. PRZEGLĄD LITERATURY

1.1 Analiza rynku OZE

Rynek odnawialnych źródeł energii (OZE) jest jednym z najszybciej rozwijających się sektorów na świecie. Wraz z rosnącym zapotrzebowaniem na energię oraz zwiększającymi się kosztami paliw kopalnych, coraz więcej państw decyduje się na inwestycje w OZE. Energetyka odnawialna to nie tylko kwestia ochrony środowiska, ale także szansa na rozwój gospodarczy i niezależność energetyczną. Obecnie technologia produkcji energii w sposób odnawialny rozwija się bardzo szybko szczególnie w zakresie wykorzystania energii wiatru i słońca. Doskonale widać to na Rys. 1.1 i Rys. 1.2 gdzie przedstawiono, jak kształtowała się tendencja mocy zainstalowanej wybranych źródeł odnawialnych na świecie i w Polsce w latach 2015-2023.



Rys. 1.1. Moc zainstalowana pochodząca z OZE na świecie w latach 2015-2023 [7]



Rys. 1.2. Moc zainstalowana pochodząca z OZE w Polsce w latach 2015-2023 [7]

W latach 2015-2023 na świecie odnotowano wzrost mocy zainstalowanej w energetyce wodnej z 1099,5 GW do 1267,9 GW oraz w energetyce wiatrowej (z 404,6 GW do 944,5 GW). Znacząco wzrosła moc zainstalowana w ogniwach fotowoltaicznych (z 224,2 GW do 1412,1 GW).

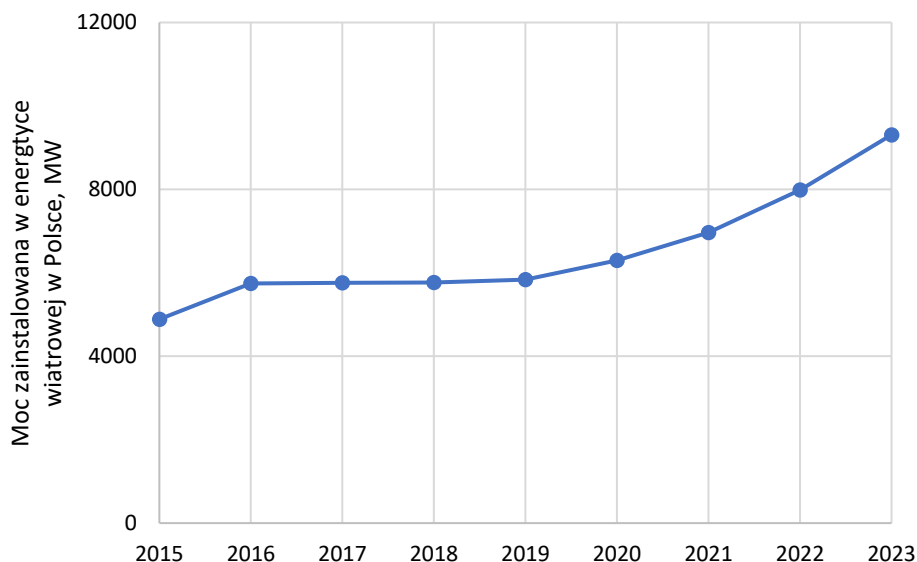
W Polsce widoczna jest taka sama tendencja jak na świecie. W latach 2015-2023 odnotowano wzrost mocy zainstalowanej w energetyce wodnej z 946 MW do 982,85 MW. Znaczący wzrost mocy zainstalowanej widoczny jest w ogniwach fotowoltaicznych (z 107 MW do 15809 MW) oraz w energetyce wiatrowej (z 4886 MW do 9307 MW).

Energetyka wiatrowa to jedna z najlepiej rozwijających się technologii OZE. Wykorzystanie energii pochodzącej z wiatru rośnie na całym świecie, po części z powodu spadku kosztów technologicznych oraz ogólnoświatowej tendencji zwiększenia udziału źródeł odnawialnych w produkcji energii. Większość krajów rozwiniętych przemysłowo przyjęła obecnie cele dotyczące energii odnawialnej w ramach zobowiązania do redukcji emisji gazów cieplarnianych, a zatem poszukują metod rozlokowania rosnącej liczby obiektów energii odnawialnej (w tym elektrowni wiatrowych) na swoim terytorium [8].

Elektrownia wiatrowa działa na zasadzie zamiany energii kinetycznej wiatru na energię elektryczną o parametrach sieci, do której jest podłączona. Lokalizacje farm wiatrowych wyznaczane są przy pomocy danych zawartych w atlasach wiatrowych. Celem oszacowania wielkości zasobów energetycznych, dokonuje się pomiarów prędkości wiatru i częstotliwość powtarzania się poszczególnych ich wartości w miejscu planowanej elektrowni. Na podstawie pomiarów wyznacza się procentowy czas występowania wiatru w określonych prędkościach w ciągu roku, a w efekcie potencjalną wielkość produkcji energii. Ilość energii, możliwa do

pozyskania z wiatru, zależna jest także od wielkości turbiny i długości jej łopat. Teoretycznie, gdy prędkość wiatru podwaja się, potencjał mocy wiatru wzrasta ośmiokrotnie [9].

W Polsce w latach 2015-2023 nastąpił wzrost mocy zainstalowanej w energetyce wiatrowej, co obrazuje Rys. 1.3.

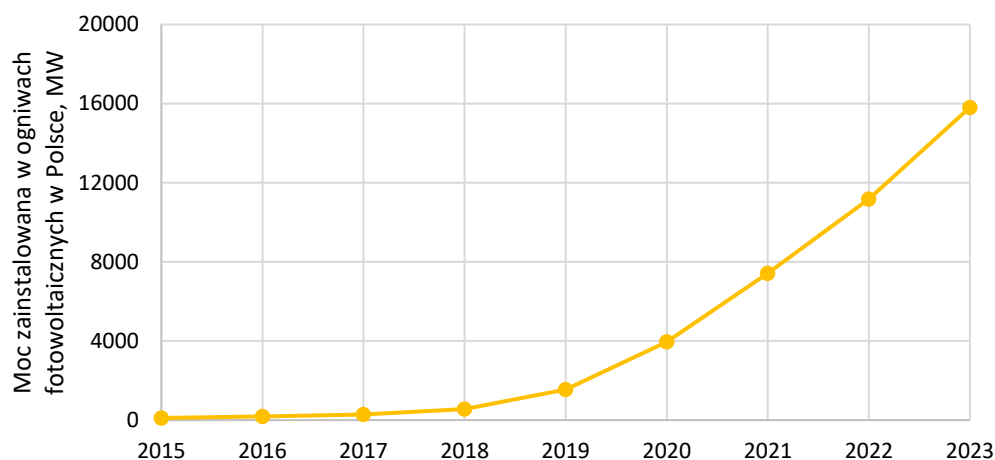


Rys. 1.3. Moc zainstalowana pochodząca z energetyki wiatrowej w Polsce w latach 2015-2023 [7]

Energia słoneczna jest wykorzystywana na całym świecie i jest coraz bardziej popularna do wytwarzania energii elektrycznej. Panele fotowoltaiczne, zwane także ogniwami słonecznymi, przekształcają światło słoneczne bezpośrednio w energię elektryczną. Obecnie fotowoltaika jest jedną z najszybciej rozwijających się technologii energii odnawialnej. Z racji dużej dostępności oraz rozwiniętej technologii, sugeruje się, że to właśnie ona odegra główną rolę w przyszłym globalnym miksie wytwarzania energii elektrycznej. Instalacje fotowoltaiczne mogą być łączone w celu dostarczania energii elektrycznej na skalę komercyjną lub układane w mniejsze konfiguracje (mini-sieci) do użytku osobistego. Wykorzystanie fotowoltaiki do zasilania mini-sieci jest sposobem na zapewnienie dostępu do energii elektrycznej ludziom, którzy nie mieszkają w pobliżu linii przesyłowych energii, szczególnie w krajach rozwijających się o doskonałych zasobach energii słonecznej. Koszt produkcji paneli słonecznych spadł w ciągu ostatniej dekady, czyniąc je nie tylko przystępnymi cenowo, ale często najtańszymi formami energii elektrycznej. Energia słoneczna nie zanieczyszcza środowiska, jest wydajna, niezawodna i bezpieczna. Ostatnio obserwuje się globalne zainteresowanie energią słoneczną. Przyczyniło się to do gwałtownego wzrostu wykorzystania modułów fotowoltaicznych ze względu na wysiłki rządów zmierzające do osiągnięcia czystej energii na całym świecie [10,11].

W Polsce w latach 2015-2023 nastąpił wzrost mocy zainstalowanej w ogniwach fotowoltaicznych, co obrazuje Rys. 1.4. W ciągu 8 lat nastąpił wzrost o 145% z 107,8 MW

w 2015 do 15809,4 w 2023. Jest to w dużej mierze związane z rozwojem i wzrostem popularności ogniw zarówno w sferze publicznej, jak i również prywatnej.



Rys. 1.4. Moc zainstalowana pochodząca z ogniw fotowoltaicznych w Polsce w latach 2015-2023 [7]

Głównym problemem źródeł odnawialnych jest ich nieregularna praca. Nadmiarowa energia wytworzona przy pomocy odnawialnych źródeł energii może służyć do produkcji wodoru w procesie elektrolizy wody. Wytworzony w ten sposób wodór może być wykorzystany do produkcji metanolu, SNG lub amoniaku.

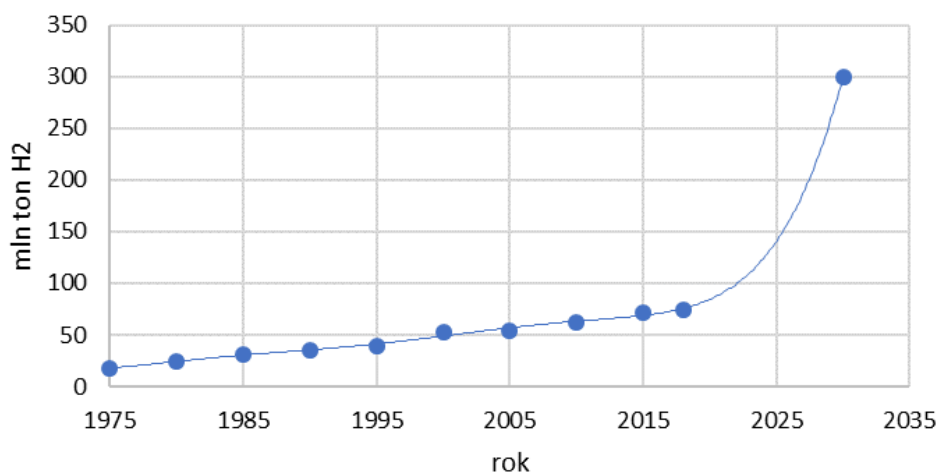
1.2 Analiza literatury w zakresie możliwości produkcji wodoru

Wodór jest pierwiastkiem powszechnie występującym w przyrodzie. Bardzo rzadko występuje w stanie wolnym, najczęściej w postaci związków. Jest pierwiastkiem bezbarwny, bezwonny oraz słabo rozpuszczającym się w wodzie. Charakteryzuje się wysoką wartością opałową, wysoką temperaturą samozapłonu oraz niską gęstością. Pozostałe właściwości wodoru zaprezentowano w Tabeli 1.1 [12].

Tabela 1.1. Właściwości wodoru [2,3]

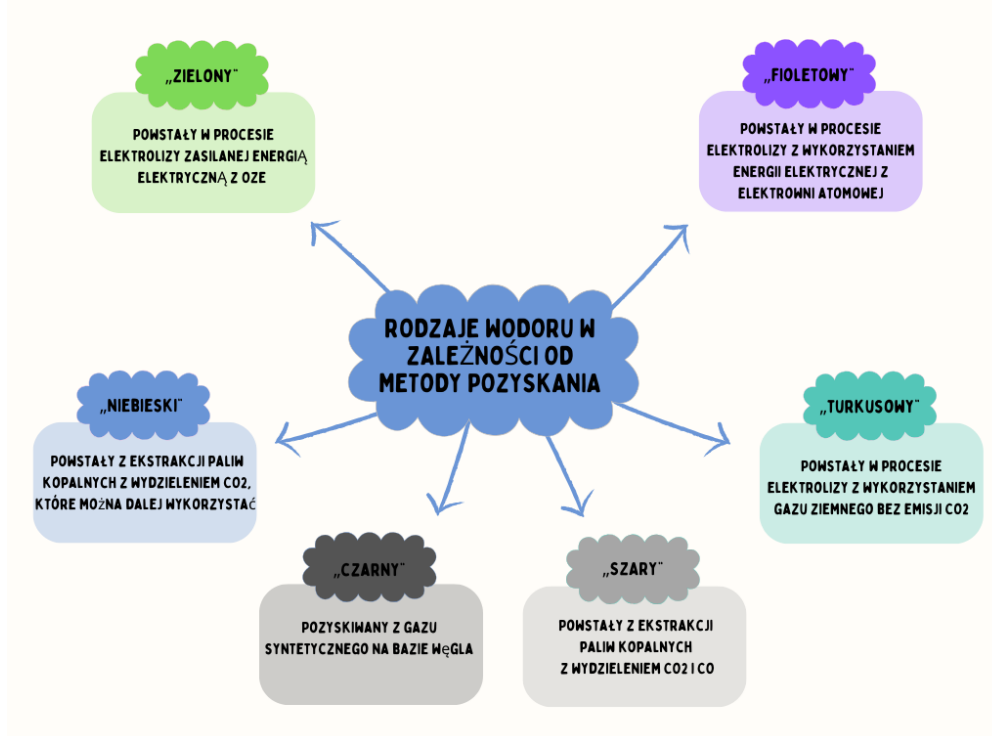
Parametr	Wartość
Masa molowa, g/mol	2,0
Gęstość H ₂ , kg/m ³	0,082
Temperatura topnienia, °C	-259,2
Temperatura wrzenia, °C	-252,8
Ciśnienie krytyczne, MPa	1,3
Temperatura samozapłonu w powietrzu, °C	585
Minimalna energia zapłonu, mJ	0,02
Wartość opałowa, MJ/kg	120,1
Palność w powietrzu, % obj.	4-75

Światowa produkcja wodoru stale wzrasta od 1975 roku co obrazuje Rys 1.5. W 2018 roku światowa produkcja wodoru osiągnęła łącznie 70 milionów ton. Oczekuje się, że liczba ta znacznie wzrośnie osiągając w 2030 roku wartość 300 milionów ton. Przewidywany wzrost produkcji wodoru jest wynikiem większego użycia wodoru w różnych gałęziach przemysłu oraz rozwojem technik jego produkcji [13,14].



Rys.1.5. Światowa produkcja wodoru w latach 1975-2030 [13,14]

Obecnie 95% procent wytwarzanego wodoru pochodzi z przetwarzania paliw kopalnych i istnieją różne jego rodzaje. Ich identyfikacja odbywa się przy pomocy kolorów. Wyróżniamy następujące rodzaje wodoru w zależności od metody pozyskiwania przedstawione na Rys. 1.6.



Rys. 1.6. Rodzaje wodoru w zależności od metody pozyskania [15]

Technologie wytwarzania wodoru z paliw kopalnych wymagają zastosowania technologii wychwytu i składowania dwutlenku węgla CCS (z ang. *Carbon Capture and Storage*), jeśli mają spełnić standardy wodoru o niskiej emisji - LCH (z ang. *Low Carbon Hydrogen*). Pozostałe 5% wytwarzanego wodoru pochodzi z procesu elektrolizy wody. Są to dwa rodzaje wodoru: „zielony” i „fioletowy”. Wodór zielony jest wytwarzany w procesie elektrolizy zasilanej energią elektryczną z OZE, natomiast fioletowy energią elektryczną z elektrowni atomowych [15,16].

„Zielony” wodór, uzyskiwany w procesie elektrolizy zasilanej energią elektryczną z OZE stanowi przyszłość rozwoju technologii produkcji wodoru. Zaletą takiej produkcji jest brak emisji substancji szkodliwych do atmosfery oraz wykorzystanie energii elektrycznej produkowanej za pomocą odnawialnych źródeł energii takich jak farmy wiatrowe czy farmy fotowoltaiczne. Do wad takiej produkcji należy zaliczyć wysokie jej koszty oraz energochłonność procesu.

Wodór będzie stanowił jedno z kluczowych paliw w transformacji energetycznej, zachodzącej w Unii Europejskiej. Technologie wodorowe stanowią priorytet dla osiągnięcia Europejskiego Zielonego Ładu. W 2020 roku Polska podjęła działania w celu stworzenia Polskiej Strategii Wodorowej (PSW), której główną ideą jest stworzenie polskiej gałęzi gospodarki wodorowej, osiągnięcie neutralności klimatycznej oraz utrzymanie konkurencyjności polskiej gospodarki na arenie międzynarodowej.

Podstawowe metody produkcji wodoru przedstawiono w Tabeli 1.2.

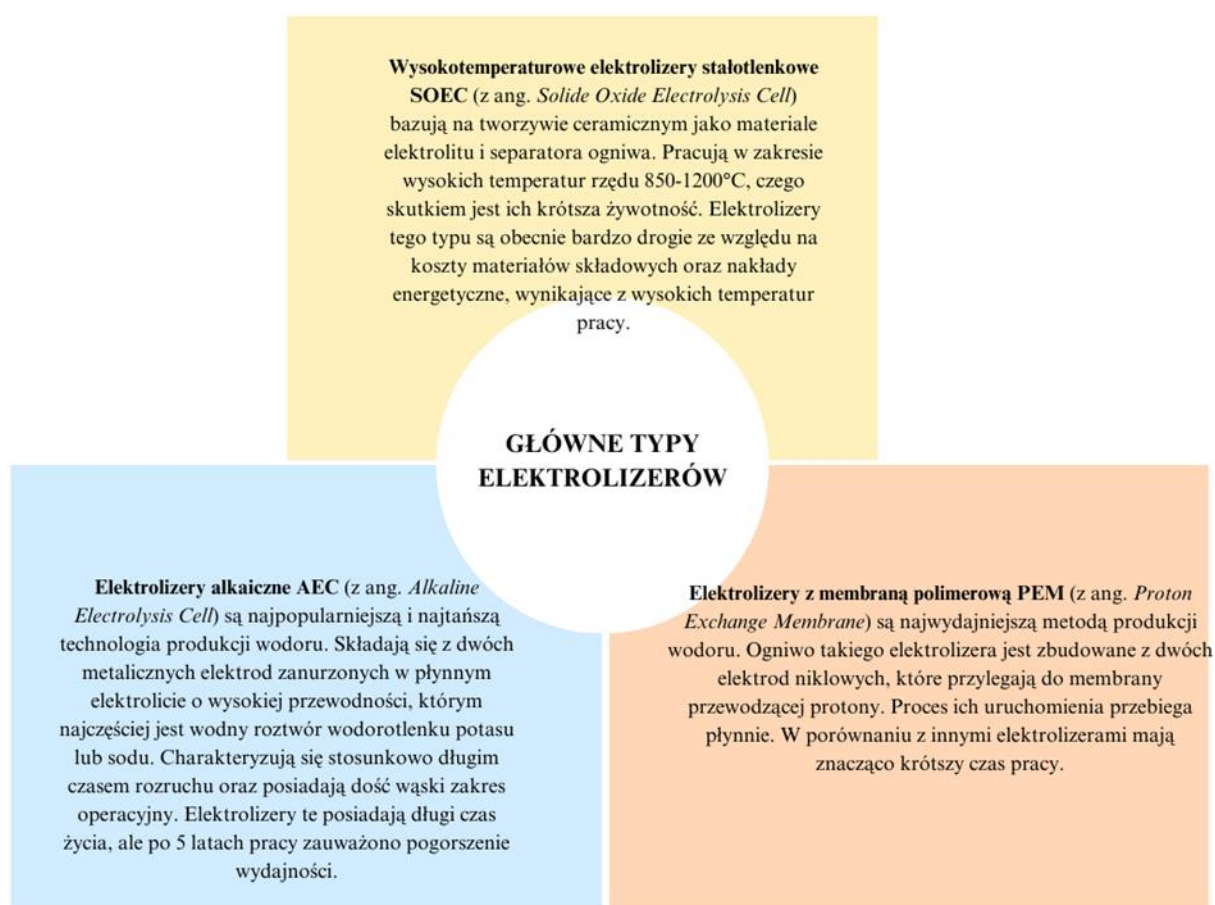
Tabela 1.2. Metody produkcji wodoru

Metoda termiczna	Reforming parowy gazu ziemnego [17-19]	Jest najpopularniejszą metodą generacji wodoru na świecie. Cały proces klasycznego reformingu polega na reakcji metanu z parą wodną w warunkach wysokiej temperatury rzędu 700-1000°C i obecności katalizatora metalicznego. Produktem reakcji są wodór oraz tlenek węgla. Możliwie jest również zastosowanie reformingu dwustopniowego, gdzie produktami dwustopniowego reformingu są dwutlenek węgla oraz wodór. Katalizatorem użytym w reakcji jest najczęściej nikiel osadzony na porowatym nośniku ceramicznym, który zapewnia termostabilność, wysoką aktywność i wytrzymałość. Główną wadą technologii jest powstawanie produktów takimi są CO i CO ₂ . Ograniczenie emisji szkodliwych gazów, polega na zastosowaniu technologii ich wychwytu.
------------------	--	---

		Zastosowanie takiej technologii, skutkuje obniżeniem sprawności procesu o około 5-14%.
	Zgazowanie węgla lub biomasy [20,21]	Proces zgazowania węgla lub biomasy polega na przekształceniu materiału stałego jakim jest węgiel bądź biomasa na gaz, poprzez reakcję z tlenem, parą wodną bądź dwutlenkiem węgla. Proces zgazowania zwykle odbywa się w gazogeneratorach w temperaturze powyżej 800°C, ciśnieniu wyższym od atmosferycznego oraz przy stosunku nadmiaru powietrza mniejszym od 1.
Metoda biologiczna [22]		Jako główne procesy biologiczne produkcji wodoru można wyróżnić: fotosyntezę i fermentację. W procesie fotosyntezy używane są mikroorganizmy, które przy pomocy promieniowania słonecznego, rozkładają wodę na jony: wodorowe i elektrony. Z pomocą enzymu zwanego Fehydrogenazą łączone są do wodoru gazowego. Fermentacja jest procesem beztlenowego rozkładu materii organicznej, zachodzącym bez udziału promieniowania słonecznego. Wodór jest jednym z końcowych produktów rozkładu cukru prostego- glukozy. Produkcja wodoru w procesie fermentacji jest możliwa dzięki wykorzystaniu różnego rodzaju mikroorganizmów i bakterii, pozyskiwanych np. z osadów ściekowych. Metody biologiczne produkcji wodoru są przedmiotem licznych badań. Produkcja wodoru przy pomocy mikroorganizmów jest ciągle rozwijana.
Metoda elektrochemiczna [17]		Elektrochemiczną metodą produkcji wodoru jest elektroliza. W procesie elektrolizy przy pomocy energii elektrycznej zachodzi proces rozkładu wody na cząsteczki wodoru oraz tlenu. Powstały w ten sposób wodór charakteryzuje się wysoką czystością w granicach 99,99 %. Główną zaletą całego procesu produkcji jest brak emisji

		zanieczyszczeń. Brak ingerencji procesu w środowisko naturalne, która wynika z braku emisji, a także wykorzystanie w procesie energii elektrycznej (często pochodzącej z odnawialnych źródeł energii) czynią elektrolizę jako doskonale wpasowującą się w technologię PtG (z ang. <i>Power-to-Gas</i>). Technologia konwersji energii elektrycznej w produkty gazowe o wysokiej jakości może okazać się bardzo pomocna w procesie bilansowania systemu elektroenergetycznego w chwilach nadwyżek energii z OZE.
--	--	--

Elektroliza jest obecnie najpopularniejszą metodą produkcji wodoru. Wyróżnia się 3 główne typy elektrolizerów przedstawione na Rys. 1.7.



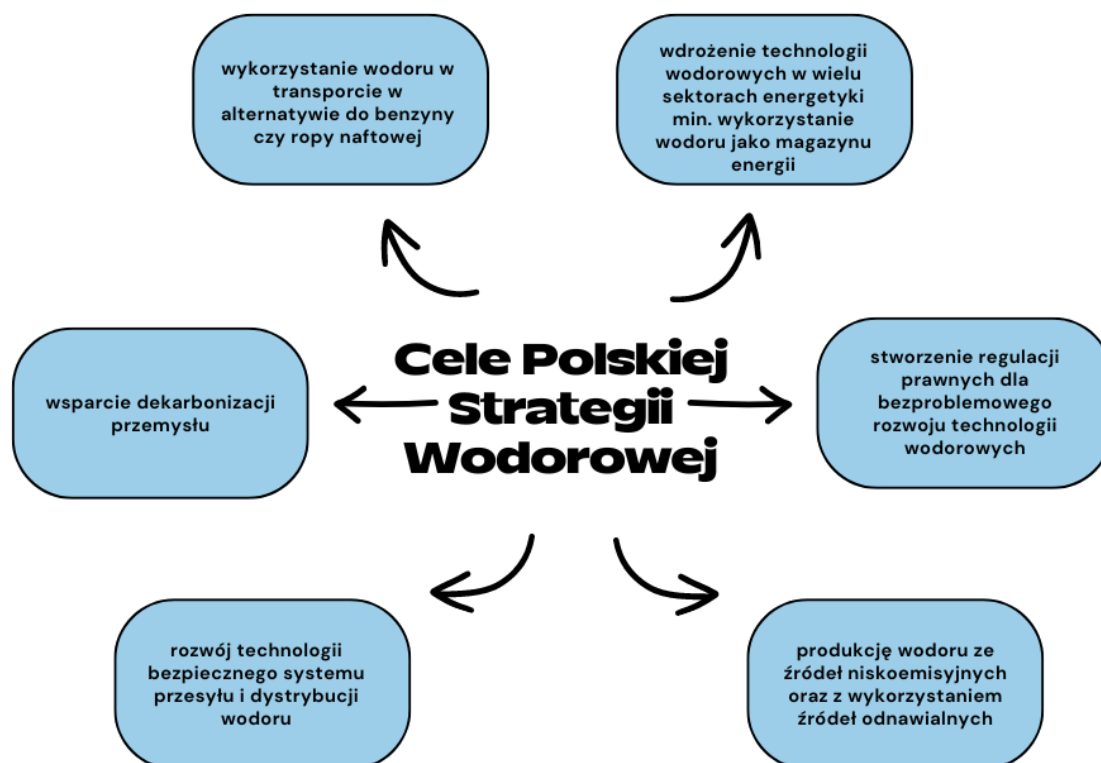
Rys. 1.7. Główne typy elektrolizerów [23-26]

Porównanie parametrów elektrolizerów zaprezentowano w Tabeli 1.3.

Tabela 1. 3. Porównanie parametrów elektrolizerów [23-28]

Elektrolizer	Minimalna temperatura pracy, °C	Maksymalna temperatura pracy, °C	Ciśnienie, bar	Sprawność, %	Wydajność produkcji, Nm ³ H ₂ /h	Czystość H ₂ , %	Energochłonność, kWh/Nm ³ H ₂	Katalizator,-
AEC	25	100	1-30	50-82	1-500	>99,9	4-5	nikiel, kobalt, żelazo
PEM	20	80	1-80	60-82	0,01-250	>99,9	4-5	platyna
SOEC	850	1200	1-30	81-86	-	>99,9	2,5-3,5	-

Najwyższą sprawnością charakteryzują się elektrolizery stałotlenkowe, które mogą stanowić podstawę do produkcji wodoru do celów energetycznych. Według przewidywań do 2050 roku, 25% wodoru na świecie będzie pozyskiwane z procesu elektrolizy. Wodór będzie stanowił jedno z kluczowych paliw w transformacji energetycznej, zachodzącej w Unii Europejskiej. Technologie wodorowe stanowią priorytet dla osiągnięcia Europejskiego Zielonego Ładu. W 2020 roku Polska podjęła działania w celu stworzenia Polskiej Strategii Wodorowej (PSW), której główną ideą jest stworzenie polskiej gałęzi gospodarki wodorowej, osiągnięcie neutralności klimatycznej oraz utrzymanie konkurencyjności polskiej gospodarki na arenie międzynarodowej. Projekt PSW ma wyznaczone cele, przedstawione na Rys. 1.8. Realizację celów zaplanowano do roku 2030, z perspektywą przedłużenia do 2040 roku [17,18].



Rys. 1.8. Cele Polskiej Strategii Wodorowej [29,30]

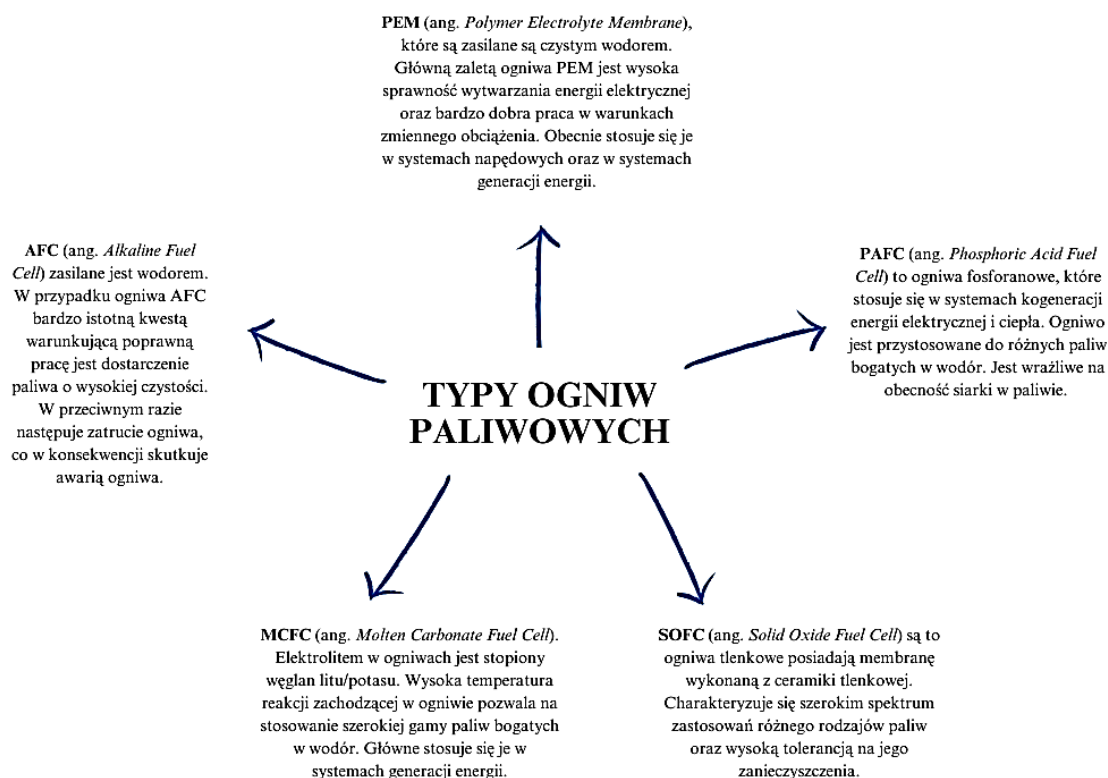
W ramach PSW wyznaczono też wskaźniki, które będą mierzalnym efektem osiągnięcia celów do 2030 roku. Zakłada się, żeby zainstalowana moc instalacji do produkcji niskoemisyjnego wodoru wyniosła 50 MW do 2025 r. i 2 GW do 2030 r. Planuje się utworzenie co najmniej 5 dolin wodorowych oraz minimum 32 stacji wodoru do 2025 roku. Dodatkowo liczba będących w użyciu autobusów wodorowych ma wynosić 100-250 do 2025 r. i 800-1000 do 2030 r. Polska Strategia Wodorowa jako cele wyznaczyła sobie również Zawarcie Porozumienia na rzecz budowy gospodarki wodorowej (zawarte 14.10.2021 r.), stworzenie Ekosystemu Innowacji Dolin Wodorowych oraz utworzenie Centrum Technologii Wodorowych. Doliny wodorowe są to przedsięwzięcia polityczno-społeczno-gospodarcze mające na celu stworzyć regionalne rynki wodoru w pełnym łańcuchu wartości technologii wodorowych: produkcja, przesył i magazynowanie oraz zastosowanie wodoru w wielu sektorach gospodarki. W Polsce działa dzisiaj jedenaście projektów dolin wodorowych. Doliny wodorowe w Polsce mają wesprzeć proces dekarbonizacji energochłonnego przemysłu, lokować demonstratory technologii w parkach przemysłowych oraz budować polski łańcuch dostaw przy wsparciu biznesu, nauki i administracji lokalnej. Zaawansowane prace trwają nad powołaniem pięciu Dolin: Śląskiej, Dolnośląskiej, Podkarpackiej, Wielkopolskiej i Mazowieckiej, która ma być jednocześnie jednostką centralną [32,33].

PSW jest spójna z krajowymi dokumentami strategicznymi dotyczącymi energii i klimatu: Strategią na rzecz Odpowiedzialnego Rozwoju, Polityką Energetyczną Polski do roku 2040 r. oraz Krajowym planem na rzecz energii i klimatu. PSW stanowi rozwinięcie celów określonych w powyższych dokumentach i zakłada wdrożenie technologii wodorowych w energetyce, ciepłownictwie, transporcie i przemyśle [31].

Powstały wodór musi zostać sprężony, aby mógł zostać zmagazynowany. Najbardziej rozwiniętymi technologiami magazynowania są zbiorniki ciśnieniowe oraz kriogeniczne, których pojemność dla pierwszych wynosi do 100 kWh, a dla drugich nawet do 100 GWh. W Polsce analizie poddaje się możliwości wykorzystania jako magazynów wodoru kaverny solne [17].

Alternatywą dla magazynowania jest konwersja wodoru na energię elektryczną przy pomocy ogniw paliwowych zgodnie z ideą Power-to-Gas-to-Power. Ogniwa paliwowe stanowią możliwość czasowego zmagazynowania wodoru, a następnie przekształceniu go ponownie na energię w razie takiej potrzeby. Dzięki technologii magazynowania, można czasowo zatrzymać energię z OZE której produkcja jest niestabilna i wysoce zależna od warunków atmosferycznych.

Ogniwa paliwowe charakteryzują się odpornością na zakłócenia, brakiem emisji zanieczyszczeń oraz wysoką sprawnością. Istnieje możliwość łączenia ogniw w stosy w celu generacji wyższych wartości mocy. Istnieje wiele rodzajów ogniw paliwowych, a ich podział bazuje na rodzaju zastosowanego elektrolitu. Główne typy ogniw przedstawiono na Rys. 1.9.



Rys. 1.9. Typy ogniw paliwowych [34]

Poszczególne wybrane cechy ogniw paliwowych wraz z porównaniem zaprezentowano w Tabeli 1.4.

Tabela 1.4. Porównanie parametrów ogniw paliwowych [34,35]

Ogniwo paliwowe	Temperatura pracy, °C	Moc z pojedynczego ogniwa	Sprawność, %	Żywotność, tys. h
PEM	60-100	0,5-400 kW	Do 65	60
AFC	100-250	Do 250 kW	40-50	5-8
PAFC	160-220	Do 11 MW	40-50	30-60
MCFC	Około 650	Do kilku MW	Powyżej 60	20-30
SOFC	650-1000	Do 200 kW	Do 85	90

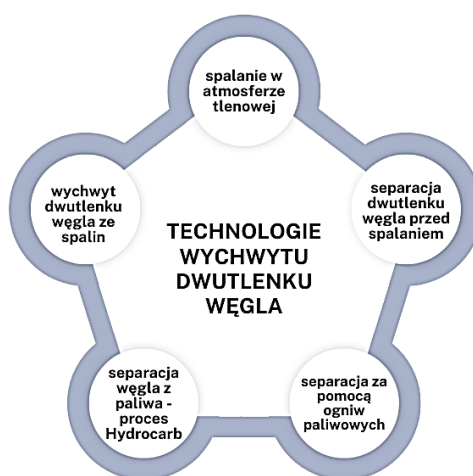
Największy potencjał do wykorzystania w systemach magazynowania energii z OZE mają ogniwa paliwowe typu SOFC oraz PAFC, gdyż charakteryzują się dosyć wysoką sprawnością konwersji oraz długą żywotnością.

Inną opcją jest wykorzystanie wodoru w transporcie, w alternatywnie do paliw kopalnych. Spalanie benzyny czy ropy niesie za sobą emisję dwutlenku węgla, w przeciwieństwie do spalania wodoru. Wodór ma również potencjał na zmniejszenie emisyjności przemysłu. Wykorzystuje się tam wodór, produkowany klasycznymi metodami termicznymi, do produkcji

wysokowartościowych chemikaliów. Taka produkcja niesie za sobą wysoką emisję dwutlenku węgla. Zastosowanie „zielonego” wodoru, produkowanego w procesie elektrolizy z użyciem energii elektrycznej z OZE jako surowca w procesach przemysłowych może pozwolić na znaczne ograniczenie wysokiej emisji CO₂ z przemysłu [36].

1.3 Analiza literatury w zakresie wykorzystania CO₂ z instalacji wychwyty

Instalacje wychwyty CO₂ stosowane są w różnych gałęziach przemysłu m. in.: w przemyśle chemicznym, przetwórstwie gazu ziemnego i ropy naftowej oraz energetyce. Technologie wychwyty CO₂ można podzielić na następujące grupy przedstawione na Rys. 1.10.



Rys. 1.10. Technologie wychwyty CO₂ [37]

- Wychwyt CO₂ po procesie spalania

Wychwyt dwutlenku węgla przebiegać może na drodze absorpcji chemicznej, adsorpcji fizycznej, separacji kriogenicznej, elektrochemicznej, membranowej i ultradźwiękowej. W zależności od zastosowanej techniki proces wychwyty wymaga dostarczenia energii do realizacji poszczególnych etapów procesu. Najczęściej stosowaną metodą wychwyty dwutlenku węgla po procesie spalania jest wymywanie go ze spalin w procesie absorpcji chemicznej [37].

- Separacja CO₂ przed procesem spalania

Procesy usuwania CO₂ ze spalin wymagają sporych nakładów energetycznych. W celu obniżenia nakładów unika się mieszania CO₂ z powietrzem. Procesy konwersji węgla w paliwa, których podstawowymi składnikami są CO₂ i H₂ pozwalają na usuwanie CO₂ z gazów. Wśród procesów zmieniających związki węgla w paliwa gazowe wyróżnia się zgazowanie węgla oraz procesy reformingu paliw (głównie olejowych i gazowych). Zwiększenie efektywności procesu separacji CO₂ następuje przy połączeniu z konwersją CO w CO₂ („CO shift”) [38].

- Procesy spalania paliw w atmosferze tlenu z recyrkulacją CO₂

Zastosowanie tlenu zamiast powietrza w procesie spalania paliw pozwala na ograniczenie ilości spalin (nie są one rozrzedzone przez azot) oraz ograniczenie emisji NO_x . Procesy spalania paliw w atmosferze tlenu i/lub z recyrkulacją spalin polegają na doprowadzeniu do komory spalania lub zgazowania paliwa tlenem i/lub dwutlenkiem węgla oraz na recyrkulacji CO_2 do turbiny gazowej. Tlen powstaje w układzie, gdzie powietrze podlega skraplaniu, a następnie rozdzielaniu na składniki w kolumnie destylacyjnej. W układzie tym znajdują się największe straty związane z wydatkowaniem energii [37].

- Proces Hydrocarb

Proces Hydrocarb polega na rozdzielaniu węgla jako pierwiastka z paliwa. Odbywa się to na drodze zgazowania paliwa wodorem, rozkładu metanu oraz syntezy metanolu. Główną zaletą procesu jest fakt, że materiałem wejściowym do procesu może być każda substancja zawierająca w sobie węgiel. Separacja dwutlenku węgla w tym układzie polega na zastosowaniu procesu Hydrocarb do produkcji czystych ciekłych paliw (wodór) lub paliw o małej zawartości węgla [39].

- Wykorzystanie ogniw paliwowych do obniżenia emisji CO_2

W ogniwach paliwowych następuje bezpośrednia konwersja energii chemicznej paliwa w elektryczność co skutkuje osiągnięciem wysokiej sprawności przy zachowaniu niskiej emisji substancji szkodliwych do środowiska. Wykorzystując ogniwa paliwowe separować CO_2 można ze spalin jak i bezpośrednio z paliwa gazowego analogicznie jak w przypadku procesów spalania. Po spalaniu paliwa powstałe tlenki oraz utleniacz opuszczają układ oddzielnie. Spaliny po stronie anody zawierają wilgoć, dwutlenek węgla oraz nieutlenione paliwo. Wprowadzenie recyrkulacji lub procesów konwersji CO wpływa na wzrost stężenia CO_2 w gazie anodowym [38].

Główne metody wychwytu CO_2 zostały przedstawione w Tabeli 1.5.

Tabela 1.5. Główne metody wychwytu CO_2

Adsorpcja fizyczna (np. TSA – zmiennotemperaturowa)	Wychwyt bazujący na absorpcji fizycznej, wykorzystuje fizyczne absorbenty takie jak Purisol, Rectisol czy Selexol. Głównym wymogiem niezbędnym do prawidłowego przebiegu procesu jest konieczność podniesienia ciśnienia składnikowego CO_2 w spalinach przed wlotem do absorbera poprzez sprężanie spalin kotłowych. Konieczność sprężania spalin powoduje, iż instalacja charakteryzuje się wysoką energochłonnością. Technologia absorpcji fizycznej znalazła swoje zastosowanie jedynie w sorpcji CO_2 na etapie pre – combustion (etap konwersji paliwa przed spalaniem). Niska wydajność procesu oraz niska selektywność wychwytywania CO_2 to główne wady procesu absorpcji fizycznej na powierzchni ciał stałych [40].
---	---

Absorpcja chemiczna (np. wykorzystanie amin)	Absorpcja jest to zjawisko polegające na pochłanianiu gazu przez ciecz, w której gaz się rozpuszcza. Metody absorpcyjne są obecnie najczęściej stosowanymi metodami służącymi do wychwytu CO ₂ ze spalin, które charakteryzują się wysoką skutecznością oraz dużą czystością uzyskanego produktu. Stosowane są obecnie w przemyśle chemicznym i petrochemicznym. Absorpcyjne metody usuwania dwutlenku węgla bazują na odwracalnych reakcjach CO ₂ z innymi substancjami. Do najczęściej stosowanych sorbentów należą: aminy mogą także być stosowane wodne roztwory amoniaku jak również węglan sodu, potasu [41].
Procesy membranowe	Techniki membranowe wiążą duże nadzieje, aczkolwiek obecnie stosowane są komercyjnie na małą skalę w celu separacji CO ₂ przy jego większych stężeniach. Duża energochłonność procesów membranowych w spalinach o małej zawartości CO ₂ oraz niska wydajność wynika z małej różnicy ciśnienia składnikowego dwutlenku węgla. Techniki membranowe zaliczane są do prężnie rozwijających się metod separacji CO ₂ [42].
Wychwyt kriogeniczny	Proces kriogeniczny oznacza proces bez składników chemicznych wykorzystujący niskie temperatury do sprężania, skroplenia, a następnie rozdzielania gazów podczas procesu. Przykładem takiej instalacji jest instalacja Cryocap, która wychwytuje emitowany CO ₂ . Po oczyszczeniu wychwycony CO ₂ może być wykorzystany w wielu różnych przemysłach (karbonizacja napojów gazowanych, konserwowanie i mrożenie żywności, itp). Instalacja Cryocap posiada zdolność wychwytywania 100 tys. ton CO ₂ rocznie [43].

1.4 Analiza możliwości magazynowania wodoru

Aby wódór mógł stać się kluczowym rozwiązaniem transformacji energetycznej, musi istnieć łatwo dostępna i efektywna kosztowo forma magazynowania, która może działać jako bufor, ale także jako wsparcie przemysłowego zastosowania wodoru. Sezonowe magazynowanie energii na dużą skalę można osiągnąć przechowując wódór w podziemnych kavernach solnych i polach gazowych, które znajdują się w wielu miejscach w Europie. Z uwagi na fakt, że podziemne składowiska nie są tak powszechne, istnieje także potrzeba przechowywania dużych ilości wodoru nad ziemią - w zbiornikach ciśnieniowych, w postaci płynnej lub w stanie stałym. Magazynowanie jednym z głównych elementów rozwoju gospodarki wodorowej. Procesy magazynowania wodoru mogą być realizowane w wielu formach np. poprzez magazynowanie podziemne, naziemne czy chemiczne. Biorąc pod uwagę stan dojrzałości technologicznej poszczególnych, wyżej wymienionych rozwiązań, w Polskiej Strategii Wodorowej do 2030 r. z perspektywą do 2040 r. wskazano, że podziemne magazyny, takie jak wyeksploatowane pola naftowe i gazowe, warstwy wodonośne, kaverny skalne czy opuszczone kopalnie, będą

najbardziej optymalnym ekonomicznie rozwiązaniem. W tym zakresie, ze względu na specyfikę wodoru (mała cząsteczka, łatwość dyfundowania i przenikania), za najbardziej obiecujące, perspektywiczne miejsce magazynowania zostały uznane komory solne. Przechowywanie wodoru w naziemnych zbiornikach może stać się konieczne, gdy technologie wodorowe zaczną być wdrażane w Polsce na masową skalę. Dopiero wtedy zaistnieje konieczność budowy dużych, naziemnych zbiorników buforowych [30, 44].

Magazynowanie wodoru w strukturach geologicznych uważane jest za rozwiązanie zapewniające lepsze wykorzystanie jego potencjału. Daje ono możliwość długotrwałego, bezpiecznego magazynowania tego gazu przy stosunkowo niskich kosztach. Zapewnia także bezpieczeństwo magazynowania - magazyn podziemny jest mniej narażony na pożar lub atak terrorystyczny. Ponadto dostępność struktur geologicznych odpowiednich do magazynowania podziemnego oraz doświadczenie w podziemnym magazynowaniu gazu sprawia, że system ten jest uważany za atrakcyjną opcję magazynowania wodoru na dużą skalę, czemu sprzyjają stosunkowo niskie koszty inwestycyjne, w porównaniu z innymi technologiami magazynowania. Podziemne zbiorniki geologiczne umożliwiają bezpieczne przechowywanie dużych ilości wodoru, pod wysokim ciśnieniem i o dużej gęstości energii, bez wpływu na środowisko. Najdłużej i szeroko stosowaną metodą jest przechowywanie wodoru w stanie gazowym. Stosowane w przemyśle sprawdzone technologie i urządzenia pozwalają na przechowywanie gazowego wodoru pod ciśnieniem 200-350 barów w butlach stalowych [8]. najczęściej stosowane w praktyce przemysłowej jest fizyczne przechowywanie gazowego wodoru w zbiornikach ciśnieniowych (do 700 atm) [45]. Aby w alternatywny sposób sprostać wyzwaniom związanym z utrzymaniem ciśnienia lub temperatury, stosuje się tzw. nośniki wodoru. Jako formy przechowywania wodoru, wykorzystują one technologie oparte na fizycznym lub chemicznym wiązaniu wodoru z inną substancją. Wodór może tworzyć związek chemiczny z metalem lub stopem, tzw. wodorek metalu, który umożliwia przechowywanie w stanie stałym: Kiedy wodór wchodzi w kontakt z powierzchnią materiału magazynującego, cząsteczki wodoru rozpadają się na wodór atomowy i wnikają w materiał. Wadą tego rozwiązania jest jednak stosunkowo duża masa materiału magazynującego w porównaniu do zaabsorbowanego wodoru. Ciekłe organiczne nośniki wodoru (LOHC) przechowują wodór w ciekło-organicznym nośniku. Podczas tego procesu wodór jest przekształcany w inną substancję poprzez wiązanie chemiczne, co umożliwia bezciśnieniowe przechowywanie i transport dużych ilości nawet w temperaturze pokojowej. Odwracając reakcję chemiczną, wodór jest uwalniany z nośnika [46].

