

Krzysztof Pajączek

Analiza i optymalizacja układu
skraplania gazu ziemnego
wykorzystującego egzergię odpadową
z systemu przesyłu i dystrybucji gazu

Praca Doktorska

Politechnika Śląska

Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki

Katedra Techniki Ciepłej

Gliwice 2021

Autor:

Mgr inż. Krzysztof Pajączek

Politechnika Śląska

Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki

Katedra Techniki Ciepłej

ul. Konarskiego 22

44-100 Gliwice

E-mail: krzysztof.pajaczek@polsl.pl

Promotor:

Dr hab. inż. Wojciech Kostowski, prof. PŚ

Politechnika Śląska

Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki

Katedra Techniki Ciepłej

ul. Konarskiego 22

44-100 Gliwice

E-mail: wojciech.kostowski@polsl.pl

*Promotorowi niniejszej pracy dziękuję za wskazanie jej tematu
oraz opiekę naukową*
Autor

Streszczenie

W ramach niniejszej pracy doktorskiej podjęto się analizy i optymalizacji układu skraplania gazu ziemnego przy wykorzystaniu energii odpadowej dostępnej w systemie przesyłu i dystrybucji gazu ziemnego. Zakres badań obejmuje zarówno analizę danych pomiarowych rzeczywistych obiektów i identyfikację źródeł energii odpadowej, budowę i symulacje modeli jednostek skraplających jak i część optymalizacyjną.

W pierwszym etapie przeprowadzono analizę danych pomiarowych czternastu obiektów, tj. dwóch stacji redukcyjnych zasilających tłocznie, dwóch tłoczni gazu oraz dziesięciu stacji redukcyjnych miejskich.

Na podstawie przeprowadzonej analizy oszacowano potencjalne źródła energii odpadowej i wskazano kluczowe źródło, które wykorzystano do stworzenia modelu jednostki redukcyjno-skraplanej o zerowej energochłonności. Opracowano model układu zintegrowanej stacji redukcyjnej i jednostki skraplanej gazu ziemnego w integracji tzw. *black box* oraz w integracji pełnej, głębokiej, która łączy obiekt stacji redukcyjnej i linii skraplania gazu ziemnego w jeden obiekt. Wykonano projekt budowy układu stacji redukcyjno-skraplanej, przeanalizowano pracę proponowanego układu oraz oszacowano wskaźniki takie jak sprawność czy energochłonność procesu.

Część optymalizacyjna obejmuje optymalizację parametrów pracy jednostki redukcyjno-skraplanej w celu zwiększenia sprawności energetycznej, zmniejszenia kosztu termoeologicznego oraz energochłonności układu. Na podstawie uzyskanych wyników proponowano wysokosprawny, zero-energochłonny układ jednostki redukcyjno-skraplanej.

W ramach wykonanej pracy zwiększono sprawność energetyczną jednostek skraplania gazu ziemnego z poziomu referencyjnego, około 30%, do poziomu 90% po optymalizacji układu. Każdy etap pracy wiązał się z podniesieniem sprawności układu.

Abstract

The subject of the present work is the analysis and optimization of the natural gas liquefaction system using the waste exergy available in the natural gas transmission and distribution system. The scope of the research covers both the analysis of measurement data of real objects and the identification of waste energy sources, construction and simulations of natural gas liquefaction models as well as the optimization of the unit.

Firstly, an analysis of the measurement data of fourteen facilities was carried out, i.e. two reduction stations supplying fuel gas for compressor stations, two gas compressor stations, and ten reduction stations supplying city areas.

Based on the performed analysis, potential sources of waste energy were estimated and the key source used to create a model of a reduction-liquefaction unit with zero energy consumption was indicated. A model of an integrated reduction station and a natural gas liquefaction unit with a 'black box' integration and a full, deep integration, which connects the reduction station facility and the natural gas liquefaction line into one facility, was developed. The design of the reduction-liquefaction station system was prepared, the work of the proposed system was analyzed and thermodynamic indicators such as efficiency and energy consumption of the process were estimated.

Optimization of the operating parameters of the reduction-liquefaction unit in order to increase the exergy efficiency, reduce the thermo-ecological cost and the energy consumption of the system was performed. On the basis of the obtained results, a highly efficient, zero energy-consuming system of a reduction-liquefaction unit was proposed. During the thesis development, the exergy efficiency of natural gas liquefaction units was increased from a reference level of approximately 30% to a level of 90% after system optimization. Each stage of the work was associated with increasing the efficiency of the system.

SPIS TREŚCI

1. WSTĘP	12
1.1. GAZ ZIEMNY.....	12
1.2. SYSTEM DYSTRYBUCJI I PRZESYŁU GAZU ZIEMNEGO.....	14
1.3. SKROPLONY GAZ ZIEMNY (LNG).....	17
1.4. TECHNOLOGIE SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO.....	19
1.5. PRZYGOTOWANIE GAZU ZIEMNEGO DO PROCESU SKRAPLANIA	25
1.5.1. Osuszanie gazu ziemnego.....	27
1.5.2. Usuwanie dwutlenku węgla i siarkowodoru	32
1.6. CEL PRACY	35
1.7. STAN LITERATURY	36
2. IDENTYFIKACJA ŹRÓDEŁ EGZERGII ODPADOWEJ	40
2.1. STACJE REDUKCYJNE	41
2.1.1. Stacja zasilająca tłocznie	44
2.1.2. Stacja zasilająca miasto	46
2.2. TŁOZNIE.....	48
2.2.1. Turbina gazowa	48
2.2.2. Silnik elektryczny	51
2.2.3. Spalinowe silniki gazowe	52
2.3. WYKORZYSTANIE CIEPŁA ODPADOWEGO.....	55
2.3.1. Układ ORC	57
2.3.2. Elementy termoelektryczne	57
2.3.3. Obieg Braytona (sCO ₂)	57
2.4. WNIOSKI	58
3. WSPÓŁPRACA LINII SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO ZE STACJĄ REDUKCYJNĄ W MODELU BLACKBOX	61
3.1. OMÓWIENIE PROPONOWANEGO UKŁADU	61
3.2. METODYKA	66
3.2.1. Bilans energii.....	66
3.2.2. Oczyszczanie gazu ziemnego	68
3.2.3. Usuwanie dwutlenku węgla	73
3.2.4. Przepływy finansowe.....	74
3.2.5. Bilans egzergii	75
3.2.6. Koszt termoeologiczny	76
3.3. WYNIKI	78
3.3.1. Oczyszczanie gazu.....	78

3.3.2. Wyniki bilansu energii i egzergii	79
3.3.3. Wyniki analizy kosztu termoeologicznego.....	84
3.3.4. Wyniki analizy ekonomicznej	85
3.3.5. Egzergia koncentracji	88
3.4. PODSUMOWANIE ORAZ WNIOSKI	88
 4. GŁĘBOKA INTEGRACJA STACJI REDUKCYJNEJ Z LINIĄ SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO	 91
4.1. OMÓWIENIE PROPONOWANEGO UKŁADU	91
4.2. METODYKA.....	100
4.2.1. Bilans energii.....	100
4.2.2. Oczyszczanie gazu ziemnego	101
4.2.3. Bilans egzergii.....	101
4.2.4. Koszt termoeologiczny.....	102
4.2.5. Zaawansowana analiza egzergetyczna	102
4.3. WYNIKI.....	108
4.3.1. Oczyszczanie gazu	108
4.3.2. Wyniki bilansu energii i egzergii	109
4.3.3. Wyniki energochłonności procesów.....	111
4.3.4. Wyniki analizy kosztu termoeologicznego.....	112
4.3.5. Wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej.....	113
4.3.6. Podsumowanie wyników.....	115
4.4. WNIOSKI.....	116
 5. OPTIMALIZACJA PARAMETRÓW PRACY JEDNOSTKI REDUKCYJNO-SKRAPAJĄCEJ	 120
5.1. OPTIMALIZACJA „ROJEM CZĄSTEK”.....	120
5.2. CEL OPTIMALIZACJI.....	124
5.3. MODEL PROPONOWANEGO UKŁADU	125
5.4. MODEL SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO.....	126
5.4.1. Wstęp do obliczeń równowagi fazowej.....	126
5.4.2. Obliczenia równowagi fazowej dla mieszanin idealnych - prawo Raoult'a	128
5.4.3. Obliczenia równowagi fazowej dla rozcieńczonych mieszanin - prawo Henry'ego	129
5.4.4. Obliczenia równowagi fazowej dla rzeczywistych mieszanin	130
5.4.5. Określenie ilości wykroplonego gazu na podstawie równowagi fazowej	131
5.4.6. Wstępny model skraplania gazu ziemnego	134
5.4.7. Określenie parametrów azotu	135
5.4.8. Zaawansowany model separacji faz	137
5.4.9. Hybrydowy model skraplania gazu ziemnego.....	142

5.5. ZMIENNE DECYZYJNE	143
5.6. WARIANTY OPTIMALIZACJI (STRUMIEŃ), (STRUMIEŃ, CIŚNIENIA, TEMPERATURY)	144
5.7. WYNIKI OPTIMALIZACJI.....	146
5.7.1. Wyniki wariantu pierwszego	147
5.7.2. Wyniki wariantu drugiego	149
5.7.3. Wyniki wariantów uwzględniających oczyszczanie gazu	151
5.7.4. Wpływ zmiennych decyzyjnych na funkcję celu.....	152
5.8. WNIOSKI	158
6. ZGŁOSZENIE PATENTOWE.....	161
7. PODSUMOWANIE.....	163
SPIS TABLIC	170
SPIS RYSUNKÓW.....	171
LITERATURA	174

Lista symboli

a	Funkcja określająca wpływ oddziaływania ze sobą cząstek, wyrażona w $\text{dcm}^6\text{bar/mol}^2$
b	Egzergia właściwa, J/kg
b	Kowolumen, m^3/kmol
$\dot{B}$	Strumień egzergii, W
c_{CO_2}	Wskaźnik zapotrzebowania na ciepło dla procesu MDEA, MJ/kg CO_2
$c_{\text{H}_2\text{O}}$	Zawartość wilgoci, ppm
C_{SS}	Współczynnik korekcyjny złoża sit molekularnych zależny od nasycenia, -
C_{T}	Współczynnik korekcyjny złoża sit molekularnych zależny od temperatury, -
e	Energochłonność procesu, kWh/kg
$\dot{E}$	Strumień energii, W
f	Fugatywność, -
Φ	Wskaźnik fugatywności, -
G	Energia swobodna Gibbsa, J/mol
g_i	Masowa zawartość i-tego składnika w mieszaninie
i	Entalpia właściwa, J/kg
L_A	Wysokość strefy nasycenia w złożu sit molekularnych, m
L_{MT}	Wysokość strefy transportu masy w złożu sit molekularnych, m
M	Masa molowa, kg/kmol
M_A	Masa adsorbentu w złożu adsorbera, kg
$\dot{m}_{rg}$	Masowy strumień gazu regeneracyjnego, kg/s
M_t	Masa stali, kg
N	Moc, W
n	Ilość moli cząstek, mol
ρ	Gęstość, kg/m^3
p	Ciśnienie, Pa
$\dot{P}$	Strumień paliwa, kg/s
π	Stosunek sprężu, -
P_{proj}	Ciśnienie projektowe adsorbera, bar

Q_A	Ciepło potrzebne do podgrzania złoża adsorbentu, MJ
Q_c	Całkowite ciepło wymagane w procesie regeneracji złoża sit molekularnych, MJ
Q_t	Ciepło podgrzania stalowej obudowy adsorbera, MJ
Q_w	Ciepło potrzebne do usunięcia wody z gazu, MJ
s	Entropia właściwa, J/kgK
t	Grubość ścianki stali, mm
T_0	Temperatura odniesienia, w zależności od zastosowania w K lub °C
μ	Lepkość kinematyczna, Pa s
V	Objętość, m ³
v	Objętość właściwa, m ³ /kg
v	Prędkość przepływu gazu, m/s
$\dot{V}$	Strumień objętościowy, Nm ³ /h
V_g	Ilość gazu niezbędnego do spalania w procesie regeneracji, Nm ³
W	Ilość usuwanej wody, kg/dzień
W_d	Wartość opałowa paliwa, J/kg
x_i	Molowa zawartość i-tego składnika w mieszaninie
	Skład molowy i-tego składnika w fazie ciekłej
X_i	Masowy skład i-tego składnika w mieszaninie
η	Sprawność, –
y_i	Skład molowy i-tego składnika w fazie gazowej
γ_i	Współczynnik aktywności i-tego składnika mieszaniny rzeczywistej, -
γ_{kor}	Współczynnik korekcyjny wytwarzania energii elektrycznej w ekspanderze
γ_z	Efektywność złoża sit molekularnych, -
z_i	Skład molowy i-tego składnika w mieszaninie przed skropleniem

1. Wstęp

Wzrost zapotrzebowania na energię w życiu współczesnych społeczeństw skłania do ciągłego doskonalenia metod jej wytwarzania. Według stanu na rok 2019 około 88,6% [1] światowego zużycia energii pierwotnej stanowiły paliwa kopalne, w tym 22,4% to gaz ziemny. Według raportów światowego zużycia energii, konsumpcja energii dynamicznie rośnie, a w roku 2017 wzrosła o 1,3% [2]. Procesy wydobywania paliw, ich transportu oraz konwersji wywierają znaczący wpływ na środowisko naturalne oraz środowisko ekonomiczne oraz polityczne społeczeństwa na całym świecie. W Europie ze względu na cele klimatyczne Unii Europejskiej redukuje się coraz bardziej udział zużycia energii pozyskanej z węgla na korzyść czystszych paliw oraz energetyki odnawialnej [3] [4]. W aktualnej sytuacji geopolitycznej na świecie nie jest jednak możliwe całkowite odejście od paliw kopalnych. Zużycie węgla ustępuje miejsca innemu paliwu, gazowi ziemnemu, który z roku na rok ma coraz większy udział na świecie. Wprawdzie w krajach Europy Zachodniej udział gazu ziemnego w strukturze zużycia energii pierwotnej maleje, jednak w Polsce gaz ziemny ma charakter paliwa pomostowego, którego zużycie wzrasta z uwagi na konieczność szybkiej transformacji energetyki. Według raportów wzrost zużycia gazu ziemnego na świecie w roku 2020 wyniósł 0,16% [1].

1.1. Gaz ziemny

Gaz ziemny jest naturalnie występującym gazem węglowodorowym, który w większości składa się z metanu, jednakże w zależności od lokalizacji wydobywania w jego składzie mogą znaleźć się znaczne ilości wyższych alkanów, azotu czy helu, jak również zanieczyszczeń takich jak siarkowodór, dwutlenek węgla czy niewielkie ilości rtęci [5]. Gaz ten używany jest zarówno jako źródło energii wykorzystywane do ogrzewania mieszkań, uzyskania ciepłej wody użytkowej czy gotowania jak i jako paliwo do maszyn lub jednostek wytwarzających energię elektryczną. Może być również wykorzystany jako czynnik w układach klimatyzacyjnych czy chłodniczych. Co więcej, jest ważnym elementem w procesach chemicznych czy do produkcji tworzyw sztucznych, produkcji wodoru w procesie reformingu parowego lub w chemii organicznej [6]. Wykorzystywanie tego gazu jako paliwa powoduje relatywnie mniejsze zanieczyszczenie powietrza niż przy zastosowaniu paliw węglowych, jednakże główny składnik gazu ziemnego, metan, posiada kilkadziesiąt krotnie większy potencjał GWP