Zbiorniki z ciekłym wodorem mogą być wykorzystane w transporcie oraz urządzeniach przenośnych. Technologia wytwarzania wodoru, w postaci ciekłej, wymaga dużych nakładów energetycznych. Sprężony wodór musi być schłodzony do bardzo niskiej temperatury (20,28K / -252.87°C). Główną zaletą magazynowania wodoru, w postaci ciekłej zamiast gazowej, jest to, że zajmuje on znacznie mniej miejsca. Kiedy wodór przeprowadzony jest w stan ciekły można go w tym stanie przechowywać w specjalnych termicznych wysokociśnieniowych zbiornikach [47].

Produkcja wodoru w procesie elektrolizy przy wykorzystaniu nadwyżek energii elektrycznej z OZE prowadzi do poszukiwania różnych metod jego magazynowania. Znane już technologie charakteryzują się krótkotrwałym czasem magazynowania, niską sprawnością, a także są problematyczne ze względu na potrzebę późniejszego ich recyklingu, dlatego w chwili obecnej obiecującym rozwiązaniem jest produkcja paliw alternatywnych przy wykorzystaniu wodoru wyprodukowanego z wykorzystaniem nadmiarowej energii elektrycznej z OZE [48,49]. Wodór może być zmagazynowany w postaci SNG, amoniaku i metanolu, gdzie istnieje możliwość ich użycia w różnych sektorach przemysłu i gospodarki [50].

1.5 Analiza literatury pod względem struktur energetycznego wykorzystania wodoru tj. amoniaku i SNG

Zmiany klimatu zmuszają świat do dekarbonizacji wszystkich możliwych sektorów gospodarki. Amoniak używany głównie do produkcji nawozów i jako potencjalny „nośnik wodoru” odpowiada obecnie za ok. 27% światowego zużycia wodoru i ok. 1% globalnej emisji gazów cieplarnianych. W [51] dokonano oceny potencjału technologiczno-ekonomicznego produkcji amoniaku z wykorzystaniem energii wiatrowej oraz fotowoltaiki w Indiach, które są obecnie jednym z największych światowych producentów i importerów amoniaku. Wyniki pokazują, że potencjał Indii może z łatwością zaspokoić globalne zapotrzebowanie na „odnawialny” amoniak przy najniższych jego kosztach.

Technologia syntezy amoniaku łączy wodór H_2 pochodzący z elektrolizy napędzanej energią z OZE i azot N_2 pochodzący z instalacji separacji tlenu z powietrza (ASU – z ang. *Air Separation Unit*). W przypadku wytwarzania amoniaku z wodoru generowanego z nadprodukcji energii elektrycznej z farm fotowoltaicznych badania [52] wykazują, iż instalacja taka osiąga maksymalną efektywność energetyczną równą 26,08% przy minimalnym natężeniu promieniowania słonecznego Z wydajnością 0,22 kg/s produkowanego amoniaku na 0,04 kg/s wodoru. Prowadzone są również badania nad hybrydyzacją energii wiatrowej i słonecznej do wytwarzania amoniaku [53]. Wykazano, że połączenie energii wiatrowej i słonecznej wykorzystywanej do produkcji amoniaku zwiększy uzysk ze względu na zmniejszenie zmienności mocy.

W pracy przedstawiono projekt i badanie symulacyjne kaskadowego systemu produkcji „odnawialnego” amoniaku opartego na energii odnawialnej tj. energia słoneczna czy energia wiatrowa. Autorzy wykorzystali PSAU do separacji powietrza, elektrolizer PEM do produkcji wodoru i kaskadową jednostkę do produkcji amoniaku w celu poprawy konwersji chemicznej. Aby spełnić wymagania dotyczące wejściowej energii elektrycznej, zaproponowano odnawialne źródła energii. Zaprojektowany system oferował wysoką sprawność egzenergetyczną oraz sprawność energetyczną na poziomie 65,5% oraz 61,14% [54, 55].

Magazynowanie odnawialnego wodoru w postaci „zielonego” amoniaku określane jest jako Power-to-Ammonia. Tym sposobem możliwe jest skutecznie przechowywanie i eksport wodoru, a w późniejszym etapie w razie konieczności ponowny odzysk. Brakującym ogniwem w tym łańcuchu wartości jest kraking amoniaku w celu odzyskania wodoru o wysokiej czystości. W [24] zbadano jest techniczne możliwości odzysku wodoru z amoniaku na dużą skalę.

Zaprojektowana instalacja odzysku H_2 z amoniaku działa ze sprawnością cieplną (thermal efficiency) na poziomie 68,5%. Koszt odzysku wodoru w większości uzależniony od kosztu ekologicznego amoniaku, a ten z kolei jest zależny od kosztu odnawialnej energii elektrycznej [56].

Technologia produkcji SNG stanowi połączenie elektrolizy oraz systemu CCS (z ang. *Carbon Capture and Storage*). Wodór wytwarzany w procesie elektrolizy zasilanej nadwyżkami energii z OZE, służy do uwodornienia CO_2 pochodzącego ze spalin elektrowni konwencjonalnych. Produktem zachodzących reakcji jest metan. Powstały gaz, służy do długotrwałego przechowywania energii elektrycznej. Magazynowanie wodoru pod postacią SNG wykazuje duży potencjał. Wykorzystując nadwyżki energii z OZE, zwiększa się udziału energii odnawialnej na rynku. Jednocześnie przy użyciu nie chcianego obecnie CO_2 , następuje produkcja czystych paliw dla gospodarki i przemysłu [57].

Głównym celem technologii Power-to-SNG jest magazynowanie nadwyżek energii elektrycznej poprzez przekształcanie jej w SNG i wprowadzanie do istniejącej infrastruktury gazowej. Synteza zastępczego gazu ziemnego (SNG) zgodnego z wymogami składu sieci gazowej poprzez wykorzystanie nadwyżki energii elektrycznej z odnawialnych źródeł energii wydaje się korzystnym rozwiązaniem do magazynowania dużych ilości energii elektrycznej i dekarbonizacji sieci gazowej przy zachowaniu tej samej infrastruktury. Najbardziej obiecujące układy do produkcji SNG i warunki, w których synteza SNG zmniejsza wpływ na środowisko w porównaniu z alternatywą dla paliw kopalnych, są nadal w dużej mierze niewykorzystane [58]. Koszt produkcji odnawialnego wodoru lub metanu jest wyższy niż gazu ziemnego, ale wykorzystanie ich w sieci gazu ziemnego ma wysoki potencjał, gdyż patrząc w przyszłość, koszty inwestycji będą spadać ze względu na rozwijające się rynki elektrolizy, metanizacji oraz odnawialnych źródeł energii, dlatego łączne wykorzystanie SNG w obszarze transportu i magazynowania energii wydaje się dobrą opcją. Ponadto, SNG jest konkurencyjne z racji kompatybilności z siecią gazową, a z technologicznego punktu widzenia wymaga umiarkowanych warunków procesu produkcji [59-61].

1.6 Analiza literatury w zakresie ekonomii magazynowania energii w postaci wodoru, amoniaku i SNG

Zielony wodór wytwarzany w wyniku elektrolizy wody w połączeniu z energią odnawialną jest nieunikniony dla zrównoważonego i czystego społeczeństwa energetycznego. Aby zredukować emisje gazów cieplarnianych i osiągnąć cele klimatyczne, Unia Europejska pracuje nad strategią wodorową, która doprowadzi do dekarbonizacji w sektorach przemysłu, transportu oraz wytwarzania energii elektrycznej. Rosnące ambicje w zakresie celów klimatycznych stwarzają ważną rolę wodoru, zwłaszcza w osiąganiu neutralności pod względem emisji dwutlenku węgla w sektorach, które obecnie trudno jest zdekarbonizować. Wodór może być również stosowany do stabilizacji sieci elektroenergetycznej, jeśli wahania występują w wyniku ekspansji OZE, zwłaszcza energii wiatrowej i słonecznej [62-65].

Bardzo ważnym aspektem w kontekście produkcji wodoru z wykorzystaniem OZE są koszty jego produkcji. Pomimo tego, że wytwarzanie odnawialnego wodoru ma pozytywne skutki ekologiczne, to jego produkcja jest obecnie droższa niż wytwarzanie go metodami konwencjonalnymi. Koszt produkcji wodoru zależy od metod jego produkcji, a w szczególności wykorzystanych zasobów energetycznych. Szacuje się, że koszt wodoru z wykorzystaniem energii wiatrowej wynosi 7–11 \$/kg, energii słonecznej 10–30 \$/kg, energii jądrowej 2–4 \$/kg, a energii geotermalnej 2,2–7,0 \$/kg [66].

W [67] na podstawie wyników badań literaturowych autorzy stwierdzili, że cena energii elektrycznej jest parametrem mającym największy wpływ na jednostkowy koszt produkcji wodoru z elektrolizy wody. W [68] badano produkcję wodoru z odnawialnych źródeł energii elektrycznej, gdzie stwierdzono, że cena wodoru jest proporcjonalna do ceny energii elektrycznej. Przeanalizowano trzy aspekty produkcji wodoru za pomocą odnawialnych źródeł energii elektrycznej, aby określić potencjał ścieżek produkcji wodoru. Ceny wodoru są silnie uzależnione od cen energii elektrycznej. Aby odnawialne źródła energii mogły produkować wodór za 2 \$/kg przy użyciu elektrolizy, ceny energii elektrycznej musiałyby być niższe niż 0,01 \$/kWh. Jeśli energia elektryczna byłaby bezpłatna, najniższa cena wodoru, jaką mogą wyprodukować jednostki elektrolizy, wynosi 1,60 \$/kg wodoru.

W [69] przeprowadzono studia wykonalności ekonomicznej elektrolizy wody PEM dla rozproszonych stacji tankowania wodoru w Korei pod kątem kosztów, analizy wrażliwości i analizy opłacalności, wykazując jednostkowy koszt produkcji wodoru 6,24 \$/kgH₂ dla zdolności produkcyjnych 700 m³/h. Jednostkowy koszt produkcji wodoru uzyskano w oparciu o koszty kapitałowe i operacyjne dla tej zdolności. Na podstawie analizy wrażliwości stwierdzono, że energia elektryczna jest najbardziej wpływowym czynnikiem ekonomicznym wpływającym na jednostkowy koszt produkcji H₂, drugim zaś jest koszt elektrolizera. Opracowany przez autorów system ekonomiczny wykazał dodatnie wartości bieżące netto (NPV) oraz krótkie zdyskontowane okresy zwrotu od 4 do 7 lat, co wyraźnie pokazuje ekonomiczną wykonalność tego projektu.

W [70] przeprowadzono badania mające na celu określenie najbardziej ekonomicznego sposobu otrzymywania zielonego wodoru. Autorzy przeprowadzili analizę techniczno-ekonomiczną czterech różnych technologii elektrolizy wody, tj. alkalicznej (AWE), elektrolizy z membraną do wymiany protonów (PEMEC), elektrolizy stałotlenkowej z dodatkowym elektrycznym grzejnikiem (SOEC EH) oraz elektrolizy stałotlenkowej w połączeniu ze źródłem ciepła odpadowego (SOEC WH). Obliczenie wartości bieżącej netto, analizy wrażliwości oraz metody Monte Carlo przeprowadzono dla 4 przedstawionych powyżej przypadków. Obliczony jednostkowy koszt produkcji wodoru wyniósł odpowiednio dla AWE 7,60\$/kgH₂, dla PEMEC 8,55 \$/kgH₂, dla SOEC EH 10,16 \$/kgH₂ i dla SOEC WH 7,16 \$/kgH₂. Wyniki analizy pokazują, że elektroliza stałotlenkowa w połączeniu ze źródłem ciepła odpadowego ma najbardziej konkurencyjny przypadek ze względu na rozsądną oszczędność energii cieplnej i wyższą sprawność stosu. Aby zielony wodór mógł konkurować z wodorem produkowanym metodami konwencjonalnymi konieczne jest obniżenie kosztów kapitałowych wraz z dotowaniem kosztów energii elektrycznej i stawek podatkowych.

W [71] porównano 3 technologie produkcji wodoru z wykorzystaniem elektrolizerów alkalicznych, elektrolizerów membranowych do wymiany protonów oraz elektrolizerów stałotlenkowych. Symulacje Monte Carlo dotyczące elektrolizy podłączonej do sieci z wykorzystaniem duńskiego rynku energii elektrycznej potwierdzają, że zarówno elektrolizery PEM, jak i elektrolizery alkaliczne mogą już wytwarzać wodór o koszcie poniżej 3 €/kg, jeśli zniesione zostaną podatki i opłaty. Ponadto, jeśli energia elektryczna jest dostarczana za połowę ceny, uśredniony koszt wodoru spada o około 1 €/kg. Wyniki wskazują również, że elektrolizery ze stałotlenkowe mogą być równie ekonomiczne jak elektrolizery alkaliczne i PEM.

Pojazdy elektryczne zasilane ogniwami paliwowymi stanowią obecnie kluczową ścieżkę rozwoju dla elektryfikacji sektora transportu, który wymaga inwestycji w stacje tankowania wodoru, najlepiej zasilane odnawialnymi źródłami energii, takimi jak energia słoneczna i wiatrowa. Przeprowadzone badania wprowadzają model do identyfikacji kluczowych składników kosztów odnawialnego wodoru dla stacji tankowania i symulacji wydajności przy użyciu danych dotyczących promieniowania słonecznego, prędkości wiatru i cen energii elektrycznej w wybranych szwedzkich miastach. Badanie pokazuje, jak ważna jest integracja sieci elektroenergetycznej w produkcji zielonego wodoru. Najbardziej zachęcającym odkryciem jest koszt (3,5-7,2 €/kg), który jest konkurencyjny w stosunku do kosztów zgłaszanych w innych krajach UE, zwłaszcza że koszt ten wyklucza jakiegokolwiek rządowy system wsparcia [72,73].

Analizy ekonomiczne skoncentrowane są na całym procesie produkcji paliw alternatywnych od dostarczenia wodoru do procesu, poprzez cały proces i produkt końcowy.

W [74] przeprowadzono analizę procesu elektrolizy wody z wykorzystaniem dwóch typów elektrolizerów alkalicznych oraz PEM. Dane do badań autorzy zaczerpnęli w oparciu o elektrolizery producentów tj. McPhy Energy, ITM Power oraz Hydrogenics. Przebadane elektrolizery alkaliczne o wydajności powyżej 25 kg/h są najbardziej opłacalne. Koszt wyprodukowanego tak wodoru mieści się w przedziale 4,96-5,78 \$/kg. Największą składową kosztu wodoru wynoszącą 75% jest koszt energii elektrycznej, która wymagana jest w procesie elektrolizy.

Dodatkowo przeprowadzono badania techniczno-ekonomiczne dużych zakładów produkcji wodoru (10-100 MW). Do analiz przyjęto 2 systemy cen energii elektrycznej w 8 różnych lokalizacjach geograficznych. W analizie wzięto pod uwagę 5 prowincji z Kanady ze zryczałtowanymi stawkami i cenami w rzeczywistym czasie dla rynków hurtowych w Ontario, Kalifornii i Niemczech. Przy ustaleniu cen energii elektrycznej, uśredniony koszt wodoru produkowanego przez elektrolizę wody wahał się w przedziale od 4,21 do 4,71 USD/kg H₂ w Quebecu. Produkcja wodoru elektrolitycznego w Ontario była najtańsza, co dało uśredniony koszt wodoru wynoszący 2,93-3,22 USD/ kg H₂ w przypadku elektrolizy alkalicznej i 2,66-3,54 USD/kg H₂ w przypadku elektrolizy PEM [75].

Technologia produkcji SNG stanowi połączenie elektrolizy oraz systemu CCS (z ang. *Carbon Capture and Storage*). Zasadniczym celem technologii Power-to-SNG jest magazynowanie

nadwyżek energii elektrycznej poprzez przekształcanie jej w SNG i wprowadzanie do istniejącej infrastruktury gazowej. Synteza zastępczego gazu ziemnego (SNG) poprzez wykorzystanie nadwyżki energii elektrycznej z odnawialnych źródeł energii wydaje się być korzystnym rozwiązaniem do magazynowania dużych jej ilości oraz dekarbonizacji sieci gazowej przy zachowaniu tej samej infrastruktury. Najbardziej obiecujące układy do produkcji SNG, w których synteza zmniejsza wpływ na środowisko, są nadal w dużej mierze niewykorzystane [76]. Koszt produkcji odnawialnego wodoru lub metanu jest wyższy niż gazu ziemnego. Wykorzystanie ich w sieci gazu ziemnego ma wysoki potencjał, gdyż patrząc w przyszłość, koszty inwestycji będą spadać ze względu na rozwijające się rynki elektrolizy, metanizacji oraz odnawialnych źródeł energii. Z tego względu łączne wykorzystanie SNG w obszarze transportu i magazynowania energii wydaje się być dobrą opcją [77].

Ponadto, SNG jest konkurencyjne z racji kompatybilności z siecią gazową, a z technologicznego punktu widzenia wymaga umiarkowanych warunków procesu produkcji [78-80]. W [81] zasymulowano proces konwersji strumieni H_2 i CO_x , w których woda skrapla się po każdym reaktorze, a uzyskany przez autorów produkt spełnia wymagania dotyczące zatłaczania do sieci gazowej pod względem ilości metanu w gazie wylotowym (95% CH_4). Ponadto wykorzystanie biogazu lub gazu syntezowego jako źródła węgla do metanizacji (zamiast czystego CO_2) ma tę zaletę, że znika koszt energetyczny związany ze sprzężeniem dwuwentku węgla.

W [82] zaproponowano nowatorską zintegrowaną instalację, zaprojektowaną do współprodukcji energii elektrycznej i syntetycznego gazu ziemnego (SNG), jako odpowiednią strategię magazynowania energii odnawialnej i kontroli emisji CO_2 . Wytwarzanie wodoru w drodze elektrolizy i jego wykorzystanie do produkcji SNG to podejście wybrane do magazynowania energii, podczas gdy kontrola CO_2 odbywa się poprzez wykorzystanie (lub recykling) CO_2 , skoncentrowanego w spalinach anodowych ze stopionego węglanowego ogniwa paliwowego. Proponowana instalacja składa się z trzech głównych sekcji:

- hydrogazyfikacji, w której węgiel jest zgazowywany w środowisku wodorowym do wysokometanowego strumienia gazu opałowego (syngaz);
- energetycznej, w której gaz syntezowy jest wykorzystywany jako paliwo do wytwarzania energii elektrycznej za pomocą jednostki napędowej ogniwa paliwowego ze stopionym węglanem (MCFC);
- SNG, w której gaz syntezowy jest przekształcany w strumień syntetycznego gazu ziemnego.

Najwyższa sprawność produkcji SNG dla analizowanej przez autorów struktury wyniosła 85%.

W [83] oceniono i porównano trzy hybrydowe systemy produkcji syntetycznego gazu ziemnego (biometanu) z biogazu lub gazu procesowego. Wyniki pokazują, że oba przypadki metanizacji mogą być interesującą opcją dla produkcji SNG i magazynowania energii. Efektywność energetyczna rozwiązań osiąga wartość 84% odpowiednio dla Przypadku 1 (metanizacja z gazu syntezowego) i 90% dla Przypadku 2 (metanizacja biogazu) i 3 (uszlachetnianie biogazu). Jak

wynika z analizy, wszystkie systemy mają potencjał do generowania SNG o składzie zbliżonym do gazu ziemnego; może zatem potencjalnie zastąpić kopalny gaz ziemny w systemach wytwarzania energii. Wariant 2 i 3, w porównaniu z wariantem 1, charakteryzują się wyższą efektywnością energetyczną, jednakże w wariantcie 1 wytwarzana jest znacznie większa ilość wysokiej jakości ciepła, które może być wykorzystane.

W [84] zaproponowano dwuetapowy proces metanizacji w celu unowocześnienia istniejących technologii wieloetapowej metanizacji adiabatycznej w złożu stałym poprzez uproszczenie procesu i jego kontroli, a także zmniejszenie zużycia katalizatora. Symulacja procesu wykazała, że trudno było zrealizować oczekiwaną metanizację o wysokiej selektywności poprzez połączenie dwóch reaktorów ze złożem nieruchomym, nawet jeśli nośnikiem ciepła była dodatkowa para lub gaz z recyklingu. Wykazano, że izotermiczne złożo fluidalne jest wydajną dwustopniową technologią metanizacji, w której konwersja CO osiągnęła 99,8%, a jakość produktu gazowego była wyższa niż w przypadku dwustopniowego złoża stałego proces, pod warunkiem, że reaktor ze złożem fluidalnym pracował w temperaturze 723–823 K. Niemniej jednak niska prędkość robocza bąbelkowego złoża fluidalnego utrudnia zwiększenie skali dla systemu o dużej wydajności wytwarzania SNG.

W [85] przedstawiono system, który przekształca wodór w SNG w procesie metanizacji, gdzie występuje bezpośrednie połączenie farmy wiatrowej z generatorem wodoru. Autorzy artykułu oceniają wpływ różnych parametrów na działanie proponowanego systemu oraz optymalizację jego rocznej pracy poprzez uwzględnienie najważniejszych ograniczeń. Analizy dotyczą również różnych wartości nominalnych mocy OZE od 8 do 12 MW oraz generatorów wodoru od 3 do 6 MW. Wdrożenie zaproponowanej konfiguracji uwzględniającej bezpośrednie połączenie generatora wodoru z reaktorem metanizacji wykazało, że pozytywnie wpłynęło to na dynamikę i czasy pracy poszczególnych podukładów w testowanej konfiguracji. Najwyższa wartość sprawności produkcji SNG wyniosła 49,59%, co odpowiada największej farmie wiatrowej (12 MW) współpracującej z najmniejszym generatorem wodoru (3 MW). Natomiast najniższą wartość średniorocznej wydajności produkcji SNG uzyskano dla generatora wodoru o mocy nominalnej 6 MW współpracującego z farmą wiatrową o mocy 8 MW. Dla takiego zestawu instalacji stwierdzono średnioroczną sprawność na poziomie 48,78%.

W [86, 87] przedstawiono analizę instalacji Power-to-Gas jako przykładowego rozwiązania systemu magazynowania nadwyżek energii elektrycznej z odnawialnych źródeł energii. Instalacja zawiera zintegrowany moduł procesu elektrolizy, służący do produkcji wodoru, magazynowania wodoru oraz system produkcji syntetycznego gazu ziemnego (SNG). Węgiel wsadowy do procesu metanizacji jest generowany z wykorzystaniem zgazowania biomasy. Rozważana jest również integracja z dodatkową jednostką kogeneracyjną pracującą na wzbogaconym gazie procesowym w przypadku braku produkcji wodoru w generatorach (dolina energetyczna). Główną nowością jest integracja proponowanych pierwiastków w różnych stanach dostępności wodoru wytwarzanego w procesie elektrolizy z wykorzystaniem energii ze źródeł odnawialnych (różna dostępność i brak produkcji wodoru). Do obliczeń wykorzystano model symulacyjny analizowanej mocy do instalacji SNG zbudowany w programie Aspen Plus. Obliczenia mają na celu określenie głównych parametrów strumieni w systemie oraz

wydajności instalacji. Wartości dla analizowanych przypadków mieszczą się w przedziale 43,04%-68,77% dla przypadków zakładających produkcję H_2 z OZE oraz 20,56-43,80% dla przypadku bez dodatkowej produkcji wodoru.

Produkcja SNG może odbywać się również z wykorzystaniem biomasy. Integracja fermentacji beztlenowej i zgazowania termicznego może zapewnić wysokie wykorzystanie surowca wsadowego. Integrując elektrolizę parową lub koelektrolizę, cały CO i CO_2 w biogazie i gazie zgazowującym można przekształcić w syntetyczny gaz ziemny (SNG), osiągając bardzo wysoką wydajność. W [88] przedstawiono i przeanalizowano za pomocą modelowania termodynamicznego wysoce zintegrowany system łączący fermentację beztlenową, gazyfikację termiczną i ogniwa ze stałym tlenkiem pod ciśnieniem do produkcji bio-SNG z obornika. Całkowita efektywność energetyczna od obornika i elektryczności do bio-SNG może osiągnąć 79% przy fermentacji beztlenowej i 64% bez niej. Dzięki połączeniu zgazowania termicznego i fermentacji beztlenowej prawie możliwe jest osiągnięcie takiej samej wydajności, jak system zgazowania termicznego działający na drewno (do 84%).

Produkcja SNG pozwala uniknąć emisji CO_2 i przyczynia się do zmniejszenia zależności energetycznej, łącząc magazynowanie energii i produkcję paliw odnawialnych. Ponadto dotyczy dekarbonizacji zintegrowanego systemu przemysłowego między energią ciepłą, energochłonnymi gałęziami przemysłu i sektorem odnawialnej energii elektrycznej. Wraz ze wzrostem penetracji OZE i spadkiem cen energii elektrycznej, technologia „power to fuel” może odegrać znaczącą rolę w dekarbonizacji sektora transportu i magazynowaniu ograniczonej w inny sposób energii elektrycznej z OZE. W sektorze energetycznym zmniejszenie rozpiętości cen zwiększa korzyści dla magazynowania energii za pomocą technologii power-to-fuel. Ponadto SNG może być wykorzystywany w różnych zastosowaniach, w tym w sektorze transportowym i zgodnie z celami UE, zgodnie z którymi 10% paliwa transportowego w każdym kraju UE powinno pochodzić ze źródeł odnawialnych [89,90].

W [91] ocenia się ekonomiczną opłacalność produkcji SNG z wychwytywaniem i utylizacją CO_2 . Jako przykłady wzięto pod uwagę rynki energii elektrycznej w Kalifornii, Ontario, Hiszpanii, Szwecji, Paragwaju, Niemczech i Indiach. Obecnie szacowany koszt SNG to 70-125 EUR/MWh, od 2 do 7 razy wyższy niż kopalny gaz ziemny. Prognozuje się, że koszty można obniżyć do 40 EUR/MWh, konkurując bezpośrednio z paliwem kopalnym, zwłaszcza w krajach, w których jest ono głównie importowane. Aby osiągnąć ten cel, potrzebne są dalsze badania i rozwój, zwłaszcza w zakresie dwóch kluczowych parametrów: wydajności elektrolizy i kosztów inwestycyjnych metanizacji.

Ze względu na wysokie koszty inwestycyjne, zwłaszcza generatorów wodoru, cena sprzedaży odnawialnego SNG jest znacznie wyższa niż średnia cena sprzedaży gazu ziemnego w UE. Ceny te wahają się jednak w zależności od kraju od 28 €/MWh do 107 €/MWh, więc przy niskich cenach substratów SNG można uznać za konkurencyjne w krajach z wyższego przedziału cenowego rynku gazu ziemnego. Należy podkreślić, że wytwarzany SNG pochodzi ze źródeł odnawialnych, dlatego wraz z rozwojem technologii i odpowiednim systemem

wsparcia inwestycji w te technologie szacowany próg rentowności SNG będzie się zmniejszał [86,92].

2. ANALIZA PRACY ŹRÓDEŁ ODNAWIALNYCH DLA OKREŚLENIA POTENCJAŁU WYKORZYSTANIA ENERGII ELEKTRYCZNEJ DO ZASILANIA PROCESU ELEKTROLIZY

2.1 Metodologia obliczeń farmy wiatrowej i farmy fotowoltaicznej

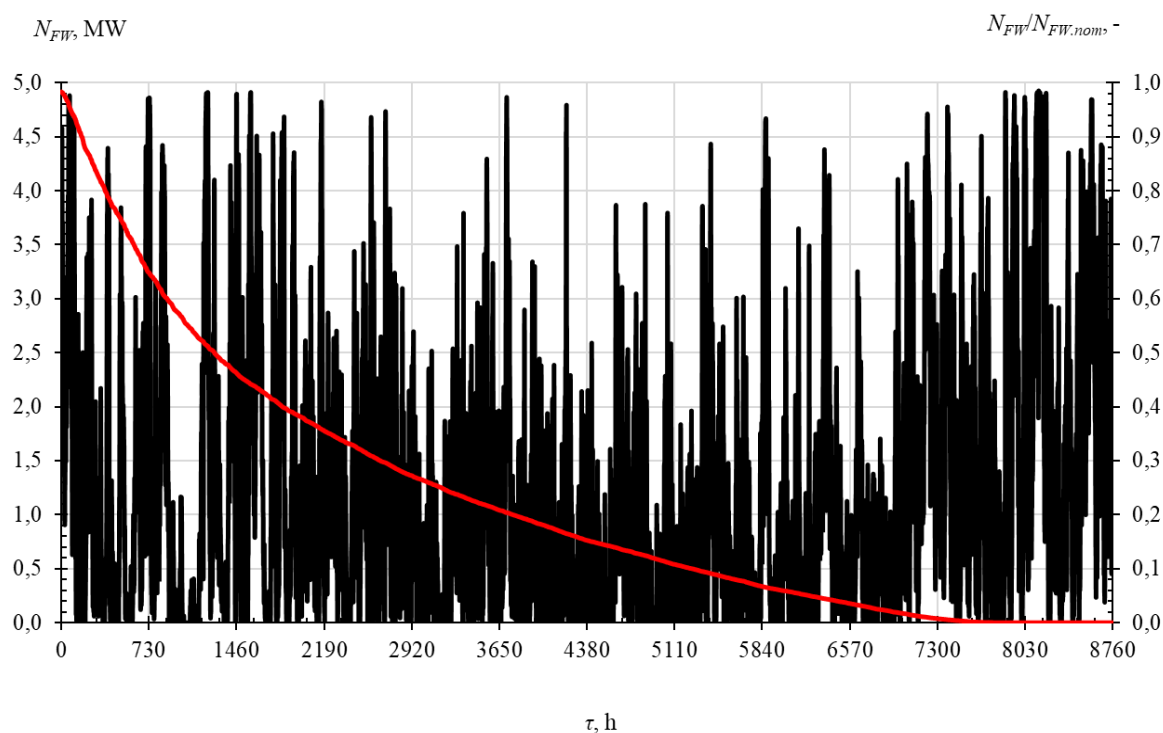
W ramach analiz przeprowadzono analizę pracy farmy wiatrowej o mocy 5 MW (Rys. 2.1) oraz analizę pracy farmy fotowoltaicznej o mocy 5 MW (Rys. 2.2). Dane do analiz farmy wiatrowej zostały pozyskane z Projektu Marszewo (zlokalizowanego w województwie zachodniopomorskim w gminie Postomin) realizowanego przez Tauron Ekoenergia, natomiast dane do analiz farmy fotowoltaicznej zaczerpnięto z instalacji umiejscowionej na dachu budynku Wydziału Inżynierii Środowiska i Energetyki i Wydziału Mechanicznego Technologicznego Politechniki Śląskiej. Dane zostały przeanalizowane i przeskalowane do wymaganego w badaniach poziomu mocy źródeł. Następnie dokonano połączenia mocy farm uzyskując moc źródeł odnawialnych na poziomie 10 MW (Rys. 2.3). W celu dostarczenia mocy do generatora wodoru przeanalizowano dolinyienne od 10.00 do 14.00 występujące w czasie pracy zarówno farmy wiatrowej jak i farmy fotowoltaicznej oraz doliny nocne występujące tylko w czasie pracy farmy wiatrowej. W analizie pracy farmy wiatrowej o mocy nominalnej 5 MW wykorzystano analizę rocznego cyklu jej pracy. Wykorzystano w tym celu dane obrazujące średnie godzinowe generacje mocy w ciągu roku. Biorąc pod uwagę zmienne warunki atmosferyczne uniemożliwiające produkcję energii elektrycznej oraz przestój na obsługę techniczną wyznaczono rzeczywisty czas pracy farmy wiatrowej oraz moc średnioroczną. W oparciu o wyznaczoną wartość rocznej generacji energii określono średnioroczną moc farmy wiatrowej dzieląc produkcję energii przez pełny czas trwania roku równy 8760 godzin. Podstawowe dane farmy zostały zebrane w Tabeli 2.1.

Tabela 2.1. Dane farmy wiatrowej 5 MW

Wielkość	Wartość	Jednostka
Moc nominalna	5	MW
Moc maksymalna	4,91	MW
Moc średnioroczna	1,160	MW
Rzeczywisty czas pracy	7818	h

Ze względu na zmienne warunki atmosferyczne, od których zależy jest produkcja energii, nie uzyskuje się wysokiego poziomu mocy średniorocznej. Jeżeli prędkość wiatru jest zbyt niska lub przekracza poziom prędkości wyłączenia, to farma wiatrowa nie może pracować, co skutkuje występowaniem okresów o zerowej generacji. Ma to wpływ na obniżenie rzeczywistego czasu pracy. Analizując roczny przebieg generacji można stwierdzić znaczne

zróźnicowanie oraz występowanie istotnych wahań mocy. Przy analizie pracy farmy wiatrowej skupiono się na dolinie dziennej, występującej między 10:00-14:00. W tym okresie występuje mniejsze zapotrzebowanie na energię elektryczną, a równocześnie bardzo często występuje nadprodukcja energii z OZE, która będzie wykorzystana do generacji wodoru w generatorze.



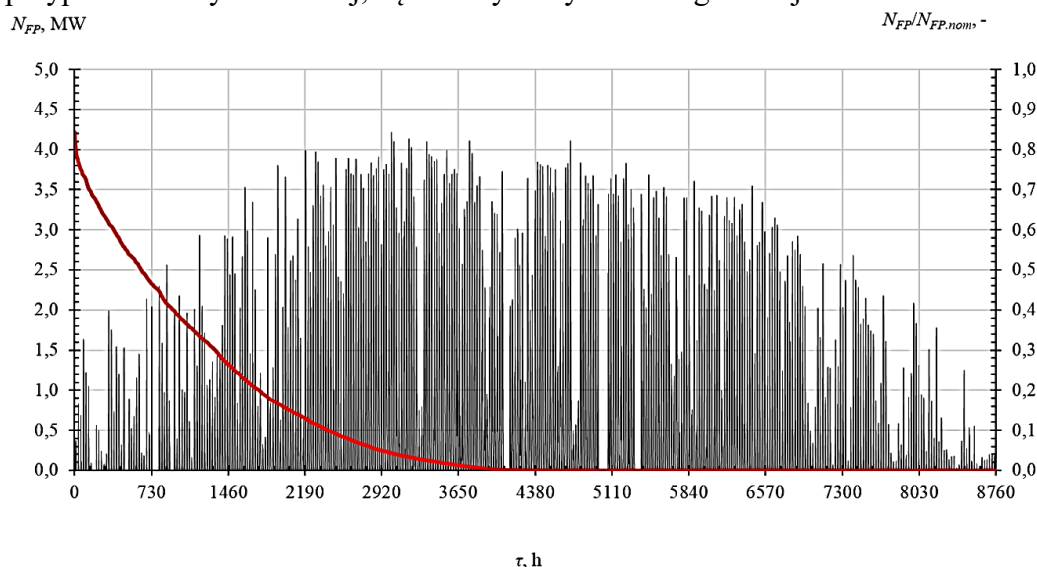
Rys. 2.1. Charakterystyka rocznego cyklu pracy farmy wiatrowej o mocy 5 MW oraz wykres uporządkowany mocy farmy wiatrowej

W analizie pracy farmy fotowoltaicznej o mocy nominalnej 5 MW wykorzystano analizę rocznego cyklu jej pracy. Wykorzystano w tym celu dane obrazujące średnie godzinowe generacje mocy w ciągu roku (Rys. 2.2). Biorąc pod uwagę zmienne warunki atmosferyczne uniemożliwiające produkcję energii elektrycznej oraz przestój na obsługę techniczną wyznaczono rzeczywisty czas pracy farmy. Farma fotowoltaiczna nie pracuje nocą. W rzeczywistym czasie pracy nie uwzględnione są cykle, gdzie generacja mocy wyniosła zero. W oparciu o wyznaczoną wartość rocznej generacji energii określono średnioroczną moc farmy dzieląc produkcję energii przez pełny czas trwania roku równy 8760 godzin. Dane na temat farmy fotowoltaicznej zamieszczono w Tabeli 2.2.

Tabela 2.2. Dane farmy fotowoltaicznej 5 MW

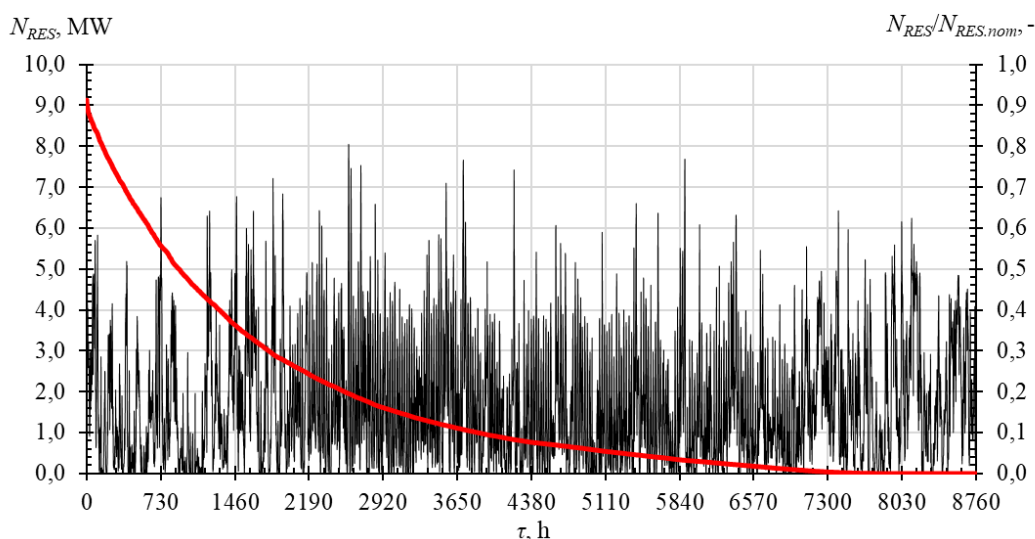
Wielkość	Wartość	Jednostka
Moc nominalna	5	MW
Moc maksymalna	4,214	MW
Moc średnioroczna	0,533	MW
Rzeczywisty czas pracy	4311	h

Ze względu na zmienne warunki atmosferyczne, od których zależy produkcja energii oraz fakt, że farma nie pracuje nocą nie uzyskuje się wysokiego poziomu mocy średniorocznej. Analizując roczny przebieg generacji można stwierdzić znaczne zróżnicowanie roczne oraz występowanie znacznych wahań mocy. Realna praca farmy fotowoltaicznej występuje przez 49% roku. W przypadku analizy farmy fotowoltaicznej skupiono się na analizie doliny dziennej, występującej między 10:00-14:00. Nadprodukcja energii w tym okresie, analogicznie jak w przypadku farmy wiatrowej, będzie wykorzystana do generacji wodoru.



Rys. 2.2. Charakterystyka rocznego cyklu pracy farmy fotowoltaicznej o mocy 5 MW oraz wykres uporządkowany mocy farmy fotowoltaicznej

Po analizie poszczególnych źródeł odnawialnych dokonano ich połączenia, uzyskując w ten sposób charakterystykę przedstawioną na Rys. 2.3.



Rys. 2.3. Charakterystyka rocznego cyklu pracy połączonych źródeł odnawialnych (farmy wiatrowej o mocy 5 MW i farmy fotowoltaicznej 5 MW) o mocy 10 MW oraz wykres uporządkowany mocy OZE

Metodologia obliczeń farm została opracowana przez autorów w [93]. Metodologia obliczeń jest analogiczna i dotyczy zarówno farmy wiatrowej jak i fotowoltaicznej oraz ich połączenia.

Suma mocy farm dla roku czasu pracy została obliczona jako:

$$N_{RES.C} = \int_{\tau_p}^{\tau_k} \frac{N_{RES}(\tau) d\tau}{r} \quad (2.1)$$

gdzie:

r – liczba godzin w roku,

τ_p – początek przedziału całkowania,

τ_k – koniec przedziału całkowania.

Wskaźnik znamionowej mocy farm δ_{RES} jest wyznaczany ze stosunku mocy średniorocznej i mocy nominalnej:

$$\delta_{RES} = \frac{N_{RES.C}}{N_{RES.nom}} \quad (2.2)$$

Biorąc pod uwagę czas pracy, wyznacza się moc średnią oraz wskaźnik mocy. Liczba godzin pracy farmy opisana jest realnym czasem pracy τ_{RE} zgodnie z zależnością:

$$\tau_{RE} = \tau - \tau_R (\forall N_{RES} = 0) \quad (2.3)$$

gdzie:

$\forall$ – oznacza dla każdego,

τ_R – godzina, w której generowana moc była równa zero.

Wartości odnoszą się do okresu pracy równemu rok, aby wziąć pod uwagę przedziały czasowe, gdzie moc wynosiła zero. Ilości wyprodukowanej energii elektrycznej rocznie pozwala na wyznaczenie uśrednionej wartości mocy, która jest możliwa do wyznaczenia dzięki metodzie trapezów.

Pierwszym krokiem do określenia mocy średniej było określenie rocznej generacji energii. W tym celu wykorzystano całowanie numeryczne metodą trapezów przyjmując założenie, iż moc średnia w danej godzinie występuje na jej początku. Energia elektryczna stanowi pole pod krzywą na wykresie $N_{RES} = f(\tau)$ i obliczana jest z zależności:

$$\int_{\tau_p}^{\tau_k} f(\tau) d\tau \approx \frac{1}{2} (\tau_k - \tau_p) \cdot [f(\tau_p) + f(\tau_k)] \quad (2.4)$$

W przypadku dużego przedziału całkowania dla zwiększenia dokładności metody, należy określić krok całkowania i podzielić go na podprzedziały. Obszar zostaje zatem podzielony na

k trapezów prostokątnych. Krok całkowania stanowi zarazem wysokość trapezu i określony jest wzorem:

$$d\tau = \frac{\tau_k - \tau_p}{k} \quad (2.5)$$

Przedział całkowania przyjęto od godziny 1 (początek przedziału całkowania τ_p) do godziny 8760 (koniec przedziału całkowania τ_k). Został on następnie podzielony na $k = 8759$ podprzedziałów, a zatem krok całkowania zgodnie z równaniem (2.5) wynosił $d\tau = 1$. Sprawia to, że wartość funkcji $f(\tau)$ w kolejnych punktach τ_i przyjmuje wartości mocy dla kolejnych godzin. Dla każdego punktu należy zatem odczytać wartość funkcji $N_{RES} = f(\tau)$ wg wzoru:

$$f_i = f(\tau_i) = f(\tau_p + i \cdot d\tau), \quad \text{dla } i = 1, 2, \dots, n \quad (2.6)$$

Zatem wzór dla metody trapezów przy podziale przedziału całkowania na n podprzedziałów przedstawia się jako:

$$\int_{\tau_p}^{\tau_k} f(\tau) d\tau \approx d\tau \left[\frac{f(\tau_p) + f(\tau_k)}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} f(\tau_p + i \cdot d\tau) \right] \quad (2.7)$$

Pole trapezu określa wzór:

$$P_{tr} = \frac{(a + b) \cdot h}{2} \quad (2.8)$$

Biorąc po uwagę równanie (2.8), oraz wiedząc, iż a i b stanowią podstawy trapezu i odpowiadają im odpowiednio wartości $f(\tau_p)$ oraz $f(\tau_p + d\tau)$, a wysokości h odpowiada $d\tau$, to w analogiczny sposób można zapisać:

$$\int_{\tau_p}^{\tau_k} f(\tau) d\tau \approx \frac{1}{2} d\tau \sum_{i=1}^n [f(\tau_p + (i-1) \cdot d\tau) + f(\tau_p + i \cdot d\tau)] \quad (2.9)$$

Energia wygenerowana jest równa wartości całki obliczonej metodą trapezów:

$$E_{RES} = \int_{\tau_p}^{\tau_k} f(\tau) d\tau \quad (2.10)$$

Znając wygenerowaną energię elektryczną można obliczyć średnioroczną moc farmy wiatrowej:

$$N_{RES, \text{śr}} = \frac{E_{RES}}{8760} \quad (2.11)$$

Podstawę przeprowadzonych analiz stanowią przyjęte założenia, niezbędne do wyznaczenia strumienia wodoru, a także wskaźników pracy instalacji generatorów wodoru. Założone zostały m.in.:

- Energia do generatora wodoru dostarczana jest w czasie trwania dolin tj. doliny dziennej farmy fotowoltaicznej oraz doliny dziennej i nocnej farmy wiatrowej,
- moc nominalna generatorów wodoru określona względem mocy nominalnej farmy wiatrowej. Analizy przeprowadzono dla mocy generatora od poziomu równego 1% do 40% mocy znamionowej farmy wiatrowej,
- ciepło spalania wodoru: $HHV_{H_2} = 141,8 \text{ MJ/kg}$,
- gęstość wodoru w warunkach normalnych: $\rho_{H_2, n} = 0,0899 \text{ kg/m}_n^3$.

Określenie energii przekazanej do instalacji generatorów wodoru stanowi istotną kwestię analizy współpracy z OZE. Determinuje ona ilość wytworzonego wodoru i jest zależna od przyjętego poziomu mocy nominalnej instalacji magazynowania energii. Energia ta określana jest podobnie jak energia wygenerowana przez farmę wiatrową – jest to pole pod przebiegiem mocy generowanej przez farmę, lecz ograniczone przez poziom mocy nominalnej generatorów wodoru.

Roczną ilość wytworzonego wodoru określono z definicji sprawności generatora wodoru:

$$\eta_{GEN.H_2} = \frac{m_{H_2,R} \cdot HHV_{H_2}}{E_{R,H_2}} \quad (2.12)$$

gdzie:

HHV_{H_2} -ciepło spalania wodoru, 142 237 kJ/kg.

$$\eta_{GEN.H_2} = g \cdot \ln \dot{m}_{H_2,R} + \eta_{GEN0} \quad (2.13)$$

W przypadku $\eta_{GEN.H_2}$ wartości g oraz η_{GEN0} zostały wyzanczone na podstawie funkcji logarytmicznej dla danych literaturowych [93-95] i wynoszą odpowiednio 0,002 oraz 0,6458.

Na podstawie rocznej produkcji wodoru można określić średni strumień wodoru:

$$\dot{m}_{H_2,R} = \frac{m_{H_2,R}}{\tau_R} \quad (2.14)$$

2. 2 Wyniki analiz

Do oceny pracy instalacji magazynowania energii zdecydowano wykorzystać się wielkości bezwymiarowymi w postaci wskaźników. Zastosowanie ich pozwala dokonać interpretacji wpływu wartości założonych parametrów na pracę instalacji oraz porównać różne jej warianty. W ramach analiz wykorzystano następujące wskaźniki:

- Wskaźnik wykorzystania maksymalnego czasu pracy d_{HG} opisuje stosunek czasu rzeczywistego pracy instalacji magazynowania energii $\tau_{HG,r}$ i czasu maksymalnego pracy instalacji elektrolizy $\tau_{HG,m}$. Wskaźnik ten opisuje poniższa zależność:

$$d_{HG} = \frac{\tau_{HG,r}}{\tau_{HG,m}} \quad (2.15)$$

- Wskaźnik znamionowej mocy generatorów wodoru δ_{HG} stanowi stosunek średniej mocy generatorów wodoru $N_{HG.av}$ w trakcie pracy instalacji do ich mocy nominalnej $N_{HG.n}$, i obliczany jest zgodnie z równaniem:

$$\delta_{HG} = \frac{N_{HG.av}}{N_{HG.n}} \quad (2.16)$$

Moc średnio-godzinową roczną generatorów wodoru zdefiniowana jest jako iloraz energii dostarczanej do instalacji magazynowania energii $\dot{E}_{HG}$ do jej rzeczywistego czasu pracy $\tau_{HG.r}$ według zależności:

$$N_{HG.av} = \frac{\dot{E}_{HG}}{\tau_{HG.r}} \quad (2.17)$$

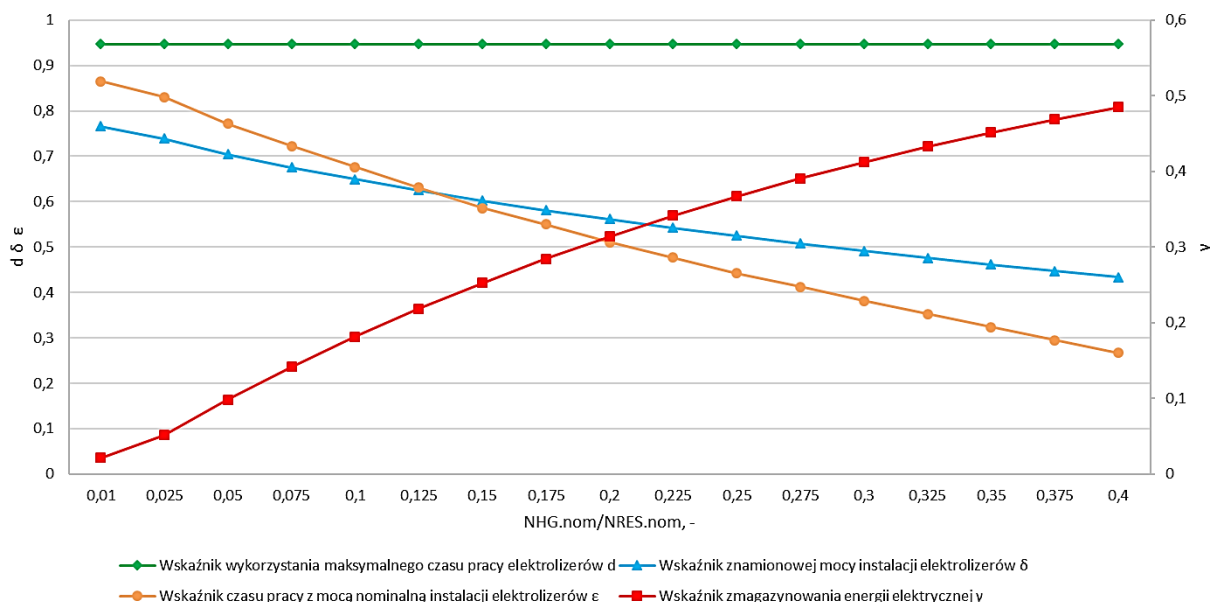
- Wskaźnik zmagazynowania energii elektrycznej γ_{HG} wyraża stosunek rocznej energii dostarczanej do instalacji generatorów wodoru $\dot{E}_{HG}$ do całkowitej energii wygenerowanej przez farmę wiatrową $\dot{E}_{WF}$ oraz farmę fotowoltaiczną $\dot{E}_{PF}$ zgodnie ze wzorem:

$$\gamma_{HG} = \frac{\dot{E}_{HG}}{\dot{E}_{RES}} \quad (2.18)$$

- Wskaźnik czasu pracy z mocą nominalną ε_{HG} wyrażany jest przez stosunek czasu pracy z mocą nominalną do rzeczywistego czasu pracy instalacji magazynowania energii $\tau_{HG.r}$ i opisuje go równanie:

$$\varepsilon_{HG} = \frac{\tau_{HG}(\forall N_{HG} = N_{HG.n})}{\tau_{HG.r}} \quad (2.19)$$

Przebieg wskaźników przedstawiono na Rys. 2.4.

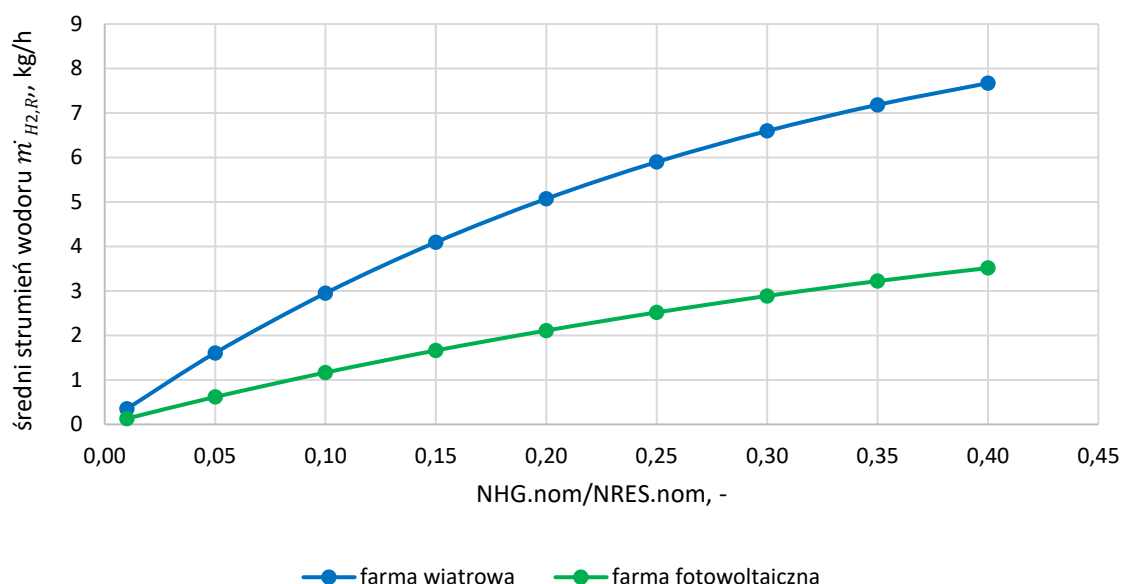


Rys. 2.4. Wskaźniki oceny pracy instalacji magazynowania energii w funkcji $N_{HG.nom}/N_{RES.nom}$

Na podstawie wyników analiz z Rys.2.4 można wywnioskować, że wskaźnik wykorzystania maksymalnego czasu pracy d_{HG} jest niezależny od przyjętego poziomu mocy nominalnej

instalacji generatorów wodoru. Wskaźnik znamionowej mocy generatorów wodoru δ_{HG} wykazuje tendencję malejącą względem wzrostu poziomu mocy nominalnej. Wskaźnik czasu pracy z mocą nominalną ε_{HG} ulega większemu ograniczeniu niż wskaźnik znamionowej mocy generatorów wodoru w miarę wzrostu poziomu ich mocy nominalnej. Wskaźnik zmagazynowania energii elektrycznej γ_{HG} rośnie wraz ze wzrostem stosunku $N_{HG,nom}/N_{RES,nom}$.

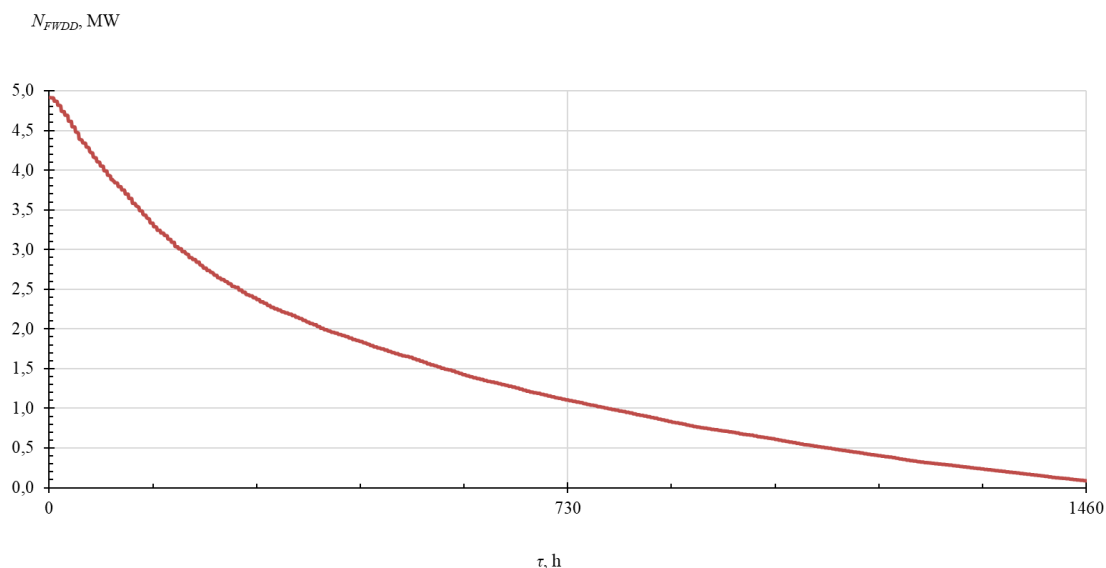
Wodór wyprodukowany w procesie elektrolizy będzie substratem do produkcji SNG oraz amoniaku. Średni strumień wodoru uzyskany zarówno z analiz energii dostarczanej z farmy wiatrowej, jak i farmy fotowoltaicznej przedstawiono na Rys. 2.5. W obydwu przypadkach strumień ten rośnie wraz ze wzrostem stosunku $N_{HG,nom}/N_{RES,nom}$. Najwyższe osiągnięte wartości dla stosunku $N_{HG,nom}/N_{RES,nom} = 0,4$ wynoszą odpowiednio 7,67 kg/h dla farmy wiatrowej oraz 3,515 kg/h dla farmy fotowoltaicznej.



Rys. 2.5. Ilość produkowanego wodoru $\dot{m}_{H_2,R}$ w funkcji $N_{HG,nom}/N_{RES,nom}$

2. 3 dodatkowa metodologia doboru mocy generatora wodoru

Do analizy doboru mocy generatora wodoru wykorzystano dane dotyczące farmy wiatrowej i farmy fotowoltaicznej. Przy analizie pracy farmy wiatrowej skupiono się na dolinie dziennej, występującej między 10:00-14:00. Na Rys. 2.6 zobrazowano uporządkowane dane dotyczące generacji mocy w trakcie dolin dziennych w trakcie trwania roku. Doliny dzienne w sumie w ciągu roku trwały 1460 godzin.

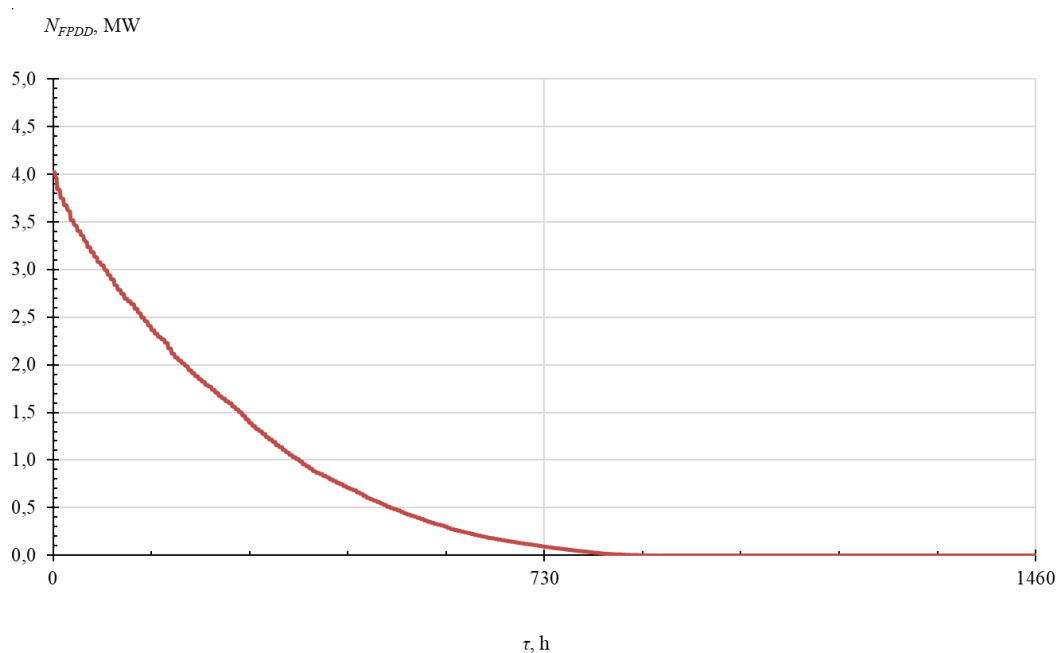


Rys. 2.6. Wykres uporządkowany doliny dzienne farmy wiatrowej 5 MW

Na podstawie wykresu (Rys. 2.6) wyznaczono równanie aproksymacyjne, które było bazą do dalszych obliczeń:

$$y(\tau) = 3,1702 \cdot 10^{-19} \tau^6 - 3,0653 \cdot 10^{-15} \tau^5 + 1,1557 \cdot 10^{-11} \tau^4 - 2,1691 \cdot 10^8 \tau^3 + 2,2133 \cdot 10^{-5} \tau^2 - 1,3523 \cdot 10^{-2} \tau + 4,9249 \quad (2.20)$$

Analogicznie postąpiono w przypadku farmy fotowoltaicznej. Na Rys. 2.7 zobrazowano uporządkowane dane dotyczące generacji mocy w trakcie dolin dziennych farmy fotowoltaicznej w trakcie trwania roku.

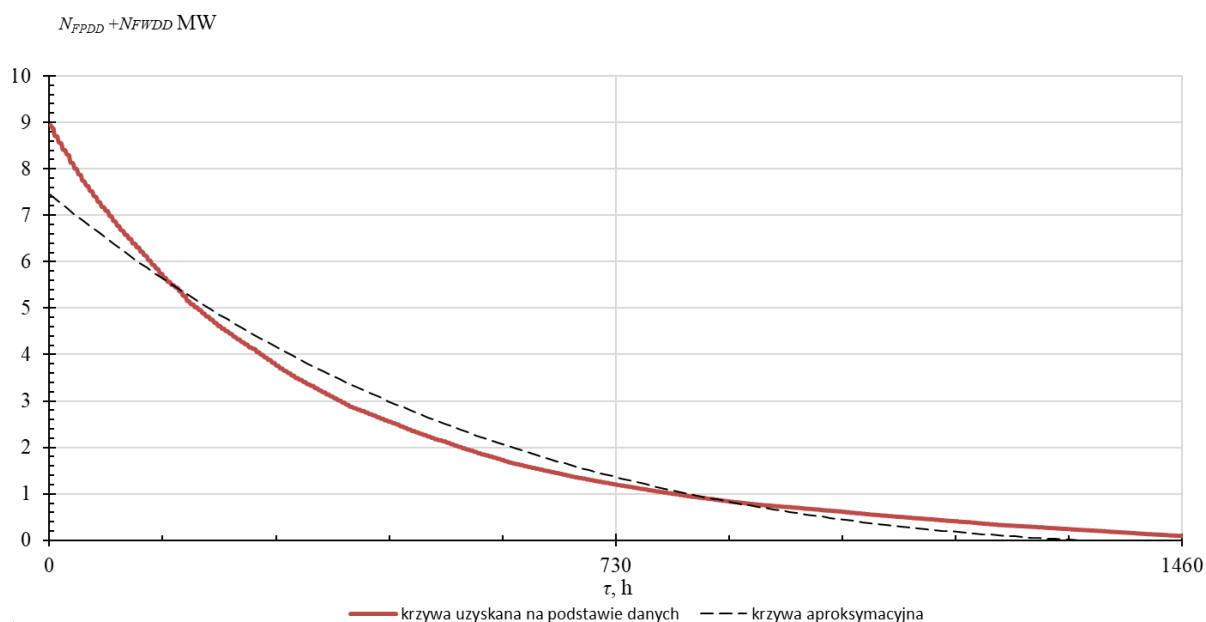


Rys. 2.7. Wykres uporządkowany doliny dzienne farmy fotowoltaicznej 5 MW

Na podstawie wykresu (Rys. 2.7) wyznaczono równanie aproksymacyjne, które było bazą do dalszych obliczeń:

$$y(\tau) = 9,5766 \cdot 10^{-13} \tau^4 - 5,9717 \cdot 10^{-9} \tau^3 + 1,294 \cdot 10^{-5} \tau^2 - 1,1797 \cdot 10^2 \tau + 3,8612 \quad (2.21)$$

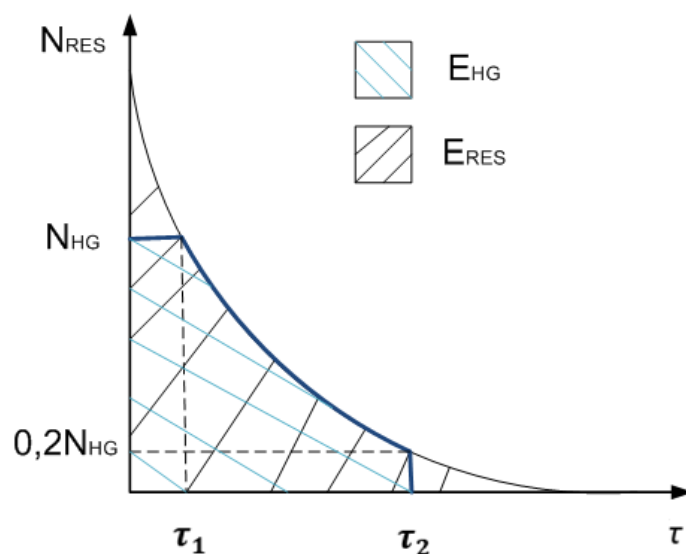
Na podstawie sporządzonego wykresu połączenia (Rys.2.8) doliny dziennej farmy wiatrowej (Rys.2.6) oraz doliny dziennej farmy fotowoltaicznej (Rys.2.7) oraz uzyskanego równania aproksymacyjnego (2.22) wyznaczono energię E_{HG} , która będzie dostarczana do generatora wodoru. Została ona zaznaczona na Rys.2.9. Założono, że generator wodoru o mocy znamionowej N_{HG} pracuje do osiągnięcia 20% mocy znamionowej. Badania przeprowadzono dla minimalnego obciążenia generatora $a = 12,5\%$.



Rys. 2.8. Wykres uporządkowany połączenia doliny dziennej farmy fotowoltaicznej 5 MW + doliny dziennej farmy wiatrowej 5 MW

Na podstawie wykresu (Rys. 2.9) wyznaczono równanie aproksymacyjne (2.22), wykorzystywane w dalszych analizach.

$$y(\tau) = 1,5783 \cdot 10^{-21} \tau^6 - 4,6823 \cdot 10^{-17} \tau^5 + 5,4632 \cdot 10^{-13} \tau^4 - 3,1721 \cdot 10^{-9} \tau^3 + 9,5305 \cdot 10^{-6} \tau^2 - 1,3824 \cdot 10^2 \tau + 7,4626 \quad (2.22)$$



Rys. 2.9. Wartości energii uwzględniane w działaniu instalacji elektrolizy

W ramach analiz generatora wodoru, bazując na równaniu (2.22), zakładamy pewną wartość mocy y_1 , która odpowiada wartości mocy doprowadzonej do generatora N_{HG} . Następnie wyznaczamy wartość minimalnej mocy doprowadzonej do generatora którą założono równą $0,2 N_{HG}$. Z równania (2.22) wyznaczamy τ_1 odpowiadające wartości y_1 . Analogicznie wyznaczamy τ_2 odpowiadające wartości $0,2 N_{HG}$. τ_1 jest to czas pracy generatora o danej mocy z obciążeniem znamionowym N_{HG} , a τ_2 to całkowity czas pracy generatora w zakresie mocy nominalnej generatora do 20% tej mocy. Energia doprowadzona do generatora wodoru o danej mocy N_{HG} jest równa:

$$E_{HG}(N_{HG}) = N_{HG} \cdot \tau_1 + \int_{\tau_1}^{\tau_2} y(\tau) d\tau \quad (2.23)$$

Wyznaczono również wartość współczynnika γ_{HGDD} . Wartość współczynnika γ_{HGDD} wyznaczana jest ze wzoru:

$$\gamma_{HGDD} = \frac{\dot{E}_{HG}}{\dot{E}_{RES}} \quad (2.24)$$

gdzie:

E_{HG} to ilość energii doprowadzona do generatora o mocy N_{HG} , MWh.

E_{RES} to całkowita ilość energii wytworzona w dolinie dziennej, MWh.

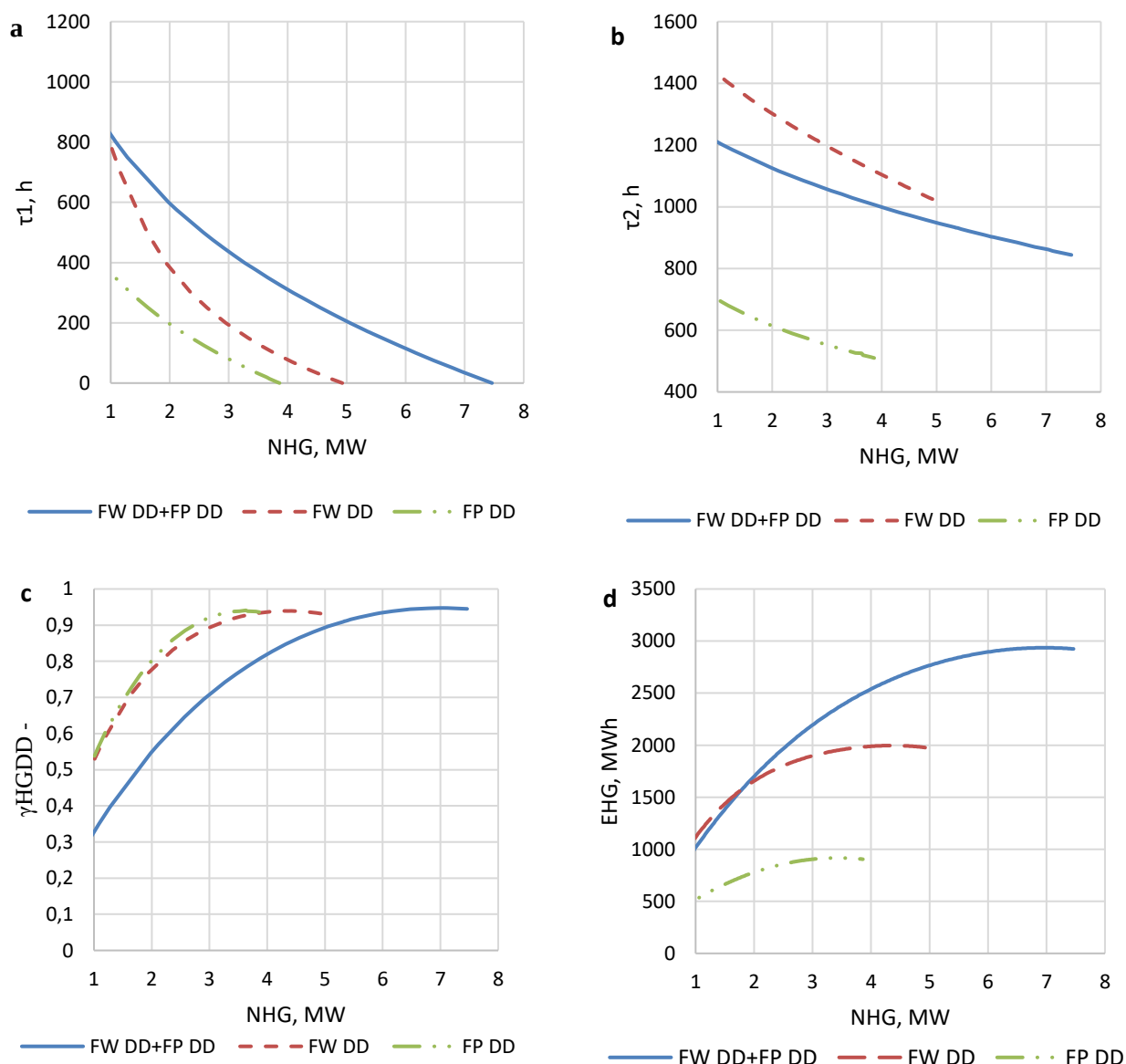
Wartość E_{RES} obliczana jest ze wzoru:

$$E_{RES} = \int_0^{1460} y(\tau) d\tau \quad (2.25)$$

Na podstawie obliczeń sporządzono charakterystyki połączenia z generatorem wodoru:

- farmy wiatrowej w dolinie dziennej (FW DD),
- farmy fotowoltaicznej w dolinie dziennej (FP DD),
- oraz połączenia mocy generowanych przez obie farmy w trakcie trwania dolin dziennych (FW DD + FP DD).

Wyniki obliczeń przedstawiono graficznie na Rys. 2.10 dla przypadku, gdy $a = 0,125$.



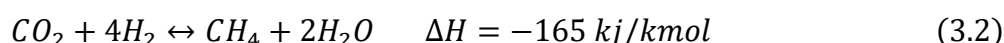
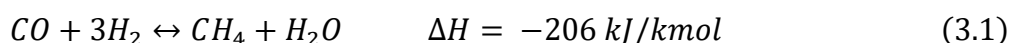
Rys. 2.10. Parametry współpracy elektrowni odnawialnej z generatorem wodoru w funkcji mocy znamionowej HG: a-czas pracy mocy znamionowej HG, b-całkowity czas pracy generatora w zakresie mocy nominalnej generatora do 20% tej mocy, c-stopień magazynowania energii odnawialnej, d- ilość energii elektrycznej dostarczanej do HG. (Minimalne obciążenie generatora wodoru $a = 0,125$.)

W analizowanym przypadku wraz ze wzrostem mocy generatora rosła ilość energii doprowadzonej do generatora E_{HG} , tak samo jak wartość współczynnika γ_{HGDD} . Wraz ze wzrostem mocy generatora obniża się czas pracy z obciążeniem znamionowym oraz całkowity czas pracy. Integracja pracy farmy wiatrowej z farmą fotowoltaiczną w okresie dolin dziennych pozwala na dostarczenie większej ilości nadmiarowej energii z OZE do generatora wodoru. Połączenie pracy różnych rodzajów źródeł odnawialnych daje możliwości wykorzystania pełnego ich potencjału, niwelując możliwości marnotrawienia wyprodukowanej już energii elektrycznej. Integracja skutkuje także dłuższym czasem pracy generatora z obciążeniem znamionowym niż instalacji autonomicznych.

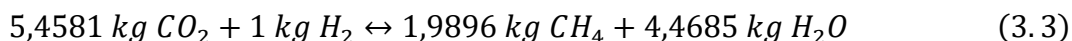
3. PRODUKCJA SNG W BADANEJ INSTALACJI

3.1 Metodologia obliczeń

Proces metanizacji zachodzi według poniższych reakcji [96]:



Masa substratów i produktów w reakcji syntezy SNG dla 1 kg H_2 wygląda następująco:



Metanizacja jest to proces katalityczny, egzotermiczny, zwykle prowadzony w zakresie temperatur 100–550°C i pod zwiększonym ciśnieniem do maksymalnie 3 MPa. Wydajność metanizacji wzrasta wraz ze wzrostem ciśnienia i spadkiem temperatury. Utrzymanie temperatury procesu poniżej 300°C pozwala na uzyskanie wydajności procesu powyżej 96%. Wzrost ciśnienia nie jest zalecany ze względu na wytrzymałość materiałów, z których zbudowany jest reaktor [97].

Do przeprowadzenia reakcji niezbędne są katalizatory, którymi mogą być nikiel, kobalt, ruten i rod. Najczęściej wykorzystywany jest nikiel, ponieważ jest stosunkowo tani, posiada wysoką aktywność oraz wysoką selektywność, która ukierunkowuje proces na produkcję metanu, ograniczając przy tym ilość produktów ubocznych. W tych katalizatorach aktywne metale są naniesione na nośniki, takie jak tlenki, a ich strukturę i skład można dostosować, aby uzyskać wysoką wydajność metanizacji w temperaturach niższych niż 300°C [98].

Autorzy w [99,100] opisali katalizator Co-Al-O-600 badany w temperaturach 250°C-500°C i ciśnieniu 2 MPa. Najwyższą wartość konwersji CO₂ na poziomie 74% i selektywności CH₄ na poziomie 99% osiągnięto w temperaturze 250°C. W literaturze znaleziono również użycie katalizatora Ru/TiO₂, który jest jedną z najbardziej stabilnych i aktywnych kombinacji używanych w niskich temperaturach. Głównym celem badawczym było uzyskanie jak najlepszych parametrów katalitycznych pod względem stabilności, selektywności, konwersji CO₂ i produkcji CH₄, ze szczególnym uwzględnieniem łagodnych warunków reakcji (tj. niskiej temperatury reakcji). Katalizator Ru/TiO₂ jest powszechnie uznawany za jeden z najatrakcyjniejszych preparatów, pozwalający na uzyskanie ~100% selektywności wobec metanu podczas pracy w łagodnych warunkach reakcji tj. ciśnienie atmosferyczne i temperatura niższa niż 200°C. Jednak nie należy obniżać temperatury za nisko. Obniżenie temperatury do zbyt niskiego poziomu może spowodować spiekanie i dezaktywację katalizatora [102-104].

Analizę układu metanizacji przeprowadzono dla struktury przedstawionej na Rys. 3.1. Wykorzystano do tego program Aspen Plus. W początkowej fazie, z uwagi na założony poziom pracy instalacji produkcji SNG konieczne jest dostosowanie ciśnienia i temperatury zarówno wodoru, jak i dwutlenku węgla do założonego poziomu na wlocie do reaktora. Odbywa się to za pomocą stacji sprężania CO₂ i redukcji ciśnienia wodoru wytworzonego w instalacji elektrolizy wody. Dostosowanie temperatury odbywa się przy pomocy wymienników ciepła. Substraty, odpowiednio przygotowane, są mieszane i następnie podgrzewane w wymienniku ciepła, skąd kierowane są na I stopień reaktora. W strukturze układu uwzględniono reaktor składający się z trzech części. W ramach układu zastosowano pętlę recyrkulacji, która służy do zawrócenia części produkowanego gazu za pierwszym stopniem reaktora. Założono, że recyrkulowana jest część produkowanego gazu, a reszta trafia na drugi stopień reaktora. Następnie po odpowiednim dostosowaniu temperatury w wymienniku ciepła, mieszanina trafia na ostatni stopień reaktora. Z niego, po przejściu przez wymiennik ciepła, trafia do separatora, gdzie następuje rozdział mieszaniny na SNG i wodę. Kluczowy wpływ na skład gazu wylotowego z instalacji ma ciśnienie i temperatura mieszaniny, którą wprowadza się do reaktora (punkt 5 na Rys.3.1). W ramach analizy wpływu temperatury i ciśnienia na skład gazu wylotowego (punkt 14 na Rys.3.1) przyjęto zakres zmiany temperatury od 100°C do 400°C oraz zakres zmiany ciśnienia od 0,5 MPa do 2 MPa. Analizie poddano również stację przygotowania substratów tj. sprężania dwutlenku węgla i rozprężania wodoru. Główne założenia dla pracy instalacji przedstawiono w Tabeli 3.1.

W ramach analizy zbadano wpływ parametrów na wlocie do reaktora na uzysk oraz sprawność procesu produkcji SNG. Sprawność konwersji chemicznej została obliczona według wzoru:

$$\eta_{CHC} = \frac{\dot{E}_{chem_{CH_4}}}{\dot{E}_{chem_{H_2}}} = \frac{(\dot{m}_{CH_4})_{14} \cdot HHV_{CH_4}}{\dot{m}_{H_2} \cdot HHV_{H_2}} \quad (3.4)$$

Uzysk badanej instalacji u_{CH_4} oceniany jest poprzez stosunek ilości otrzymanego produktu $(\dot{m}_{CH_4})_{14}$ w odniesieniu do ilości wykorzystywanego substratu $(\dot{m}_{H_2})_1$.

$$u_{CH_4} = \frac{(\dot{m}_{CH_4})_{14}}{(\dot{m}_{H_2})_1} \quad (3.5)$$

Sprawność procesu produkcji SNG (η_{SNG}) została wyznaczona jako stosunek energii chemicznej metanu ($\dot{E}_{chem_{CH_4}}$) do energii chemicznej wodoru ($\dot{E}_{chem_{H_2}}$) z uwzględnieniem energią potrzeb własnych instalacji (N). Potrzeby własne instalacji to moc potrzebna do sprężenia dwutlenku węgla N_{CCO_2} oraz moc, która jest używana do napędu wentylatora N_F w pętli recyrkulacyjnej. Uwzględniono również moc wykorzystywaną w procesie rozprężania wodoru N_{EH_2}

$$\eta_{SNG} = \frac{\dot{E}_{chem_{CH_4}}}{\dot{E}_{chem_{H_2}} + N} = \frac{(\dot{m}_{CH_4})_{14} \cdot HHV_{CH_4}}{\dot{m}_{H_2} \cdot HHV_{H_2} + N} \quad (3.6)$$

$$N = N_{CCO_2} + N_F - N_{EH_2} \quad (3.7)$$

Sprawność można zdefiniować również uwzględniając sprawność przesyłu energii elektrycznej z elektrowni referencyjnej ($\eta_{tr} = 0,95$) oraz sprawność generacji energii elektrycznej w elektrowni referencyjnej ($\eta_{el,R} = 0,42$) zgodnie ze wzorem:

$$\eta_{SNG,\eta} = \frac{\dot{E}_{chem_{CH_4}}}{\dot{E}_{chem_{H_2}} + \frac{N}{\eta_{tr} \cdot \eta_{el,R}}} \quad (3.8)$$

W przypadku uwzględnienia ciepła z wymienników ciepła w instalacji sprawność instalacji produkcji można wyrazić wzorem:

$$\eta_{SNG,H} = \frac{(\dot{m}_{CH_4})_{14} \cdot HHV_{CH_4} + \sum_{i=1}^n \dot{Q}_i}{\dot{m}_{H_2} \cdot HHV_{H_2} + N} \quad (3.9)$$

$(\sum_{i=1}^n \dot{Q}_i)$ jest sumą strumieni ciepła z wymienników ciepła. Poszczególne strumienie ciepła liczone są jako iloczyn strumienia masowego $\dot{m}_i$ i różnicy entalpi na wlocie i_{in} i wylocie i_{out} z wymiennika z zależności:

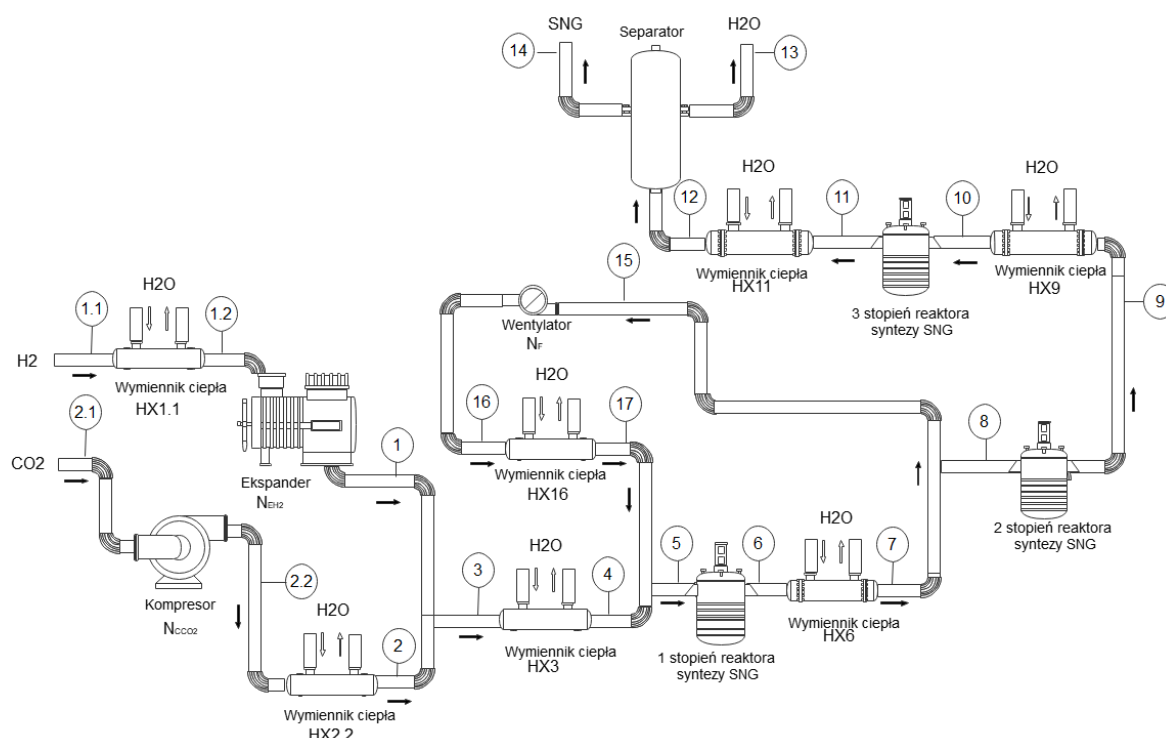
$$\dot{Q}_i = \dot{m}_i \cdot (i_{in} - i_{out}) \quad (3.10)$$

W przypadku badanej instalacji suma ciepła liczona jest jako:

$$\dot{Q}_t = \dot{Q}_{HX1.1} + \dot{Q}_{HX2.2} + \dot{Q}_{HX3} + \dot{Q}_{HX16} + \dot{Q}_{HX6} + \dot{Q}_{HX9} + \dot{Q}_{HX11} \quad (3.11)$$

Wskaźnik emisji jednostkowej CO₂ został wyznaczony jako iloraz różnicy ilości dwutlenku węgla wyprowadzanego z instalacji do ilości dwutlenku węgla doprowadzonego do instalacji w odniesieniu do strumienia SNG w pkt. 14.

$$e_{jCO_2} = \frac{\dot{m}_{CO_2out} - \dot{m}_{CO_2in}}{\dot{m}_{SNG}} \quad (3.12)$$



Rys. 3.1. Instalacja produkcji SNG

W Tabeli 3.1 przedstawiono założenia przyjęte w instalacji produkcji SNG.

Tabela 3.1. Założenia dla instalacji produkcji SNG

Parametr	Wartość	Jednostka
Strumień masowy H ₂ na wlocie do instalacji w pkt 1.1	1	kg/h
Ciepło spalania wodoru HHV H ₂	142327,7	kJ/kg
Ciśnienie H ₂ na wlocie do instalacji w pkt 1.1	2,5	MPa
Temperatura H ₂ na wlocie do instalacji w pkt 1.1	25	°C
Sprawność izentropowa turbiny H ₂	0,88	-
Sprawność mechaniczna turbiny H ₂	0,99	-
Strumień masowy CO ₂ na wlocie do instalacji w pkt 2.1	5,45	kg/h
Ciśnienie CO ₂ na wlocie do instalacji w pkt 2.1	0,1	MPa
Temperatura CO ₂ na wlocie do instalacji w pkt 2.1	25	°C
Sprawność izentropowa sprężarki CO ₂	0,88	-
Sprawność mechaniczna sprężarki CO ₂	0,99	-

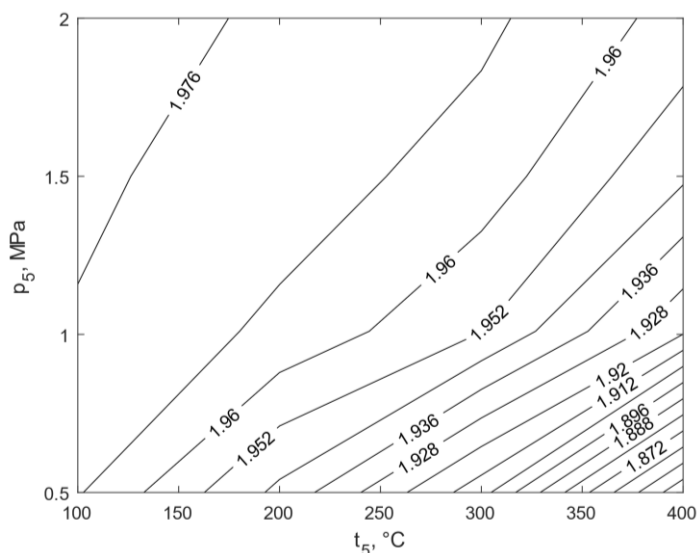
Ciśnienie na wlocie do pierwszego stopnia reaktora	0,5-2	MPa
Temperatura na wlocie do pierwszego stopnia reaktora w pkt 5	100-400	°C
Ciepło spalania metanu HHV_{CH_4}	55629,8	kJ/kg
Temperatura po przejściu przez drugi stopień reaktora w pkt 9	200	°C
Temperatura w separatorze	25	°C
Ciśnienie w separatorze	0,4	MPa

Tabela 3.2. Szczegółowe wyniki uzyskane dla instalacji produkcji SNG dla parametrów na wlocie do reaktora równych $p_5=1$ MPa i $t_5=200^\circ\text{C}$

	Punkt	1.1	1.2	2.1	2.2	1	2	3	4	5	6	7	15	16	17	8	9	10	11	12	13	14
Wielkość	Jednostka																					
Temperatura	$^\circ\text{C}$	25	228	25	229	128	128	128	202,5	200	487	200	200	220	200	200	338	200	237	25	25	25
Ciśnienie	MPa	2,5	2,4	0,1	1,1	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,96	0,87	0,87	1,1	1,0	0,87	0,82	0,73	0,68	0,59	0,4	0,4
Faza	-	gaz	gaz	gaz				gaz	gaz	gaz	Gaz	Gaz	Gaz	Gaz	gaz	gaz	gaz	Gaz	Gaz	mieszanina	ciecz	gaz
Strumień masowy	kg/h	1	1	5,458	5,458	1	5,458	6,458	6,458	25,426	25,426	25,426	18,968	18,968	18,968	6,458	6,458	6,458	6,458	6,458	4,412	2,046
Udział masowy																						
H2		1	1	0	0	1	0	0,8	0,8	0,054	0,020	0,020	0,020	0,020	0,020	0,020	0,005	0,005	0,001	0,001	$2,38 \cdot 10^{-6}$	0,005
CO2		0	0	1	1	0	1	0,2	0,2	0,294	0,106	0,106	0,106	0,106	0,106	0,106	0,029	0,029	0,008	0,008	0,0002	0,025
CH4		0	0	0	0	0	0	0	0	0,199	0,267	0,267	0,267	0,267	0,267	0,267	0,297	0,297	0,305	0,305	0,0009	0,96
H2O		0	0	0	0	0	0	0	0	0,449	0,602	0,602	0,602	0,602	0,602	0,602	0,667	0,667	0,685	0,685	0,998	0,009
CO		0	0	0	0	0	0	0	0	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	5,684·10-5	5,684·10-5	8,969·10-7	8,969·10-7	1,831·10-9	1,594·10-6
Strumień molowy																						
	kmol/h	0,496	0,496	0,124	0,124	0,496	0,124	0,62	0,62	1,809	1,594	1,594	1,189	1,189	1,189	0,405	0,3808	0,3808	0,374	0,374	0,245	0,129
Udział molowy					0	1																
H2		1	1	0	1	0	0	0,15	0,15	0,379	0,160	0,160	0,160	0,160	0,160	0,160	0,045	0,045	0,013	0,013	$2,13 \cdot 10^{-5}$	0,036
CO2		0	0	1	0	0	1	0,85	0,85	0,094	0,038	0,038	0,038	0,038	0,038	0,038	0,011	0,011	0,003	0,003	0,0001	0,008
CH4		0	0	0	0	0	0	0	0	0,174	0,266	0,266	0,266	0,266	0,266	0,266	0,314	0,314	0,318	0,318	0,001	0,946
H2O		0	0	0	0	0	0	0	0	0,350	0,533	0,533	0,533	0,533	0,533	0,533	0,628	0,628	0,656	0,656	0,998	0,008
CO		0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	3,441·10-5	3,441·10-5	5,523·10-7	5,523·10-7	1,178·10-9	1,594·10-6

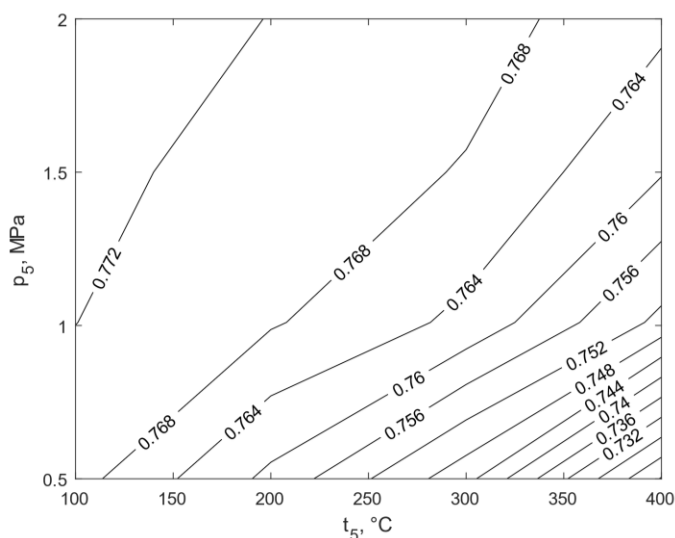
3. 2 Wpływ temperatury i ciśnienia na proces produkcji SNG

Uzyskane wyniki badań przedstawiono na Rys. 3.2- Rys. 3.12. Na Rys. 3.2 przedstawiono wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na uzysk u_{CH_4} w odniesieniu do strumienia wlotowego wodoru. Wraz ze wzrostem temperatury i spadkiem ciśnienia spada wartość uzysku. Najwyższą wartość uzyskuje się dla ciśnienia 2 MPa i temperatury 100°C.



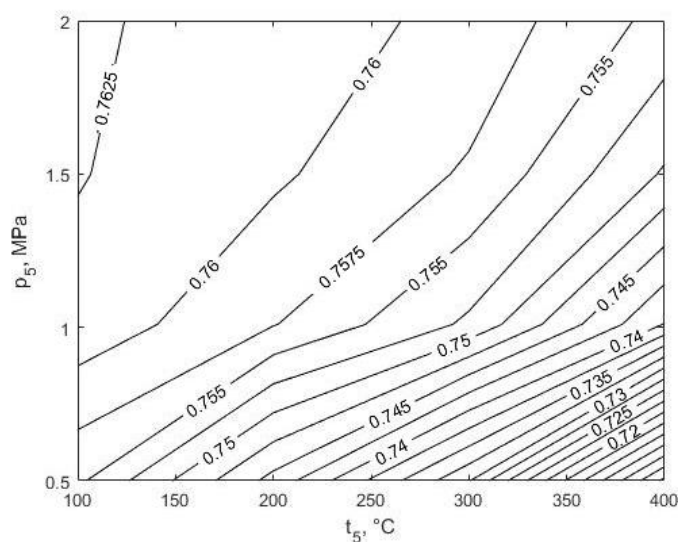
Rys. 3.2. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na uzysk u_{CH_4} w odniesieniu do strumienia wlotowego wodoru, kg/h CH_4 / kg/h H_2

Na Rys.3.3 przedstawiono wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność konwersji chemicznej η_{CHC} . Najwyższą wartość wynoszącą 0,7732 uzyskano dla najwyższego badanego ciśnienia i najniższej temperatury.