(*Global Warming Potential*) niż dwutlenek węgla powstający jako produkt spalania paliw, co ma znaczenie w przypadku przedostania się niespalonego gazu ziemnego do atmosfery, na przykład z upustów technologicznych w procesie przesyłu (remonty, przeglądy maszyn). GWP to wskaźnik służący do ilościowej oceny wpływu danej substancji na powstawanie efektu cieplarnianego. Transport tego gazu może wiązać się z stratami technologicznymi, awaryjnymi oraz wynikającymi z nieszczelności, które mogą powodować szybsze zmiany klimatyczne niż zastosowanie i spalanie węgla [7]. Gaz ziemny jako paliwo był już wykorzystywany w starożytnych Chinach, jednakże to w XVII w. na kontynentach obu Ameryk odkryto złoża tego gazu i rozpoczęto nad nimi prace oraz badania [8]. W XIX w. z sukcesem wykonano pierwszy przemysłowy odwiert gazu ziemnego. Wydobycie i zastosowanie tego gazu od tego czasu stale rośnie, a dziś jest on jednym z najbardziej rozpowszechnionych źródeł energii. W inżynierii naftowej i gazowniczej definiuje się cztery lub pięć typów płynu złożowego [9]: typowa ropa naftowa (*black oil*), lekka ropa naftowa (*volatile oil*), gaz kondensatowy (*retrograde gas*), gaz kondensujący (*wet gas*) oraz gaz bezgazolinowy (*dry gas*). Ponadto możliwe jest uzyskanie gazu o zbliżonym składzie także z biogazu, gazu z odmetanowania kopalń lub z dziewiczych pokładów węgla, z termicznego przetwarzania węgla, a także z wodoru i dwutlenku węgla w wyniku reakcji metanizacji. Złóża gazu ziemnego można podzielić na udokumentowane, których wskaźnik wystarczalności ocenia się na około 50 lat, wstępnie ocenione, które szacuje się na około 150 lat oraz nieodkryte. Największe złoża gazu ziemnego występują w Rosji, USA, jak i pod dnem Morza Północnego, na wschodnim wybrzeżu Ameryki Północnej, Brazylii, Indii oraz Australii [10]. Gaz ziemny występuje również w Polsce w okolicach Jasła i Sanoka, ponadto w Wielkopolsce występują złoża gazu zaazotowanego. Jedne z większych niewykorzystanych źródeł znajdują się na Antarktydzie. Nie podlegają one wydobyciu ze względu na konwencję z 1959 r., która zabrania wykorzystania Antarktydy do celów innych niż naukowo-badawcze [11]. Najwięksi producenci gazu ziemnego to USA (766,200 Mm³), Rosja (598,600 Mm³), Iran (184,800 Mm³), Qatar (164,000 Mm³) oraz Kanada (149,900 Mm³)¹ [12]. Dla porównania w Polsce produkuje się rocznie 6,132 Mm³ gazu ziemnego, łącznie gazu zaazotowanego oraz wysokometanowego [13].

¹ Podane ilości gazu przedstawione są w m³ normalnych w warunkach 0°C oraz 101,325 kPa

Procesy wykorzystujące gaz ziemny są prostsze do regulacji czy automatyzacji niż procesy wykorzystujące węgiel. Powoduje to uzyskanie wyższej sprawności energetycznej i ekonomicznej, dzięki zastosowaniu zautomatyzowanych nowoczesnych urządzeń. Budowa urządzeń opalanych gazem ziemnym jest stosunkowo prosta, co zwiększa ich niezawodność oraz pozwala na łatwą konserwację tych urządzeń. Ponadto, możliwa jest realizacja obiegów gazowych a zwłaszcza gazowo-parowych, których sprawność jest znacznie wyższa niż najlepiej utrzymanego bloku węglowego o parametrach ultranadkrytycznych.

Gaz ziemny po wydobyciu ze względu na swój skład musi zostać oczyszczony z nadmiaru wody, rtęci, siarkowodoru oraz w niektórych przypadkach z dwutlenku węgla oraz z części stałych jak np. piasek czy glina. Dopiero oczyszczony gaz ziemny można wykorzystać jako paliwo. Do transportu gazu ziemnego wykorzystuje się sieć przesyłową i dystrybucyjną gazu ziemnego. Sieci te składają się z gazociągów wraz z infrastrukturą towarzyszącą (tłocznie, układy zaporowo-upustowe, węzły, stacje redukcyjne i pomiarowe, słupy nadawcze i odbiorcze tłoków czyszczących i diagnostycznych, kompensatory) i są dotychczas najczęściej stosowaną metodą transportu tego gazu. Gaz ziemny można transportować również pod postacią ciekłą jako skroplony gaz ziemny (LNG). Gaz ziemny pod taką postacią można transportować statkami (tankowcami) oraz drogą lądową, specjalnie przystosowanymi do tego celu cysternami [14].

1.2. System dystrybucji i przesyłu gazu ziemnego

System przesyłu gazu ziemnego oraz sieć dystrybucyjna odpowiadają za dostarczenie gazu ziemnego z miejsca jego wydobycia lub importu do użytkownika końcowego. System przesyłowy gazu ziemnego został wydzielony jako infrastruktura techniczna przesyłu niezależna od spółek obrotu w celu umożliwienia innym podmiotom korzystania z sieci przesyłowej na równych zasadach [15]. System przesyłowy jest to sieć gazowa wysokich ciśnień, z wyłączeniem gazociągów kopalnianych i bezpośrednich, za której ruch sieciowy odpowiedzialny jest OSP, czyli Operator Systemu Przesyłowego. Z kolei sieć dystrybucyjna jest to sieć gazowa wysokich, podwyższonych średnich, średnich i niskich ciśnień z wyłączeniem gazociągów kopalnianych i bezpośrednich, za której ruch sieciowy odpowiedzialny jest OSD, czyli Operator Systemu Dystrybucyjnego.

Poziomy ciśnien w sieci gazowej są następujące:

- wysokie, czyli ciśnienia powyżej 1,6 MPa,
- średnie podwyższone ciśnienia, czyli zakres ciśnień od 0,5 MPa do 1,6 MPa,
- średnie ciśnienie, czyli zakres ciśnień od 10 kPa do 0,5 MPa,
- niskie ciśnienie, czyli ciśnienie niższe niż 10 kPa,

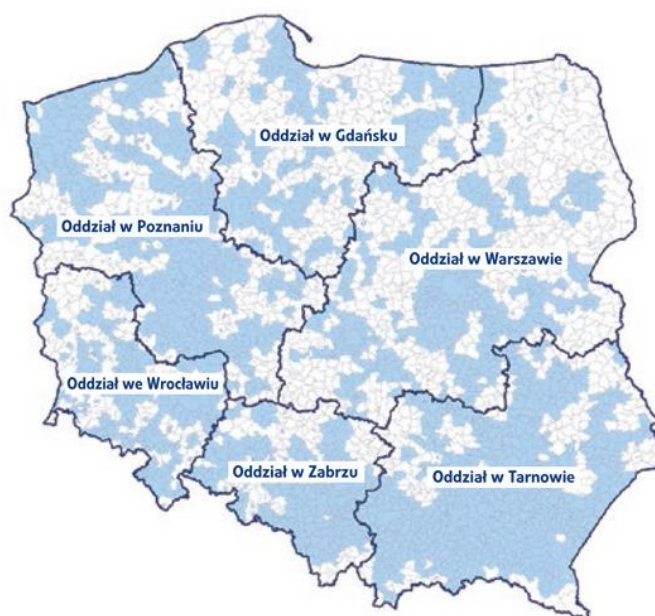
W skład sieci przesyłowej wchodzi rurociągi gazu wysokometanowego oraz rurociągi gazu zaazotowanego. Z systemem przesyłowym współpracują gazociągi gazu zaazotowanego transportujące gaz do stacji odazotowania i mieszalni gazu, gazociągi doprowadzające gaz z kopalń gazu do punktów wejścia do systemu przesyłowego, systemy, sieci i instalacje innych operatorów oraz instalacje odbiorców. System przesyłowy łączy ze sobą systemy przesyłowe i tranzytowe innych krajów, instalacje magazynowe, obszary dystrybucji, terminale LNG, złoża krajowe, mieszalnie i stacje odazotowania gazu ziemnego oraz instalacje odbiorców. Operator sieci przesyłowej ma za zadanie tworzyć nowoczesną sieć gazociągów w Polsce, tworzenie warunków do rozwoju konkurencji oraz budowę połączeń z systemami przesyłowymi innych krajów [16]. Operator przesyłu gazu ziemnego umożliwia spółkom obrotu realizację importu aktualnie import gazu ziemnego drogą morską poprzez terminal LNG oraz drogą lądową poprzez punkty transgraniczne [12].