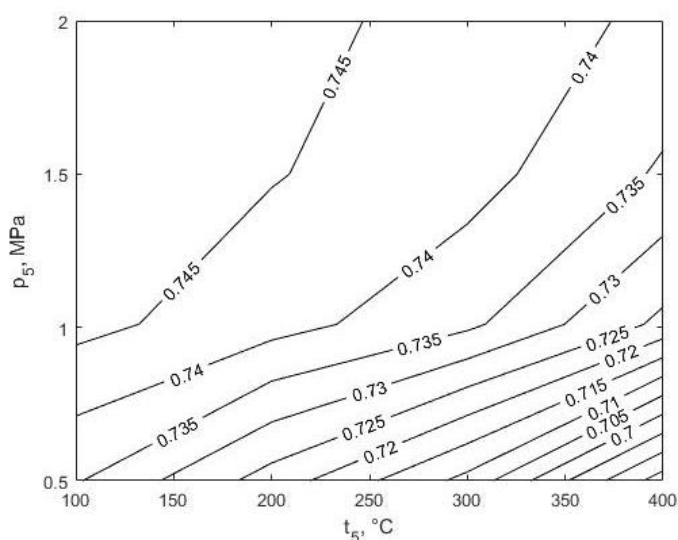


Rys. 3.3. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność konwersji chemicznej η_{CHC}

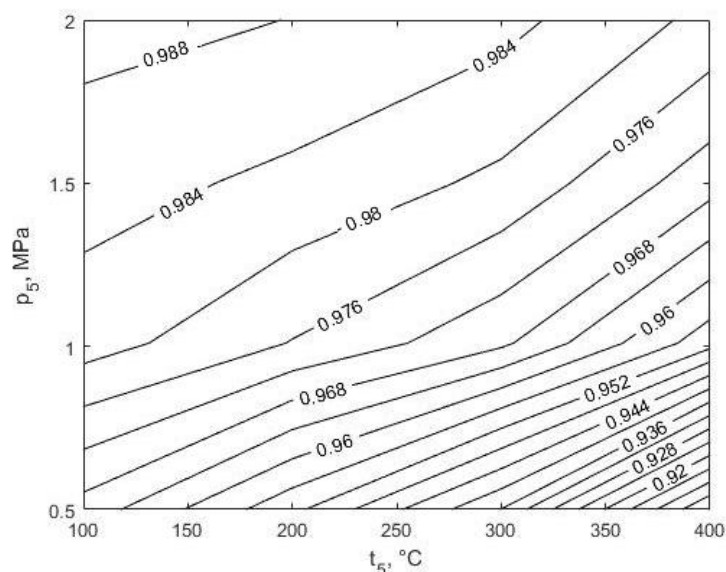
Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji η_{SNG} zaprezentowano na Rys. 3.4. Spadek temperatury i wzrost ciśnienia powoduje wzrost wartości sprawności. Pozostałe sprawności $\eta_{SNG,\eta}$ oraz $\eta_{SNG,H}$ zostały przedstawione na Rys. 3.5 i Rys. 3.6. Najwyższe wartości uzyskuje się dla ciśnienia 2 MPa i temperatury 100°C. Sprawność uwzględniająca sprawność przesyłu energii elektrycznej z elektrowni referencyjnej oraz sprawność generacji energii elektrycznej w elektrowni referencyjnej $\eta_{SNG,\eta}$ w najlepszym przypadku wynosi 0,7478, a sprawność uwzględniająca ciepło $\eta_{SNG,H}=0,9895$.



Rys. 3.4. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji η_{SNG}



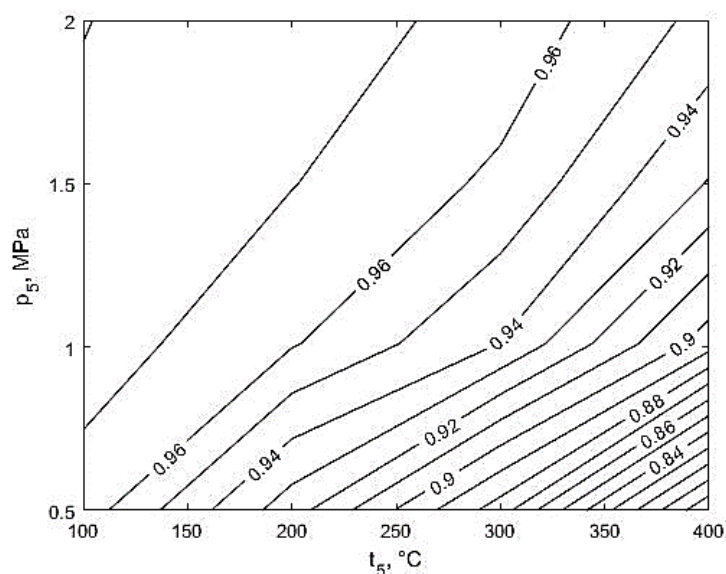
Rys. 3.5. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji $\eta_{SNG,\eta}$



Rys. 3.6. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji $\eta_{SNG,H}$

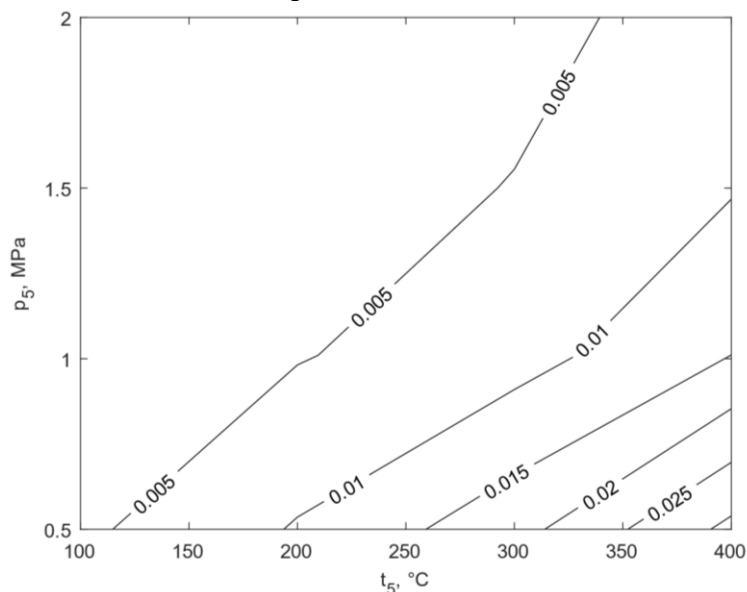
Na Rys. 3.7- Rys. 3.11 przedstawiono wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udziały masowe poszczególnych składników w strumieniu gazu wylotowego z instalacji ($\dot{m}_{14}$).

Na Rys. 3.7 zaprezentowano wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CH_4 w strumieniu wylotowym. Wraz ze wzrostem temperatury spada ilość CH_4 , a wraz ze wzrostem ciśnienia rośnie. Najwyższą wartość wynoszącą 0,9802 uzyskuje się dla ciśnienia 2 MPa i temperatury 100°C, a najniższą wynoszącą 0,7908 dla ciśnienia 0,5 MPa i temperatury 400°C.



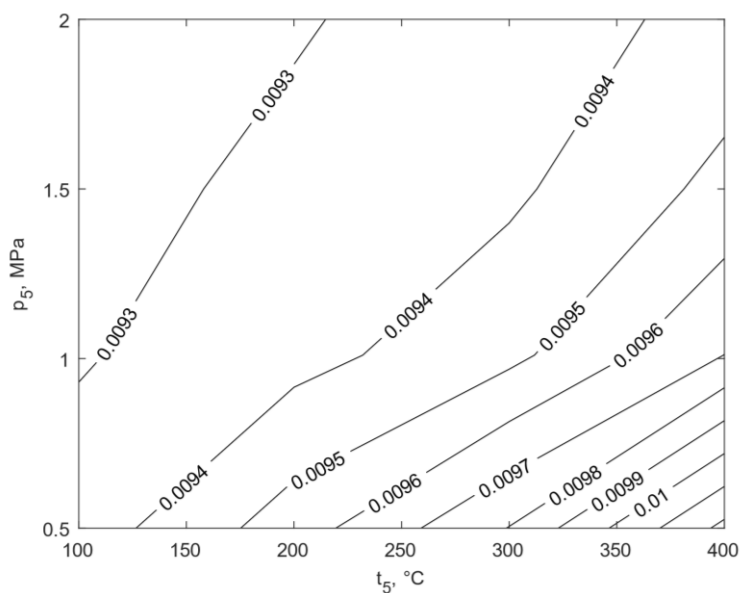
Rys. 3.7. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CH_4 w strumieniu wylotowym

Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy H_2 w strumieniu wylotowym przedstawiono na Rys. 3.8. Wraz ze wzrostem temperatury rośnie ilość H_2 , a wraz ze wzrostem ciśnienia spada.



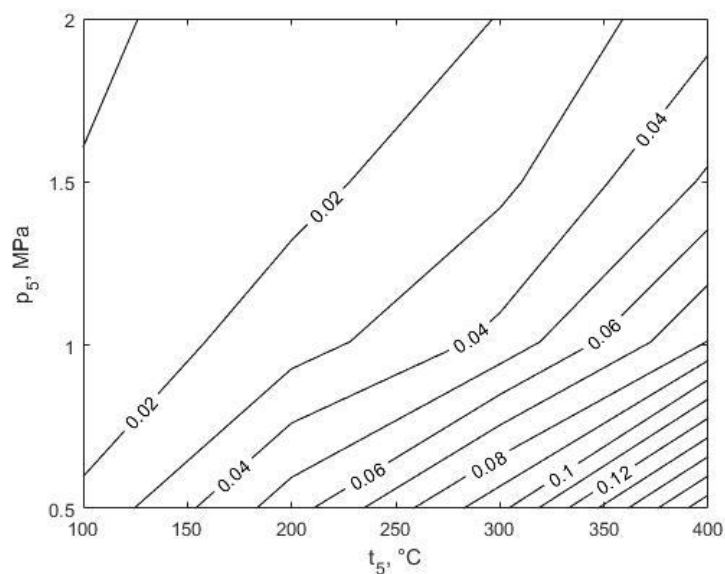
Rys. 3.8. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy H_2 w strumieniu wylotowym

Udział masowy H_2O w strumieniu wylotowym w zależności od ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG przedstawiono na Rys. 3.9. Wraz ze wzrostem temperatury rośnie ilość H_2O , a wraz ze wzrostem ciśnienia spada.



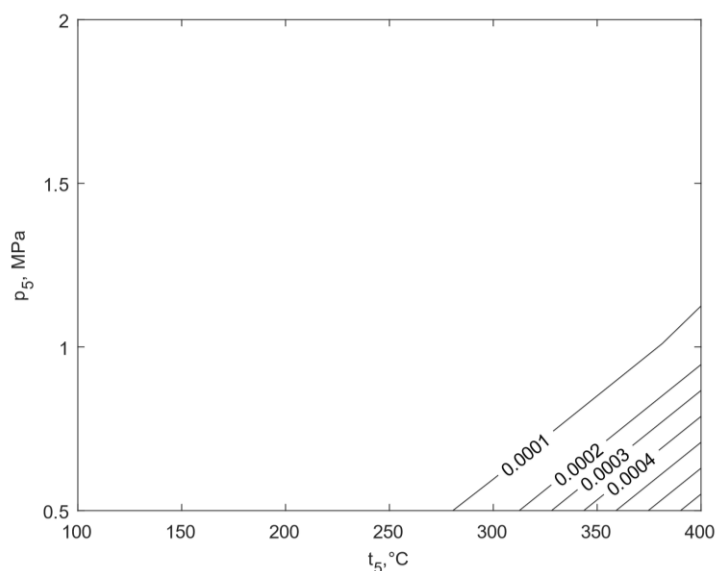
Rys. 3.9. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy H_2O w strumieniu wylotowym

Na Rys. 3.10 zaprezentowano wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CO_2 w strumieniu wylotowym. Wraz ze wzrostem temperatury rośnie ilość CO_2 , a wraz ze wzrostem ciśnienia spada.



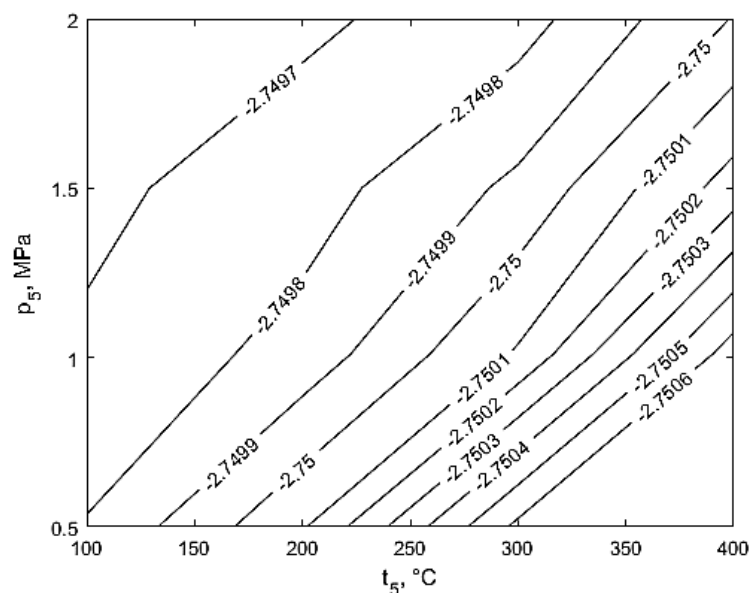
Rys. 3.10. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CO_2 w strumieniu wylotowym

Rys. 3.11 przedstawia wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CO w strumieniu wylotowym. Wraz ze wzrostem temperatury rośnie ilość CO, a wraz ze wzrostem ciśnienia spada.



Rys. 3.11. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CO w strumieniu wylotowym

Produkcja SNG pozwala uniknąć emisji CO_2 , co jest obrazuje przedstawiony na Rys. 3.12 ujemny wskaźnik emisji jednostkowej CO_2 .



Rys. 3.12. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na wskaźnik emisji jednostkowej CO₂, kg CO₂/kg SNG

3. 3 Możliwości zwiększenia sprawności układu poprzez zastosowanie modułów ORC

Produkcja energii elektrycznej odbywa się zwykle w obiegach cieplnych bazujących na cyklu termodynamicznym Rankine’a, gdzie czynnikiem roboczym jest para wodna. W obiegach ORC (z ang. *Organic Rankine Cycle*) parę wodną zastępuje się czynnikami organicznymi tj. etanol, amoniak, benzen czy R141b. Substancje stosowane w obiegach ORC można podzielić na 3 typy substancji: mokre, suche i izentropowe. Różnią się one między sobą kształtem linii nasycenia na wykresie T-s [105].

Organiczne obiegi Rankine’a stosowane są w siłowniach geotermalnych, siłowniach zasilanych biomasą, do odzysku ciepła z gorących spalin oraz jako obiegi dolne współpracujące z turbiną gazową lub innym cyklem wysokotemperaturowym.

W przypadku większości czynników roboczych możliwe jest zwiększenie efektywności cyklu dzięki zastosowaniu regeneratora ciepła, który umożliwia odzysk ciepła z gorącej pary i jednocześnie pozwala na zmniejszenie powierzchni skraplacza.

Wybierając konkretny czynnik stosowany w układach ORC istotny jest:

kształt krzywej nasycenia, niska temperatura zamarzania, wysoka temperatura krytyczna, duże ciepło parowania, gęstość i przewodność cieplna, wielkość lepkości, bezpieczeństwo użytkowania (toksyczność, palność), dobra dostępność, niski koszt

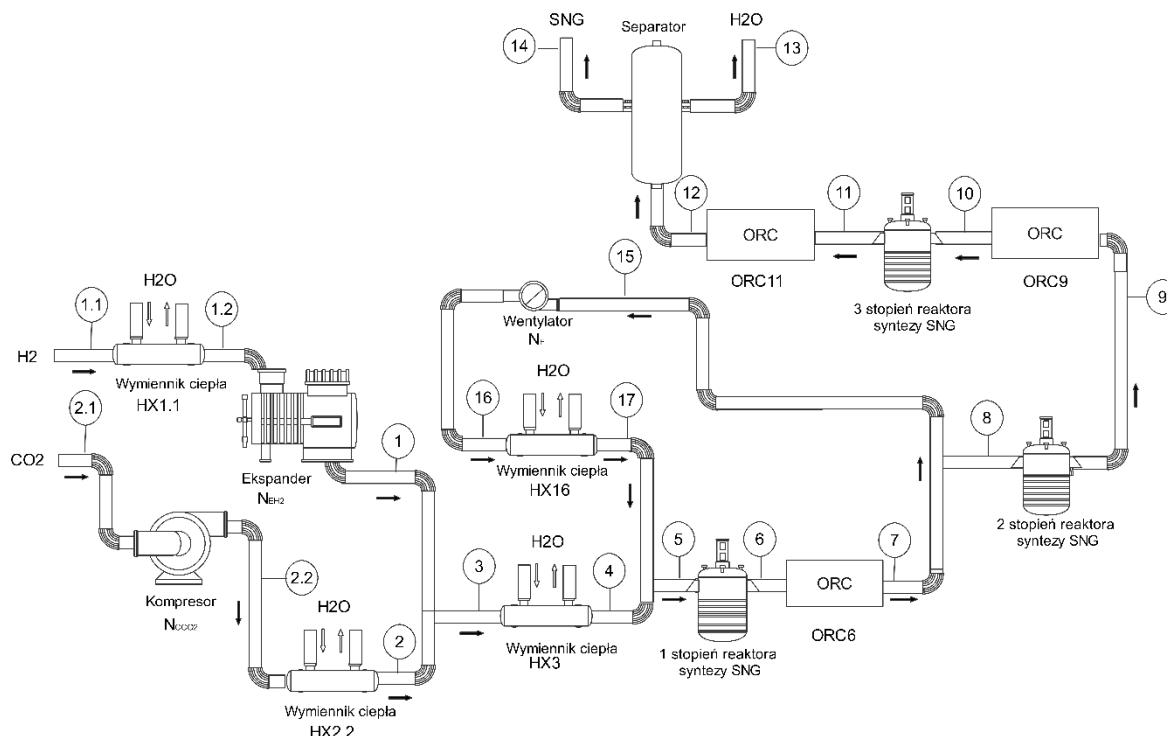
Ważny jest również wpływ na środowisko. W celu oceny ekologicznej czynników wykorzystuje się 2 główne wskaźniki: wskaźnik GWP, który mówi o potencjale tworzenia

globalnego ocieplenia oraz wskaźnik ODP, który mówi o potencjale niszczenia warstwy ozonowej [106,107].

Analizowana instalacja produkcji SNG posiada 7 wymienników ciepła. W 3 z nich ciepło oddawane jest do otoczenia przez co jest tracone. Ciepło to mogłoby być wykorzystane w układzie ORC. Przykładowa analiza układu obejmuje instalację produkcji SNG dla układu o parametrach $t=200^{\circ}\text{C}$ i ciśnieniu $p=1,01\text{ MPa}$ (Rys. 3.1). Wymienniki HX6, HX9, HX11 zostały zastąpione modułami ORC (Rys. 3.13). W układach ORC jako czynnik roboczy został zastosowany etanol. Czynnik dobrano na podstawie przeglądu literatury oraz własnych doświadczeń zespołu badawczego Katedry Maszyn i Urządzeń Energetycznych [108]. Zastosowanie etanolu wiąże się z faktem, iż temperatura punktu krytycznego jest wyższa niż źródeł zasilających górne źródło ciepła. Szczegółowe własności etanolu zaprezentowano w Tabeli 3.3.

Tabela 3.3. Szczegółowe własności etanolu

Własność	Symbol	Jednostka	Czynnik
			etanol
Ciepłota krytyczna	p_{kryt}	MPa	6,148
Temperatura krytyczna	t_{kryt}	$^{\circ}\text{C}$	240,8
Temperatura wrzenia	t_{wrzenia}	$^{\circ}\text{C}$	78,29
Temperatura samozapłonu	$t_{\text{s.zapłonu}}$	$^{\circ}\text{C}$	363
Ciepło właściwe	c_w	J/gK	2,420



Rys. 3.13. Układ produkcyjny SNG z miejscami zastosowania ORC

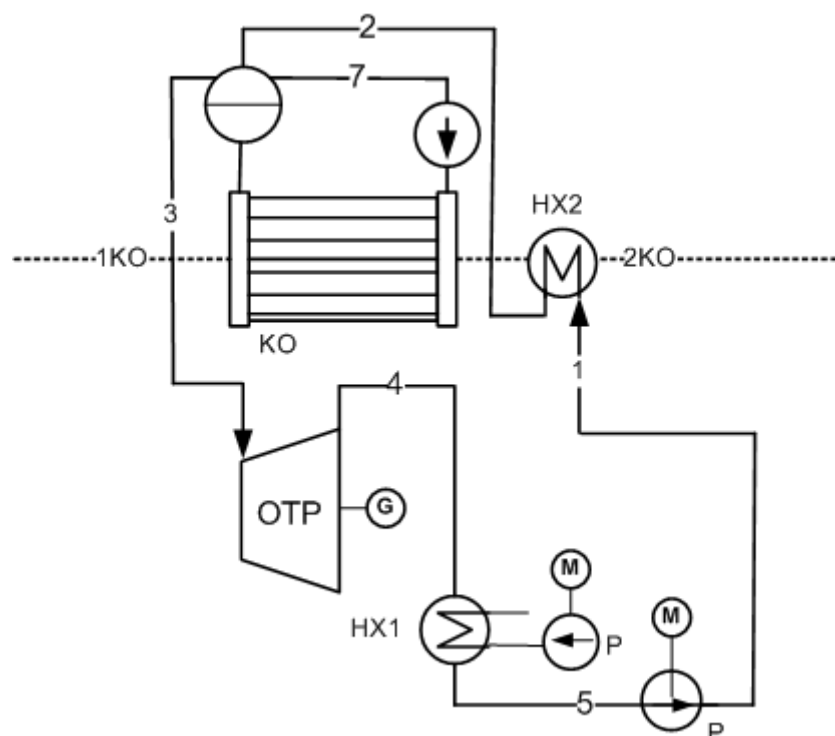
Założenia do analiz zostały przedstawione w Tabeli 3.4. Wymiennik HX6 został zastąpiony modulem ORC6. Na wlocie do KO w module ORC6 założono parametry uzyskane z modelu z programu Aspen $t_{1KO} = 487^{\circ}\text{C}$ oraz $p_{1KO} = 0,96 \text{ MPa}$. Na wylocie z KO założono temperaturę $t_{2KO} = 200^{\circ}\text{C}$. Wymiennik HX9 został zastąpiony modulem ORC9. Na wlocie do KO w module ORC9 założono parametry uzyskane z modelu z programu Aspen $t_{1KO} = 338^{\circ}\text{C}$ oraz $p_{1KO} = 0,73 \text{ MPa}$. Na wylocie z KO założono temperaturę $t_{2KO} = 200^{\circ}\text{C}$. Uzyskanie zadanych wartości temperatur następuje poprzez regulację ciśnienia pary organicznej na wlocie do OTP.

Wymiennik HX11 został zastąpiony modulem ORC11. Na wlocie do KO w module ORC11 założono parametry uzyskane z modelu z programu Aspen $t_{1KO} = 237^{\circ}\text{C}$ oraz $p_{1KO} = 0,68 \text{ MPa}$. Moduł ORC11 nie daje możliwości zejścia do temperatury 25°C , którą uzyskano w instalacji produkcji SNG. Ze względu na ten fakt przeprowadzono analizę doboru ciśnienie pary nasyconej do OTP w celu osiągnięcia najwyższej wartości moc netto ORC. Do obliczeń przyjęto najwyższą uzyskaną sprawność z analiz. Za układem ORC11 w tym przypadku należy uwzględnić wymienniki, który będzie ochładzał strumień z 72°C do 25°C .

Tabela 3.4. Założenia do analizy poszczególnych modułów ORC

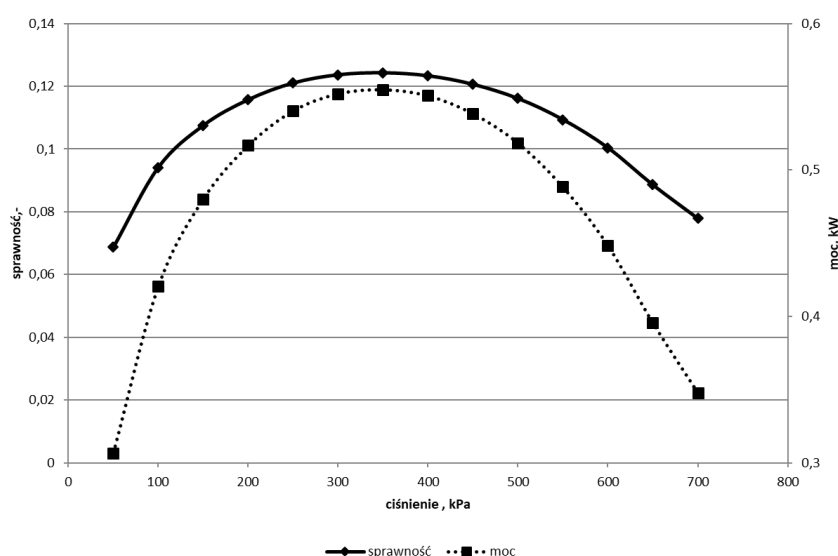
Wielkość	Symbol, Jednostka	ORC6	ORC9	ORC11
Temperatura na wlocie do KO	$t_{1KO}, ^{\circ}\text{C}$	487	338	237
Temperatura na wylocie z KO	$t_{2KO}, ^{\circ}\text{C}$	200	200	70
Sprawność wewnętrzna OTP	$\eta_{in_{OTP}}, \%$	84	84	84
Sprawność mechaniczna OTP	$\eta_{m_{OTP}}, \%$	98	98	98
Niedogrzew czynnika po zimnej stronie parowacza	$\Delta T_{ap}, \text{K}$	5	5	5
Różnica temperatur w skraplaczu	$\Delta T_{skr}, \text{K}$	10	10	10
Sprawność wewnętrzna pompy	$\eta_{iP}, \%$	83	83	83
Sprawność mechaniczna pompy	$\eta_{mP}, \%$	98	98	98
Sprawność generatora	$\eta_g, \%$	98	98	98
Minimalne spiętrzenie temperaturowe w KO	$\Delta T_{pp}, \text{K}$	153	70	5

Schemat organicznego obiegu Rankine'a (ORC) został przedstawiony na Rys.3.14. W danym obiegu medium roboczym jest czynnik organiczny. Zasada działania ORC zbliżona jest do działania klasycznego obiegu Rankine'a. Pod wpływem ciepła dostarczanego do parownika czynnik roboczy odparowuje, para czynnika rozpręża się w turbinie, a generator wytwarza prąd elektryczny. Po rozprężeniu czynnik roboczy kierowany jest do skraplacza (chłodzonego wodą lub powietrzem z otoczenia), gdzie ulega kondensacji. Następnie pompa obiegowa przetłacza ciecz roboczą z powrotem do parownika i cykl się powtarza [107].

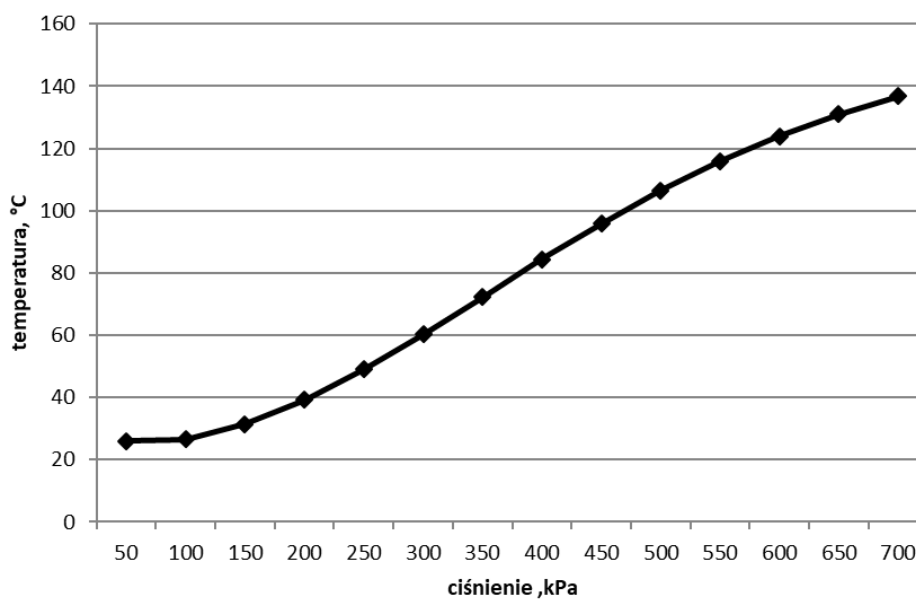


Rys. 3.14. Przykładowa budowa modułu ORC (OTP-Turbina Parowa, G-generator, HX-Wymiennik ciepła, P-pompa, KO-kocioł odzyskowy)

Na Rys. 3.15 przedstawiono zależność zmiany wartości mocy i sprawności układu od zadanego ciśnienia na wlocie do OTP. Poprzez zmianę ciśnienia na wlocie do OTP, szukano punktu najwyższej sprawności i mocy. Znalezione punkty zostały przyjęte w dalszych analizach jako punkt bazowy. Na Rys. 3.16 przedstawiono zależności zmiany wartości temperatury na wylocie z KO od zadanego ciśnienia na wlocie do OTP. Im wyższe było ciśnienie na wlocie do OTP, tym większa była temperatura na wylocie z KO.



Rys. 3.15. Wykres zależności zmiany wartości mocy i sprawności układu od zadanego ciśnienia na wlocie do OTP



Rys. 3.16. Wykres zależności zmiany wartości temperatury na wylocie z KO od zadanego ciśnienia na wlocie do OTP

W Tabeli 3.5 przedstawiono zestawienie obliczonych parametrów w poszczególnych układach ORC.

Tabela 3.5. Zestawienie obliczonych parametrów w poszczególnych układach ORC

Wielkość	Symbol, Jednostka	ORC6	ORC9	ORC11
Sprawność układu ORC	$\eta_{ORC}, -$	0,122	0,103	0,124
Moc układu ORC	N_{ORC}, kW	1,001	0,142	0,111
Temp na wlocie do KO	$t_{1KO}, ^\circ C$	487	338	237
Temp na wylocie z KO	$t_{2KO}, ^\circ C$	200	200	72
Przewężenie temperaturowe w KO	$\Delta T_{pp}, K$	153	70	5
Wilgotność czynnika wylotowego z OTP	X, -	0,919	0,888	0,939
Moc OTP	N_{OTP}, kW	1,023	0,147	0,567
Temperatura na wlocie do OTP	$t_{wlotOTP}, ^\circ C$	144,748	206,44	113,54
Temperatura na wylocie z OTP	$t_{wylotOTP}, ^\circ C$	25	25	25
Ciśnienie na wlocie do OTP	$t_{wlotOTP}, kPa$	858,128	3346,4	350
Moc pompy 1	N_{P1}, kW	0,014	0,003	0,005
Moc pompy 2	N_{P2}, kW	0,008	0,002	0,002

Sprawność układu ORC wyznaczono uwzględniając moc układu ORC oraz ciepło doprowadzone z układu produkcji SNG zgodnie ze wzorem:

$$\eta_{ORC} = \frac{N_{ORC}}{Q_{DOP}} \quad (3.13)$$

Moc układu ORC została jako różnica między mocą OTP, a mocą pomp zastosowanych w układzie.

$$N_{ORC} = N_{OTP} - \sum N_p \quad (3.14)$$

Ciepło doprowadzone do KO jest wyrażone jako iloczyn strumienia czynnika doprowadzonego ($\dot{m}_{1KO}$) i jego entalpii w tym punkcie (h_{1KO}) według zależności:

$$Q_{DOP} = \dot{m}_{1KO} \cdot h_{1KO} \quad (3.15)$$

Sprawność procesu produkcji SNG (η_{SNG}) przyjmuje wtedy postać:

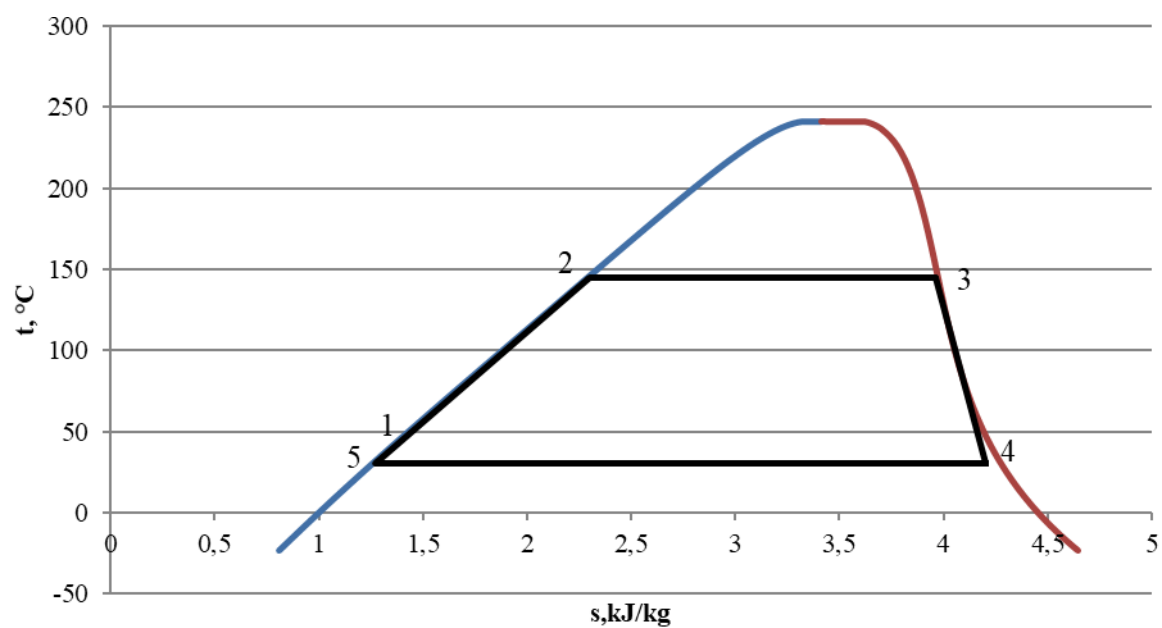
$$\eta_{SNG} = \frac{\dot{E}_{chemCH_4} + N_{ORC}}{\dot{E}_{chemH_2} + N} = \frac{(\dot{m}_{CH_4})_{14} \cdot HHV_{CH_4} + N_{ORC}}{\dot{m}_{H_2} \cdot HHV_{H_2} + N} \quad (3.16)$$

Wyniki analiz instalacji produkcji SNG dla $p_5=1,01$ MPa oraz $t_5=200^\circ\text{C}$ wraz z ORC przedstawiono w Tabeli 3.6.

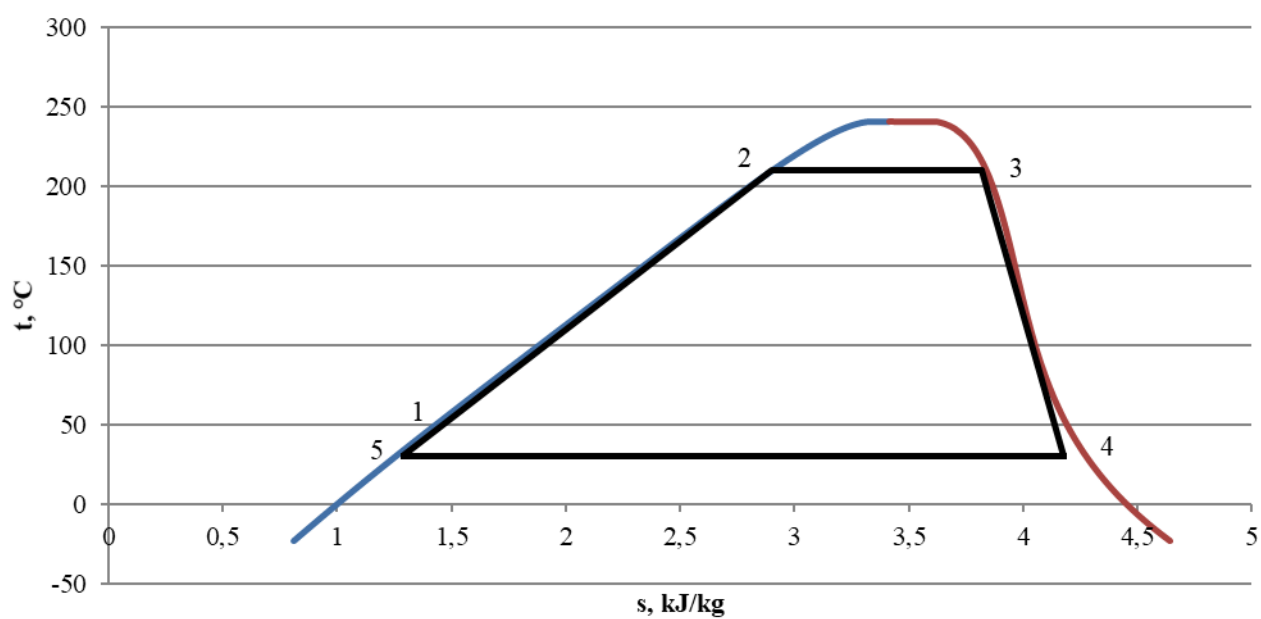
Tabela 3.6. Wyniki analiz instalacji produkcji SNG dla $p_5=1,01$ MPa oraz $t_5=200^\circ\text{C}$ wraz z ORC

Wielkość	Symbol, Jednostka	Układ pierwotny Rys.4.1	Układ pierwotny + ORC6	Układ pierwotny + ORC9	Układ pierwotny + ORC11	Układ pierwotny + Σ ORC
Moc do napędu sprężarki C_1	N_{C1} , W	290,99	290,99	290,99	290,99	290,99
Moc do napędu sprężarki w pętli recyrkulacyjnej C_2	N_{C2} , W	255,28	255,28	255,28	255,28	255,28
Moc turbiny rozprężnej E	N_E , W	401,58	401,58	401,58	401,58	401,58
Moc z układu ORC	N_{ORC} , W	0	1001	142	555	1698
Sprawność procesu produkcji SNG	η_{SNG}	0,765	0,785	0,768	0,776	0,80

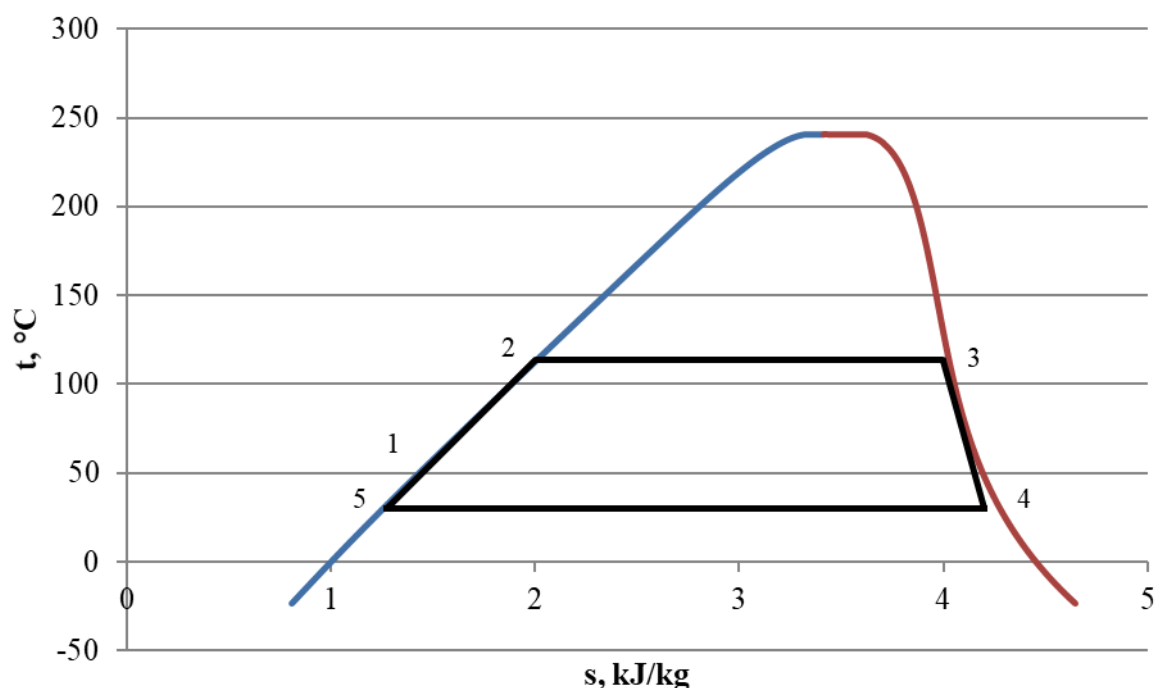
Na Rys. 3.17 – Rys. 3.19 zostały przedstawione obiegi ORC w układzie T-s.



Rys. 3.17. Układ T-s dla ORC6

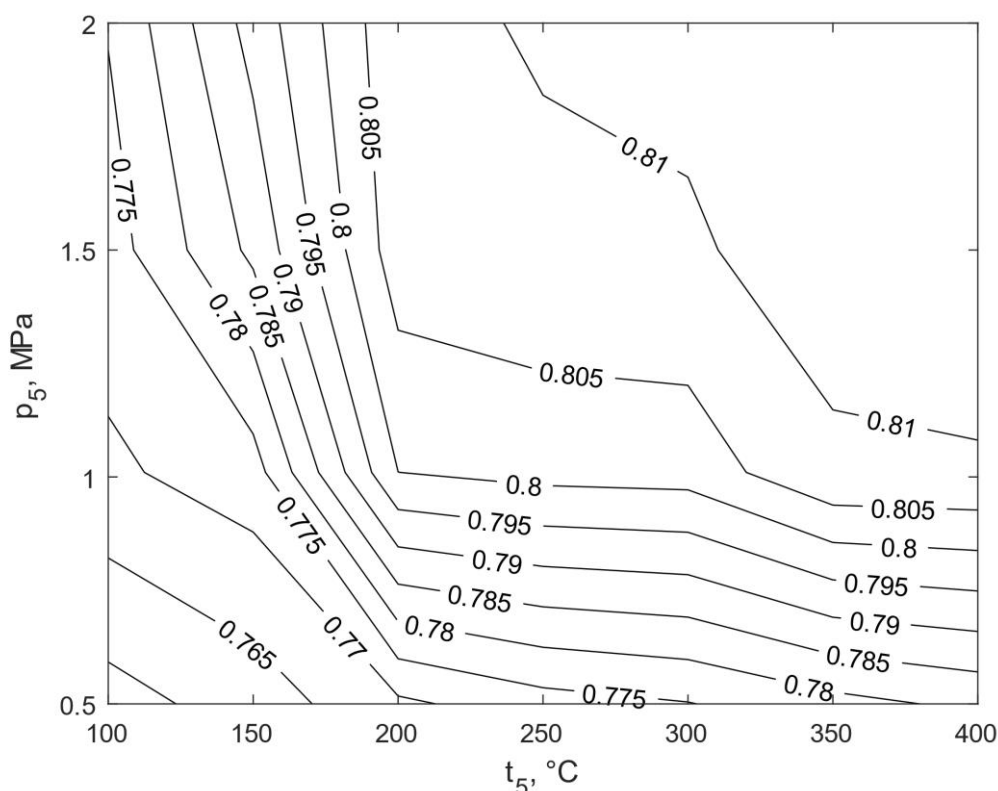


Rys. 3.18. Układ T-s dla ORC9



Rys. 3.19. Układ T-s dla ORC11

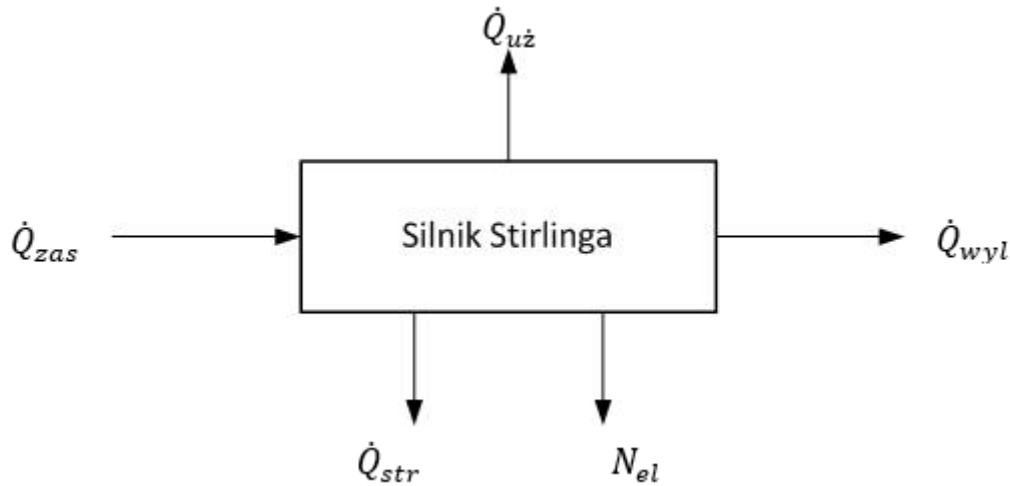
Na Rys. 3.20 zaprezentowano wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej SNG z zastosowaniem modułów ORC. Schemat obliczeniowy został zastosowany do wszystkich analizowanych przypadków zmiany ciśnienia i temperatury na wlocie do reaktora produkcji SNG. Zastosowanie modułów ORC w miejscu wymienników ciepła, w których ciepło było oddawane zwiększyło sprawność instalacji produkcji SNG. Zastosowanie modułów ORC przyniosło oczekiwany efekt – zwiększyło sprawność. Najwyższą wartość sprawności η_{SNG} uzyskuje się dla ciśnienia 2 MPa i temperatury 400°C i wynosi ona $\eta_{SNG} = 0,8128$.



Rys. 3.20. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji η_{SNG} z zastosowaniem modułów ORC

3. 4 Możliwości zwiększenia sprawności układu poprzez zastosowanie poprzez zastosowanie silnika Stirlinga

Silnik Stirlinga jest to silnik cieplny, który przetwarza energię cieplną w energię mechaniczną, jednak bez procesu wewnętrznego spalania paliwa, a na skutek dostarczania ciepła z zewnątrz, dzięki czemu możliwe jest zasilanie go ciepłem z dowolnego źródła. Ciepło generowane w instalacji produkcji SNG można wykorzystać jako zewnętrzne źródło ciepła w silniku Stirlinga. Wykorzystywany silnik Stirlinga charakteryzuje się bezgłośnym działaniem dzięki pracy ciągłej. Wytwarza znacznie mniej hałasu i nie wymaga stosowania dużych kół zamachowych dla poprawienia równomierności obrotów. Silnik musi posiadać dużą powierzchnię wymiany ciepła. Osiągane sprawności są wyższe niż w silnikach spalinowych. Silniki Stirlinga osiągają sprawność do 40%. Wadą może być wysoki koszt budowy [96].



Rys. 3.21. Uproszczony model Silnika Stirlinga (SS) ($\dot{Q}_{uz}$ - ciepło użyteczne, $\dot{Q}_{str}$ – ciepło strat, N_{el} -moc elektryczna, $\dot{Q}_{wyl}$ – ciepło wylotowe, $\dot{Q}_{zas}$ – ciepło zasilające) [109]

Strumień ciepła zasilającego $\dot{Q}_{zas}$ silnik Stirlinga to suma strumieni ciepła użytecznego $\dot{Q}_{uz}$, ciepła wylotowego $\dot{Q}_{wyl}$, strat $\dot{Q}_{str}$ oraz mocy elektrycznej N_{el} .

$$\dot{Q}_{zas} = \dot{Q}_{uz} + \dot{Q}_{wyl} + \dot{Q}_{str} + N_{el} \quad (3.17)$$

Strumień ciepła $\dot{Q}_{zas}$ obliczany jest z zależności (4.18) jako iloczyn strumienia czynnika na wlocie do silnika oraz entalpii czynnika na wlocie do silnika

$$\dot{Q}_{zas} = \dot{m}_{cz.wlot} \cdot h_{cz.wlot} \quad (3.18)$$

Strumień ciepła wylotowy obliczany jest jako iloczyn strumienia czynnika na wylocie z silnika i jego entalpii (zależność 4.19).

$$\dot{Q}_{wyl} = \dot{m}_{cz.wylot} \cdot h_{cz.wylot} \quad (3.19)$$

Strumień ciepła strat definiowany jest zgodnie z zależnością (4.20), uwzględniając sprawność wymiennika ciepła $\eta_{wc}=0,99$.