Rys. 1. Mapa systemu przesyłu gazu ziemnego w Polsce [17]. Mapa nie obejmuje gazociągu jamalskiego

System przesyłowy ze względu na swój charakter pracy ma znacznie większą przepustowość niż sieć dystrybucyjna, dzięki czemu pozwala na dostarczanie znacznych ilości gazu na duże odległości. W skład sieci przesyłowej wchodzi również

tłocznie gazu, stacje redukcyjne oraz redukcyjno-pomiarowe. Tłocznie gazu ziemnego odpowiadają za utrzymanie odpowiednio wysokiego ciśnienia w systemie przesyłowym. Przesył gazu w rurociągu wiąże się z tarciem wewnętrznym gazu oraz tarciem o ścianki gazociągu, co wiąże się ze spadkiem ciśnienia gazu. Tłocznie gazu wykorzystując zestawy sprężarek podnoszą ciśnienie kompensując straty w systemie przesyłowym lub w przypadku gazu wydobywanego ze złoża, podnoszą jego ciśnienie, by uzyskać ciśnienie niezbędne do przesyłu w gazociągu. Napęd sprężarek gazu ziemnego może być realizowany przez spalinowe silniki tłokowe zasilane gazem, silniki elektryczne lub turbiny gazowe. Do zasilania w gaz ziemny silników spalinowych oraz turbin wymagane jest ciśnienie o wartości niższej niż w systemie przesyłowym, które uzyskuje się dławiąc gaz z wysokiego ciśnienia na zaworze dławiącym w stacji redukcyjnej. Sieć przesyłu gazu ziemnego ma ograniczony zasięg. Jak można zauważyć na Rys. 1 sieć ta jest najmniej obecna w okolicach województw warmińsko-mazurskiego oraz podlaskiego, co utrudnia dostawy gazu w tych rejonach [17]. Zasięg dostarczania gazu ziemnego jest zwiększony poprzez sieć dystrybucyjną, która dociera do dalszych regionów niż sieć przesyłowa. Jednakże jak można zauważyć na Rys. 2 mapa sieci dystrybucyjnej posiada „białe plamy” w których brakuje infrastruktury do dystrybucji gazu ziemnego, a więc jej zasięg jest również ograniczony.



Rys. 2. Zasięg sieci dystrybucji gazu według PGNiG [18]

Sieć dystrybucyjna łączy finalnych odbiorców gazu ziemnego z siecią przesyłową oraz z producentami gazu ziemnego, którzy znajdują się przy sieci dystrybucyjnej. Sieć dystrybucyjna operuje na niższych ciśnieniach niż sieć przesyłowa i ma mniejszą

przepustowość, jednakże ze względu na swoją rozległość pełni również (choć nieformalnie) funkcję akumulacji gazu ziemnego. Sieć dystrybucyjna jest wydzielonym fragmentem sieci, który jest przeznaczony dla operatorów obrotu i sprzedaży gazu ziemnego. Sieć dystrybucyjna jest ostatnim etapem dostawy gazu ziemnego do konsumenta. Dostawa gazu może być realizowana na różnych poziomach ciśnienia w zależności od wymaganych parametrów. W sieci dystrybucyjnej nie występują tłocznie gazu, a głównymi obiektami w tej sieci są stacje rozdzielcze, pomiarowe, redukcyjne, przy czym wiele z nich to obiekty wielofunkcyjne. Operator systemu dystrybucyjnego prowadzi w swoim obszarze dystrybucji prace związane z rozbudową i modernizacją sieci gazowej oraz dokonuje przyłączeń nowych klientów. Głównymi operatorami sieci gazu ziemnego w Polsce jest Operator Gazociągów Przesyłowych Gaz-System S.A. oraz Polska Spółka Gazownictwa (PSG). Polska Spółka Gazownictwa planuje przeznaczyć na rok 2021 1235 mln PLN na rozbudowę i nowe przyłącza, 667 mln PLN na modernizację oraz 228 mln PLN na wymianę i modernizację gazomierzy [19]. Ze względu na charakter pracy sieci dystrybucyjnej znaczna większość stacji redukcyjnych i redukcyjno-pomiarowych znajduje się właśnie w tej części sieci gazowej.

Dostawa gazu ziemnego odbywa się w większości przypadków za pomocą sieci przesyłowej oraz dystrybucyjnej, jednakże w przypadku awarii gazociągu lub w przypadku, gdy odbiorca znajduje się poza zasięgiem sieci, transport ten jest utrudniony lub niemożliwy. Budowa rurociągu tymczasowego na czas awarii ze względu na czas budowy nie jest możliwa, dąży się do jak najszybszego usunięcia awarii oraz do zapewniania redundancji zasilania w sieci np. poprzez sieć pierścieniową. Budowa rurociągu z gazem ziemnym w przypadku odbiorcy znajdującego się poza siecią gazową wiąże się często z bardzo wysokim nakładem inwestycyjnym oraz długim czasem budowy rurociągu. Alternatywą przesyłu gazu ziemnego w miejsca, gdzie brakuje zasięgu systemu przesyłowego oraz sieci dystrybucyjnej a także w przypadku awarii jest zastosowanie transportu gazu ziemnego w postaci skroplonej, czyli jako LNG (*liquefied natural gas*).

1.3. Skroplony gaz ziemny (LNG)

Skroplony gaz ziemny (LNG) odgrywa rosnącą rolę w światowym handlu gazem. Gaz ziemny poniżej temperatury -161°C i przy ciśnieniu 101 kPa [20] jest cieczą. Bardzo niska temperatura sprawia, że skraplanie gazu ziemnego jest najbardziej kosztowną

i energochłonną częścią łańcucha LNG [21]. Gaz ziemny zawiera składniki zamarzające oraz niebezpieczne dla instalacji kriogenicznych tj. wodę, rtęć, siarkę i dwutlenek węgla, i przed skropleniem musi być z nich oczyszczony, co dodatkowo zwiększa jednostkowe zużycie energii wymagane do skroplenia gazu. Skroplony gaz ziemny składa się głównie z metanu, etanu i propanu, dąży się do ograniczenia ilości cięższych węglowodorów do minimum. Zgodnie z wykresem p,T mieszaniny jaką jest gaz ziemny, skroplenie gazu może odbyć się albo przy bardzo wysokim ciśnieniu i stosunkowo wysokiej temperaturze (np. 8 MPa oraz 210 K) albo przy niskim ciśnieniu i niskiej temperaturze (np. 0,15 MPa oraz 150 K). Pierwsze w historii skraplanie gazu ziemnego miało miejsce w Stanach Zjednoczonych w latach dwudziestych XX w. i od tamtej pory technologia ta jest stale rozwijana [22]. Gęstość skroplonego gazu ziemnego jest ponad czterysta razy większa niż w gazowej formie, dzięki czemu ma on znacznie większą gęstość energetyczną od fazy gazowej. Pozwala to na transport znacznych ilości gazu ziemnego w małej objętości na duże odległości bez użycia rurociągu. Regazyfikacje skroplonego gazu ziemnego można przeprowadzić w wielu układach przystosowanych do tego celu, takich jak np. SCV (Submerged Combustion Vaporizers) albo ORV (Open Rack Vaporizers) itd. Dzięki ostatniemu z wymienionych proces ten można wykonać w każdym miejscu dzięki temu, że atmosfera zawsze gwarantuje temperaturę niezbędną do tego procesu. Dzięki zastosowaniu mobilnych atmosferycznych wymienników ciepła proces ten jest bezpieczny i dostępny dla każdego odbiorcy finalnego. Odparowanie gazu ziemnego przy pomocy atmosfery powoduje jednak znaczną stratę energii chłodu, którą można wykorzystać jako dolne źródło dla obiegu cieplnego, który zasilony w ten sposób, mógłby wytworzyć użyteczną energię. Japonia jako jeden z większych odbiorców gazu ziemnego używa silników Stirlinga, gdzie górnym źródłem ciepła jest atmosfera a dolnym odparowujący gaz ziemny, pozwala to na odzyskanie znacznej ilości energii, która została zużyta do skroplenia tego gazu. LNG podczas przechowywania odparowuje ze względu na nieidealną izolację zbiorników, z tego powodu konieczne jest zużywanie odparowanego LNG lub zebranie odparowanego gazu i jego ponowne skroplenie. Skroplony gaz ziemny można również wykorzystać bezpośrednio jako paliwo, które zasila np. tankowiec dostarczający LNG lub pojazdy wyposażone w silnik na LNG.