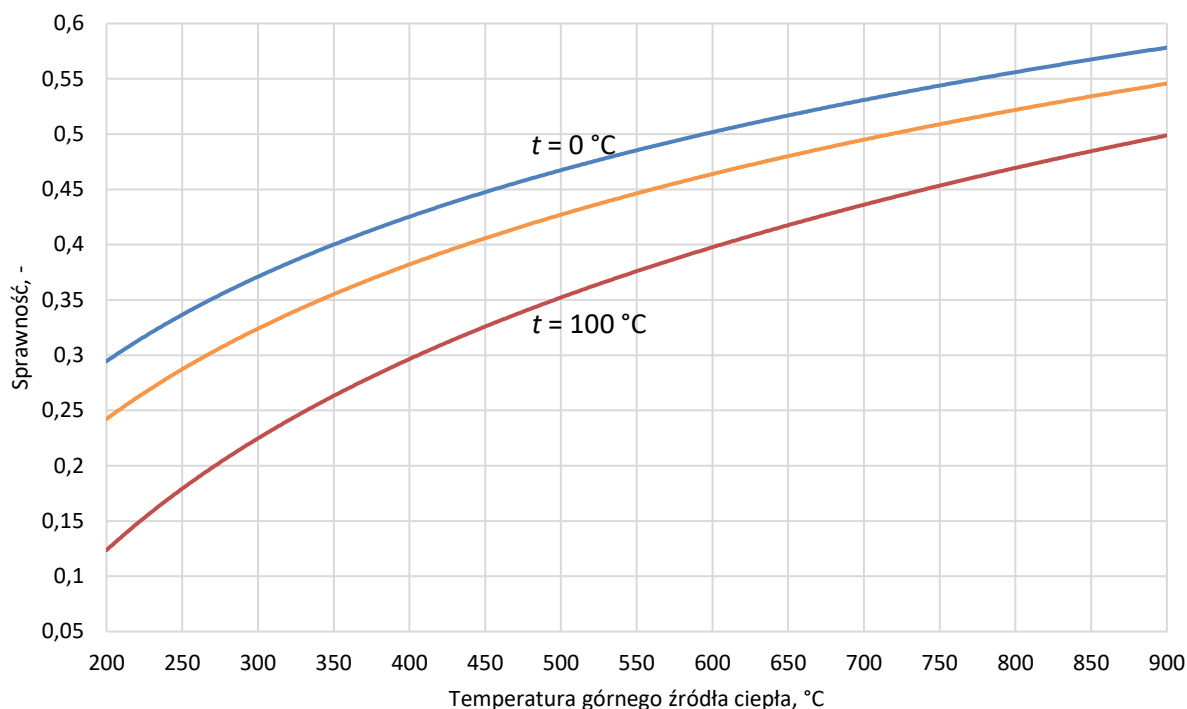
$$\dot{Q}_{str} = (1 - \eta_{wc}) \cdot (\dot{Q}_{zas} - \dot{Q}_{wyl}) \quad (3.20)$$

Strumień ciepła użytecznego liczony jest po przekształceniu zależności 3.17 i zyskuje postać:

$$\dot{Q}_{uz} = \dot{Q}_{zas} - \dot{Q}_{wyl} - N_{el} - \dot{Q}_{str} \quad (3.21)$$

Moc elektryczna obliczana jest jako różnica strumienia ciepła zasilającego $\dot{Q}_{zas}$ i strumienia ciepła wylotowego $\dot{Q}_{wyl}$ z uwzględnieniem sprawności elektrycznej silnika η_{el} (zgodnie z Rys. 3.19)

$$N_{el} = \eta_{el} \cdot (\dot{Q}_{zas} - \dot{Q}_{wyl}) \quad (3.22)$$



Rys. 3.22. Sprawność elektryczna silnika Stirlinga w funkcji średnich temperatury górnego źródła ciepła dla dwóch średnich temperatur dolnego źródła ciepła

Górna linia pokazuje sprawność silnika, gdzie średnia temperatura wody chłodzącej wynosi $t = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$, dolna linia dla $t = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$. Linia pomarańczowa przedstawia średnią temperaturę wody chłodzącej w silniku Stirlinga dla instalacji SNG.

Strumień wody chłodzącej silnika Stirlinga obliczany jest zgodnie z zależnością (3.23).

$$\dot{m}_{w.ch} = \frac{\dot{Q}_{uż} \cdot 1000}{c_{p_w} \cdot (t_{w.ch.wylot} - t_{w.ch.wlot})} \quad (3.23)$$

gdzie:

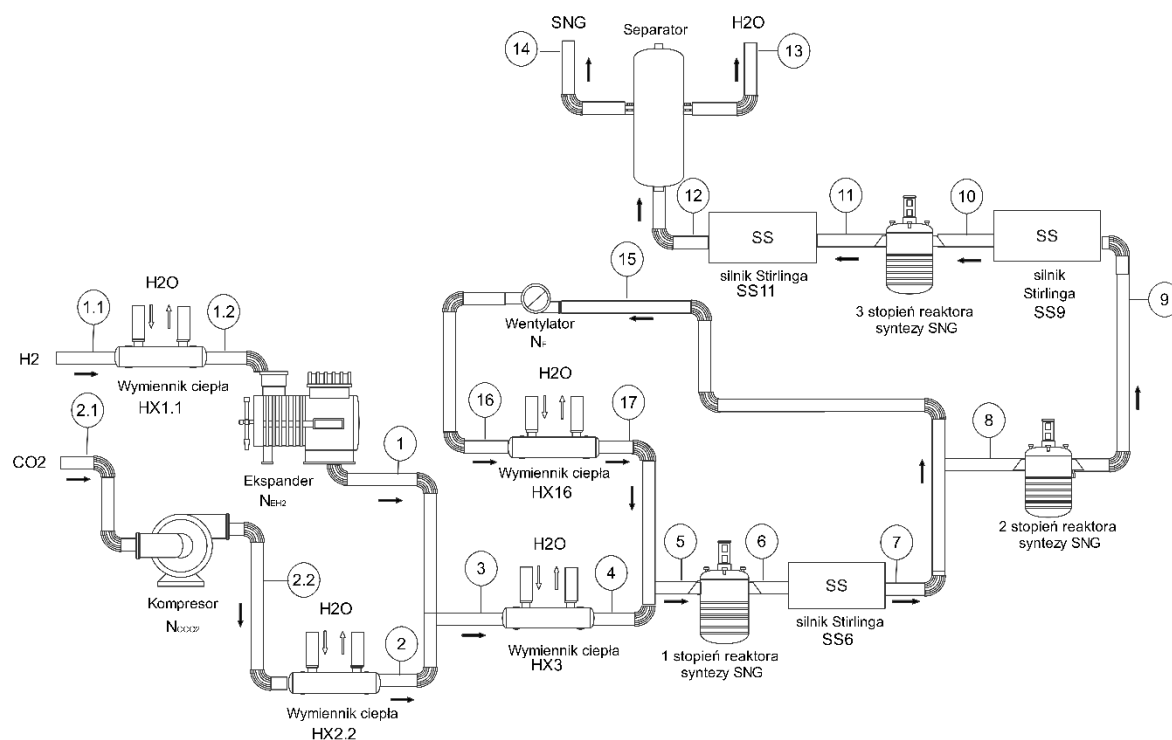
$t_{w.ch.wylot}$ - temperatura wody na wylocie, $^{\circ}\text{C}$

$t_{w.ch.wlot}$ - temperatura wody na wlocie, $^{\circ}\text{C}$

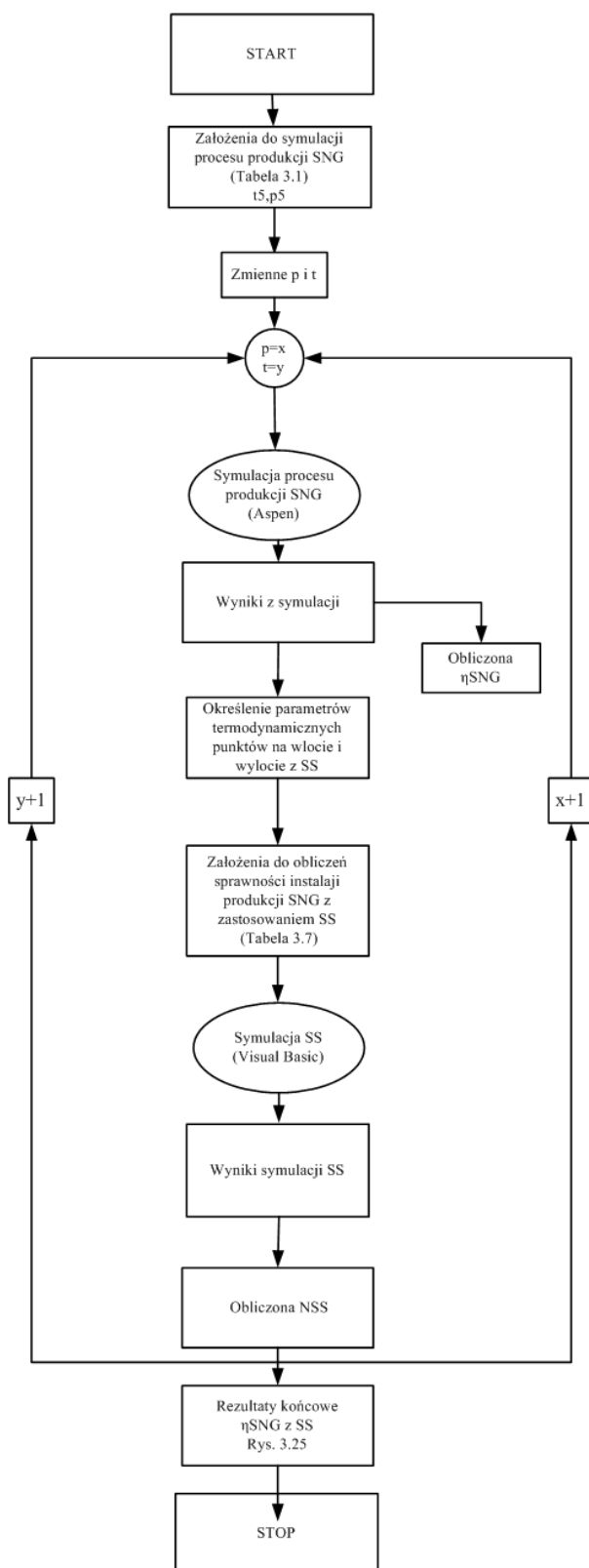
Sprawność silnika Carnota wyznaczana jest z zależności 3.24 jako różnica średnich temperatur czynnika $\bar{t}_{cz}$ i wody chłodzącej $\bar{t}_{ch}$ odniesiona do średniej temperatury czynnika $\bar{t}_{cz}$.

$$\eta_c = \frac{(\bar{t}_{cz} + 273,15) - (\bar{t}_{ch} + 273,15)}{(\bar{t}_{cz} + 273,15) \cdot 100} \quad (3.24)$$

W proponowanym rozwiązaniu w miejscu wymienników ciepła umieszczono silnik Stirlinga, co przedstawi Rys. 3.23. Algorytm obliczeń przedstawiono na schemacie znajdującym się na Rys. 3.24.



Rys. 3.23. Układ produkcji SNG z miejscami zastosowania silników Stirlinga



Rys. 3.24. Schemat algorytmu obliczeń układu silnika Stirlinga zintegrowanego z układem produkcji SNG

Wymiennik HX6 został zastąpiony obiegiem SS6. Na wlocie modułu ST6 założono parametry uzyskane z modelu z programu Aspen $t_{cz.wl} = 487^{\circ}\text{C}$ oraz $p_{cz.wl} = 0,96 \text{ MPa}$. Na wylocie z KO założono temperaturę $t_{cz.wyl} = 200^{\circ}\text{C}$. Wymiennik HX9 został zastąpiony modulem ST9. Na wlocie w module ST9 założono parametry uzyskane z modelu z programu Aspen $t_{cz.wl} = 338^{\circ}\text{C}$ oraz $p_{cz.wl} = 0,73 \text{ MPa}$. Na wylocie założono temperaturę $t_{cz.wyl} = 200^{\circ}\text{C}$. Uzyskanie zadanych wartości temperatur następuje poprzez regulację ciśnienia pary organicznej na wlocie do OTP. Analizowana instalacja produkcji SNG posiada 7 wymienników ciepła. W 3 z nich ciepło oddawane jest do otoczenia przez co jest tracone. Ciepło to mogłoby być wykorzystane w układzie Silnika Stirlinga. Przykładowa analiza układu obejmuje instalację produkcji SNG dla układu o parametrach $t=200^{\circ}\text{C}$ i ciśnieniu $p=1,01 \text{ MPa}$. W Tabeli 3.7 przedstawiono założenia do analizy silnika Stirlinga. Wyniki otrzymanych obliczeń przedstawiono w Tabeli 3.8. Tabela 3.9 przedstawia wyniki analiz instalacji produkcji SNG dla $p_5=1,01 \text{ MPa}$ oraz $t_5=200^{\circ}\text{C}$ wraz z SS.

Tabela 3.7. Założenia do analizy silnika Stirlinga

Wielkość	Symbol, Jednostka	SS6	SS9	SS11
Strumień masowy czynnika na wlocie do SS	$\dot{m}_{cz}$, kg/h	25,426	6,458	6,458
Temperatura na wlocie do SS	$t_{cz.wl}$, $^{\circ}\text{C}$	487	338	237
Entalpia czynnika na wlocie	$h_{cz.wl}$, kJ/kg	1162,02	745,44	496,683
Temperatura na wylocie do SS	$t_{cz.wyl}$, $^{\circ}\text{C}$	200	200	70
Entalpia czynnika na wylocie	$h_{cz.wyl}$, kJ/kg	437,79	421,56	147,54
Temperatura wody chłodzącej dolne źródło wlot do silnika	$t_{w.ch.wl}$, $^{\circ}\text{C}$	10	10	10
Temperatura wody chłodzącej dolne źródło ciepła wylot z silnika	$t_{w.ch.wyl}$, $^{\circ}\text{C}$	50	50	50

Tabela 3.8. Wyniki obliczeń dla silnika Stirlinga

Wielkość	Symbol, Jednostka	ST6	ST9	ST11
Strumień ciepła zasilający	Q_{zas} , kW	8,204	1,391	3,21
Strumień ciepła wylotowy	Q_{wyl} , kW	3,091	0,756	0,95
Strumień ciepła użytecznego	$Q_{uż}$, kW	3,265	0,371	1,81
Strumień ciepła strat	Q_{str} , kW	0,051	0,06	0,02
Moc elektryczna	N_{el} , kW	1,797	0,204	0,43
Sprawność silnika Carnota	η_c , —	0,5084	0,4408	0,2895
Sprawność elektryczna silnika Stirlinga	η_{el} , —	0,3514	0,3021	0,1889
Strumień wody chłodzącej	$\dot{m}_{w.ch}$, kg/s	0,01948	0,00221	0,01078

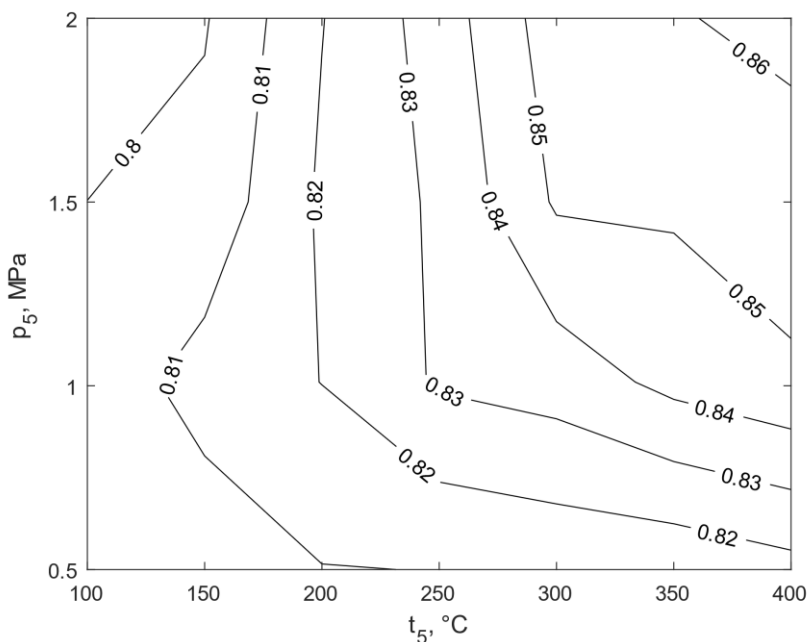
Wzór na sprawność z uwzględnieniem SS przyjmuje postać:

$$\eta_{SNG} = \frac{\dot{E}_{chemCH_4} + N_{SS}}{\dot{E}_{chemH_2} + N} = \frac{(\dot{m}_{CH_4})_{14} \cdot HHV_{CH_4} + N_{SS}}{\dot{m}_{H_2} \cdot HHV_{H_2} + N} \quad (3.25)$$

Tabela 3.9. Wyniki analiz instalacji produkcji SNG dla $p_5=1,01$ MPa oraz $t_5=200^\circ\text{C}$ wraz z SS

Wielkość	Symbol, Jednostka	Układ pierwotny Rys. 3. 1	Układ pierwotny +SS6	Układ pierwotny +SS9	Układ pierwotny +SS11	Układ pierwotny +SSS
Moc do napędu sprężarki C_1	N_{C1} , W	290,99	290,99	290,99	290,99	290,99
Moc do napędu sprężarki w pętli recyrkulacyjnej C_2	N_{C2} , W	255,28	255,28	255,28	255,28	255,28
Moc turbiny rozprężnej E	N_E , W	401,58	401,58	401,58	401,58	401,58
Moc z układu SS	N_{SS} , W	0	1797	204	430	2431
Sprawność procesu produkcji SNG	η_{SNG} , -	0,765	0,802	0,769	0,803	0,820

Na Rys. 3.25 zaprezentowano wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej SNG z zastosowaniem silników Stirlinga. Schemat obliczeniowy został zastosowany do wszystkich analizowanych przypadków zmiany ciśnienia i temperatury na wlocie do reaktora produkcji SNG. Zastosowanie silnika Stirlinga w miejscu wymienników ciepła, w których ciepło było oddawane zwiększyło sprawność instalacji produkcji SNG. Najwyższą wartość sprawności η_{SNG} uzyskuje się dla ciśnienia 2 MPa i temperatury 400°C i wynosi ona $\eta_{SNG} = 0,8617$.



Rys. 3.25. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji η_{SNG} z zastosowaniem silników Stirlinga

3. 5 Wnioski z badań

W rozdziale zaprezentowano możliwość wykorzystania wodoru z procesu elektrolizy do produkcji syntetycznego gazu ziemnego SNG w oparciu o proces metanizacji. Symulacje przeprowadzono z wykorzystaniem programu Aspen Plus dla różnych temperatur i ciśnień na wlocie do I stopnia reaktora metanizacji.

Wartości sprawności procesu dla analizowanych przypadków mieszczą się w przedziale 70,43%-76,28%. Wyniki przeprowadzonych analiz pokazują, że najwyższe wartości sprawności i uzysku osiąga się dla wysokich ciśnień i niskich temperatur panujących w reaktorze metanizacji. W przypadku analizowanego układu produkcji SNG jest to ciśnienie 2 MPa i temperatura 100°C.

Produkcja SNG bardzo dobrze wpisuje się w cele zaprezentowane w Polskiej Strategii Wodorowej jak i cele UE. Syntetyczny gaz ziemny może być w przyszłości substytutem gazu ziemnego, a jego transport może odbywać się istniejącą już infrastrukturą gazową. Wykorzystanie wodoru do produkcji SNG ułatwia czasowe jego magazynowanie. Ponadto wykorzystanie CO₂ wspomaga walkę z globalnym ociepleniem i ogranicza emisję CO₂ do atmosfery.

Zastosowanie układu ORC w procesie produkcji SNG zwiększyło sprawność procesu produkcji SNG. Największą sprawność we wszystkich przypadkach osiągnięto stosując wszystkie moduły ORC dla najwyższego badanego ciśnienia 2 MPa i najwyższej temperatury 400°C. W przypadku zastosowania silnika Stirlinga w układzie uzyskano wyższe wartości sprawności niż w przypadku ORC.

4. PRODUKCJA AMONIAKU W BADANEJ INSTALACJI

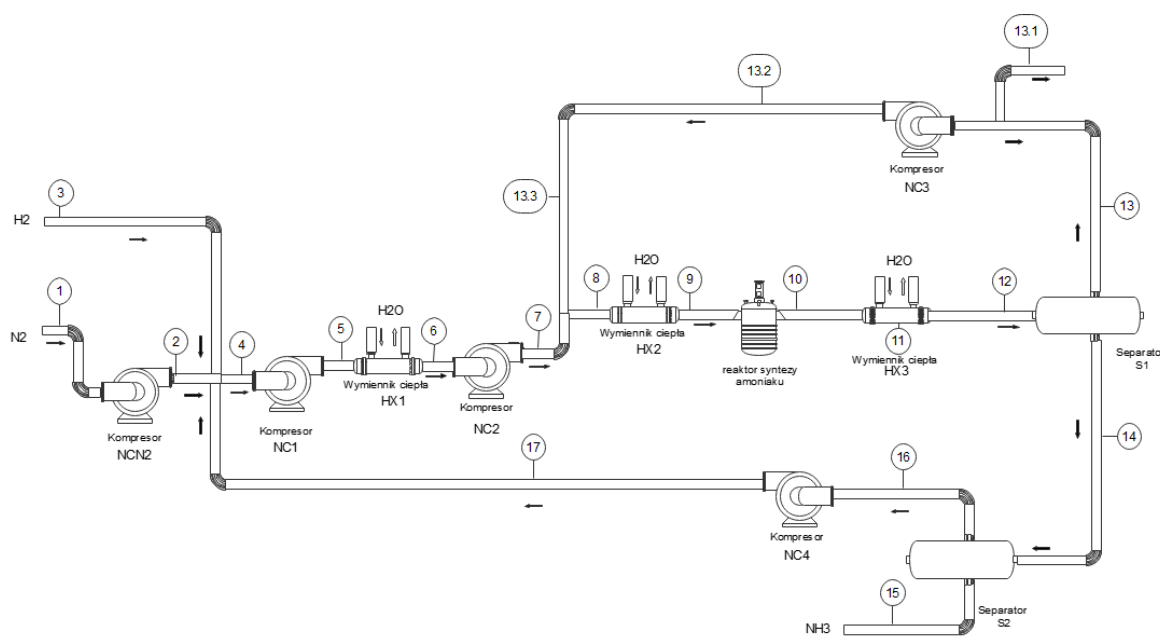
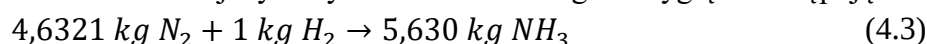
4.1 Metodologia obliczeń

Proces wytworzenia amoniaku opisuje reakcji syntezy wodoru i azotu (metoda Habera i Boscha):



$$\Delta H = 91,88 \text{ kJ/kmol} \quad (4.2)$$

Masa substratów i produktów w reakcji syntezy amoniaku dla 1 kg H_2 wygląda następująco:



Rys. 4.1. Schemat instalacji wytwarzania amoniaku

Schemat przedstawia proces produkcji amoniaku w granicach ciśnień 2÷22 MPa i temperaturach -31÷556°C. W obliczeniach stechiometrycznych obliczono, że do produkcji amoniaku na 1 kg wodoru H_2 potrzebny jest 4,64 kg azotu N_2 . Wodór jest produkowany w procesie elektrolizy i ma parametry $t = 25^\circ\text{C}$ i ciśnienie $p = 2,5 \text{ MPa}$, a azot pochodzi z jednostki separującej tlen z powietrza lub tlenowni i ma parametry $t = 23,5^\circ\text{C}$ i ciśnienie $p = 460 \text{ kPa}$. Przed zmieszaniem czynniki muszą być odpowiednio przygotowane, czyli sprężone do ciśnienia wymaganego w reaktorze 7÷30 MPa. Wyprodukowany amoniak należy schłodzić w celu zmiany stanu skupienia i uzyskania amoniaku w postaci ciekłej. Instalacja wyposażona została w pętlę recyrkulacyjną, dzięki czemu nieprzereagowane cząsteczki gazów biorą ponowny udział w procesie. Rys. 4.1 przedstawia instalację produkcji amoniaku, w której azot i wodór są mieszane, sprężone i podgrzane przed podaniem do reaktora. Kolejno

zastosowano wymiennik ciepła i separator, który rozdziela amoniak na amoniak w postaci ciekłej i nieprzereagowane gazy, które zawracane są do ponownego przereagowania. Z ciekłego amoniaku raz jeszcze odseparowane zostaną cząstki gazowe tak, aby na wylocie instalacji zawierał tylko śladowe ilości zanieczyszczeń (około 2%).

Do przeprowadzenia reakcji wymagane są katalizatory. Stosowane dotychczas katalizatory to ruten, chlor i żelazo. Katalizator oparty na rutenie pracuje w temperaturze 400-600°C i ciśnieniu 20-40 MPa [110-112,115,117]. Katalizator oparty na chlorze posiada wąski zakres pracy w temperaturze 300-400°C i ciśnieniu 20-30 MPa [116,118]. Katalizator żelazowy pracuje w najszerszym zakresie ciśnień rzędu 20-45 MPa i temperaturze 400-500°C [113-115]. Obecnie poszukuje się nowych rozwiązań w zakresie katalizatorów łącząc ze sobą różne stopy. Katalizatory PS-3-INS (forma tlenkowa) i PS-3-INS-R (forma preredukowana) są katalizatorami stopowymi. Głównymi składnikami formy tlenkowej jest magnetyt oraz promotory: K₂O, Al₂O₃, MgO, CaO, SiO₂, natomiast forma preredukowana składa się z żelaza metalicznego. Tlenki glinu (Al₂O₃) i krzemu (SiO₂) pełnią rolę promotorów strukturalnych, które zapewniają wysoką termostabilność i wytrzymałość mechaniczną katalizatora. Tlenki wapnia (CaO) i magnezu (MgO) zwiększają odporność na przegrzania i zatrucia. Tlenek potasu (K₂O) odpowiedzialny jest za zwiększenie aktywności katalizatora. Pracy katalizatorów odbywa się w zakresie temperatur 360- 550°C oraz ciśnienia powyżej 100 barów. Katalizatory stopowe mają szereg zalet. Posiadają wysoką i stabilną aktywność, wysoką wytrzymałość mechaniczną oraz długi czas eksploatacji wsadów [113].

Uzysk badanej instalacji u_{NH_3} oceniany jest poprzez stosunek ilości otrzymanego produktu $(\dot{m}_{NH_3})_{15}$ w odniesieniu do ilości wykorzystywanego substratu $(\dot{m}_{H_2})_3$.

$$u_{NH_3} = \frac{(\dot{m}_{NH_3})_{15}}{(\dot{m}_{H_2})_3} \quad (4.4)$$

Sprawność procesu produkcji amoniaku (η_{AG}) została wyznaczona jako stosunek energii chemicznej amoniaku $(\dot{E}_{chem_{NH_3}})$ do energii chemicznej wodoru $(\dot{E}_{chem_{H_2}})$ z uwzględnieniem energią potrzeb własnych instalacji (N). Energia potrzeb własnych uwzględnia moc potrzebną do sprężenia czynników w układzie.

$$\eta_{AG} = \frac{\dot{E}_{chem_{NH_3}}}{\dot{E}_{chem_{H_2}} + N} = \frac{(\dot{m}_{NH_3})_{15} \cdot HHV_{NH_3}}{(\dot{m}_{H_2})_3 \cdot HHV_{H_2} + \sum N} \quad (4.5)$$

$$\sum N = N_{C1} + N_{C2} + N_{C3} + N_{C4} + N_{CN2} \quad (4.6)$$

Sprawność można zdefiniować również uwzględniając sprawność przesyłu energii elektrycznej z elektrowni referencyjnej ($\eta_{tr} = 0,95$) oraz sprawność generacji energii elektrycznej w elektrowni referencyjnej ($\eta_{el,R} = 0,42$) zgodnie ze wzorem:

$$\eta_{AG,\eta} = \frac{(\dot{m}_{NH_3})_{15} \cdot HHV_{NH_3}}{(\dot{m}_{H_2})_3 \cdot HHV_{H_2} + \left(\frac{\sum N}{\eta_{tr} \cdot \eta_{el,R}}\right)} \quad (4.7)$$

W Tabeli 4.1 przedstawiono założenia przyjęte w instalacji produkcji amoniaku.

Tabela 4.1. Wartości przyjęte do modelu i obliczeń instalacji produkcji amoniaku

Parametr	Symbol	Wartość					Jednostka
A Z O T							
Temperatura	t	23,5					°C
Ciśnienie	p	460					kPa
Str. masowy	$\dot{m}_{N_2}$	4,64					kg/h
W O D Ó R							
Temperatura	t	25					°C
Ciśnienie	p	2,5					MPa
Str. masowy	$\dot{m}_{H_2}$	1					kg/h
PARAMETRY MIESZANKI TECHNOLOGICZNEJ							
Temperatura	t_6	100					°C
	t_{11}	250					°C
	t_{12}	4					°C
	$t_{13}; t_{13.1}; t_{13.2}$	-31					°C
	$t_{15}; t_{16}$	-26					°C
Ciśnienie		t = 300 ÷ 550 °C					
		20	21,1	22,5	25	27,5	MPa
	$p_5; p_6$	8,0	8,0	8,0	8,0	8,0	MPa
	$p_7; p_8; p_9; p_{10}; p_{11}; p_{12}$	20,0	21,2	22,5	25,0	27,5	MPa
	$p_{13}; p_{13.1}; p_{13.2}; p_{14}$	19,0	20,3	20,3	20,3	20,3	MPa
	$p_{13.3}$	20,0	21,2	22,5	25,0	27,5	MPa
	$p_{15}; p_{16}$	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	MPa
	p_{17}	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	MPa
Ciepło w reaktorze	$\dot{Q}$	0					kW

Azot na wylocie z instalacji ASU ma następujące parametry:

- ciśnienie $p = 460$ kPa
- temperaturę $t = 23,5$ °C

dlatego przed zmieszaniem z wodorem musi zostać sprężony do odpowiedniego ciśnienia. W Tabeli 4.2 przedstawiono parametry azotu przed i za stacją sprężania.

Tabela 4.2. Parametry azotu przed i za stacją sprężania azotu

Wielkość	Symbol	Wartość	Jednostka
Ciśnienie na wlocie do stacji sprężania azotu	$p_{N_2.in}$	460	kPa
Temperatura na wlocie do stacji sprężania azotu	$t_{N_2.in}$	23,5	°C

Ciśnienie na wylocie ze stacji sprężenia azotu	$p_{N2.out}$	2,5	MPa
Temperatura na wylocie ze stacji sprężenia azotu	$t_{N2.out}$	238,731	°C
Strumień masowy	$\dot{m}_{N2}$	4,64	kg/h
Sprawność izentropowa sprężarki	$\eta_{i.C}$	0,88	-
Sprawność mechaniczna sprężarki	$\eta_{m.C}$	0,99	-
Sprawność mechaniczna motoru	$\eta_{m.motor}$	0,998	-
Energochłonność	$N_{C.N2}$	0,309	kW

Szczegółowe wyniki dotyczące 1 punktu obliczeniowego przedstawiono w tabeli 4.3a i 4.3b.

Tabela 4.3a. Szczegółowe wyniki uzyskane dla instalacji produkcji amoniaku dla parametrów na wlocie do reaktora równych $p_9=20$ MPa i $t_9=300$ °C od punkt 1 do 9

	Punkt	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Wielkość	Jednostka									
Temp	°C	23,5	25,0	238,8	78,93	315,25	100,00	255,29	43,02	300
Ciśnienie	MPa	0,46	2,5	2,5	2,5	8,00	8,00	20,00	20,00	20,00
Faza	-	gaz	gaz	gaz	gaz	gaz	gaz	gaz	gaz	gaz
Str. Mas	kg/h	4,64	4,64	1,00	5,657	5,657	5,657	5,657	24,064	24,064
Udział mas										
N2		1,00	1,00	0,00	0,822	0,822	0,822	0,822	0,824	0,824
H2		0,00	0,00	1,00	0,177	0,177	0,177	0,177	0,159	0,159
NH3		0,00	0,00	0,00	0,001	0,001	0,001	0,001	0,018	0,018
Str. Mol	kmol/h	0,17	0,17	0,50	0,663	0,663	0,663	0,663	2,625	2,625
Udział mol										
N2		1,00	1,00	0,00	0,250	0,250	0,250	0,250	0,270	0,270
H2		0,00	0,00	1,00	0,749	0,749	0,749	0,749	0,721	0,721
NH3		0,00	0,00	0,00	3,28E-04	3,28E-04	3,28E-04	3,28E-04	0,010	0,010

Tabela 4.3b. Szczegółowe wyniki uzyskane dla instalacji produkcji amoniaku dla parametrów na wlocie do reaktora równych $p_9=20$ MPa i $t_9=300$ °C od punkt 10 do 17

	Punkt	10	11	12	13	13.1	13.2	13.3	14	15	16	17
Wielkość	Jednostka											
Temp	°C	523,53	250	4	-31	-31	-31	-25,98	-31	-26	-26	30,66
Ciśnienie	MPa	20,0	20,0	20,0	19,0	19,0	19,0	20,0	19,0	1,2	1,2	2,03
Faza	-	gaz	gaz	miesz.	gaz	gaz	gaz	gaz	ciecz	ciecz	gaz	gaz
Str. Mas	kg/h	24,064	24,064	24,064	18,497	0,092	18,405	18,405	5,567	5,549	0,017	0,017
Udział mas												
N2		0,634	0,634	0,634	0,824	0,824	0,824	0,824	0,002	0,000	0,661	0,661
H2		0,118	0,118	0,118	0,153	0,153	0,153	0,153	0,000	0,000	0,126	0,126
NH3		0,248	0,248	0,248	0,023	0,023	0,023	0,023	0,997	1,000	0,212	0,212

Str. Mol	kmol/h	2,299	2,299	2,299	1,971	0,010	1,962	1,962	0,328	0,326	0,002	0,002
Udział mol												
N2		0,237	0,237	0,237	0,276	0,276	0,276	0,276	0,001	0,000	0,239	0,239
H2		0,610	0,610	0,610	0,711	0,711	0,711	0,711	0,004	0,000	0,635	0,635
NH3		0,153	0,153	0,153	0,013	0,013	0,013	0,013	0,995	1,000	0,126	0,126

4. 2 Wpływ temperatury i ciśnienia na proces produkcji SNG

Uzyskane przykładowe wyniki badań przedstawiono w Tabelach 4.4 i 4.5 oraz na Rys. 4.2-Rys. 4.4.

W tabeli 4.4 i 4.5 przedstawiono przykładowe wyniki dla modelowanej instalacji.

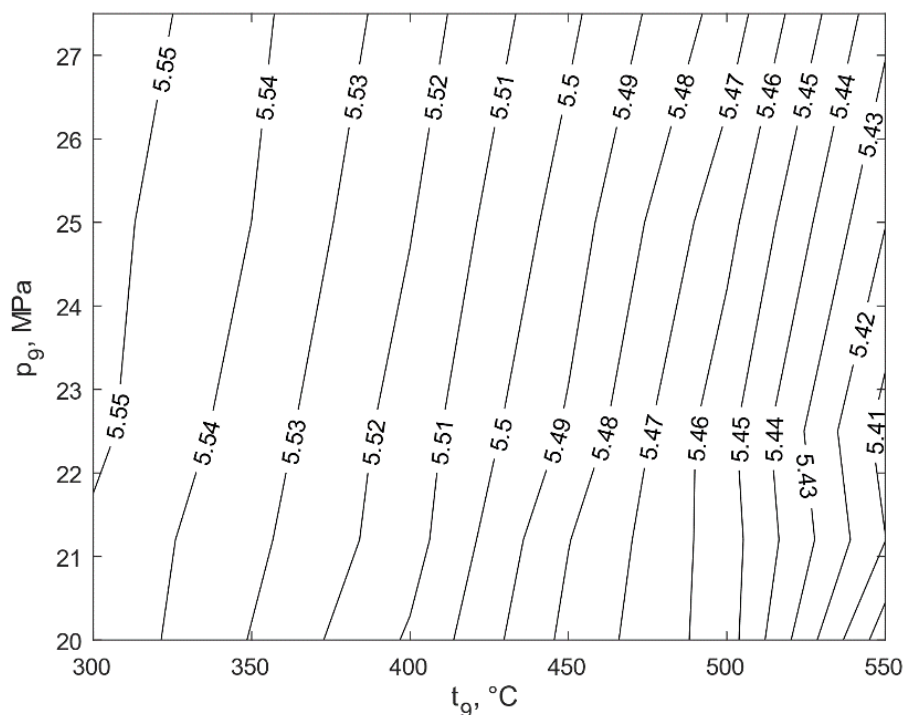
Tabela 4.4. Zestawienie obliczonych wartości dla $t_9=300^\circ\text{C}$ i $p_9=20; 21,2; 22,5; 25; 27,5$ MPa

Wielkość	Symbol	Jednostka	Temperatura 300 °C				
			20 MPa	21,2 MPa	22,5 MPa	25 MPa	27,5 MPa
Energochłonność C 1	N_{C1}	W	1296,02	1296,20	1296,20	1116,53	1296,2
Energochłonność C 2	N_{C2}	W	876,58	942,02	1010,01	1133,90	1249,94
Energochłonność C 3	N_{C3}	W	86,063	71,63	168,51	335,63	533,91
Energochłonność C 4	N_{C4}	W	0,802	0,852	0,853	0,853	0,853
Energochłonność instalacji sprężania N ₂	N_{CN2}	W	309,0	309,0	309,0	309,0	309,0
Energochłonność	$\sum N$	W	2568,46	2619,70	2784,58	2895,91	3389,90
Sprawność	η_{AG}	-	0,8286	0,8276	0,8251	0,8230	0,8130
Sprawność uwzględniająca transmisje energii	$\eta_{AG.\eta}$	-	0,7589	0,7568	0,7507	0,7462	0,7266

Tabela 4.5. Zestawienie obliczonych wartości dla $t_9 = 500^\circ\text{C}$ i $p_9 = 20; 21,2; 22,5; 25; 27,5$ MPa

Wielkość	Symbol	Jednostka	Temperatura 500 °C				
			20 MPa	21,2 MPa	22,5 MPa	25 MPa	27,5 MPa
Energochłonność C 1	N_{C1}	W	1295,94	1296,13	1296,12	1296,13	1296,14
Energochłonność C 2	N_{C2}	W	876,51	941,96	1009,94	1133,83	1249,87
Energochłonność C 3	N_{C3}	W	251,53	206,01	472,29	915,35	1285,03
Energochłonność C 4	N_{C4}	W	0,780	0,832	0,831	0,833	0,835
Energochłonność instalacji sprężania N ₂	N_{CN2}	W	309,00	309,00	309,00	309,00	309,00
Energochłonność	$\sum N$	W	2733,76	2753,93	3088,18	3655,14	4140,87

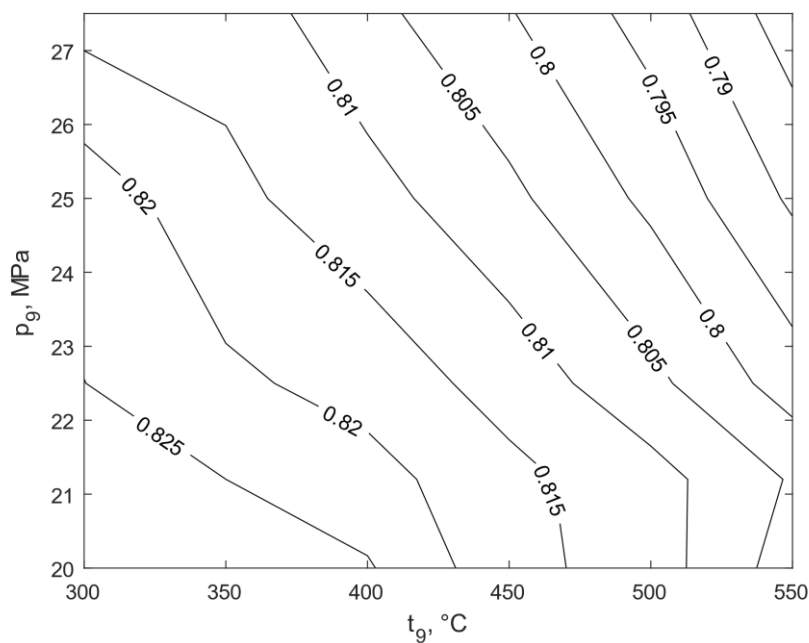
Sprawność	η_{AG}	-	0,8025	0,8045	0,7975	0,7892	0,7822
Sprawność uwzględniająca transmisję energii	$\eta_{AG,\eta}$	-	0,7312	0,7326	0,7191	0,7000	0,6845



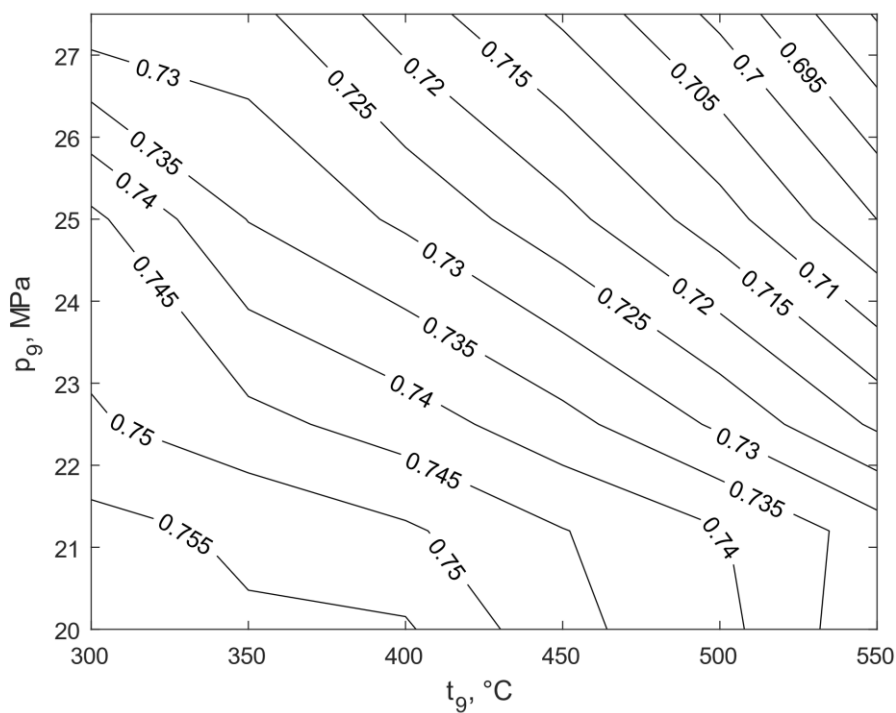
Rys. 4.2. Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do reaktora syntezy amoniaku na uzysk u_{NH_3} (zależność 4.4)

Wraz ze spadkiem temperatury w reaktorze wzrasta również ilość amoniaku, jaką jest w stanie wyprodukować instalacja z 1 kg dostarczonego wodoru, osiągając maksymalnie 5,56 kg NH_3 na 1 kg H_2 . Należy zauważyć, że obniżenie temperatury o 50°C ma większy wpływ na wzrost wydajności niż obniżenie ciśnienia o 2,5 MPa.

Na Rys. 4.3 i Rys. 4.4 przedstawiono wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak oraz sprawność instalacji produkującej amoniak z uwzględnieniem transmisji energii. Zarówno sprawność jak i sprawność uwzględniająca transmisję energii rosną wraz ze spadkiem ciśnienia i temperatury w podstawowym układzie instalacji aktualnie pracujących. Najwyższa sprawność w instalacji aktualnie pracującej wynosi $\eta_{AG} = 0,8286$ dla $p_g = 20$ MPa i $t_g = 300^\circ C$.



Rys. 4.3. Wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak (zależność 4.5)



Rys. 4.4. Wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak z uwzględnieniem transmisji energii (zależność 4.7)

Tabela 4.6. Własności czynników: Heptan, Metanol, Amoniak

Własność	Symbol	Jednostka	CZYNNIK		
			Heptan	Metanol	Amoniak
Ciśnienie kryt.	p_{kryt}	Mpa	2,74	8,09	111,3
Temperatura kryt.	t_{kryt}	°C	267	239,4	132,4
Temperatura wrzenia	$t_{wrzenia}$	°C	98,4	65	-33,35
Temperatura samozapłonu	$t_{s.zapłonu}$	°C	223	455	630
Ciepło właściwe	c _w	J/gK	1,66	2,55	2,16

Sprawność modułu ORC netto jest wyrażona jako iloraz mocy elektrycznej ORC ($N_{el.ORG.n}$) i ciepła doprowadzonego do KO (Q_d) zgodnie z zależnością:

$$\eta_{el.ORG.n} = \frac{N_{el.ORG.n}}{Q_d} \quad (4.8)$$

gdzie:

$N_{el.ORG.n}$ – Moc elektryczna ORC netto, kW,

Q_d – Ciepło doprowadzone do KO, kW.

Ciepło doprowadzone do KO jest wyrażona jako iloczyn strumienia czynnika doprowadzonego ($\dot{m}_{1KO}$) i jego entalpii w tym punkcie (h_{1KO}) według zależności:

$$Q_d = \dot{m}_{1KO} \cdot h_{1KO} \quad (4.9)$$

gdzie:

$\dot{m}_{1KO}$ – strumień czynnika doprowadzonego do KO, kg/s,

h_{1KO} – entalpia czynnika doprowadzonego do KO, kJ/kg.

Moc elektryczna ORC netto wyrażona jest wzorem:

$$N_{el.ORG.n} = N_{el.OTP.} - N_{el.CH} - N_{el.CZ} \quad (4.10)$$

gdzie:

$N_{el.CH}$; $N_{el.CZ}$ – moc elektryczna pompy wody chłodzącej; czynnika obiegowego, W.

Sprawność procesu produkcji z uwzględnieniem mocy modułów ORC wyraża się wzorem:

$$\eta = \frac{\dot{m}_{NH_3} \cdot HHV_{NH_3} + N_{ORG}}{\dot{m}_{H_2} \cdot HHV_{H_2} + \sum N} \quad (4.11)$$

N – moc potrzeb własnych, kW.

$$\sum N = N_{C1} + N_{C2} + N_{C3} + N_{C4} + N_{CN2} \quad (4.12)$$

W tabeli 4.7 przedstawiono założenia do analizy modułów ORC, które zastąpiły wybrane wymienniki ciepła. Struktura wykorzystana w analizach była analogiczna do struktury wykorzystanej w rozdziale 3 (Rys. 3.14), zmianie podlegał jedynie czynnik organiczny.

Tabela 4.7. Założone wartości do modułów ORC1 i ORC3

Parametr	Symbol	Jednostka	I	III
Czynnik obiegowy	CZ	-	Heptan	Heptan
Temperatura na wylocie z KO	t_{2KO}	°C	100	250
Sprawność wewnętrzna OTP	$\eta_{in.OTP}$	-	0,84	0,84
Sprawność mechaniczna OTP	$\eta_{m.OTP}$	-	0,98	0,98
Sprawność generatora	η_G	-	0,98	0,98
Sprawność wewnątrz pompy czynnika obiegowego	$\eta_{in.P.CZ}$	-	0,83	0,83
Sprawność mechaniczna pompy czynnika obiegowego	$\eta_{m.P.CZ}$	-	0,98	0,98
Sprawność wewnątrz pompy wody chłodzącej	$\eta_{in.P.CH}$	-	0,83	0,83
Sprawność mechaniczna pompy wody chłodzącej	$\eta_{m.P.CH}$	-	0,98	0,98
Niedogrzew temperatury czynnika po zimnej stronie parowacza	ΔT_{ap}	K	5	5
Min. spiętrzenie temp w KO	ΔT_{pp}	K	5	-
Różnica temperatur w rekuperatorze	ΔT_{REK}	K	5	5
Różnica temperatur w skraplaczu	ΔT_{SKR}	K	10	10

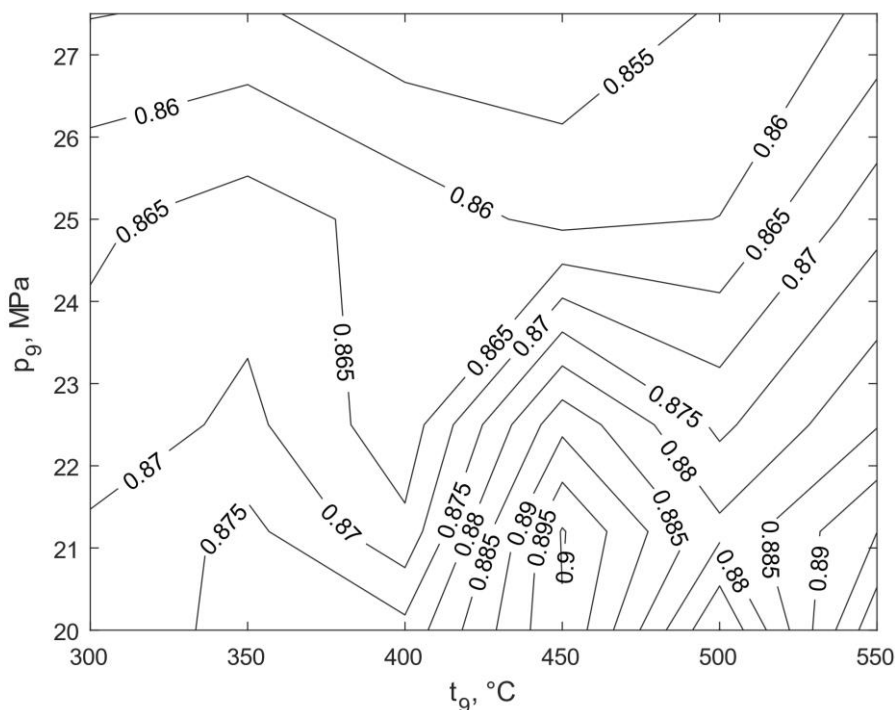
Przykładowe wyniki obliczeń instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu modułów ORC zaprezentowano w tab. 4.8 i 4.9.