Proces skraplania gazu ziemnego rozpoczyna się od transportu gazu do jednostki skraplającej. Z gazu usuwany jest powstały dotychczas kondensat, następnie następuje

usunięcie rtęci i siarczku tak by ich zawartości nie były wyższe niż wymagane. W dalszej części procesu gaz jest oczyszczany z dwutlenku węgla do poziomu nie wyższego niż 50 ppm [23]. Przed skropleniem gaz musi zostać przeprowadzony przez proces dehydracji, który polega na obniżeniu zawartości wody do przynajmniej 1 ppm [23]. Tak oczyszczony gaz jest następnie wstępnie schładzany, aby wykroplić cięższe węglowodory (C6+) a następnie skraplany w dedykowanej linii skraplania gazu ziemnego. Powstałe LNG jest magazynowane i w momencie odbioru przez tankowiec bądź cysternę jest przeładowywane do transportu. Gaz ziemny jest sprzedawany i może być transportowany przez całą trasę do finalnego konsumenta jako LNG lub też przez część drogi może być transportowany jako LNG a później może być odparowany, wprowadzony do sieci przesyłowej i tak dostarczony do odbiorcy.

1.4. Technologie skraplania gazu ziemnego

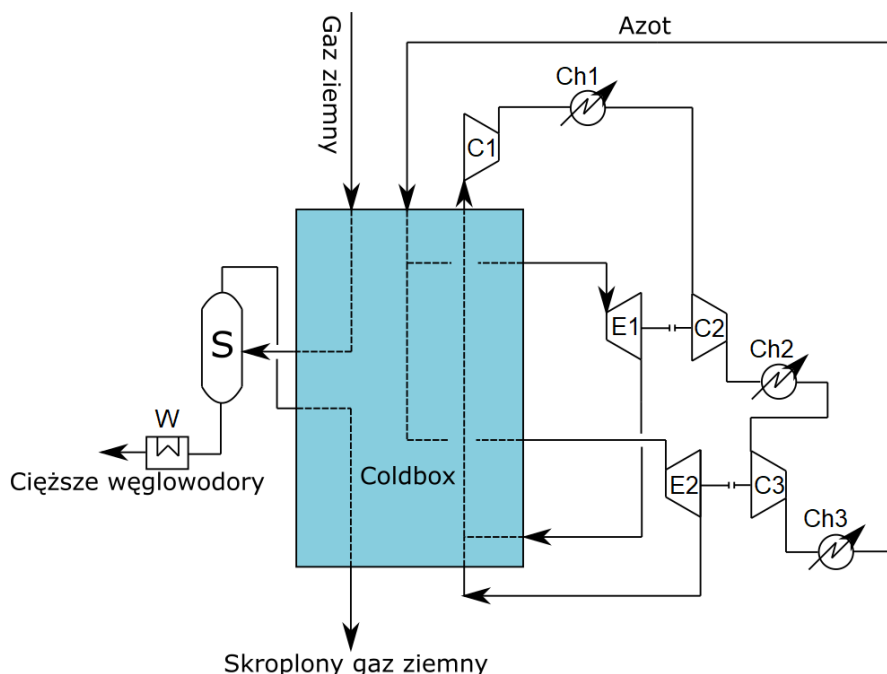
Od chwili powstania pierwszej przemysłowej instalacji skraplania gazu ziemnego, technologia wytwarzania LNG jest prężnie rozwijana i została spopularyzowana na całym globie. Aktualnie skroplony gaz ziemny można wytworzyć korzystając z wielu powstałych układów skraplania gazu ziemnego. Układy te można rozróżnić ze względu na [24]:

- a) Liczbę zastosowanych czynników:
 - Jeden czynnik obiegowy (np. azot),
 - Wiele czynników zmieszanych ze sobą (np. mieszanina metanu, etanu i propanu),
 - Wiele czynników niezmieszanych ze sobą (np. metan, etan i propan).
- b) Wielkość, czyli ilość wyprodukowanego LNG w jednostce czasu:
 - Dużej skali (powyżej miliona ton rocznie),
 - Średniej skali (powyżej stu tysięcy ton rocznie),
 - Małej skali (powyżej tysiąca ton rocznie),
 - Skala mini (poniżej tysiąca ton rocznie).
- c) Energochłonność, czyli ilość energii potrzebna do wytworzenia jednego kilograma LNG:
 - Wysoka (powyżej 0,6 kWh/kg),
 - Przeciętna (powyżej 0,3 kWh/kg),
 - Niska (poniżej 0,3 kWh/kg),
 - Zerowa (wytworzenie LNG nie wiąże się z wykorzystaniem energii spoza układu).

Układy o zerowej energochłonności aktualnie są badane i projektowane jako prototyp instalacji, nie są one dostępne komercyjnie.

Najważniejsze technologie, które są dostępne komercyjnie to:

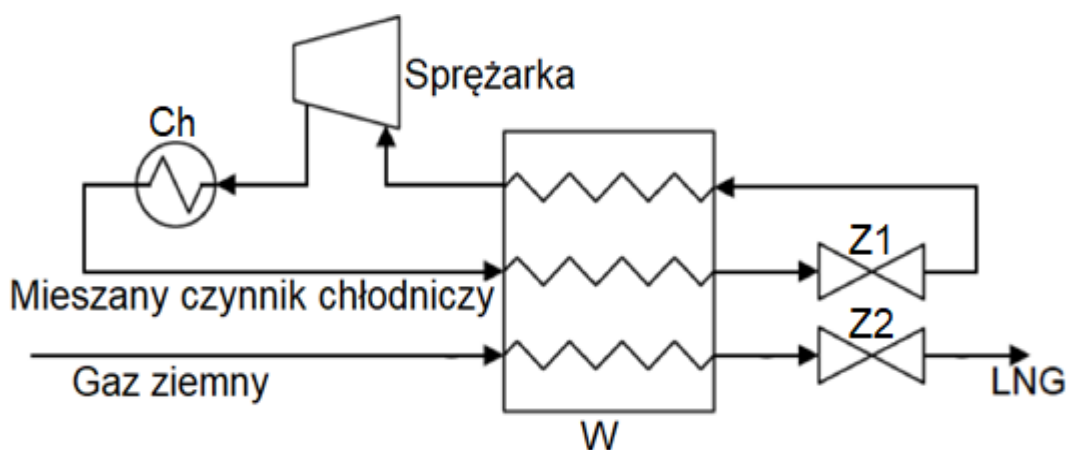
1. Rozprężanie azotu (*Nitrogen Expansion Cycle*, w skrócie NEC, Rys. 3) [24]. W tym układzie skraplania gazu ziemnego czynnikiem obiegowym, który odpowiada za schłodzenie i skroplenie gazu ziemnego jest azot. W pierwszej kolejności czynnik przechodzi kilka etapów sprężania i chłodzenia. Na początku azot jest schładzany za pomocą chłodziw wodnych, a następnie przez czynnik chłodniczy wstępnego chłodzenia (w układzie występuje również układ wstępnego schładzania gazu ziemnego). Po sprężeniu do wysokiego ciśnienia azot zostaje rozprężony do niskiego ciśnienia w ekspanderze, co powoduje spadek jego temperatury (do 110 K), dzięki któremu możliwe jest skroplenie gazu ziemnego. Proces rozprężania azotu na ekspanderze jest stosunkowo prosty w zaprojektowaniu oraz budowie, jest niezawodny i nieskomplikowany w eksploatacji. Ponadto nie występuje w nim ryzyko związane z łatwopalnym czynnikiem chłodniczym. Jednakże, układy te mają mniejszą sprawność energetyczną i wyższą energochłonność niż inne systemy skraplania [25].