Tabela 4.8. Wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu modułów ORC dla 300 °C

Wielkość	Symbol	Jednos tka	Temperatura 300 °C				
			20 MPa	21,2 MPa	22,5 MPa	25 MPa	27,5 MPa
Energochłonność C 1	N_{C1}	W	1296,02	1296,20	1296,20	1296,41	1296,20
Energochłonność C 2	N_{C2}	W	876,58	942,02	1010,01	1133,90	1249,94
Energochłonność C 3	N_{C3}	W	86,06	71,63	168,51	335,63	533,91
Energochłonność C 4	N_{C4}	W	0,80	0,85	0,85	0,85	0,85
Energochłonność instalacji sprężania N ₂	N_{CN2}	W	309,00	309,00	309,00	309,00	309,00
Moc el. ORC	$N_{el. ORC.n}$	W	1816	1823	1763	1750	1793
Sprawność	η_{AG}	-	0,8717	0,8709	0,8667	0,8642	0,8548

Tabela 4.9. Wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu modułów ORC dla 500 °C

Wielkość	Symbol	Jednos tka	Temperatura 500 °C				
			20 MPa	21,2 MPa	22,5 MPa	25 MPa	27,5 MPa
Energochłonność C 1	N_{C1}	W	1295,97	1296,15	1296,17	1296,15	1296,16
Energochłonność C 2	N_{C2}	W	876,54	941,98	1133,87	1133,85	1249,89
Energochłonność C 3	N_{C3}	W	197,53	162,18	591,73	730,82	1034,12
Energochłonność C 4	N_{C4}	W	0,79	0,84	0,84	0,84	0,84
Energochłonność instalacji sprężania N_2	N_{CN2}	W	309,00	309,00	309,00	309,00	309,00
Moc el. ORC	$N_{el. ORC.n}$	W	2421	2930	2870	2633	2723
Sprawność	η_{AG}	-	0,8699	0,8813	0,8738	0,8601	0,8557



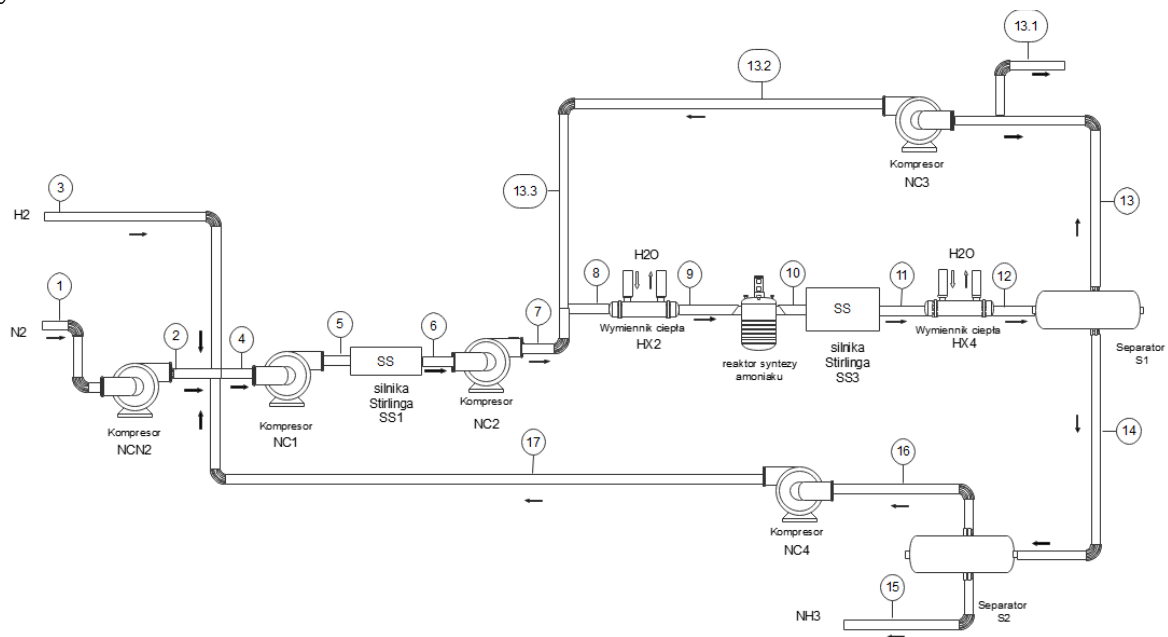
Rys. 4.6. Wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak z zastosowaniem modułów ORC

Na Rys. 4.6 zaprezentowano wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak z zastosowaniem modułów ORC. Zastosowanie modułów ORC w miejscu wymienników ciepła, w których ciepło było oddawane zwiększyło sprawność instalacji produkcji amoniaku. Najwyższa sprawność w instalacji dodaniu modułów ORC

wynosząca $\eta = 0,9435$ została osiągnięta dla $p_9 = 20 \text{ MPa}$ i $t_9 = 550 \text{ °C}$. Zastosowanie modułów ORC przyniosło oczekiwany efekt – zwiększyło sprawność.

4. 4 Możliwości zwiększenia sprawności układu poprzez zastosowanie poprzez zastosowanie silnika Stirlinga

Ciepło oddawane w instalacji może być wykorzystane także przy pomocy silnika cieplnego – silnika Stirlinga, który zmieni energię cieplną w mechaniczną. Do silnika dostarczane jest ciepło z zewnątrz – w tym wypadku z instalacji produkcji amoniaku. Instalacja produkcji amoniaku z zastąpieniem wymienników ciepła silnikami Stirlinga została zaprezentowana na Rys. 4.7.



Rys. 4.7. Instalacja produkcji amoniaku z zastąpieniem wymienników ciepła silnikami Stirlinga

Zastąpienie wymienników ciepła silnikami Stirlinga pozwoli na wykorzystanie ciepła odpadowego, co przyczyni się do zmniejszenia strat ciepła, a wyprodukowana energia elektryczna zwiększy sprawność całej instalacji produkcji amoniaku.

Sprawność instalacji produkującej amoniak z zastosowaniem silników Stirlinga została obliczona według zależności (4.13):

$$\eta = \frac{\dot{m}_{NH_3} \cdot HHV_{NH_3} + N_{EL\ S.Stirl}}{\dot{m}_{H_2} \cdot HHV_{H_2} + \sum N} \quad (4.13)$$

gdzie:

N – moc potrzeb własnych.

$$\sum N = N_{C1} + N_{C2} + N_{C3} + N_{C4} + N_{CN2} \quad (4.14)$$

W tabeli 4.10 i 4.11 zaprezentowano przykładowe wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku.

Tabela 4.10. Wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu silników Stirlinga dla 300 °C

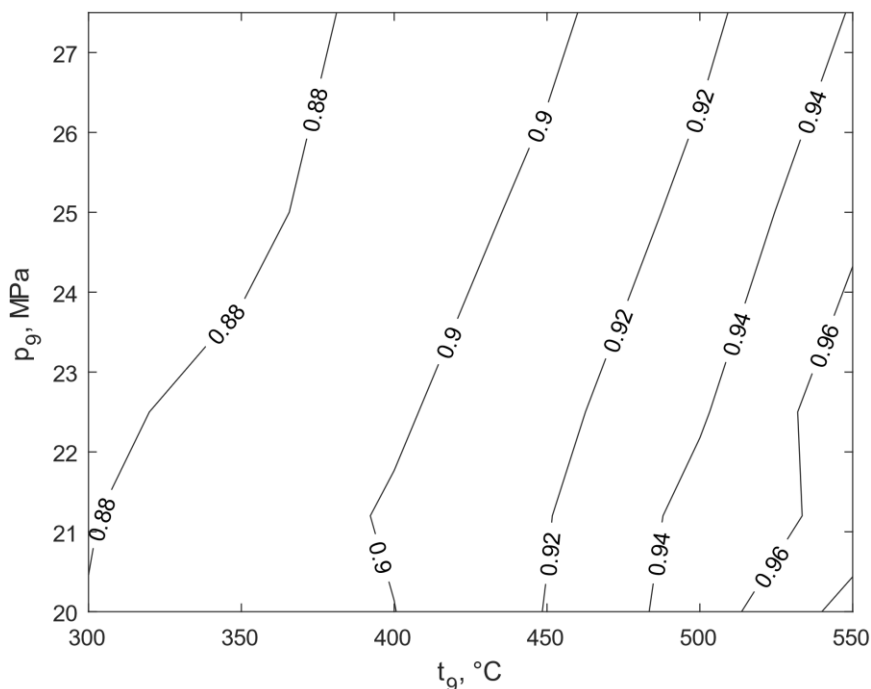
Wielkość	Symbol	Jednostka	Temperatura 300 °C				
			20 MPa	21,2 MPa	22,5 MPa	25 MPa	27,5 MPa
Energochłonność C 1	N_{C1}	W	1296,02	1296,20	1296,20	1296,41	1296,20
Energochłonność C 2	N_{C2}	W	876,58	942,02	1010,01	1133,90	1249,94
Energochłonność C 3	N_{C3}	W	86,06	71,63	168,51	335,63	533,91
Energochłonność C 4	N_{C4}	W	0,80	0,85	0,85	0,85	0,85
Energochłonność instalacji sprężania N ₂	N_{CN2}	W	309,0	309,00	309,00	309,00	309,00
Moc el. Silnika Stirlinga	$N_{el. ORC.n}$	W	2180,82	2180,81	2183,78	2186,39	2189,67
Sprawność	η_{AG}	-	0,8804	0,8794	0,8766	0,8745	0,8640

Tabela 4.11. Wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu silników Stirlinga dla 500 °C

Wielkość	Symbol	Jednostka	Temperatura 500 °C				
			20 MPa	21,2 MPa	22,5 MPa	25 MPa	27,5 MPa
Energochłonność C 1	N_{C1}	W	1295,97	1296,15	1296,15	1296,15	1296,16
Energochłonność C 2	N_{C2}	W	876,54	941,98	1009,96	1133,85	1249,89
Energochłonność C 3	N_{C3}	W	197,53	162,18	374,18	730,82	1034,12
Energochłonność C 4	N_{C4}	W	0,79	0,84	0,84	0,84	0,84
Energochłonność instalacji sprężania N ₂	N_{CN2}	W	309	309	309	309	309
Moc el. Silnika Stirlinga	$N_{el. ORC.n}$	W	5787,0	5692,0	5589,7	5436,9	5310,2
Sprawność	η_{AG}	-	0,9496	0,9467	0,9378	0,9253	0,9152

Na Rys. 4.8 zaprezentowano wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak przy zastosowaniu silnika Stirlinga. Zastosowanie silników Stirlinga w miejscu wymienników ciepła, w których ciepło było oddawane, zwiększyło sprawność instalacji produkcji amoniaku. Najwyższa sprawność w instalacji po zastąpieniu wymienników silnikami Stirlinga $\eta = 0,9848$ dla $p_9 = 20$ MPa i $t_9 = 550$ °C. Zastosowanie silników Stirlinga

przyniosło oczekiwany efekt – zwiększyło sprawność (w większym stopniu niż zastosowanie modułów ORC).



Rys. 4.8. Wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak z SS

4. 5 Wnioski z badań

W rozdziale zaprezentowano możliwość wykorzystania wodoru z procesu elektrolizy do produkcji amoniaku. Symulacje przeprowadzono z wykorzystaniem programu Aspen Plus dla różnych temperatur i ciśnień na wlocie do reaktora syntezy amoniaku.

Wartości sprawności procesu dla analizowanych przypadków mieszczą się w przedziale 78,22%-82,86%. Wyniki przeprowadzonych analiz pokazują, że najwyższe wartości sprawności i uzysku osiąga się dla niskich ciśnień i niskich temperatur panujących w reaktorze. W przypadku analizowanego układu produkcji amoniaku jest to ciśnienie 20 MPa i temperatura 300°C.

Zastosowanie układu ORC w procesie produkcji amoniaku zwiększyło sprawność procesu produkcji. Największą sprawność wynoszącą 0,9435 we wszystkich przypadkach osiągnięto stosując wszystkie moduły ORC dla najniższego badanego ciśnienia 20 MPa i najwyższej temperatury 550°C. W przypadku zastosowania silnika Stirlinga w układzie uzyskano wyższe wartości sprawności niż w przypadku ORC. Najwyższa sprawność wynosząca 0,9848 dla $p_9 = 20$ MPa i $t_9 = 550^\circ\text{C}$ przy zastosowaniu silników Stirlinga.

5. ANALIZA EKONOMICZNA

5.1 Produkcji energii elektrycznej z OZE

Na podstawie analizy danych literaturowych założono dane do analiz uśrednionego kosztu energii LCOE dla fotowoltaiki. Dane wejściowe zostały przedstawione w Tabeli 5.1.

Tabela 5.1. Dane wejściowe do analiz kosztu energii elektrycznej z fotowoltaiki [101,125]

Wielkość	Symbol	Jednostka	Wartość
Jednostkowe nakłady inwestycyjne	i_o	\$/kWp	800
Czas pracy (żywność)	n	Lata	30
Średnoważony koszt kapitału (WACC)	r_r	%	5
Początkowy roczny koszt eksploatacji i konserwacji (O&M-OPEX)	k_o	\$/kWp	15
Początkowa produkcja	W_o	kWh/kWp	1000
Wartość likwidacyjna (koszt demontażu, recyklingu oraz wartość rezydualna)	i_d	\$/kWp	75
Roczny wskaźnik degradacji	d	%	0,5

Obliczenia wartości rzeczywistego uśrednionego kosztu energii z fotowoltaiki ($LCOE_r$) dokonano zgodnie z zależnością (5.1), wykorzystując dane z Tabeli 5.1

$$LCOE_r = \frac{i_o + k_o \cdot A + \frac{i_d}{(1 + r_r)^{n+1}}}{W_o \cdot B} \quad (5.1)$$

gdzie:

$$A = \sum_{t=1}^n \frac{1}{(1 + r_r)^t} \quad (5.2)$$

$$B = \sum_{t=1}^n \frac{(1 - d)^t}{(1 + r_r)^t} \quad (5.3)$$

Jeżeli założymy, że $r_r = \text{const}$ to A przyjmuje postać:

$$A = \frac{(1 + r_r)^n - 1}{r_r(1 + r_r)^n} \quad (5.4)$$

Przy założeniu $r_r = \text{const}$ i $d = \text{const}$ wzór na B przyjmuje postać:

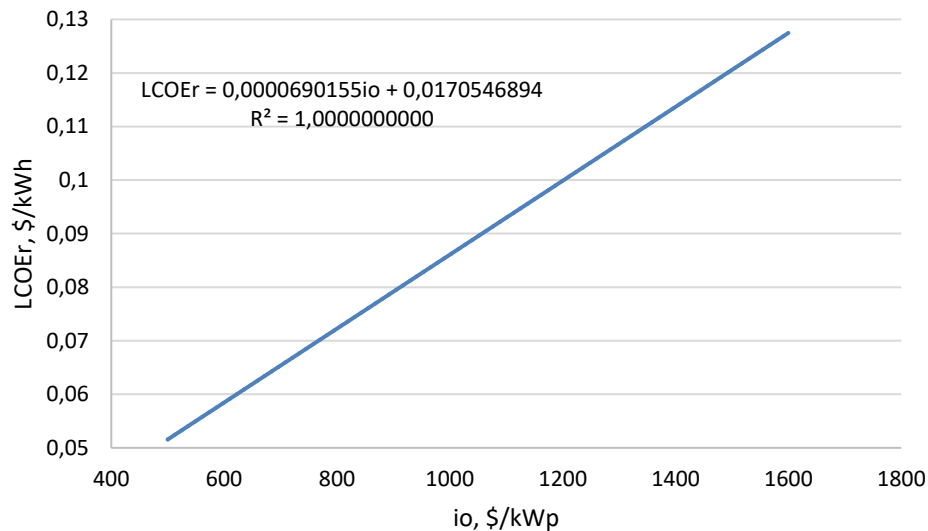
$$B = \frac{1-d}{r_r+d} \cdot \left[1 - \left(\frac{1-d}{1+r_r} \right)^n \right] = \frac{(1-d)[(1+r_r)^n - (1-d)^n]}{(1+r_r)^n(r_r+d)} \quad (5.5)$$

Wartość LCOE_r na danych wejściowych obliczono na poziomie $\text{LCOE}_r = 0,07$ \$/kWh.

Następnie zbadano wpływ na wartość LCOE_r :

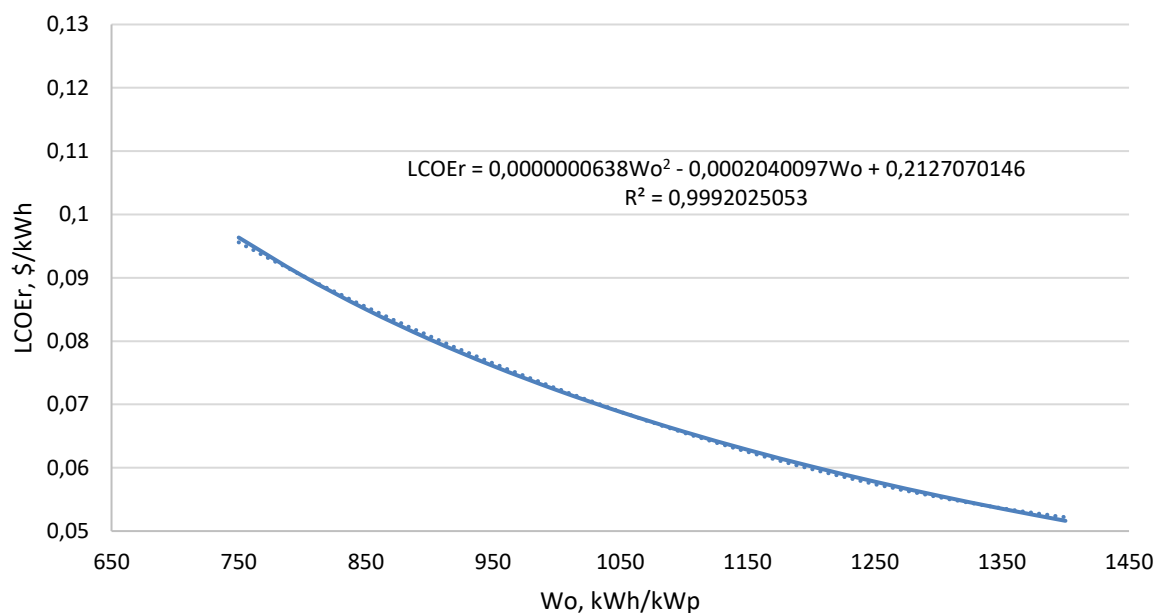
- jednostkowych nakładów inwestycyjnych (i_o),
- początkowej produkcji (W_o),
- rocznego wskaźnika degradacji (d)
- żywotności (n).

Uzyskane zależności przedstawione zostały w formie wykresów na Rys.5.1-Rys. 5.4.



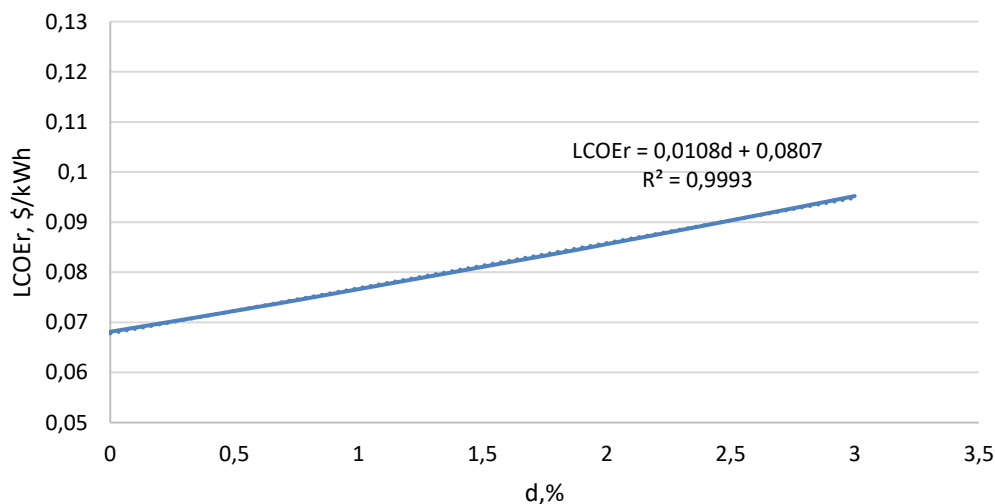
Rys. 5.1. Wpływ jednostkowych nakładów inwestycyjnych i_o (\$/kW_p) na wartość uśrednionego kosztu energii LCOE_r z fotowoltaiki (\$/kWh)

Na Rys. 5.1 zaprezentowane zostały wyniki analiz wpływu jednostkowych nakładów inwestycyjnych i_o (\$/kW_p) na wartość LCOE_r (\$/kWh). Wraz ze wzrostem nakładów inwestycyjnych i_o liniowo rośnie wartość uśrednionego kosztu energii LCOE_r . Najwyższą wartość $\text{LCOE}_r = 0,1275$ €/kWh uzyskuje się dla wartości $i_o = 1600$ \$/kW_p, a najniższą wartość $\text{LCOE}_r = 0,0515$ \$/kWh uzyskuje się dla wartości $i_o = 500$ \$/kW_p. Wzrost nakładów inwestycyjnych i_o o 144,89 \$/kW_p powoduje wzrost LCOE_r o 1 cent/kWh.



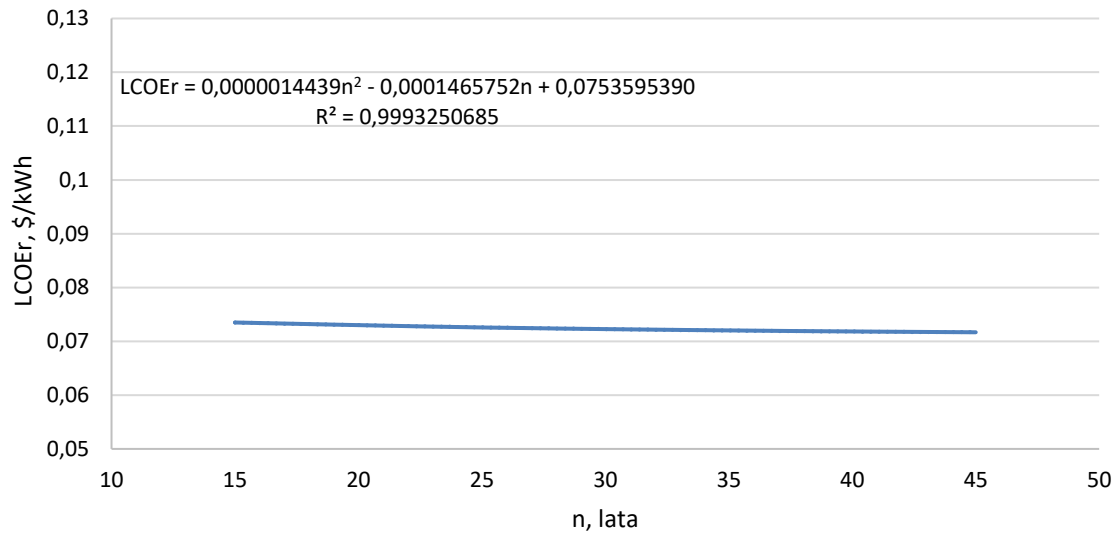
Rys. 5.2. Wpływ początkowej produkcji W_o (kWh/kW_p) na wartość uśrednionego kosztu energii $LCOE_r$ z fotowoltaiki (\$/kWh)

Rys. 5.2 prezentuje wpływ początkowej produkcji W_o (kWh/kW_p) na wartość uśrednionego kosztu energii $LCOE_r$ z fotowoltaiki (\$/kWh). Wzrost wartości W_o powoduje spadek wartości $LCOE_r$. Najniższą wartość $LCOE_r = 0,0516$ \$/kWh uzyskano dla wartości $W_o = 1400$ kWh/kW_p. Wzrost początkowej produkcji W_o o 145,29 kWh/kW_p powoduje spadek wartości $LCOE_r$ o 1 cent/kWh.



Rys. 5.3. Wpływ rocznego wskaźnika degradacji d (%) na wartość uśrednionego kosztu energii $LCOE_r$ z fotowoltaiki (\$/kWh)

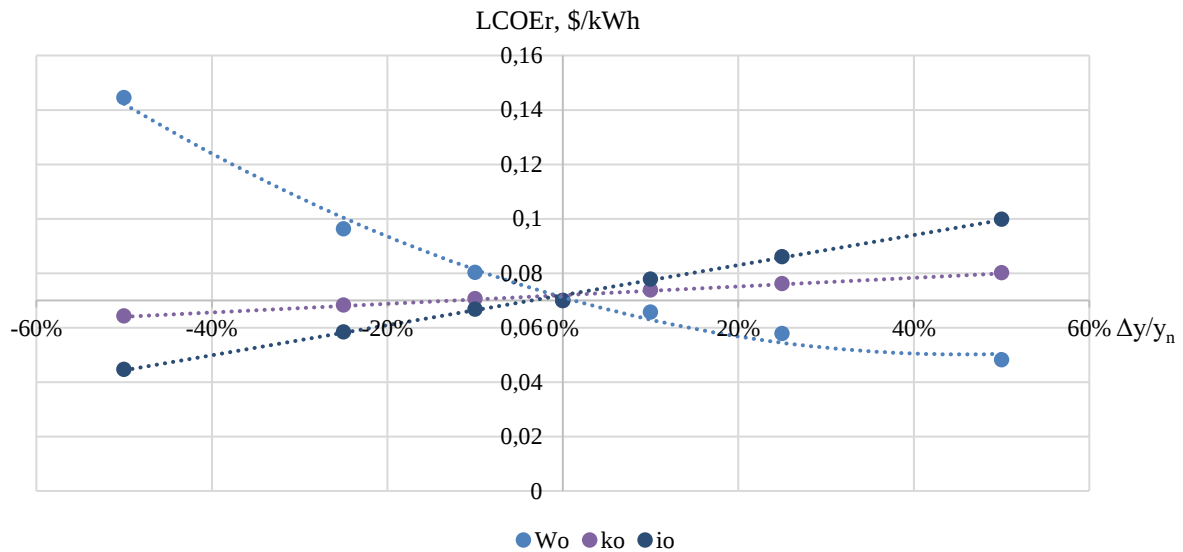
Wpływ rocznego wskaźnika degradacji d (%) na wartość uśrednionego kosztu energii $LCOE_r$ z fotowoltaiki (\$/kWh) przedstawiono na Rys. 5.3 Wzrost wartości wskaźnika degradacji d powoduje wzrost wartości $LCOE_r$. Wzrost wskaźnika degradacji d , powoduje spadek wydajności produkcji energii, co skutkuje zwiększeniem wartości $LCOE_r$. Obniżenie wskaźnika degradacji d o 1,1% powoduje obniżenie wartości $LCOE_r$ o 1 cent/kWh.



Rys. 5.4. Wpływ czasu pracy n (lata) na wartość uśrednionego kosztu energii $LCOE_r$ z fotowoltaiki (\$/kWh)

Wpływ czasu pracy n (lata) na wartość uśrednionego kosztu energii $LCOE_r$ z fotowoltaiki (\$/kWh) zaprezentowano na Rys. 5.4. Czas pracy n ma znikomy wpływ. na wartość $LCOE_r$. Dla przyjętej wartości $n = 15$ lat uzyskuje się wartość $LCOE_r = 0,0735$ \$/kWh, natomiast dla $n = 40$ lat wartość $LCOE_r = 0,0716$ \$/kWh.

Zbadano również, który składnik ma największy wpływ na wartość $LCOE$. Zostało to zaprezentowane na Rys. 5.5 Największy wpływ ma wartość początkowej produkcji W_0 , a najmniejszy początkowy roczny koszt eksploatacji i konserwacji ko .

Rys. 5.5. Zależność LCOE w funkcji $\Delta y/y_n$

Obliczona wartość $LCOEr=0,07$ \$/kWh odpowiada danym dla roku 2022. W przeciągu ostatnich dwóch lat na rynku światowym nastąpił gwałtowny wzrost ceny surowców zarówno energetycznych jak i nieenergetycznych. Ceny wzrosły o ponad 30%. Przyczyną wzrostu cen jest m. in. wojna w Ukrainie, droższy import surowców z zagranicy czy wzrost opłat dystrybucyjnych.

W 2023 i 2024 zamrożenie przed rząd cen prądu, spowodowało obniżenie jego ceny. Niestety w 2025 roku nastąpiło ich odmrożenie, co poskutkowało podwyżką.

W dalszej części obliczeń ekonomicznych zostało dokonane porównanie dla ceny z 2022 roku z ceną 2025 wynoszącą 0,25 \$/kWh.

5. 2 produkcji wodoru z elektrolizy

Przedstawione w tej części metody określania opłacalności ekonomicznej zakładu energetycznego opierają się na [119,120]. W analizach kosztu wodoru wykorzystano wskaźnik NPV (z ang. *Net Present Value*) zgodnie z równaniem:

$$NPV = \sum_{t=0}^{t=N} \frac{CF_t}{(1+r)^t} \quad (5.6)$$

Przepływy pieniężne CF_t obliczane są z wykorzystaniem wzoru:

$$CF_t = [-J + S - K - L]_t \quad (5.7)$$

gdzie: K-poniesione koszty, USD; L-wartość likwidacyjna, USD; S – przychody ze sprzedaży wodoru, USD;

Koszty całkowite obejmują koszty energii elektrycznej (K_{EN}), koszty eksploatacji i konserwacji ($K_{O\&M}$), koszty wody (K_{H_2O}) i pozostałe koszty (K_{inne}) i zostały wyznaczone z zależności:

$$K = K_{O\&M} + K_{EN} + K_{H_2O} + K_{inne} \quad (5.8)$$

Przychód ze sprzedanego wodoru można opisać za pomocą równania. (5.9), biorąc pod uwagę moc generatora wodoru (w), wyrażoną w kilogramach gazu na sekundę, uśredniony koszt wodoru (USD/kW H₂(LHV)) oraz wartość ciepła spalania niższą wartość opałową H₂.

$$S = LCOH_2 \cdot w \cdot LHV \quad (5.9)$$

Malejącą efektywność generatora wodoru uwzględnia się w modelu ekonomicznym wykorzystując stopień degradacji d [129], wyrażany w % rocznie, i ma to negatywny wpływ na produkcję wodoru, zmniejszając ją w stosunku do wydajności nominalnej (w_0). Zakłada się następującą zależność (5.10):

$$w_t = w_0 \cdot (1 - d)^t \quad (5.10)$$

$$S = LCOH_2 \cdot N_{LHV} \quad (5.11)$$

Koszt wodoru można uznać za próg rentowności (BEP), gdy $NPV = 0$. BEP to najniższa cena wodoru, która nie będzie generować strat po eksploatacji instalacji. Dla warunku $NPV = 0$, biorąc pod uwagę równania. (5.8), (5.9), (5.10), uwzględniając zależności matematyczne, opracowano następujące równanie na koszt wodoru:

$$LCOH_2 = \frac{J_o + \sum_{t=1}^{t=N} \frac{(K_{O\&M} + K_{EN} + K_{H_2O} + K_{inne})_t}{(1+r)^t} + \frac{L}{(1+r)^{N+1}}}{N_o \sum_{t=1}^{t=N} \frac{(1-d)^t}{(1+r)^t}} \quad (5.12)$$

gdzie:

$$N_o = w_0 \cdot LHV \quad (5.13)$$

Dla $d=\text{const.}$ i $r=\text{const.}$

$$\sum_{t=1}^{t=N} \frac{1}{(1+r_r)^t} = \frac{(1+r_r)^n - 1}{r_r(1+r_r)^n} \quad (5.14)$$

$$\sum_{t=1}^n \frac{(1-d)^t}{(1+r_r)^t} = \frac{1-d}{r_r+d} \cdot \left[1 - \left(\frac{1-d}{1+r_r} \right)^n \right] = \frac{(1-d)[(1+r_r)^n - (1-d)^n]}{(1+r_r)^n(r_r+d)} \quad (5.15)$$

Nakłady inwestycyjne zostały obliczone jako:

$$J_o = i_o \cdot N_o \quad (5.16)$$

gdzie:

i_o – jednostkowe koszty inwestycji, ustalone na podstawie danych dostępnych w literaturze wyrażone w USD/kW $H_{2(LHV)}$

Wartość likwidacyjna wynosi:

$$L_o = a_1 \cdot I_o \quad (5.17)$$

gdzie:

a_1 – współczynnik wartości likwidacyjnej jednostki przyjęty na poziomie 0,1

Koszty operacyjne i konserwacyjne (obliczone na podstawie jednostkowych kosztów eksploatacji i utrzymania ko wyrażonych w USD/kW) zostały obliczone z zależności:

$$K_{O\&M} = k_o \cdot N_o \quad (5.18)$$

Koszty energii elektrycznej odnawialnej K_{EN} zależą od jednostkowego kosztu energii k_{EN} oraz ilości energii elektrycznej zużywanej w instalacji elektrolizy E_{EL} .

$$K_{EN} = k_{EN} \cdot E_{EL} \quad (5.19)$$

gdzie:

$$E_{EL} = E_N \cdot \tau \cdot w = \frac{E_N \cdot \tau \cdot N_{LHV}}{LHV} \quad (5.20)$$

$$K_{EN} = k_{EL} \cdot \frac{E_N \cdot \tau \cdot N_{LHV}}{LHV} \quad (5.21)$$

Koszty wody w procesie elektrolizy są funkcją jednostkowych kosztów wody (wyrażonych w USD za tonę), mocy generatora, czasu pracy i współczynnika stechiometrycznego γ H_2O :

$$K_{H_2O} = k_{H_2O} \cdot m_{H_2O} \quad (5.22)$$

$$K_{H_2O} = k_{H_2O} \cdot w \cdot \tau \cdot \gamma_{H_2O} \quad (5.23)$$

Zgodnie z reakcją elektrolizy i bilansem masy:



$$18,015 \leftrightarrow 15,999 + 2,016 \quad (5.25)$$

Wskaźnik zapotrzebowania na wodę γ_{H_2O} wynosi:

$$\gamma_{H_2O} = 8,937 \frac{kg_{H_2O}}{kg_{H_2}} \quad (5.26)$$

Biorąc pod uwagę powyższe, koszt wody wynosi:

$$K_{H_2O} = k_{H_2O} \cdot \frac{\tau \cdot \gamma_{H_2O} \cdot N_{LHV}}{LHV} \quad (5.27)$$

Koszty całkowite (5.8) uwzględniają także koszty dodatkowe (K_{inne}), które nie zostały wcześniej określone. Tę część równania można wykorzystać do wprowadzenia np. dochodu ze sprzedaży tlenu, który również powstaje w procesie elektrolizy. Można go obliczyć za pomocą następującego wzoru, przy jednostkowym koszcie tlenu (k_{O_2}) wyrażonym w USD/kg O_2 :

$$K_{inne} = -k_{O_2} \cdot m_{O_2} \quad (5.28)$$

Wykorzystując również wskaźnik produkcji tlenu γ_{O_2} zgodny z reakcją elektrolizy:

$$\gamma_{O_2} = 7,937 \frac{kg_{O_2}}{kg_{H_2}} \quad (5.29)$$

Wzór na K_{inne} wygląda następująco:

$$K_{inne} = -k_{O_2} \cdot w \cdot \tau \cdot \gamma_{O_2} = -k_{O_2} \cdot \frac{\tau \cdot \gamma_{O_2} \cdot N_{LHV}}{LHV} \quad (5.30)$$

Jeżeli koszt wytworzenia wodoru chcemy określić w $\frac{USD}{kg_{H_2}}$, oznaczamy go $LCOH_2^*$:

$$LCOH_2^* = LCOH_2 \cdot \frac{LHV}{\tau} \quad (5.31)$$

Analizy zostały przeprowadzone dla generatora alkalicznego w zakresie wydajności

$$30 \leq w_o \leq 300 \frac{kg}{h} \quad (5.32)$$

Na podstawie danych literaturowych wyznaczono wzory umożliwiające wyznaczenie wartości i_o , k_o , E_N oraz $LCOH_2$. Następnie przeprowadzono analizę wrażliwości tych parametrów w podanym zakresie $\pm$.

$$i_o = -319 \ln(w_o) + 2560 \pm 150 \quad (5.33)$$

$$k_o = -20,85 \ln(w_o) + 173,9 \pm 10 \quad (5.34)$$

$$E_N = -2,74\ln(w_o) + 68,5 \pm 0,5 \quad (5.35)$$

$$LCOH_2 = -0,405\ln(w_o) + 6,56 \pm 0,15 \quad (5.36)$$

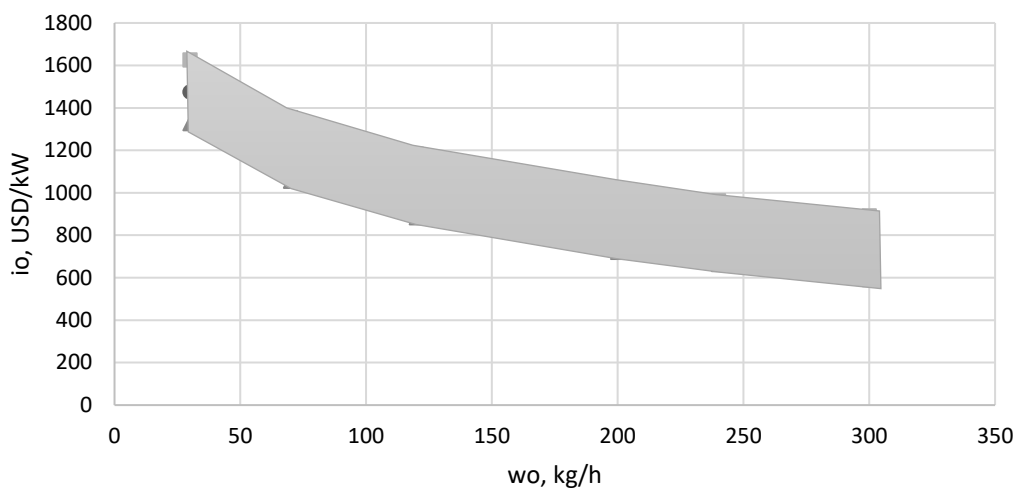
Na podstawie analizy danych literaturowych [121-124] założono dane do analiz produkcji zielonego wodoru, które zamieszczono w Tabeli 5.2.

Tabela 5.2. Założenia do analiz ekonomicznych procesu elektrolizy z wykorzystaniem elektrolizera alkalicznego

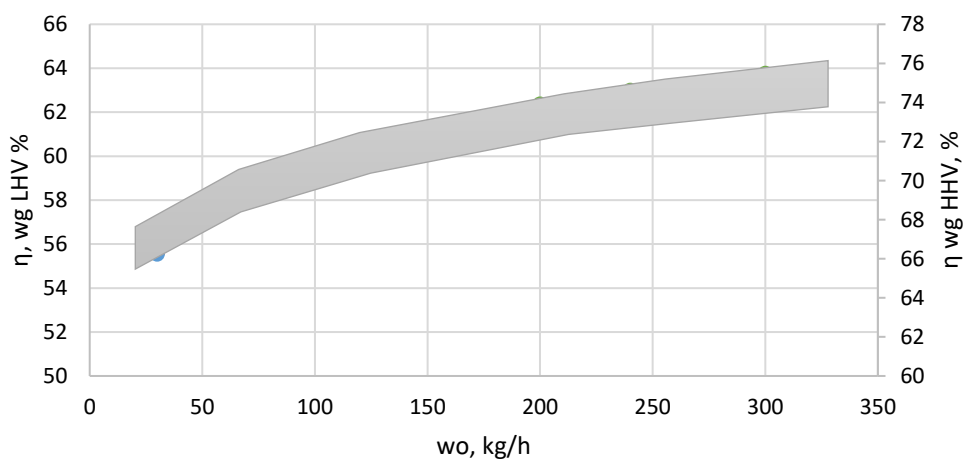
Opis	Symbol	Wartość	Jednostka
Czas pracy elektrolizera	τ (8x365 dni)	8000	h/rok
Energochłonność	E_N	$E_N = -2,74\ln(w_o) + 68,5$	kWh/m ³ _n
Koszt wody demineralizowanej	k_{H_2O}	0,01	\$/t
Wartość opałowa	LHV	119986	kJ/kg
Średnioważony koszt kapitału WACC		5	%
Koszt energii elektrycznej z OZE	k_{EN}	0,07 dla 2022 r. 0,25 dla 2025 r.	\$/kWh
Gęstość wodoru	ρ_{H_2}	0,0899	kg/m ³ _n
Współczynnik wartości likwidacyjnej	a_1	0,1	
Degradacja sprawności	d	1,5	%/rok
Żywotność stosu	L	55 000	H
Zdolność produkcyjna	w_o	300	kg/h
Jednostkowe nakłady inwestycyjne według LHV	i_o	$i_o = -319\ln(w_o) + 2560$	\$/kW H _{2LHV}
Roczne jednostkowe koszty O&M według LHV	k_o	$k_o = -20,85\ln(w_o) + 173,9$	\$/kW H _{2LHV} ·rok
Wskaźnik zapotrzebowania na wodę	γ_{H_2O}	8,94	kg H ₂ O/kg H ₂
Wskaźnik produkcji tlenu	γ_{O_2}	7,94	kg O ₂ /kg H ₂

Wyniki przedstawionych analiz zaprezentowano na Rys. 5.6 - Rys. 5.12. Krzywe na wykresach zostały wyznaczone w oparciu o równania 5.33-5.36, biorąc pod uwagę zmienną wartość zdolności produkcyjnej elektrolizera w zakresie 30-300 kg/h.

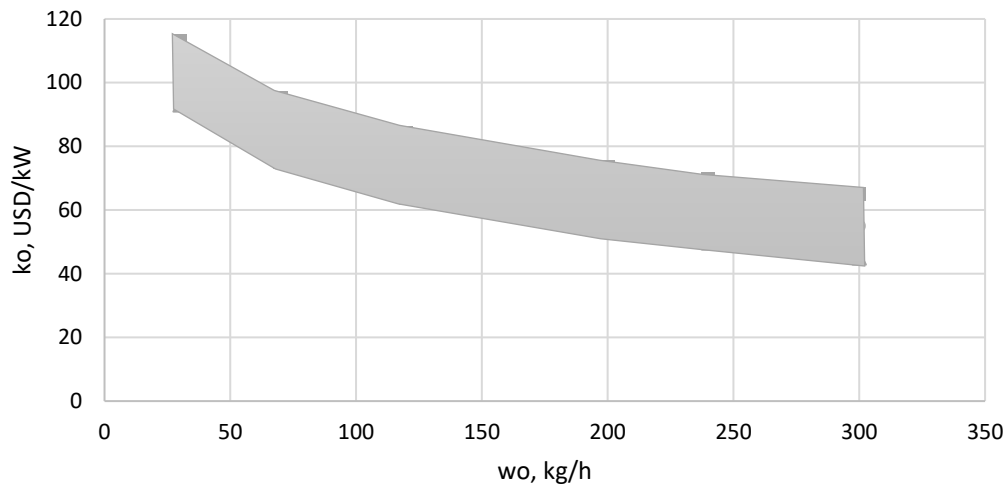
Na Rys. 5.6 przedstawiono zależność $i_o=f(w_o)$. Wraz ze wzrostem wydajności spada wartość jednostkowych nakładów inwestycyjnych. Najniższe nakłady inwestycyjne o wartości 590,49 USD/kW uzyskuje się dla wydajności wynoszącej 300 kg/h.

Rys. 5.6. Zależność $i_o=f(w_o)$

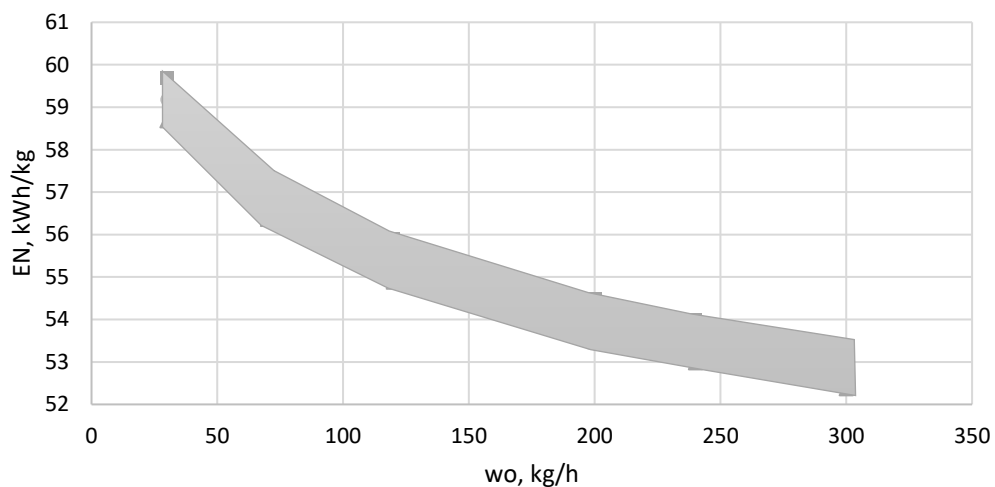
Rys. 5.7 przedstawia zależność $\eta=f(w_o)$. Wraz ze wzrostem w_o wzrasta sprawność produkcji wodoru. Sprawność produkcji według LHV wynosząca 63,04% oraz sprawność produkcji według HHV wynosząca 74,77% uzyskano dla wartości wydajności 300 kg/h.