Rys. 3. Przykładowa jednostka skraplająca gaz ziemny. Przedstawiony jest cykl rozprężania azotu. (opracowano na podstawie [26])

S – separator, W – wymiennik ciepła, E1, E2 – turbiny rozprężne, C1, C2, C3 – sprężarki, Ch1, Ch2, Ch3 – chłodzenie międzystopniowe

2. Pojedynczy mieszany czynnik chłodniczy (Single Mixed Refrigerant, w skrócie SMR, Rys. 4). Jest to układ opracowany przez przedsiębiorstwa Linde i APCI [24][27]. W tym układzie skraplania gazu ziemnego czynnikiem obiegowym jest mieszanka metanu, etanu oraz propanu. Podobnie jak w układzie rozprężania azotu, czynnik obiegowy w pierwszej kolejności przechodzi kilka etapów sprężania i chłodzenia. Podczas sprężania czynnika zachodzi skraplanie części mieszanki z tego powodu pomiędzy poszczególnymi stopniami sprężania czynnika zachodzi separacja faz na ciekłą i gazową. Faza ciekła prowadzona jest do układu pomp, które podnoszą ciśnienie do tego samego poziomu co sprężarki, które podnoszą ciśnienie fazy gazowej. Gdy czynnik osiągnie wymagane wysokie ciśnienie to fazy te są mieszane ze sobą, wstępnie schładzane w wymienniku wieloczynnikowym tzw. ColdBox, by następnie ciśnienie czynnika zostało zredukowane na zaworze dławiącym. Następuje obniżenie temperatury czynnika, który przepływając ponownie przez ColdBox skrapla gaz ziemny oraz ochładza czynnik, który wpływa do tego wymiennika. Dzięki zastosowaniu czynnika jako mieszanki metanu, etanu oraz propanu cykl ten posiada lepszą sprawność oraz mniejszą energochłonność niż cykl rozprężania azotu. Układ ten jest ceniony za wysoką niezawodność, wysoką elastyczność pracy oraz niskie koszty inwestycyjne oraz operacyjne. Jednakże czynnik zastosowany w tym układzie powoduje wystąpienia ryzyko zapłonu bądź wybuchu czynnika.

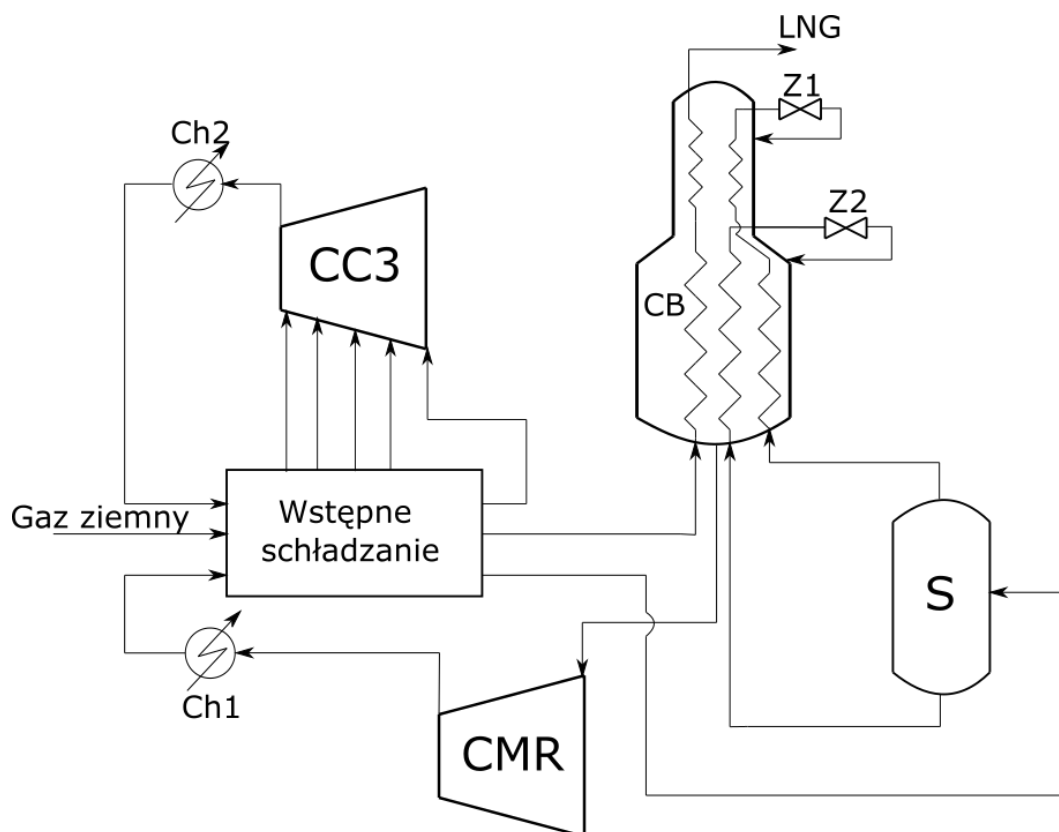


Rys. 4. Przykład uproszczonego układu skraplania gazu ziemnego SMR. (opracowano na podstawie [28])

W - wymiennik ciepła, Z1, Z2 - zawory redukcji ciśnienia, Ch – chłodziwa

3. Cykl z mieszanym czynnikiem chłodniczym i wstępnym schładzaniem przy użyciu propanu (C3 Mixed Refrigerant, czyli C3MR, Rys. 5) [24]. W tym układzie występują dwa cykle chłodnicze: pierwszy wielostopniowy, oparty na propanie, który odpowiada za wstępne schłodzenie gazu ziemnego do około 240 K oraz cykl z czynnikiem wieloskładnikowym (azot, metan, etan i propan), który odpowiada za głębokie schłodzenie oraz skroplenie gazu ziemnego. Propan w części wstępnego schładzania gazu ziemnego jest w pierwszej kolejności sprężany do jednego stałego ciśnienia, a następnie jest rozdzielany na kilka wymienników ciepła. Propan na wlocie do każdego z wymienników ciepła rozprężany jest do innego ciśnienia. W ten sposób na wlocie do pierwszego wymiennika propan rozprężany jest do ciśnienia p_1 , na wlocie do drugiego do ciśnienia p_2 itd. gdzie $p_1 > p_2 > \dots > p_i$. Dzięki temu na każdym kolejnym wymienniku propan ma niższą temperaturę i może stopniowo schładzać wlotowy gaz ziemny. Zabieg ten zwiększa efektywność wstępnego schładzania i zwiększa sprawność całego układu. Wstępnie schłodzony gaz ziemny następnie przepływa do części układu odpowiedzialnej za jego głębokie schładzanie oraz skroplenie. W tej części układu czynnik pod postacią mieszaniny, podobnie jak w SMR, jest sprężany oraz ochładzany, a następnie przepływa przez główny wymiennik. Po przepłynięciu przez ColdBox czynnik jest rozprężany na zaworze i wraca do głównego wymiennika by skroplić gaz ziemny oraz ochłodzić czynnik wpływający do wymiennika.

Zastosowanie wstępnego schładzania pozwala na uzyskanie większej sprawności procesu skraplania gazu ziemnego niż w przypadku SMR, dzięki czemu cykl ten charakteryzuje się wysoką sprawnością oraz stosunkowo niską energochłonnością. Jednakże układ ten jest znacznie bardziej rozbudowany niż SMR czy NEC, dlatego też proces ten jest bardziej skomplikowany w zaprojektowaniu, budowie czy obsłudze oraz zajmuje więcej miejsca na terenie zabudowy. C3MR wymaga również większych nakładów inwestycyjnych, dlatego wykorzystuje się go głównie w produkcji LNG na dużą i średnią skalę [29].