Rys. 5.7. Zależność $\eta=f(w_o)$

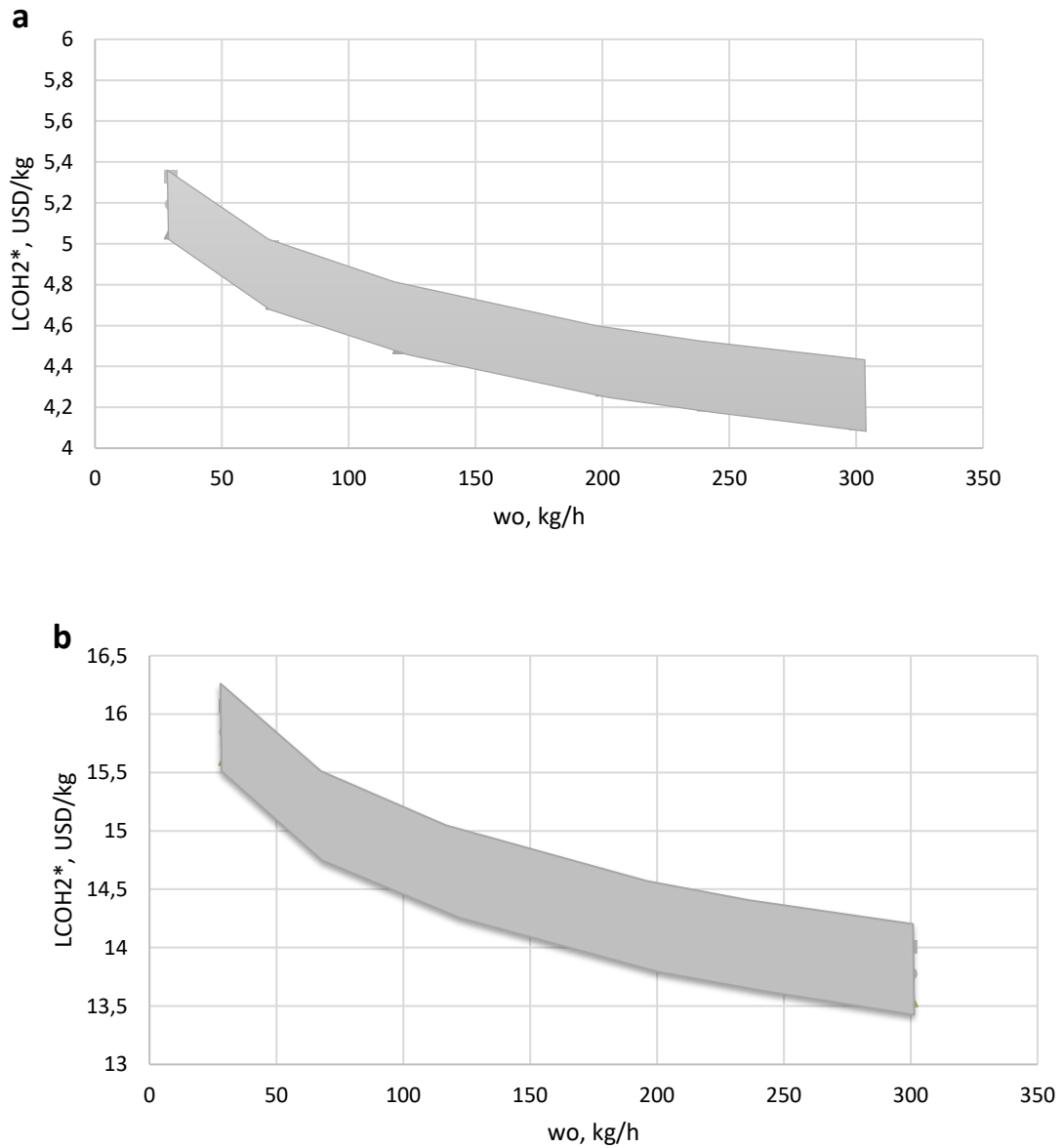
Rys. 5.8 przedstawia zależność $k_o=f(w_o)$. Jednostkowe koszty k_o , spadają wraz ze wzrostem wydajności w_o . Najniższe koszty wynoszące 44,98 USD/kW uzyskuje się dla $w_o=300$ kg/h.

Rys. 5.8. Zależność $k_o=f(w_o)$

Rys. 5.9 przedstawia zależność $E_N=f(w_o)$. Wartość energochłonności E_N spada, wraz ze wzrostem wydajności w_o . Najniższą energochłonność $E_N=52,37$ kWh/kg uzyskuje się dla $w_o=300$ kg/h.

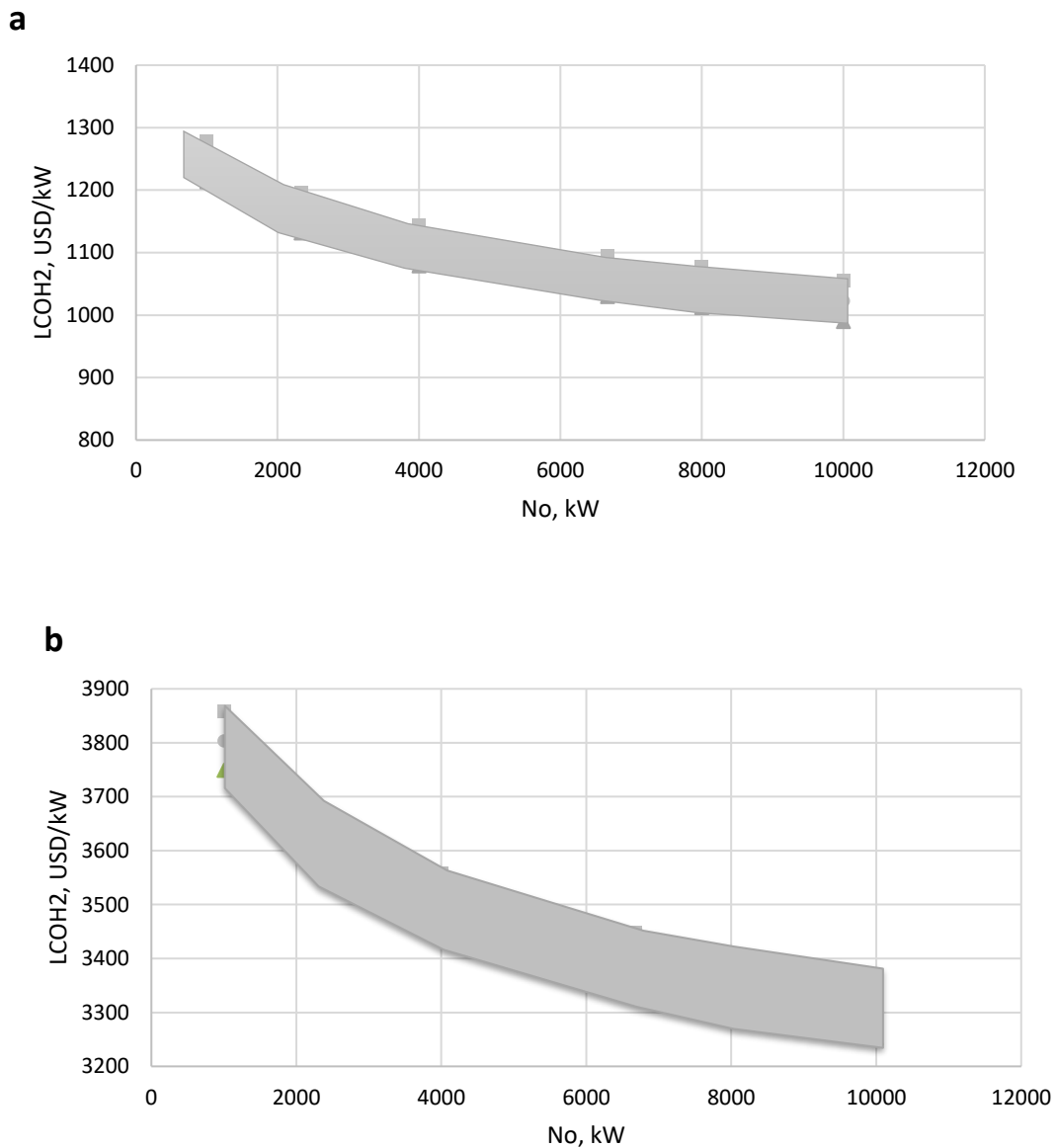
Rys. 5.9. Zależność $E_N=f(w_o)$

Rys. 5.10 przedstawia zależność $LCOH_2^*=f(w_o)$. Dla wariantu a cena wodoru $LCOH_2^*$ spada, wraz ze wzrostem wydajności w_o i dla najkorzystniejszego wariantu wynosi 4,12 USD/kg. Dla wariantu b cena wodoru $LCOH_2^*$ spada, wraz ze wzrostem wydajności w_o i dla najkorzystniejszego wariantu wynosi 13,55 USD/kg.



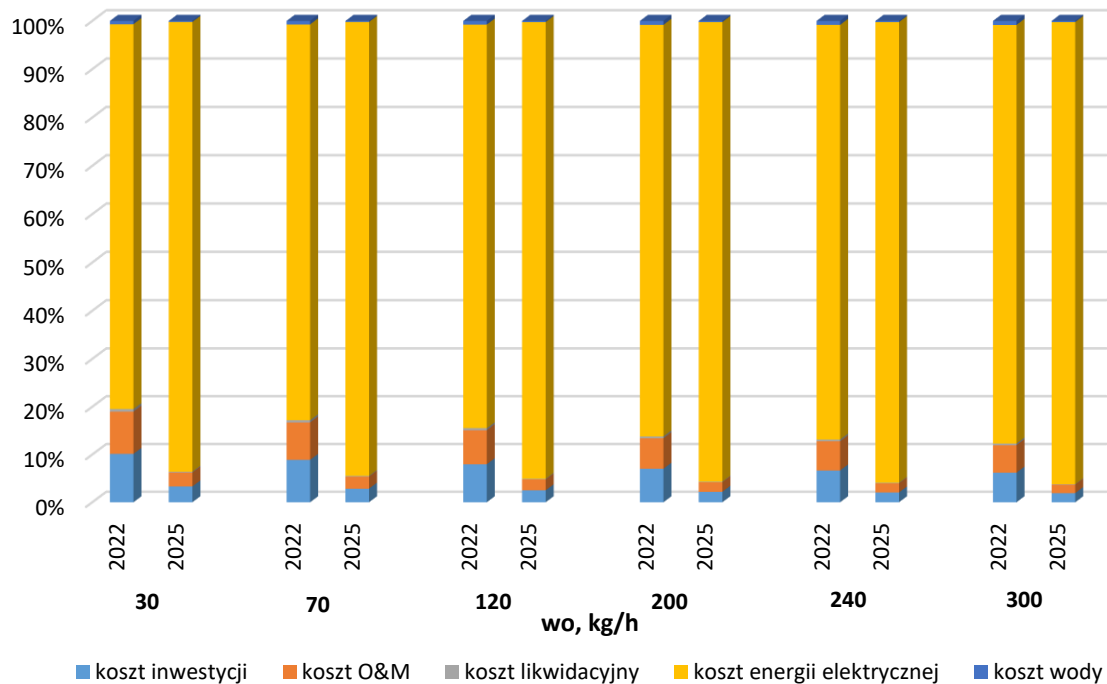
Rys. 5.10. Zależność $LCOH_2^*=f(w_o)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025

Rys. 5.11 przedstawia zależność $LCOH_2=f(N_o)$. Zarówno w przypadku a jak i b wartość $LCOH_2$ spada, wraz ze wzrostem mocy elektrolizera N_o .



Rys. 5.11. Zależność $LCOH_2=f(N_o)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025

Udział poszczególnych członów kosztowych dla wariantu bazowego generatora alkalicznego przedstawiono na Rys. 5.12. Największy udział w kosztach ma koszt energii elektrycznej zarówno w 2022, jak i 2025. Koszt wody i wartości likwidacyjnej jest bardzo mały (mniej niż 1%). Koszt energii elektrycznej rośnie wraz ze wzrostem wydajności, natomiast koszt inwestycji i koszt O&M maleje.

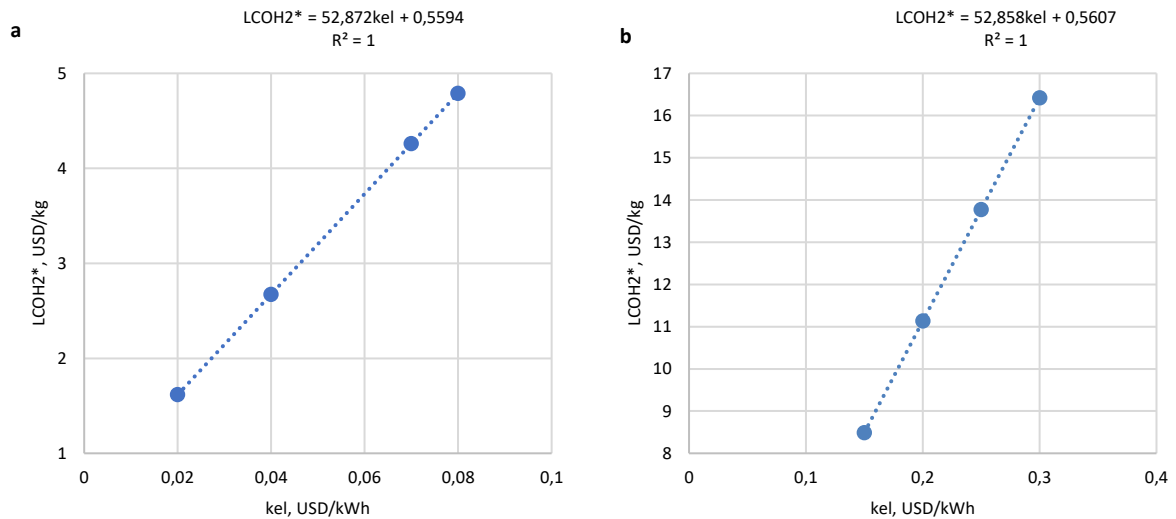


Rys. 5.12. Udział poszczególnych członów kosztowych dla wariantu bazowego generatora alkalicznego dla roku 2022 i 2025

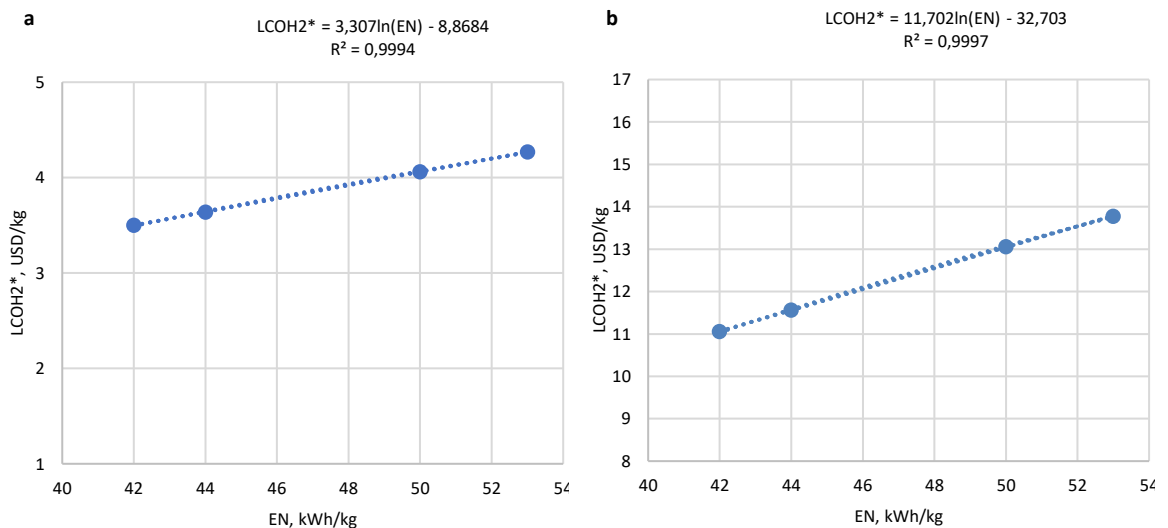
Przeprowadzona została również analiza wrażliwości badająca wpływ poszczególnych składowych k_{el} , E_N , τ i i_o na koszt wodoru. Wartości bazowe zostały przyjęte na poziomie: $w_o=300$ kg/h, $i_o=740,49$ USD/kW, $k_o=54,98$ USD/kW, $E_N=52,87$ kWh/kg H_2 .

Wyniki zostały zaprezentowane na Rys. 5.13-Rys. 5.16. Największy wpływ na wartość $LCOH_2^*$ ma koszt jednostkowy energii elektrycznej.

Na Rys. 5.13 została zaprezentowana zależność $LCOH_2^*=f(k_{el})$ a. dla roku 2024 b. dla roku 2025. Dla roku 2022 zmiana kosztów energii elektrycznej z 0,08 USD/kWh na 0,02 USD/kWh powoduje zmianę kosztu $LCOH_2^*$ z 4,79 USD/kg na 1,61 USD/kg. Dla roku 2025 zmiana kosztu z 0,30 USD/kWh na 0,15 USD/kWh powoduje zmianę kosztu $LCOH_2^*$ z 16,42 USD/kg na 8,49 USD/kg.

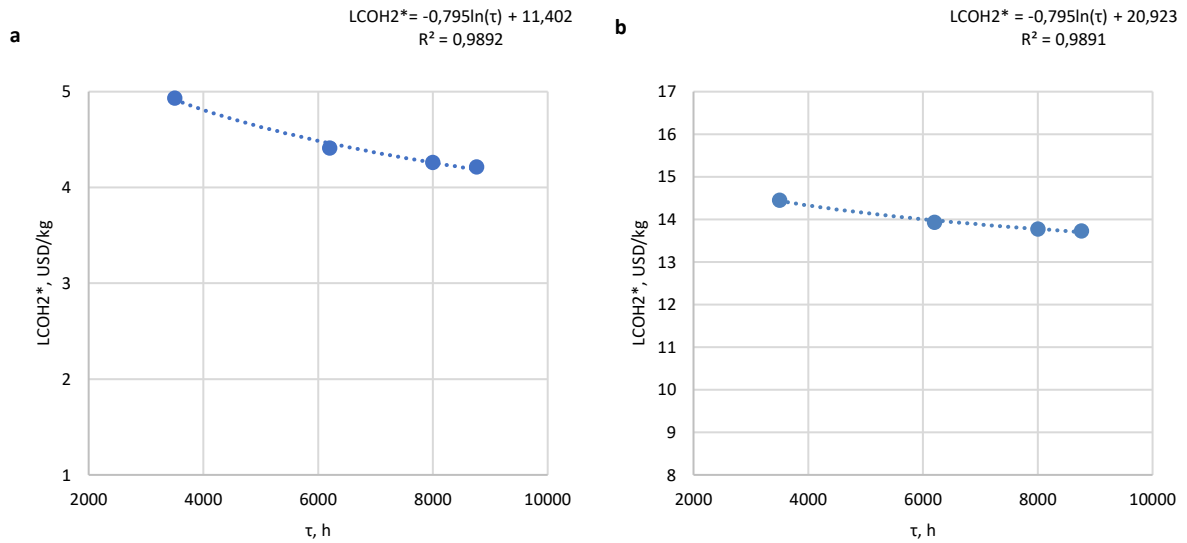
Rys. 5.13. Zależność $LCOH_2^* = f(k_{el})$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025

Zależność $LCOH_2^* = f(E_N)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025 zaprezentowano na Rys. 5.14. Zmiana wartości energochłonności E_N z 53 kWh/kg na 42 kWh/kg dla roku 2022 powoduje zmianę kosztu $LCOH_2^*$ z 4,27 USD/kg na 3,50 USD/kg, natomiast dla roku 2025 zmiana wartości energochłonności E_N z 53 kWh/kg na 42 kWh/kg skutkuje zmianą kosztu $LCOH_2^*$ z 13,77 USD/kg na 11,06 USD/kg.

Rys. 5.14. Zależność $LCOH_2^* = f(E_N)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025

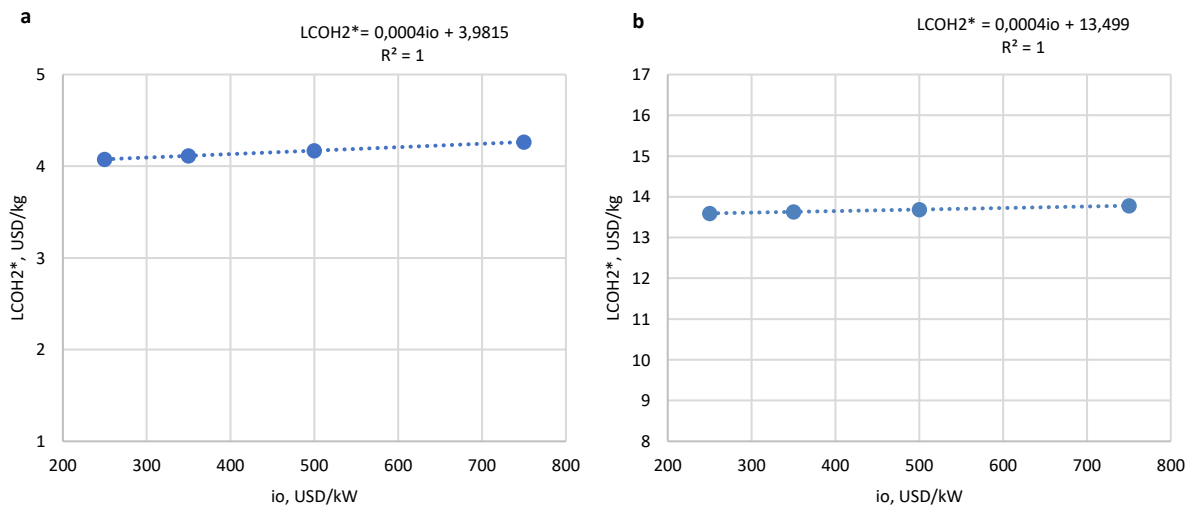
Rys. 5.15 przedstawia zależność $LCOH_2^* = f(\tau)$ a. dla roku 2024 b. dla roku 2025. Dla roku 2022 zmniejszenie ilości godzin pracy elektrolizera z $\tau=8760$ h do $\tau=3500$ h spowoduje wzrost wartości kosztu z 4,21 USD/kg do 4,93 USD/kg. Dla roku 2025 zmniejszenie ilości godzin

pracy elektrolizera z $\tau=8760$ h do $\tau=3500$ h spowoduje wzrost wartości kosztu z 13,73 USD/kg do 14,45 USD/kg.



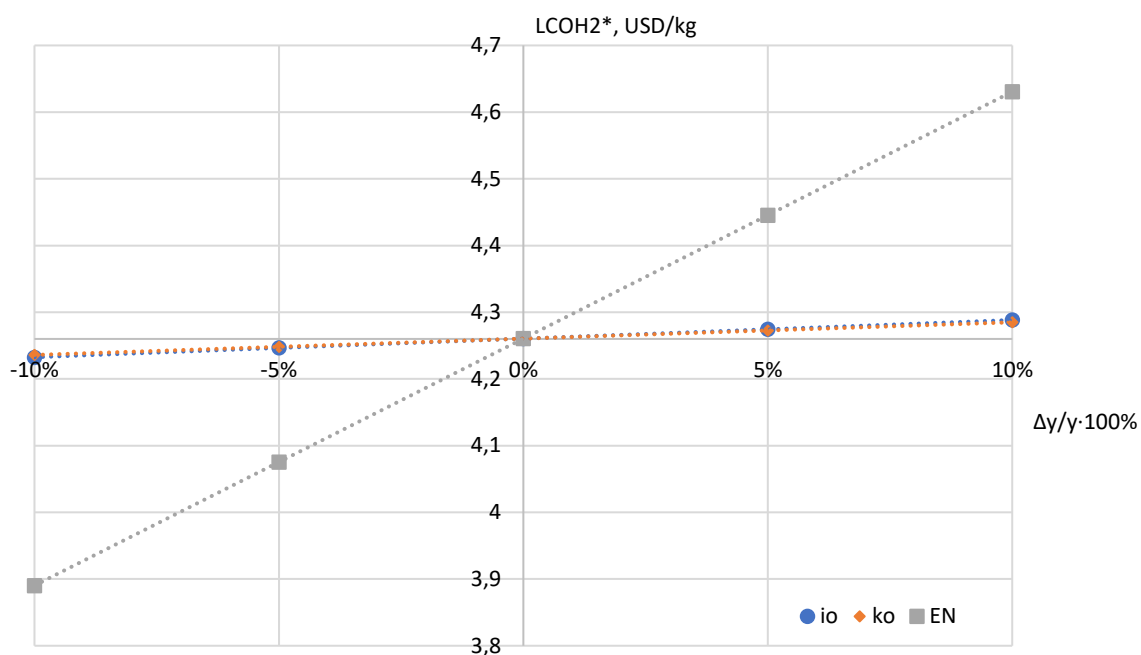
Rys. 5.15. Zależność $LCOH_2^* = f(\tau)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025

Na Rys. 5.16 przedstawiono zależność $LCOH_2^* = f(i_0)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025. Zmniejszenie kosztu inwestycyjnego z $i_0=750$ USD/kW na $i_0=250$ USD/kW powoduje zmniejszenie kosztu $LCOH_2^*$ z 4,26 USD/kg na 4,07 USD/kg dla roku 2022, natomiast dla roku 2025 zmniejszenie kosztu inwestycyjnego z $i_0=750$ USD/kW na $i_0=250$ USD/kW powoduje zmniejszenie kosztu $LCOH_2^*$ z 13,78 USD/kg na 13,59 USD/kg.

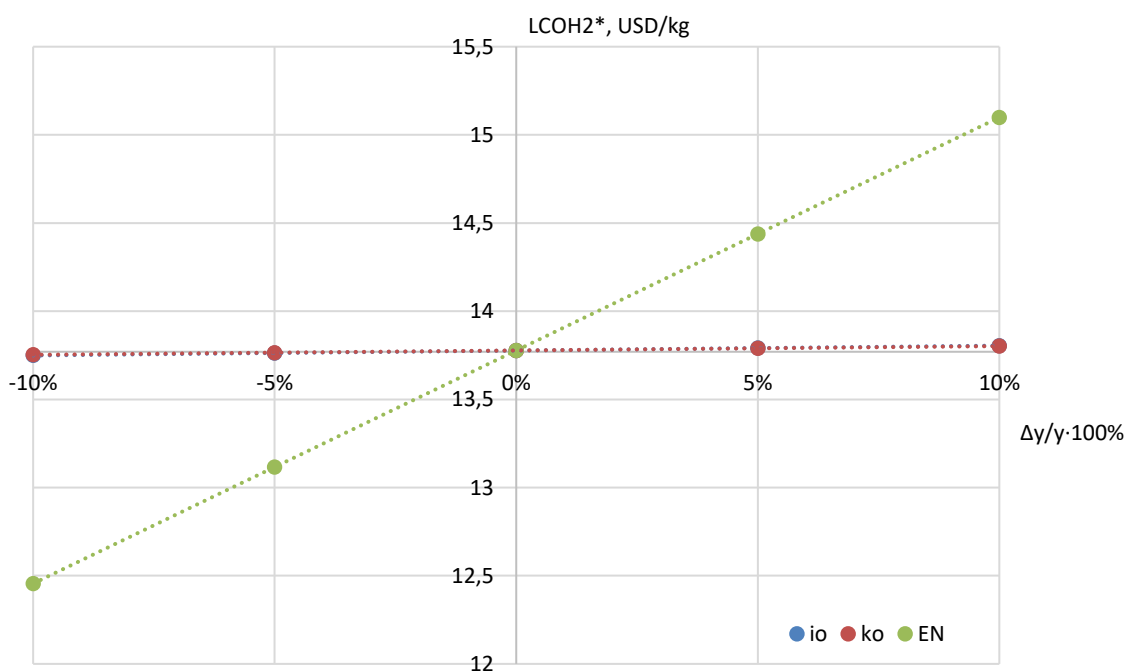


Rys. 5.16. Zależność $LCOH_2^* = f(i_0)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025

Zbadano również, który składnik ma największy wpływ na koszt wodoru. Zgodnie z literaturą i własnymi analizami największy wpływ na cenę wodoru ma wartość E_N , co zostało zaprezentowane na Rys. 5.17 i Rys. 5.18.



Rys. 5.17. Zależność $LCOH_2^*$ w funkcji $\Delta y/y_n$ dla roku 2022



Rys. 5.18. Zależność $LCOH_2^*$ w funkcji $\Delta y/y_n$ dla roku 2025

W Polsce występuje szybki i dynamiczny rozwój energetyki odnawialnej. Przyczyną takiego stanu jest rozwijanie się technologii produkcji ogniw fotowoltaicznych (pozwalający na wydłużenie ich żywotności), rozwój technologii produkcji turbin wiatrowych, aspekty środowiskowe (redukcja szkodliwej emisji) oraz spadające ceny energii elektrycznej uzyskanej z wykorzystaniem energii słonecznej i energii wiatrowej. Nowe technologie zwiększają sprawność paneli fotowoltaicznych oraz turbin wiatrowych i sprawiają, że zwrot z inwestycji w instalację następuje szybciej oraz wydłuża się jej żywotność oraz czas pracy.

W rozdziale 5.2 przeprowadzono analizę wpływu wybranych parametrów na wartość rzeczywistego uśrednionego kosztu wodoru produkowanego z wykorzystaniem energii odnawialnej. Największy wpływ na cenę produkcji wodoru ma koszt energii elektrycznej

5. 3 produkcji paliw alternatywnych w badanych instalacjach

W obliczeniach ekonomicznych w analizach kosztu produkowanych paliw alternatywnych wykorzystano wskaźnik NPV (z ang. *Net Present Value*) zgodnie z równaniem:

$$NPV = \frac{CF_t}{\rho} - J_0 \quad (5.37)$$

gdzie: CF_t -przepływy pieniężne, USD; J_0 - nakłady inwestycyjne, USD; ρ -roczna stopa zwrotu, %.

Nakłady inwestycyjne zostały obliczone jako:

$$J_0 = i_o \cdot N_{HHV\ PA} \quad (5.38)$$

$$N_{HHV\ PA} = w_o \cdot HHV_{PA} \quad (5.39)$$

W przypadku SNG nakłady inwestycyjne zostały obliczone jako:

$$J_0 = i_o \cdot N_{HHV\ SNG} \quad (5.40)$$

$$N_{HHV\ SNG} = w_o \cdot HHV_{SNG} \quad (5.41)$$

W przypadku amoniaku nakłady inwestycyjne zostały obliczone jako:

$$J_0 = i_o \cdot N_{HHV\ NH_3} \quad (5.42)$$

$$N_{HHV\ NH_3} = w_o \cdot HHV_{NH_3} \quad (5.43)$$

Roczna stopa zwrotu kosztów inwestycji ρ wyrażona jest jako:

$$\rho = \frac{r \cdot (1 + r)^N}{(1 + r)^N - 1} \quad (5.44)$$

gdzie: N -czas pracy instalacji, lata, r -stopa dyskonta 6%.

Przepływy pieniężne CF_t obliczane są z wykorzystaniem wzoru:

$$CF_t = S - K + L \quad (5.45)$$

gdzie: K -poniesione koszty, USD; L -wartość likwidacyjna, USD; S – przychody ze sprzedaży paliwa alternatywnego, USD;

Przychody ze sprzedaży S wyznacza się z zależności:

$$S = c_p \cdot w_o \cdot \tau_r \quad (5.46)$$

gdzie: c_p -koszt paliwa alternatywnego, USD/kg,; w_o -wydajność instalacji, kg/h; τ_r -czas pracy instalacji, h.

Poniesione koszty występujące w instalacji zostały wyznaczone z zależności:

$$K = K_{H_2} + K_{CO_2} + K_{EN} + K_{inne} \quad (5.47)$$

gdzie: K_{H_2} —koszt wodoru z elektrolizy, USD; K_{CO_2} —koszt dwutlenku węgla wychwyconego z konwencjonalnej elektrowni, USD; K_{EN} – koszt energii elektrycznej, USD; K_{inne} - inne koszty np. O&M, USD.

Koszt wodoru z elektrolizy K_{H_2} oblicza się jako:

$$K_{H_2} = k_{H_2} \cdot \dot{m}_{H_2} \cdot \tau_r \quad (5.48)$$

gdzie: k_{H_2} -koszt wodoru, zł/kg; $\dot{m}_{H_2}$ -strumień wodoru, kg/h.

Koszt dwutlenku węgla K_{CO_2} zgodnie z zależnością wyznacza się jako:

$$K_{CO_2} = k_{CO_2} \cdot \dot{m}_{CO_2} \cdot \tau_r \quad (5.49)$$

gdzie: k_{CO_2} -koszt dwutlenku węgla, zł/kg; $\dot{m}_{CO_2}$ -strumień dwutlenku węgla, kg/h.

Koszt energii elektrycznej:

$$K_{EN} = N_{AUX} \cdot \tau_r \cdot k_{EN} \quad (5.50)$$

gdzie: k_{EN} -koszt energii elektrycznej, USD/kWh; N_{AUX} -pobór mocy w układzie składa się z sumy sprzężenia dwutlenku węgla N_{CCO_2} oraz moc, która jest używana do napędu wentylatora N_F w pętli recyrkulacyjnej. Uwzględniono również moc wykorzystywaną w procesie rozprężania wodoru N_{EH_2}

$$N_{AUX} = N_{CCO_2} + N_F - N_{EH_2} \quad (5.51)$$

W przypadku amoniaku

Poniesione koszty występujące w instalacji zostały wyznaczone z zależności:

$$K = K_{H_2} + K_{N_2} + K_{EN} + K_{inne} \quad (5.52)$$

gdzie: K_{H_2} —koszt wodoru z elektrolizy, USD; K_{N_2} —koszt azotu ze ASU, USD; K_{EN} – koszt energii elektrycznej, USD; K_{inne} - inne koszty np. O&M, USD.

Koszt wodoru z elektrolizy K_{H_2} oblicza się jako:

$$K_{H_2} = k_{H_2} \cdot \dot{m}_{H_2} \cdot \tau_r \quad (5.53)$$

gdzie: k_{H_2} -koszt wodoru, zł/kg; $\dot{m}_{H_2}$ -strumień wodoru, kg/h.

Koszt azotu K_{N_2} zgodnie z zależnością wyznacza się jako:

$$K_{N_2} = k_{N_2} \cdot \dot{m}_{N_2} \cdot \tau_r \quad (5.54)$$

gdzie: k_{N_2} - koszt azotu, zł/kg; $\dot{m}_{N_2}$ - strumień azotu, kg/h.

Koszt energii elektrycznej:

$$K_{EN} = N_{AUX} \cdot \tau_r \cdot k_{EN} \quad (5.55)$$

gdzie: k_{EN} - koszt energii elektrycznej, USD/kWh; N_{AUX} - pobór mocy w układzie składa się z sumy mocy sprężarki azotu oraz czterech sprężarek w układzie i wynosi:

$$N_{AUX} = N_{C1} + N_{C2} + N_{C3} + N_{C4} + N_{CN2} \quad (5.56)$$

Koszt paliwa c_p obliczono zgodnie z (5.37), przyjmując NPV=0 oraz wykorzystując (5.45), w zależności od rodzaju paliwa (5.47, 5.52) i zakładając wartością kosztu likwidacyjnego $L=0$:

$$S = K + \rho J_0 \quad (5.57)$$

$$c_p = \frac{K + \rho J_0}{w_o \cdot \tau_r} \quad (5.58)$$

Założenia przyjęte do analiz przedstawione zostały w Tabeli 5.3.

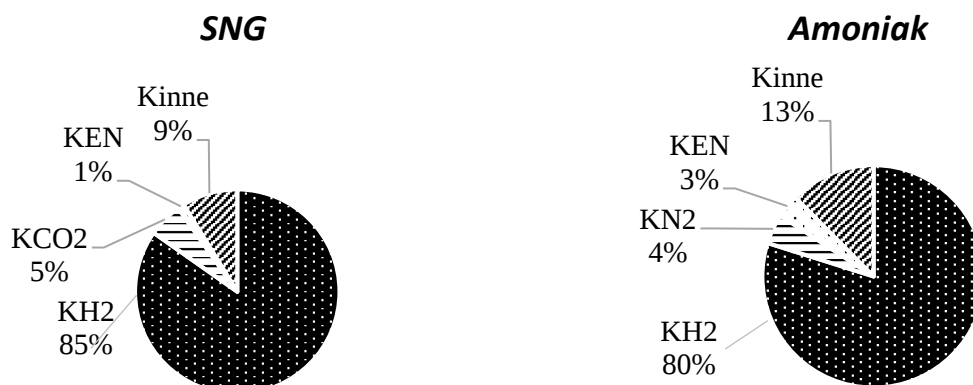
Założenia do dalszych analiz produkcji SNG oraz amoniaku zaczerpnięte z literatury przedmiotu, doświadczeń własnych autorów oraz analiz termodynamicznych instalacji przeprowadzonych we wcześniejszych badaniach autorów [126-129]. Założenia zostały zaprezentowane w Tabeli 5.3. Do analiz produkcji paliw alternatywnych wybrano wariant obliczeń, który charakteryzował się najwyższą sprawnością.

Tabela 5.3. Założenia do analizy ekonomicznej paliw alternatywnych

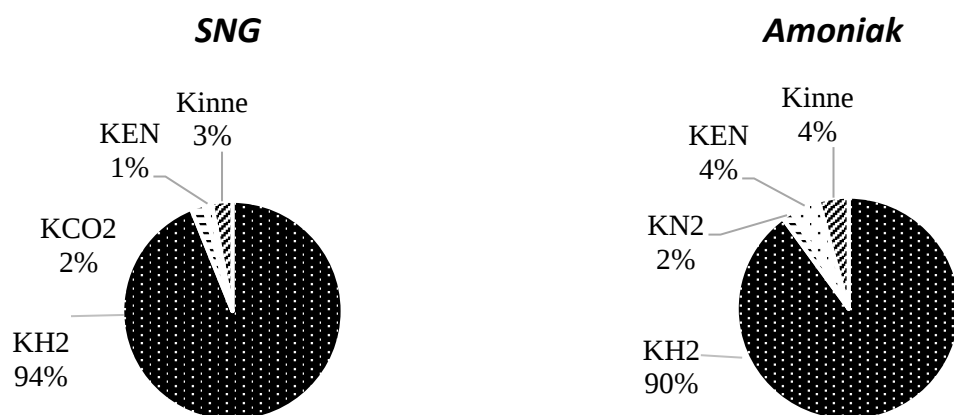
		SNG	Amoniak
Opis	Symbol [Jednostka]		
Wydajność instalacji	w_o [kg/h]	1000	1000
Koszt wodoru	k_{H_2} [USD/kg]	4,26 dla roku 2022 13,77 dla roku 2025	4,26 dla roku 2022 13,77 dla roku 2025
Strumień wodoru	$\dot{m}_{H_2}$ [kg/h]	502,61	177,62
Koszt dwutlenku węgla	k_{CO_2} [USD/kg]	0,05	-
Strumień dwutlenku węgla	$\dot{m}_{CO_2}$ [kg/h]	2743,31	-
Koszt azotu	k_{N_2} [USD/kg]	-	0,05
Strumień azotu	$\dot{m}_{N_2}$ [kg/h]	-	822,75
Parametr kosztów energii elektrycznej	a [-]	0,018	0,065
Czas pracy instalacji	τ [h/rok]	8000	8000
Jednostkowe nakłady inwestycyjne	i_o [USD/kW]	1150	1500
Żywotność	N [lat]	20	20
Koszt energii elektrycznej z fotowoltaiki	k_{EN} [USD/kWh]	0,07 dla roku 2022 0,25 dla roku 2025	0,07 dla roku 2022 0,25 dla roku 2025
Parametr innych kosztów	b [-]	0,1	0,1
Stopa dyskonta	r [%]	6	6
Roczna stopa zwrotu	ρ [-]	0,09	0,09
Ciepło spalania	HHV [kJ/kg]	55629,87	22639,84

Procentowy podział rocznych kosztów dla analizowanych paliw przedstawiono na Rys. 5.19. W przeprowadzonej analizie zarówno w roku 2022, jak i 2025 największym kosztem jest koszt wodoru, wynikający z wykorzystania energii elektrycznej w procesie elektrolizy. Dla roku 2022 w przypadku SNG wynosi on 85% kosztów rocznych, a w przypadku amoniaku 80%. Dla roku 2025 w przypadku SNG wynosi on 94% kosztów rocznych, a w przypadku amoniaku 90%.

2022



2025



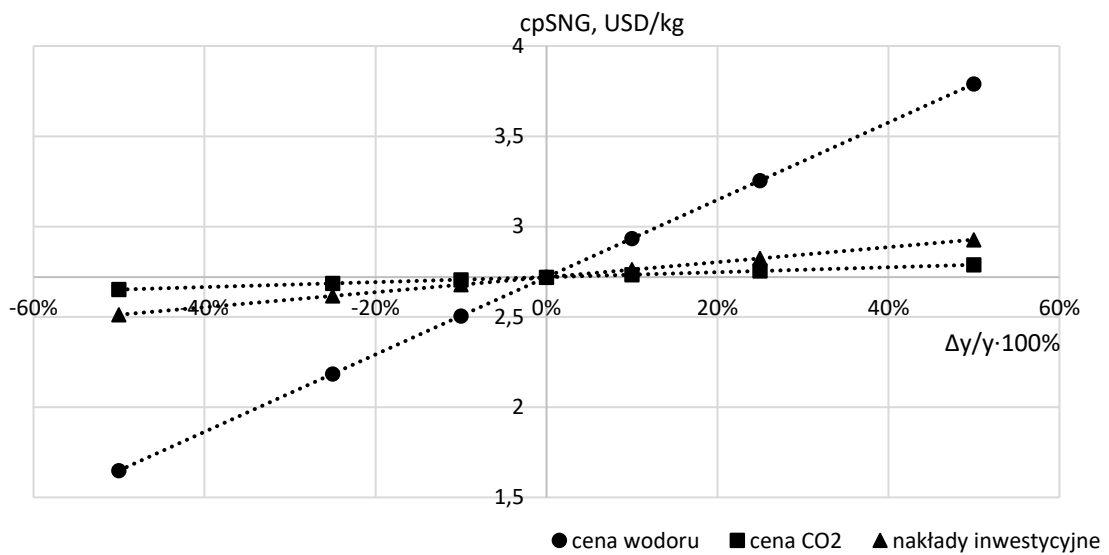
Rys. 5.19. Podział rocznych kosztów dla badanych paliw alternatywnych dla roku 2022 i 2025

Uzyskane wyniki analiz ekonomicznych przedstawiających roczne koszty i koszt poszczególnych paliw zostały zebrane w Tabeli 5.4.

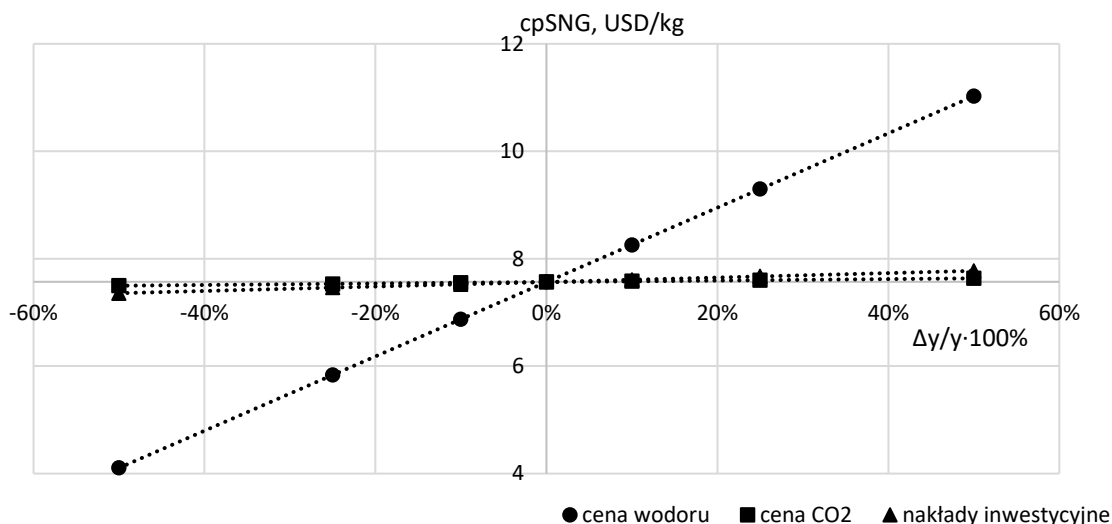
Tabela 5.4. Wyniki poszczególnych kosztów analizy ekonomicznej dla 2022 i 2025

		SNG		Amoniak	
		2022	2025	2022	2025
Opis	Symbol [Jednostka]				
Kosz wodoru	K_{H_2} [tys.USD]	17 128	55 367	6 053	19 567
Koszt dwutlenku węgla	K_{CO_2} [tys.USD]	1 097	1 097	-	-
Koszty energii elektrycznej	K_{EN} [tys.USD]	204	729	254	910
Koszt azotu	K_{N_2} [tys.USD]	-	-	329	329
Koszty inne	K_{inne} [tys.USD]	1 777	1 777	943	943
Całkowite koszty roczne	K [tys.USD]	20 207	58 971	7 580	21 749
Koszt paliwa	c_p [USD/kg]	2,72	7,56	1,05	2,82

Wykonana została również analiza wrażliwości wpływu nakładów inwestycyjnych, kosztu wodoru oraz kosztu dwutlenku węgla/kosztu azotu na cenę paliw alternatywnych. Wyniki analiz zostały przedstawione na Rys.5.20- Rys. 5.23.

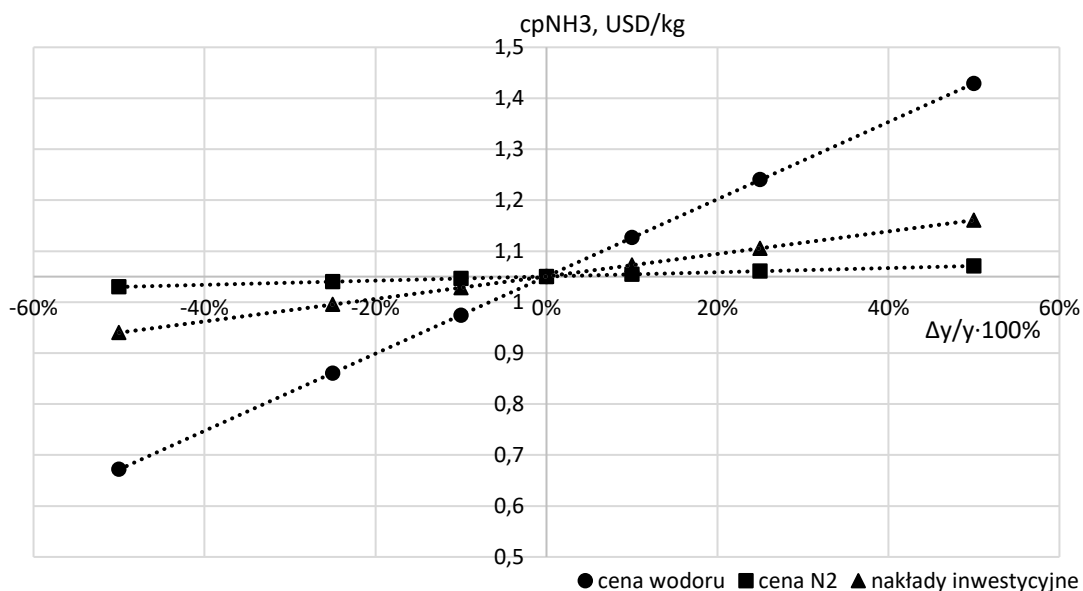


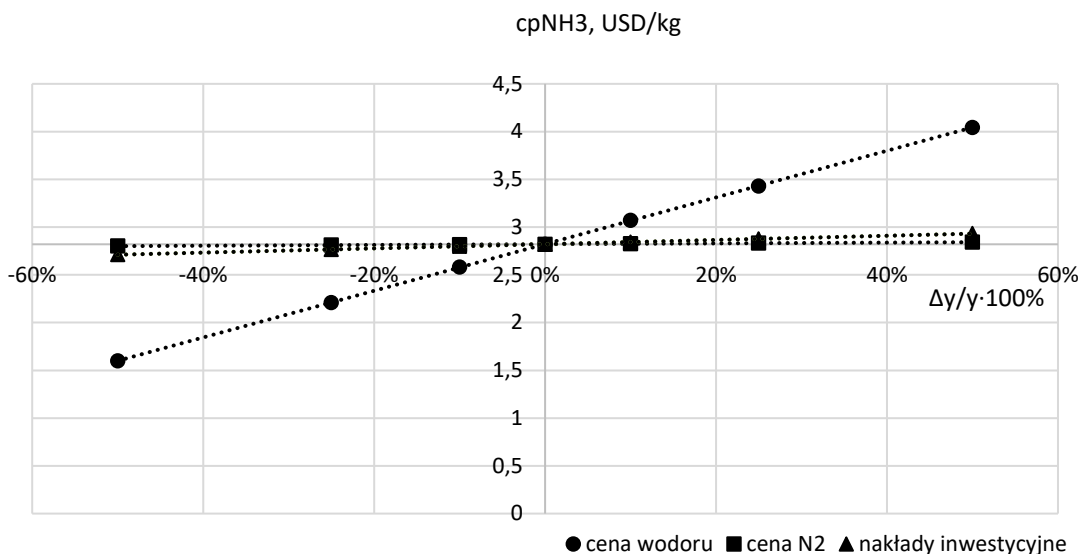
Rys. 5.20. Analiza wrażliwości wpływu wybranych parametrów na cenę SNG w roku 2022



Rys. 5.21. Analiza wrażliwości wpływu wybranych parametrów na cenę SNG w roku 2025

Największy wpływ na cenę SNG ma zmiana ceny wodoru. Przy obniżce ceny wodoru o 50%, koszt SNG maleje o około 40% i wynosi 1,65 USD/kg dla roku 2022. Dla 2025 roku maleje o około 45% i wynosi 4,10 USD/kg. Pozostałe parametry mają niewielki wpływ na zmianę ceny.