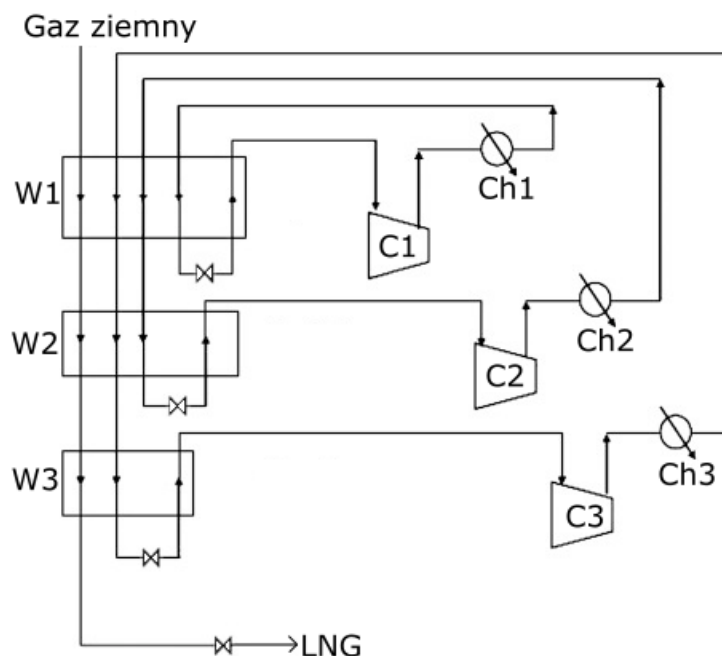
Rys. 5. Przykład uproszczonego układu skraplania gazu ziemnego C3MR. (opracowano na podstawie [30])

CC3 – sprężarka w obiegu metanu, CMR – sprężarka w obiegu wieloskładnikowego czynnika, S – separator, CB – coldbox, Ch1, Ch2 – chłodnice, Z1, Z2 – zawory redukcyjne

4. Skraplanie przy użyciu kaskady wielu czynników (Mixed Fluid Cascade Process, w skrócie MFCP, Rys. 6) [24]. Układ ten pracuje przy użyciu wielu czynników, które są rozdzielone od siebie. Sposób pracy tego układu jest podobny do C3MR, z tą różnicą, że w poprzednim układzie oddzielony był tylko pierwszy czynnik obiegowy, czyli propan, a czynnik odpowiedzialny za schłodzenie i skroplenie gazu był już mieszaniną czynników. W tym układzie każdy z czynników jest od siebie odseparowany i pracuje na różnych poziomach temperatur. Układ ten stosuje zazwyczaj cztery czynniki, czyli propan, etan, metan i azot, ale spotyka się również układy, które pracują bez pętli azotu.

W celu skroplenia gazu ziemnego wpływającego do jednostki skraplającej, gaz ten w pierwszej kolejności wpływa do pierwszego wieloczynnikowego wymiennika. Efekt chłodzący w tym wymienniku uzyskuje się z pętli propanowej. Propan jest sprężany do wysokiego ciśnienia oraz schładzany. Schłodzony gaz wpływa do pierwszego wymiennika, a następnie jest rozprężany by uzyskać niską temperaturę, po czym dodatkowo schłodzony czynnik wraca do pierwszego wymiennika

i schładza wlotowy gaz ziemny oraz wpływający propan. Do pierwszego wymiennika oprócz propanu i wlotowego gazu ziemnego wpływa również etan, metan i azot, które w tym wymienniku schładzają się do niższej temperatury. Pod koniec tej pętli propan wracany jest do sprężarki i cykl się powtarza. Wstępnie schłodzony gaz ziemny, etan, metan i azot kierowane są do następnego wymiennika, za wymiennikiem etan jest rozprężany, dzięki czemu ma niższą temperaturę i zawracany do wymiennika by obniżyć temperaturę czynników wlotowych. Etan po rozprężeniu wraca do sprężarki etanu, jest chłodzony i wpływa do pierwszego wymiennika. Schłodzony gaz ziemny, metan oraz azot wpływają do kolejnego wymiennika, za którym dochodzi do rozprężenia metanu, aby wykorzystać efekt jego schłodzenia po redukcji ciśnienia. Metan zawracany jest do sprężarki metanu, jest chłodzony, a następnie płynie do pierwszego wymiennika. Analogicznie pracuje pętla z azotem, jeśli w danym układzie występuje. W przypadku, gdy nie występuje pętla azotu to schłodzony gaz ziemny ulega skropleniu na wymienniku, gdzie rozprężony został metan. Jeśli występuje pętla azotu to gaz ziemny zostaje skroplony w części, w której rozprężany jest azot. Gaz ziemny po przepłynięciu przez wymienniki poszczególnych pętli tworzy LNG o odpowiednich parametrach do transportu i sprzedaży [31].



Rys. 6. Przykład uproszczonego układu skraplania gazu ziemnego MFCP. (opracowanie własne)

W1, W2, W3 – wymienniki ciepła, C1, C2, C3 – sprężarki, Ch1, Ch2, Ch3 – chłodnice

Osoba projektująca proces skraplania gazu ziemnego musi wziąć pod uwagę dobór poszczególnych elementów (wymyenniki ciepła, kompresory itp.), poziomy ciśnienia, różnice temperatur, rodzaj i skład czynnika chłodniczego. Większość dzisiejszych procesów produkcji LNG obejmuje etap wstępnego schładzania, w którym gaz ziemny jest schładzany do temperatury od 200 K do 240 K w zależności od technologii chłodzenia wstępnego. Wybór technologii skraplania zależy od skali procesu, kryteriów ekonomicznych, środowiskowych, licencyjnych lub technicznych [21][24].

1.5. Przygotowanie gazu ziemnego do procesu skraplania

Powszechnie stosowane metody skraplania gazu ziemnego związane są z obniżeniem temperatury gazu ziemnego do ok. 110 K. Bezpieczne osiągnięcie tej temperatury wymaga jednak, aby gaz ziemny spełniał odpowiednie wymogi jakości. Przed skropleniem gaz należy oczyścić z niepożądanych składników takich jak dwutlenek węgla, siarkowodór, para wodna czy rtęć. Gaz ziemny przed skropleniem musi spełniać odpowiednie wymagania, aby nie dopuścić do uszkodzenia lub zablokowania instalacji skraplania przez tworzące się niepożądane frakcje stałe. Wymagania te są zaprezentowane w Tabeli 1.

Tabela 1 Wymagania jakości gazu ziemnego przed skropleniem. [23]

Wymagane zawartości składników gazu ziemnego przed skropleniem	
Para wodna	<1 ppm
Siarkowodór	<1 ppm
Merkaptany	<1 ppm
Dwutlenek węgla	<50 ppm

W niniejszej pracy założono, że skraplany gaz ziemny jest gazem pobranym z sieci przesyłowej. Gaz ziemny w sieci przesyłowej jest gazem, który został oczyszczony i dopuszczony do transportu, magazynowania oraz używania zgodnie z Polską Normą PN-C-04752 z 2002 r. [32], zgodnie z którą jakość oczyszczonego gazu powinna być taka, aby w gazociągach nie zachodziły zjawiska powodujące niszczenie materiału gazociągu oraz zmniejszenie drożności. Wymagania co do jakości gazu ziemnego w sieci przesyłowej wykorzystywanego w dalszej części tej pracy zostały opisane w Tabeli 2.

Tabela 2. Parametry charakteryzujące jakość przesyłanego gazu. [33]

Wyszczególnienie	J.m.	System	
		Gazu ziemnego grupy E	Gazu ziemnego grupy LW
Min. ciepło spalania	MJ/m ³	38,0	30,0
Zakres zmienności liczby Wobbego	MJ/m ³	45,0 - 56,9	37,5 - 45,0
	kWh/m ³	12,500 - 15,806	10,417 - 12,500
Zawartość siarkowodoru	mg/m ³	≤ 7,0	
Zawartość tlenu	% mol/mol	≤ 0,2	
Zawartość ditlenku węgla	% mol/mol	≤ 3,0	
Zawartość par rtęci	μg/m ³	≤ 30,0	
Temperatura punktu rosy wody dla 5,5 MPa od 1 kwietnia do 30 września	°C	≤ 3,7	
Temperatura punktu rosy wody dla 5,5 MPa od 1 października do 31 marca	°C	≤ -5,0	
Temperatura punktu rosy węglowodorów	°C	0,0	
Zawartość pyłu o średnicy cząstek większej niż 5 μm	mg/m ³	≤ 1,0	
Zawartość siarki merkapanowej	mg/m ³	≤ 16,0	
Zawartość siarki całkowitej	mg/m ³	≤ 40,0	
Zakres zmienności temperatury paliwa gazowego wprowadzanego do systemu przesyłowego	°C	0 - 50	

Wszystkie wielkości w tabeli poza temperaturami punktu rosy wody podane są dla warunków normalnych, czyli:

- ciśnienie równe ciśnieniu atmosferycznemu - 101,325 kPa,
- temperatura - 273,15 K (0 °C)

Gaz ziemny w sieci przesyłowej (Tabela 2) nie spełnia warunków do kriogenicznej obróbki. Gaz ten należy głęboko oczyścić z pary wodnej, siarkowodoru, merkaptanów oraz dwutlenku węgla, tak aby spełniał zadane wymogi (Tabela 1).