Rys. 5.22. Analiza wrażliwości wpływu wybranych parametrów na cenę NH₃ w roku 2022



Rys. 5.23. Analiza wrażliwości wpływu wybranych parametrów na cenę NH_3 w roku 2025

Największy wpływ na cenę amoniaku ma zmiana ceny wodoru. Przy obniżce ceny wodoru o 50%, jego koszt maleje o około 36% i wynosi 0,67 USD/kg. Dla 2025 roku maleje o około 43% i wynosi 1,6 USD/kg. Pozostałe parametry mają niewielki wpływ na zmianę ceny.

6. PODSUMOWANIE I WNIOSKI

Rozprawa doktorska stanowi wszechstronne opracowanie analizy energetycznego wykorzystania wodoru z OZE do produkcji syntetycznego gazu ziemnego (SNG) i amoniaku. Podsumowanie pracy można przedstawić w następujących punktach:

- Przeprowadzono szczegółową analizę pracy farmy wiatrowej i fotowoltaicznej o mocy 5 MW każda, uwzględniając sezonowe wahania produkcji energii, zmienność warunków atmosferycznych oraz występowanie dolin energetycznych. Analiza ta pozwoliła na dokładne określenie dostępnej energii do zasilania procesu elektrolizy, co jest kluczowe dla efektywnego planowania produkcji wodoru.
- Szczegółowo przeanalizowano proces elektrolizy, uzyskując średnie strumienie wodoru: 7,67 kg/h dla farmy wiatrowej oraz 3,515 kg/h dla farmy PV przy stosunku $NHG_{nom}/NRES_{nom}=0,4$. Wykazano, że wzrost tego stosunku prowadzi do większej produkcji wodoru, co podkreśla potencjał OZE w generacji wodoru jako nośnika energii.

- Modelowanie w Aspen Plus wykazało sprawności procesu metanizacji w zakresie 70,43%-76,28%. Optymalne warunki pracy reaktora, tj. ciśnienie 2 MPa i temperatura 100°C, zapewniały najwyższy uzysk SNG, co dowodzi znaczenia precyzyjnej kontroli parametrów procesowych.
- Analiza syntezy amoniaku wykazała sprawności 78,22%-82,86%, osiągając najlepsze wyniki przy ciśnieniu 20 MPa i temperaturze 300°C. Szczegółowe symulacje w Aspen Plus ukazały, jak zmiana parametrów wpływa na wydajność procesu i koszty produkcji.
- Wprowadzenie układów ORC i silników Stirlinga do odzysku ciepła odpadowego znacząco poprawiło sprawność systemów. Analizy wykazały, że zastosowanie silnika Stirlinga jest bardziej efektywne w produkcji amoniaku oraz SNG.
- Przeprowadzona dla 2022 i 2025 roku analiza ekonomiczna pokazała, że cena energii elektrycznej i początkowa produkcja H_2 są kluczowe dla kosztów produkcji wodoru i paliw. Wzrost cen energii o 60% znacznie zwiększył koszty produkcji SNG i amoniaku, podkreślając wrażliwość ekonomiczną procesów na ceny energii.
- Analiza wrażliwości wykazała, że zmiany nakładów inwestycyjnych, kosztów wodoru oraz kosztów emisji CO_2 mają największy wpływ na opłacalność produkcji paliw. Wskazano, że obniżenie kosztów technologii wodorowych jest kluczowe dla przyszłej konkurencyjności rynku.
- Praca wspiera cele Polskiej Strategii Wodorowej i Unii Europejskiej, wskazując na rolę SNG i amoniaku w magazynowaniu energii, stabilizacji sieci oraz redukcji emisji CO_2 poprzez wykorzystanie dwutlenku węgla w procesie metanizacji.
- Podkreślono potrzebę dalszego rozwoju technologii Power-to-Fuel, w tym doskonalenia procesów elektrolizy, odzysku ciepła oraz integracji z OZE, aby obniżyć koszty i zwiększyć efektywność. Wskazano również na potencjał technologii w kontekście dekarbonizacji i gospodarki wodorowej.
- Zaproponowano dalsze badania nad optymalizacją procesów, rozwój infrastruktury OZE, poprawę technologii odzysku ciepła oraz analizy opłacalności ekonomicznej. Wskazano na konieczność wsparcia regulacyjnego i finansowego dla rozwoju technologii Power-to-Fuel, aby umożliwić jej wdrożenie na skalę przemysłową.

Rozprawa wnosi istotny wkład w rozwój technologii wodorowych, oferując dogłębną analizę procesową i ekonomiczną oraz cenne rekomendacje dla przyszłych wdrożeń. Każdy z przedstawionych punktów stanowi szczegółową syntezę wyników i wniosków, co czyni rozprawę cennym źródłem wiedzy dla naukowców i praktyków w branży energetycznej.

BIBLIOGRAFIA

- [1] Sprawozdanie z postępów działań UE na rzecz klimatu za 2020 r. Bruksela 30.11.2020
- [2] Bataille C., Waisman H., Briand Y. i in. Net-zero deep decarbonization pathways in Latin America: challenges and opportunities. *Energy Strategy Revive* 30, 100510
- [3] Sofia D., Gioiella F., Lotrecchiano N. i in. Cost-benefit analysis to support decarbonization scenario for 2030: a case study in Italy. 2020, *Energy Policy* 137, 111137
- [4] Ji M, Wang J. Review and comparison of various hydrogen production methods based on costs and life cycle impact assessment indicators. *Int J Hydrogen Energy* 2021;46:38612-38635. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.09.142>
- [5] <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/PL/TXT/PDF/?uri=CELEX:52020DC0301&from=IT>, KOMUNIKAT KOMISJI DO PARLAMENTU EUROPEJSKIEGO, RADY, EUROPEJSKIEGO KOMITETU EKONOMICZNO-SPOŁECZNEGO I KOMITETU REGIONÓW Strategia w zakresie wodoru na rzecz Europy neutralnej dla klimatu 2020, dostęp 30.10.2024
- [6] Chuayboon S., Abanades S. Thermochemical performance assessment of solar continuous methane-driven ZnO reduction for co-production of pure zinc and hydrogen-rich syngas. *Chemical Engineering Journal* 2022;429:132356
- [7] <https://www.irena.org/Data/View-data-by-topic/Capacity-and-Generation/Country-Rankings>, dostęp: 01.12.2024
- [8] Abdmouleh Z., Alammari R. A., Gastli A. Review of policies encouraging renewable energy integration & best practices. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 45: 249-262
- [9] Paska J., Surma T. Elektrownie wiatrowe źródłem energii elektrycznej, czy również mocy?., *Rynek Energii*, nr 2(117), 2015, 52-58
- [10] IRENA 2019, Renewable capacity statistics, ISBN 978-92-9260-123-2 (PDF), dostęp: 29.09.2021
- [11] Oteng D., Zuo J., Sharifi E. A scientometric review of trends in solar photovoltaic waste management research., *Solar Energy* 224, 2021, 545-562
- [12] Wiącek D. Wodór jako paliwo przyszłości., *Autobusy* 10/2011
- [13] <https://www.statista.com/statistics/1121207/global-hydrogen-production/>,dostęp 11.02.2021
- [14] <https://wysokienapiecie.pl/31614-czy-polska-ma-szanse-wyrosnac-na-wodorowego-potentata-na-razie-sporo-nam-brakuje/>, dostęp 11.02.2021
- [15] Giers M., Jaworska L., Antas Ł. Gra o wodór. Kto zdominuje rynek wodoru na świecie ?, *Esperis* 2020
- [16] <https://www.ontario.ca/page/low-carbon-hydrogen>, dostęp 11.02.2020
- [17] Dorociak M., Tomecki M. Wodorowa alternatywa raport 2019., 04.2019
- [18] Maj M., Szpor A. Kierunki rozwoju gospodarki wodorowej w Polsce., *Polski Instytut Ekonomiczny*, 7/2019
- [19] Sarbak Z. Gaz syntezowy i jego przemiany., *LAB* nr 6 2018

- [20] Biernat K., Samson-Bręk I. Wodór: paliwo przyszłości., *Studia Ecologiae* 6, 2008
- [21] Shadle L., Berry D., Syamlal M. Coal Gasification., 2007
- [22] Moritz M. Biological methods for obtaining hydrogen., *Chemik* 2012
- [23] Paska J., Kłos M. Ogniwa paliwowe przyszłością wytwarzania energii elektrycznej i ciepła., *Przegląd Elektrotechniczny* 2010
- [24] Chmielniak T., Lepszy S., Mońka P. Energetyka wodorowa-podstawowe problemy., *Polityka Energetyczna* 2017
- [25] Futyma K., Wołowicz M., Olesiejuk P. Analiza efektywności energetycznej technologii Power-to-Gas-to-Power., *Nowa Energia* 2019
- [26] Piskowska-Wasiak J. Doświadczenia i perspektywy procesu Power to Gas., *Nafta-Gaz* 2017
- [27] www.nellhydrogen.com, dostęp 14.02.2021
- [28] Kotowicz J., Węcel D., Jurczyk M. Analysis of component operation in power-to gas-to-power installations., *Applied Energy* 216, 2018, 45-59
- [29] <https://www.gov.pl/web/klimat/rozpoczely-sie-konsultacje-publiczne-projektu-polskiej-strategii-wodorowej>, dostęp 12.02.2021
- [30] Projekt strategii wodorowej do roku 2030 z perspektywą do 2040r
- [31] <https://www.gov.pl/web/klimat/polska-strategia-wodorowa-do-roku-2030>, dostęp 01.01.2025
- [32] <https://arp.pl/pl/jak-dzialamy/transformacja-energetyczna-/doliny-wodorowe/>, dostęp 03.01.2025
- [33] <https://h2poland.eu/pl/kategorie/doliny-wodorowe/odbior-spoeczny/doliny-wodorowe-w-polsce>, dostęp 03.01.2025
- [34] Nowicki J. Wstęp do energetyki wodorowej., *Sieci i Instalacje* 2019
- [35] Paska J., Kłos M. Stan obecny i perspektywy wykorzystania ogniw paliwowych, *Rynek Energii*, nr 1, 2008
- [36] Futyma K., Wołowicz M., Olesiejuk P. Analiza efektywności energetycznej technologii Power-to-Gas-to-Power., *Nowa Energia* 2019
- [37] Kotowicz J., Janusz K. Sposoby redukcji emisji CO₂ z procesów energetycznych., *Rynek Energii*”- nr 1/2007
- [38] Chmielniak T.J., Chmielniak T. Separacja CO₂ z procesów energetycznego przetwórstwa paliw. Rozdział 11 z pracy zbiorowej pod redakcją ŚciąŜko M., Zieliński H.: *Termochemiczne przetwórstwo węgla i biomasy*. Wydawnictwo IChPW i IGSMiE PAN, Zabrze - Kraków 2003
- [39] Gottlicher G., Pruschek R. Comparison of CO₂: removal systems for fossil – fuelled., *Energy Conversion and Management* V.38, Supplement, 1997,p. S173-S178
- [40] Majchrzak-Kucęba I., Nowak W. Stałe sorbenty CO₂ pozyskiwane na bazie popiołów lotnych, w: *Sorbenty z popiołu dla energetyki* (red. W. Nowak, J. Pacyna, I. Majchrzak-Kucęba), Wyd. Politechniki Częstochowskiej, Częstochowa 2010, 20-29
- [41] ŚciąŜko M., Więclaw-Solny L. Absorpcyjne usuwanie CO₂ ze spalin kotłowych, pobrano ze strony: www.tauron-wytwarzanie.pl

- [42] CO₂ Capture and Storage – A VGB Report on the State of the Art. Published by VGB PowerTeche.V. 2004 (www.vgb.org)
- [43] <https://www.chemiainbiznes.com.pl/artykuly/air-liquide-instalacja-do-wychwytywania-co2-wykorzystujaca-proces-kriogeniczny>, dostęp 04.12.2024
- [44] <https://www2.deloitte.com/pl/pl/pages/tax/articles/strefa-ulg-i-dotacji/Technologie-wodorowe-Magazynowanie-wodoru.html>, dostęp 04.12.2024
- [45] Ligęza K., Narloch P. Perspektywy magazynowania wodoru z odnawialnych źródeł energii w Polsce cz. 1, nr 1(87)/2023, str.73-81
- [46] <https://www.tuv.com/landingpage/pl/hydrogen-technology/main-navigation/storage/>, dostęp 04.12.2024
- [47] <https://www.cire.pl/artykuly/materialy-problemowe/154373-wodor-do-wytwarzania-i-magazynowania-energii-elektrycznej>, dostęp 04.12.2024
- [48] Chuayboon S., Abanades S. Thermochemical performance assessment of solar continuous methane-driven ZnO reduction for co-production of pure zinc and hydrogen-rich syngas. *Chemical Engineering Journal* 2022;429:132356
- [49] Bataillec., Waisman H., Braiand Y i in.: Net- zero deep decarbonization pathways in Latin America: challenges and opportunities. *Energy Strategy Revive* 30, 100510
- [50] Kotowicz J., Węcel D., Brzęczek M. Analysis of the work of a “renewable” methanol production installation based on H₂ from electrolysis and CO₂ from power plants., *Energy* Volume 221, 2021, 119538
- [51] Pawar N., Heinrichs H., Winkler C. i in. Potential of green ammonia production in India. *International Journal of Hydrogen Energy* 2021;46:27247-27267. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.05.203>
- [52] Ozturk M., Dincer I. An integrates system for ammonia production from renewable hydrogen: A case study. *International Journal of Hydrogen Energy* 2021;46:5918-5925. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.12.127>
- [53] Armijo J., Philibert C. Flexible production of green hydrogen and ammonia from variable solar and wind energy: Case study of Chile and Argentina *International Journal of Hydrogen Energy* 2020;45: 1541-1558. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.11.028>
- [54] Ishaq H., Dincer I. Dynamic modelling of a solar hydrogen system for power and ammonia production. *International Journal of Hydrogen Energy* 2021;46:13985-14004. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.01.201>
- [55] Ishaq H., Dincer I. Design and simulation of a new cascaded ammonia synthesis system driven by renewables. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*. 2020;40:100725. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2020.100725>
- [56] Makhoulfi C., Kezibri N. Large-scale decomposition of green ammonia for pure hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy* 2021;46:34777-34787. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.07.188>
- [57] Gutierrez-Martin F., Rodriguez-Anton L.M. Power- to – SNG technology for energy storage at largescale. *International Journal of Hydrogen Energy* 2016;41:19290-19303. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.07.097>

- [58] Bargiacchi E., Candelaresi D., Valente A. i in. Life Cycle Assessment of Substitute Natural Gas production from biomass and electrolytic hydrogen. *International Journal of Hydrogen Energy* 2021;46:35974-35984. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.01.033>
- [59] Zakeri B., Syri S. Electrical energy storage systems: a comparative life cycle cost analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2015;42:569-96. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.10.011>
- [60] Gutierrez-Martin F., Rodriguez-Anton L. Power-to-SNG technology for energy storage at large scales. *International Journal of Hydrogen Energy* 2016;41:19290-19303. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.07.097>
- [61] Tremel A., Wasserscheid P., Baldauf M. i in. Techno-economic analysis for the synthesis of liquid & gaseous fuels based on hydrogen production via electrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy* 2015;40:11457-64. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.01.097>
- [62] Saba S., Muller M., Robinius M. i in. The investment costs of electrolysis e A comparison of cost studies from the past 30 years., *International Journal of Hydrogen Energy* 43, 2018, 1209-1223, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.11.115>
- [63] AbouSeada N., Hatem T. Climate action: Prospects of green hydrogen in Africa., *Energy Reports* 8, 2022, 3873-3890, <https://doi.org/10.1016/j.egyr.2022.02.225>
- [64] Sukpancharoen S., Phetyim N. Green hydrogen and electrical power production through the integration of CO2 capturing from biogas: Process optimization and dynamic control., *Energy Reports* 7, 2021, 293-307, <https://doi.org/10.1016/j.egyr.2021.06.048>
- [65] Jovan D., Dolanc G., Pregelj B. Cogeneration of green hydrogen in a cascade hydropower plant., *Energy Conversion and Management X* 10, 2021, 10081, <https://doi.org/10.1016/j.ecmx.2021.100081>
- [66] Lipman TE. What will power the hydrogen economy? Present and future sources of hydrogen energy, analysis and report prepared for the Natural Resources Defense Council; July 12, 2004. UCD-ITS-RR-04-10
- [67] Lee H., Lee B., Byun M. i in. Economic and environmental analysis for PEM water electrolysis based on replacement moment and renewable electricity resources., *Energy Conversion and Management* 224, 2020, 113477, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113477>
- [68] Levene J., Mann M., Margolis R. i in. An analysis of hydrogen production from renewable electricity sources., *Solar Energy* 81, 2007, 773-780, doi:10.1016/j.solener.2006.10.005
- [69] Lee B., Heo J., Kim S. i in. Economic feasibility studies of high pressure PEM water electrolysis for distributed H2 refueling stations., *Energy Conversion and Management* 162, 2018, 1139-144, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.02.041>
- [70] Jang D., Kim J., Kim D. i in. Techno-economic analysis and Monte Carlo simulation of green hydrogen production technology through various water electrolysis technologies., *Energy Conversion and Management* 25, 2022, 115499, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115499>

- [71] Panah P., Cui X., Bornapour M. i in. Marketability analysis of green hydrogen production in Denmark: Scale-up effects on grid-connected electrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy* 47, 2022, 12443-12455, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.01.254>
- [72] Kakoulaki G., Kougias I., Taylor N. i in. Green hydrogen in Europe – A regional assessment: Substituting existing production with electrolysis powered by renewables., *Energy Conversion and Management* 228, 2021, 113649, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113649>
- [73] Tang O., Rehme J., Cerin P. Levelized cost of hydrogen for refueling stations with solar PV and wind in Sweden: On-grid or off-grid?, *Energy* 241, 2022, 122906, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.122906>
- [74] Lee H., Lee B i in. Economic and environmental analysis for PEM water electrolysis based on replacement moment and renewable electricity resources., *Energy Conversion and Management* 224, 2020, 113477
- [75] Nguyen T., Abidin Z. i in. Grid-connected hydrogen production via large-scale water electrolysis., *Energy Conversion and Management* 200, 2019, 112108
- [76] Bargiacchi E., Candelaresi D., Valente A. i in. Life Cycle Assessment of Substitute Natural Gas production from biomass and electrolytic hydrogen. *International Journal of Hydrogen Energy* 2021;46:35974-35984
- [77] Hengchong L., Siyu Y., Jun Z. i in. Analysis of rationality of coal-based synthetic natural gas (SNG) production in China. *Energy Policy* 71, 2014, 180-188, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enpol.2014.04.018>
- [78] Zakeri B., Syri S. Electrical energy storage systems: a comparative life cycle cost analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2015;42:569-96. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.10.011>
- [79] Gutierrez-Martin F., Rodriguez-Anton L. Power-to-SNG technology for energy storage at large scales. *International Journal of Hydrogen Energy* 2016;41:19290-19303. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.07.097>
- [80] Tremel A., Wasserscheid P., Baldauf M. i in. Techno-economic analysis for the synthesis of liquid & gaseous fuels based on hydrogen production via electrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy* 2015;40:11457-64. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.01.097>
- [81] Gutierrez-Martin F., Rodriguez-Anton L.M. Power-to-SNG technologies by hydrogenation of CO₂ and biomass resources: A comparative chemical engineering process analysis., *International Journal of Hydrogen Energy* 44 (2019) 12544 -12553, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.09.168>
- [82] Minutillo M., Perna A. Renewable energy storage system via coal hydrogasification with co-production of electricity and synthetic natural gas., *International Journal of Hydrogen Energy* 39 (2014) 5793-5803, <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.01.155>
- [83] Skorek-Osikowska A. Thermodynamic and environmental study on synthetic natural gas production in power to gas approaches involving biomass gasification and anaerobic

- digestion., *International Journal of Hydrogen Energy* 47 (2022) 3284-3293, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.01.002>
- [84] Liu J., Cui D., Changbin Y. i in. Syngas methanation in fluidized bed for an advanced two-stage process of SNG production., *Fuel Processing Technology* 14,2016, 130-137, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.03.016>
- [85] Jurczyk M., Węcel D., Uchman W. i in. Assessment of Operational Performance for an Integrated 'Power to Synthetic Natural Gas' System. *Energies* 2022, 15, 74. <https://doi.org/10.3390/en15010074>
- [86] Katla D., Jurczyk M., Skorek-Osikowska A. i in. Analysis of the integrated system of electrolysis and methanation units for the production of synthetic natural gas (SNG)., *Energy* 237, 2021, 121479, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.121479>
- [87] Uchman W., Skorek-Osikowska A., Jurczyk M. i in. The analysis of dynamic operation of power-to-SNG system with hydrogen generator powered with renewable energy, hydrogen storage and methanation unit., *Energy* 213, 2020,118802, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.118802>
- [88] Lasse R., Søren C., Jensen H. Integration of anaerobic digestion with thermal gasification and pressurized solid oxide electrolysis cells for high efficiency bio-SNG production *Energy Volume* 188, 1 December 2019, 116018, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116018>
- [89] Koytsoumpa E., Karellas S., Kakaras E. Modelling of Substitute Natural Gas production via combined gasification and power to fuel., *Renewable Energy* 135,2019,1354-1370, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.09.064>
- [90] Ding Y., Han W., Chai Q. i in. Coal-based synthetic natural gas (SNG): A solution to China's energy security and CO2 reduction?, *Energy Policy* 55, 2013, 445-453, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enpol.2012.12.030>
- [91] Guilera J., Morante J., Andreu T. Economic viability of SNG production from power and CO₂. *Energy Conversion and Management* 162,2018,218-224, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.02.037>
- [92] Natural gas price statistics. Dostęp 06.07.21, https://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php?title==Natural_gas_price_statistics
- [93] Kotowicz J., Brzeczek M. Methods to increase the efficiency of production and purification installations of renewable methanol. *Renewable Energy* 2021 177 568- 583
- [94] Kotowicz J. Wybrane zagadnienia energetyki wodorowej. *Nowa Energia* nr 2(62)/2018
- [95] Kotowicz J., Jurczyk M., Ogulewicz W. i in. Charakterystyki dynamiczne przebiegu procesu elektrolizy. *Rynek Energii* 2017 128(1), s. 50-55.
- [96] Wang D., Li S., Gao L. SNG production with CO₂ capture based on coal-steam gasification and one- step methanation., *Energy Procedia* 158 (2019) str. 2397-2402
- [97] Götz M., Lefebvre J., Mörs F. i in. Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review. *Renewable Energy* 2016, 85, 1371–1390, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2015.07.066>

- [98] Zhoua G., Liu H., Xing Y. i in. CO₂ hydrogenation to methane over mesoporous Co/SiO₂ catalysts: Effect of structure., *Journal of CO₂ Utilization* 26, 2018, 221-229, <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2018.04.023>
- [99] Xinhua Z., Liua G., Qingxiang W. i in. Highly stable and selective layered Co-Al-O catalysts for low-temperature CO₂ methanation., *Applied Catalysis B: Environmental* Volume 310, 5 August 2022, 121303, <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2022.121303>
- [100] Wang X., Zhen T., Yu C. Application of Ni-Al-hydrotalcite-derived catalyst modified with Fe or Mg in CO₂ methanation. *Applied Petrochemical Research* 6, 217–223 (2016). <https://doi.org/10.1007/s13203-016-0154-1>
- [101] Gutierrez-Martin F., Rodriguez-Anton L.M. Power- to – SNG technology for energy storage at large scale. *International Journal of* Kotowicz Janusz, Szykowska Kamila: Wpływ wybranych parametrów na rzeczywisty uśredniony koszt energii z fotowoltaiki, *Rynek Energii*, KAPRINT, nr 2, 2022, s. 3-9, 70 punktów
- [102] Hydrogen Energy 2016;41:19290-19303, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.07.097>.
- [103] Kima B., Debeckera P., Devreda F. i in. CO₂ methanation on Ru/TiO₂ catalysts: On the effect of mixing anatase and rutile TiO₂ supports, *Applied Catalysis B: Environmental* Volume 220, January 2018, str. 615 -625
- [104] Bian Y., Xu C., Wen X. i in. CO₂ methanation over the Ni-based catalysts supported on nano-CeO₂ with varied morphologies., *Fuel* 331, 2023, 125755, <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.125755>
- [105] Liu Z., Gao X., Liu B. i in. Recent advances in thermal catalytic CO₂ methanation on hydrotalcite-derived catalysts., <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.124115>, *Fuel* 321, 2022, 124115
- [106] Bao J., Zhao L. A review of working fluid and expander selections for organic Rankine cycle, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 24/2013
- [107] Weisser P., Skotnicki P. Perspektywy wykorzystania układów ORC przy niskotemperaturowej energii odpadowej. *Prace Instytutu Ceramiki i Materiałów Budowlanych*; 2010, R. 3, nr 6, 6; 114-122
- [108] Bartela Ł., Kotowicz J. i inni: Thermodynamic and economical analysis of the ORC module application to an existing combined heat and power unit with the backpressure turbine., *Journal of Power and Energy*, 2015
- [109] Mikielwicz D., Mikielwicz J. Analytical method for calculation of heat source temperature drop for the Organic Rankine Cycle application. *Applied Thermal Engineering*, Vol. 63, Issue 2, 2014, s. 541-550.
- [110] Kotowicz J., Brzęczek M. : Integracja turbiny gazowej z silnikiem Stirlinga i odzyskiem ciepła., *Rynek Energii* Nr 2, 2018, s. 55-62
- [111] <https://www.laboratoria.xtech.pl/wiadomosci-i-komunikaty/innowacyjny-katalizator-rutenowy-do-syntezy-amoniaku-59099-10>, dostęp 10.02.2025

- [112] Li C., Yu S., Shi Y. i in. Combining silica to boost the ammonia synthesis activity of ceria-supported Ru catalyst. *Chemical Engineering Science* Volume 262, 23 November 2022, 118045 <https://doi.org/10.1016/j.ces.2022.118045>
- [113] Li C., Li M., Zheng Y. i in. *Applied Catalysis B: Environmental* Volume 320, January 2023, 121982 <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2022.121982>
- [114] <http://ins.pulawy.pl/index.php/pl/produkty/katalizatory-i-sorbenty/synteza-amoniaku>, dostęp 02.02.2025
- [115] Lubkowski K.: Katalizator żelazowy do syntezy amoniaku. *Przemysł Chemiczny* February 2020
- [116] Sun K., Zou X., Pang W. i in. Structure and reaction condition dependent mechanism for ammonia synthesis on Ru-based catalyst. *Applied Surface Science* 613 (2023) 156060
- [117] Arabczyk W., Narkiewicz U., Moszczyński D. Chlorine as a poison of the fused iron catalyst for ammonia synthesis. *Applied Catalysis A: General* 134 (1996) 331-33
- [118] Araia A., Wang Y., Jiang C., Brown S., Caiola A., Robinson B., Hu J. Intuitive study on the effect of support morphology over Cs-Ru/CeO₂ catalyst for microwave-initiated ammonia synthesis. *Catalysis Communications* 172 (2022) 106551
- [119] Rohr B.A., Singh A. R., Norsakov J.K. A theoretical explanation of the effect of oxygen poisoning on industrial Haber-Bosch catalysts. *Journal of Catalysis* 372 (2019) 33–38
- [120] Kotowicz J. *Elektrownie gazowo-parowe.*, Kaprint, Lublin 2008
- [121] David M., Ocampo-Martinez C., Sanchez-Pena R. Advances in alkaline water electrolyzers: a review. *Energy Storage Materials* 2019;23:392–403
- [122] Jang D., Kim J., Kim D. i in. Techno-economic analysis and Monte Carlo simulation of green hydrogen production technology through various water electrolysis technologies., *Energy Conversion and Management* 258, 2022, 115499
- [123] Meunier N., Chauvy R., Mouhoubi S. i in. Alternative production of methanol from industrial CO₂., *Renewable Energy* 146, 2020, 1192-1203
- [124] Squadraro A., Nicita G. A size-dependent financial evaluation of green hydrogen-oxygen co-production. *Renewable Energy* 163, 2021, 2165-2177
- [125] Saba S., Muller M., Robinius M. i in. The investment costs of electrolysis. A comparison of cost studies from the past 30 years., *International Journal of Hydrogen Energy* 43, 2018, 1209-1223, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.11.115>
- [126] Photovoltaic European Technology&Innovation Platform, PV Quality and Economy, www.etip-pv.eu
- [127] Kotowicz J., Szykowska K. Analiza różnych aspektów energetycznego wykorzystania zielonego wodoru, Cieśliński Janusz T. , Mikieliewicz Dariusz, Wajs Jan (red.): XXV Jubileuszowy Zjazd Termodynamików 11-14 września 2023 r., Gdańsk. Książka abstraktów, 2023, Wydawnictwo Politechniki Gdańskiej, ISBN 978-83-7348-891-5
- [128] Kotowicz J., Szykowska K. Koszty wytwarzania metanolu na bazie odnawialnego wodoru. *Rynek Energii* Nr 3 (160) 2022, ISSN 1425-5960
- [129] Kotowicz J., Brzęczek M., Walewska A. Sprawność instalacji do produkcji amoniaku i metanolu. *Rynek Energii* nr 5 (150) październik 2020 ISSN 1425-5960

- [130] Kotowicz J., Brzęczek M., Szykowska K. Wytwarzanie SNG i metanolu na bazie zielonego wodoru. Rynek Energii Nr 4(159) – 2020

SPIS RYSUNKÓW

Rys. 1.1.	Moc zainstalowana pochodząca z OZE na świecie w latach 2015-2023 [7]	10
Rys. 1.2.	Moc zainstalowana pochodząca z OZE w Polsce w latach 2015-2023 [7]	11
Rys. 1.3.	Moc zainstalowana pochodząca z energetyki wiatrowej w Polsce w latach 2015-2023 [7]	12
Rys. 1.4.	Moc zainstalowana pochodząca z ogniw fotowoltaicznych w Polsce w latach 2015-2023 [7]	13
Rys. 1.5.	Światowa produkcja wodoru w latach 1975-2030 [13,14]	14
Rys. 1.6.	Rodzaje wodoru w zależności od metody pozyskania [15]	14
Rys. 1.7.	Główne typy elektrolizerów [23-26]	17
Rys. 1.8.	Cele Polskiej Strategii Wodorowej [29,30]	18
Rys. 1.9.	Typy ogniw paliwowych [34]	20
Rys. 1.10.	Technologie wychwytu CO ₂ [37]	21
Rys. 2.1.	Charakterystyka rocznego cyklu pracy farmy wiatrowej o mocy 5 MW oraz wykres uporządkowany mocy farmy wiatrowej	33
Rys. 2.2.	Charakterystyka rocznego cyklu pracy farmy fotowoltaicznej o mocy 5 MW oraz wykres uporządkowany mocy farmy fotowoltaicznej	34
Rys. 2.3.	Charakterystyka rocznego cyklu pracy połączonych źródeł odnawialnych (farmy wiatrowej o mocy 5 MW i farmy fotowoltaicznej 5 MW) o mocy 10 MW oraz wykres uporządkowany mocy OZE	34
Rys. 2.4.	Wskaźniki oceny pracy instalacji magazynowania energii w funkcji $N_{HG,nom}/N_{RES,nom}$	38
Rys. 2.5.	Ilość produkowanego wodoru $\dot{m}_{H_2,R}$ w funkcji $N_{HG,nom}/N_{RES,nom}$	39
Rys. 2.6.	Wykres uporządkowany doliny dziennej farmy wiatrowej 5 MW	40
Rys. 2.7.	Wykres uporządkowany doliny dziennej farmy fotowoltaicznej 5 MW	40
Rys. 2.8.	Wykres uporządkowany połączenia doliny dziennej farmy fotowoltaicznej 5 MW + doliny dziennej farmy wiatrowej 5 MW	41
Rys. 2.9.	Wartości energii uwzględniane w działaniu instalacji elektrolizy	42
Rys. 2.10.	Parametry współpracy elektrowni odnawialnej z generatorem wodoru w funkcji mocy znamionowej HG: a-czas pracy mocy znamionowej HG, b-całkowity czas pracy generatora w zakresie mocy nominalnej generatora do 20% tej mocy, c-stopień magazynowania energii odnawialnej, d- ilość energii elektrycznej dostarczanej do HG. (Minimalne obciążenie generatora wodoru a = 0,125.)	43
Rys. 3.1.	Instalacja produkcji SNG	47
Rys. 3.2.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na uzysk u_{CH_4} w odniesieniu do strumienia wlotowego wodoru, kg/h CH ₄ / kg/h H ₂	50

Rys. 3.3.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność konwersji chemicznej η_{CHC}	50
Rys. 3.4.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji η_{SNG}	51
Rys. 3.5.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji $\eta_{SNG.\eta}$	51
Rys. 3.6.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji $\eta_{SNG.H}$	52
Rys. 3.7.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CH_4 w strumieniu wylotowym	52
Rys. 3.8.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy H_2 w strumieniu wylotowym	53
Rys. 3.9.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy H_2O w strumieniu wylotowym	53
Rys. 3.10.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CO_2 w strumieniu wylotowym	54
Rys. 3.11.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na udział masowy CO w strumieniu wylotowym	54
Rys. 3.12.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na wskaźnik emisji jednostkowej CO_2 , $kg\ CO_2/kg\ SNG$	55
Rys. 3.13.	Układ produkcji SNG z miejscami zastosowania ORC	56
Rys. 3.14.	Przykładowa budowa modułu ORC (OTP-Turbina Parowa, G-generator, HX-Wymiennik ciepła, P-pompa, KO-kocioł odzyskowy)	58
Rys. 3.15.	Wykres zależności zmiany wartości mocy i sprawności układu od zadanego ciśnienia na wlocie do OTP	58
Rys. 3.16.	Wykres zależności zmiany wartości temperatury na wylocie z KO od zadanego ciśnienia na wlocie do OTP	59
Rys. 3.17.	Układ T-s dla ORC6	61
Rys. 3.18.	Układ T-s dla ORC9	61
Rys. 3.19.	Układ T-s dla ORC11	62
Rys. 3.20.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji η_{SNG} z zastosowaniem modułów ORC	63
Rys. 3.21.	Uproszczony model Silnika Stirlinga (SS) ($\dot{Q}_{uz}$ - ciepło użyteczne, $\dot{Q}_{str}$ - ciepło strat, N_{el} - moc elektryczna, $\dot{Q}_{wyl}$ - ciepło wylotowe, $\dot{Q}_{zas}$ - ciepło zasilające) [109]	64
Rys. 3.22.	Sprawność elektryczna silnika Stirlinga w funkcji średnich temperatur górnego źródła ciepła dla dwóch średnich temperatur dolnego źródła ciepła	65
Rys. 3.23.	Układ produkcji SNG z miejscami zastosowania silników Stirlinga	66
Rys. 3.24.	Schemat algorytmu obliczeń układu silnika Stirlinga zintegrowanego z układem produkcji SNG	67
Rys. 3.25.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do I stopnia reaktora syntezy SNG na sprawność procesu produkcji η_{SNG} z zastosowaniem silników Stirlinga	70
Rys. 4.1.	Schemat instalacji wytwarzania amoniaku	71

Rys. 4.2.	Wpływ ciśnienia i temperatury na wlocie do reaktora syntezy amoniaku na uzysk u_{NH_3} (zależność 4.4)	76
Rys. 4.3.	Wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak (zależność 4.5)	77
Rys. 4.4.	Wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak z uwzględnieniem transmisji energii (zależność 4.7)	77
Rys. 4.5.	Instalacja produkcji amoniaku z zastąpieniem wymienników modułami ORC	78
Rys. 4.6.	Wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak z zastosowaniem modułów ORC	81
Rys. 4.7.	Instalacja produkcji amoniaku z zastąpieniem wymienników ciepła silnikami Stirlinga	82
Rys. 4.8.	Wpływ zmiany ciśnienia i temperatury na sprawność instalacji produkującej amoniak z SS	84
Rys. 5.1.	Wpływ jednostkowych nakładów inwestycyjnych i_o (\$/kW _p) na wartość uśrednionego kosztu energii LCOE _r z fotowoltaiki (\$/kWh)	86
Rys. 5.2.	Wpływ początkowej produkcji W_o (kWh/kW _p) na wartość uśrednionego kosztu energii LCOE _r z fotowoltaiki (\$/kWh)	87
Rys. 5.3.	Wpływ rocznego wskaźnika degradacji d (%) na wartość uśrednionego kosztu energii LCOE _r z fotowoltaiki (\$/kWh)	87
Rys. 5.4.	Wpływ czasu pracy n (lata) na wartość uśrednionego kosztu energii LCOE _r z fotowoltaiki (\$/kWh)	88
Rys. 5.5.	Zależność LCOE w funkcji $\Delta y/y_n$	89
Rys. 5.6.	Zależność $i_o=f(w_o)$	94
Rys. 5.7.	Zależność $\eta=f(w_o)$	94
Rys. 5.8.	Zależność $k_o=f(w_o)$	95
Rys. 5.9.	Zależność $E_N=f(w_o)$	95
Rys. 5.10.	Zależność $LCOH_2^*=f(w_o)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025	96
Rys. 5.11.	Zależność $LCOH_2=f(N_o)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025	97
Rys. 5.12.	Udział poszczególnych członów kosztowych dla wariantu bazowego generatora alkalicznego dla roku 2022 i 2025	98
Rys. 5.13.	Zależność $LCOH_2^*=f(k_{el})$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025	99
Rys. 5.14.	Zależność $LCOH_2^*=f(E_N)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025	99
Rys. 5.15.	Zależność $LCOH_2^*=f(\tau)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025	100
Rys. 5.16.	Zależność $LCOH_2^*=f(i_o)$ a. dla roku 2022 b. dla roku 2025	100
Rys. 5.17.	Zależność $LCOH_2^*$ w funkcji $\Delta y/y_n$ dla roku 2022	101
Rys. 5.18.	Zależność $LCOH_2^*$ w funkcji $\Delta y/y_n$ dla roku 2025	101

Rys. 5.19.	Podział rocznych kosztów dla badanych paliw alternatywnych dla roku 2022 i 2025	107
Rys. 5.20.	Analiza wrażliwości wpływu wybranych parametrów na cenę SNG w roku 2022	108
Rys. 5.21.	Analiza wrażliwości wpływu wybranych parametrów na cenę SNG w roku 2025	109
Rys. 5.22.	Analiza wrażliwości wpływu wybranych parametrów na cenę NH ₃ w roku 2022	109
Rys. 5.23.	Analiza wrażliwości wpływu wybranych parametrów na cenę NH ₃ w roku 2025	110

SPIS TABEL

Tabela 1.1.	Właściwości wodoru [2,3]	13
Tabela 1.2.	Metody produkcji wodoru	15
Tabela 1.3.	Porównanie parametrów elektrolizerów [23-28]	18
Tabela 1.4.	Porównanie parametrów ogniw paliwowych [34,35]	20
Tabela 1.5.	Główne metody wychwyty CO_2	22
Tabela 2.1.	Dane farmy wiatrowej 5 MW	32
Tabela 2.2.	Dane farmy fotowoltaicznej 5 MW	33
Tabela 3.1.	Założenia dla instalacji produkcji SNG	47
Tabela 3.2.	Szczegółowe wyniki uzyskane dla instalacji produkcji SNG dla parametrów na wlocie do reaktora równych $p_5=1$ MPa i $t_5=200^\circ\text{C}$	49
Tabela 3.3.	Szczegółowe własności etanolu	56
Tabela 3.4.	Założenia do analizy poszczególnych modułów ORC	57
Tabela 3.5.	Zestawienie obliczonych parametrów w poszczególnych układach ORC	59
Tabela 3.6.	Wyniki analiz instalacji produkcji SNG dla $p_5=1,01$ MPa oraz $t_5=200^\circ\text{C}$ wraz z ORC	60
Tabela 3.7.	Założenia do analizy silnika Stirlinga	68
Tabela 3.8.	Wyniki obliczeń dla silnika Stirlinga	68
Tabela 3.9.	Wyniki analiz instalacji produkcji SNG dla $p_5=1,01$ MPa oraz $t_5=200^\circ\text{C}$ wraz z SS	69
Tabela 4.1.	Wartości przyjęte do modelu i obliczeń instalacji produkcji amoniaku	73
Tabela 4.2.	Parametry azotu przed i za stacją sprężania azotu	73
Tabela 4.3a.	Szczegółowe wyniki uzyskane dla instalacji produkcji amoniaku dla parametrów na wlocie do reaktora równych $p_9=20$ MPa i $t_9=300^\circ\text{C}$ od punkt 1 do 9	74
Tabela 4.3b.	Szczegółowe wyniki uzyskane dla instalacji produkcji amoniaku dla parametrów na wlocie do reaktora równych $p_9=20$ MPa i $t_9=300^\circ\text{C}$ od punkt 10 do 17	74
Tabela 4.4.	Zestawienie obliczonych wartości dla $t_9=300^\circ\text{C}$ i $p_9=20; 21,2; 22,5; 25; 27,5$ MPa	75
Tabela 4.5.	Zestawienie obliczonych wartości dla $t_9 = 500^\circ\text{C}$ i $p_9 = 20; 21,2; 22,5; 25; 27,5$ MPa	75
Tabela 4.6.	Własności czynników: Heptan, Metanol, Amoniak	79
Tabela 4.7.	Założone wartości do modułów ORC1 i ORC3	80
Tabela 4.8.	Wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu modułów ORC dla 300°C	80
Tabela 4.9.	Wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu modułów ORC dla 500°C	81
Tabela 4.10.	Wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu silników Stirlinga dla 300°C	83

Tabela 4.11.	Wyniki obliczeń uzyskanych sprawności w instalacji produkcji amoniaku przy zastosowaniu silników Stirlinga dla 500 °C	83
Tabela 5.1.	Dane wejściowe do analiz kosztu energii elektrycznej z fotowoltaiki [125]	85
Tabela 5.2.	Założenia do analiz ekonomicznych procesu elektrolizy z wykorzystaniem elektrolizera alkalicznego	93
Tabela 5.3.	Założenia do analizy ekonomicznej paliw alternatywnych	106
Tabela 5.4.	Wyniki poszczególnych kosztów analizy ekonomicznej dla 2022 i 2025	108

STRESZCZENIE

Rozprawa doktorska stanowi kompleksowe i innowacyjne opracowanie analizy energetycznego wykorzystania wodoru wytworzonego z nadmiarowej energii elektrycznej z odnawialnych źródeł energii (OZE) do produkcji paliw alternatywnych, takich jak syntetyczny gaz ziemny (SNG) oraz amoniak. Praca łączy w sobie szeroki przegląd literatury, modelowanie procesów, analizy technologiczne i ekonomiczne, co czyni ją znaczącym wkładem w rozwój technologii Power-to-Fuel.

Celem pracy było stworzenie kompleksowego modelu obejmującego całość łańcucha technologicznego – od generacji energii z farmy wiatrowej i fotowoltaicznej (każda o mocy 5 MW), przez produkcję wodoru metodą elektrolizy, po syntezę SNG i amoniaku. Szczegółowa analiza pracy farm OZE obejmowała roczny cykl produkcji energii, z uwzględnieniem zmiennych warunków atmosferycznych, przestojów i godzin pracy. Przeanalizowano doliny dzienne i nocne, w których nadmiar energii kierowany był do generatora wodoru, co umożliwiło precyzyjne określenie ilości dostępnej energii i wydajności elektrolizy.

Wykorzystano program Aspen Plus do modelowania procesów, analizując wpływ kluczowych parametrów, takich jak temperatura i ciśnienie, na wydajność i sprawność systemu. Optymalne warunki (2 MPa i 100°C dla SNG oraz 20 MPa i 300°C dla amoniaku) pozwoliły osiągnąć uzyski na poziomie 1,98 kg CH₄/kg H₂ oraz 5,54 kg NH₃/kg H₂.

Praca wyróżnia się zastosowaniem modułów ORC i silników Stirlinga do odzysku ciepła odpadowego, co zwiększyło sprawność instalacji do 0,8617 dla SNG i do 0,9848 dla amoniaku. Analiza ekonomiczna, oparta na danych dla lat 2022 i 2025, wykazała, że kluczowymi czynnikami wpływającymi na koszty produkcji są ceny energii i wodoru – wzrost cen energii o 60% spowodował wzrost kosztów SNG do 7,56 USD/kg i amoniaku do 2,82 USD/kg.

Rozprawa zawiera szczegółową analizę wpływu parametrów procesowych na sprawność systemów, identyfikuje kluczowe wyzwania technologiczne i proponuje ich rozwiązania, co czyni ją wartościowym źródłem wiedzy dla przyszłych badań i wdrożeń. Oryginalność pracy przejawia się w holistycznym podejściu do analizy całego łańcucha technologicznego i szczegółowej ocenie pracy OZE, elektrolizy oraz produkcji paliw, co stanowi istotny wkład w rozwój technologii wodorowych i dekarbonizację systemów energetycznych

ABSTRACT

The doctoral dissertation is a comprehensive and innovative analysis of the energy use of hydrogen produced from excess electricity from renewable energy sources (RES) for the production of alternative fuels such as synthetic natural gas (SNG) and ammonia. The work combines an extensive literature review, process modeling, technological and economic analyses, making it a significant contribution to the development of Power-to-Fuel technology.

The aim of the work was to create a comprehensive model covering the entire technological chain - from energy generation from a wind and photovoltaic farm (each with a capacity of 5 MW), through hydrogen production by electrolysis, to the synthesis of SNG and ammonia. The detailed analysis of the operation of RES farms included the annual cycle of energy production, taking into account variable weather conditions, downtimes and operating hours. Day and night valleys were analyzed, in which excess energy was directed to the hydrogen generator, which allowed for precise determination of the amount of available energy and electrolysis efficiency.

Aspen Plus was used for process modeling, analyzing the impact of key parameters such as temperature and pressure on the system performance and efficiency. Optimal conditions (2 MPa and 100°C for SNG and 20 MPa and 300°C for ammonia) allowed to achieve yields of 1.98 kg CH₄/kg H₂ and 5.54 kg NH₃/kg H₂.

The work is distinguished by the use of ORC modules and Stirling engines for waste heat recovery, which increased the efficiency of the installation to 0,8617 for SNG and to 0,9848 for ammonia. Economic analysis, based on data for 2022 and 2025, showed that the key factors influencing production costs are energy and hydrogen prices - an increase in energy prices by 60% caused the increase of SNG costs to \$7.56/kg and ammonia to \$2.82/kg.

The dissertation contains a detailed analysis of the impact of process parameters on the efficiency of systems, identifies key technological challenges and proposes their solutions, which makes it a valuable source of knowledge for future research and implementation. The originality of the work is demonstrated by a holistic approach to the analysis of the entire technological chain and a detailed assessment of the operation of RES, electrolysis and fuel production, which is a significant contribution to the development of hydrogen technologies and decarbonization of energy systems.