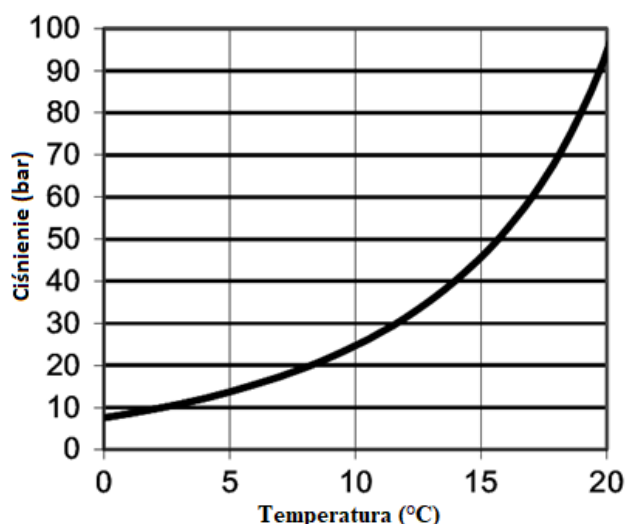
1.5.1. Osuszanie gazu ziemnego

Osuszanie gazu ziemnego jest to usuwanie wody, która jest w nim zawarta w formie gazowej. Przemysł gazu ziemnego wymaga osuszania gazu ziemnego, aby zapewnić ciągłą i bezawaryjną pracę systemu przesyłowego gazu ziemnego. Jeśli gaz nie zostanie oczyszczony, woda może skraplać się i akumulować, zmniejszając drożność rurociągu. Osuszanie gazu zapobiega także formowaniu się hydratów oraz zmniejsza korozję (podatność gazociągów na korozję od strony wewnętrznej).

Hydraty są to niestrawne połączenia cząsteczek gazu z wodą w fazie ciekłej, które powstają w niskiej temperaturze oraz wysokim ciśnieniu. Warunki termiczne powstawania hydratów określa w pewnym przybliżeniu krzywa Hammerschmidta (Rys. 7). Obszar pod krzywą określa obszar bezpieczny, w którym nie dochodzi do powstania hydratów. Hydraty mają postać ciała stałego przypominającego lód lub zbity śnieg i posiadają określoną temperaturę krytyczną w której się tworzą. Hydraty przy wyższym ciśnieniu (15 MPa) mogą tworzyć się nawet w temperaturze 35 °C. Aby temu zapobiec, należy utrzymywać temperaturę gazu powyżej temperatury wytrącania się hydratów lub zmniejszyć prężność pary w gazie tj. osuszyć gaz.

Warunkami koniecznymi do powstawania hydratów w gazie są:

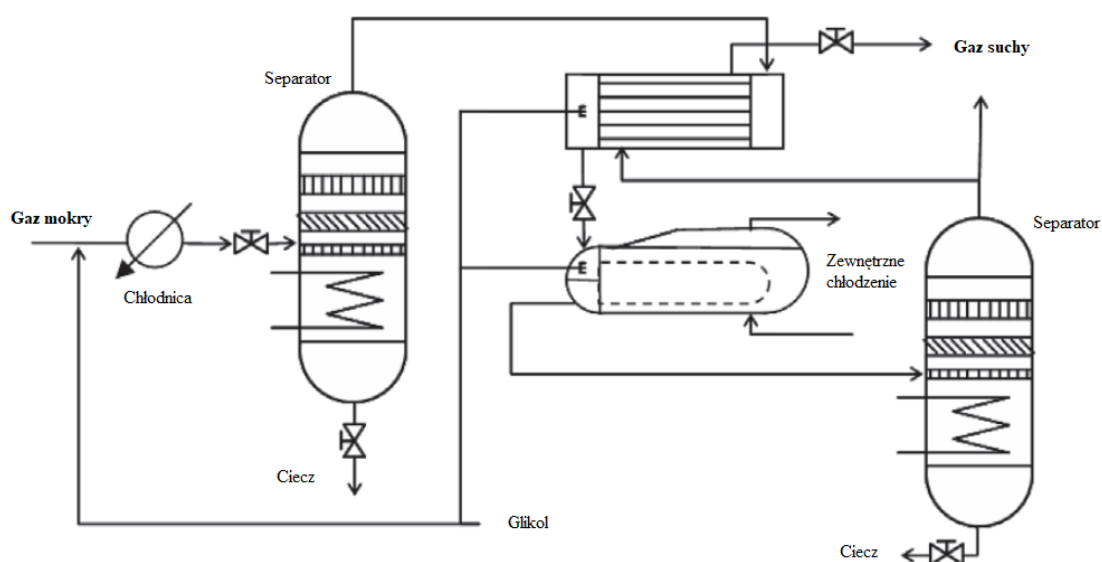
- obecność wody,
- obecność substancji hydratotwórczych,
- ciśnienie powyżej krytycznego dla danej temperatury,



Rys. 7. Przykładowa krzywa Hammerschmidta [34]

Schładzanie gazu

Udział nasyconej pary wodnej w gazie ziemnym zmniejsza się wraz z rosnącym ciśnieniem lub zmniejszającą się temperaturą. Gaz ziemny może więc zostać częściowo osuszony przez schłodzenie. W tym celu gaz może zostać ochłodzony zimnym powietrzem, wodą lub chłodzony amoniakiem. Stosuje się również proces ekspansji gazu (Rys. 8). Gaz ziemny musi zostać w tym procesie schłodzony poniżej temperatury, która może wystąpić podczas jego transportu lub użytkowania, aby zapobiec dalszemu wykraplaniu się pary wodnej. Metoda ta pozwala na obniżenie temperatury punktu rosy maksymalnie do $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ w zależności od zastosowanej technologii.



Rys. 8. Schemat instalacji redukcji ciśnienia gazu z wtryskiem glikolu [35]

Osuszanie gazu metodą absorpcyjną

Odwodnienie absorpcyjne polega na użyciu płynnego środka osuszającego w celu usunięcia pary wodnej z gazu. Procesy absorpcyjne są zazwyczaj używane do usuwania znacznych ilości pary wodnej z gazu ziemnego i pozwalają osiągnąć wymogi gazu ziemnego w sieci przesyłowej. Występuje wiele czynników osuszających ze zdolnością wchłaniania wody z gazu, jednakże poszukuje się cieczy, która powinna posiadać następujące właściwości [36]:

- Wysoka wydajność absorpcji.
- Łatwa i ekonomiczna regeneracja.
- Niekorozyjność i nietoksyczność.
- Brak problemów operacyjnych przy stosowaniu w wysokich stężeniach.
- Minimalna absorpcja części węglowodorowej gazu i brak zanieczyszczeń przez kwaśne gazy.

Glikole są najczęściej stosowanymi cieczami absorpcyjnymi. W procesach osuszania gazu ziemnego metodami absorpcyjnymi wyróżniono kilka glikoli, które są uznawane za odpowiednie do zastosowań komercyjnych.

- Glikol monoetylenowy jest stosowany jako inhibitor hydratów,
- Glikol dietylenowy (DEG),
- Glikol trietylenowy (TEG) jest najczęściej stosowaną cieczą odwadniającą,
- Glikol tetraetylenowy (TREG) jest bardziej lepki i droższy od pozostałych glikoli. Jego zaletą jest niższa prężność pary, która zmniejsza straty pary w absorberze.

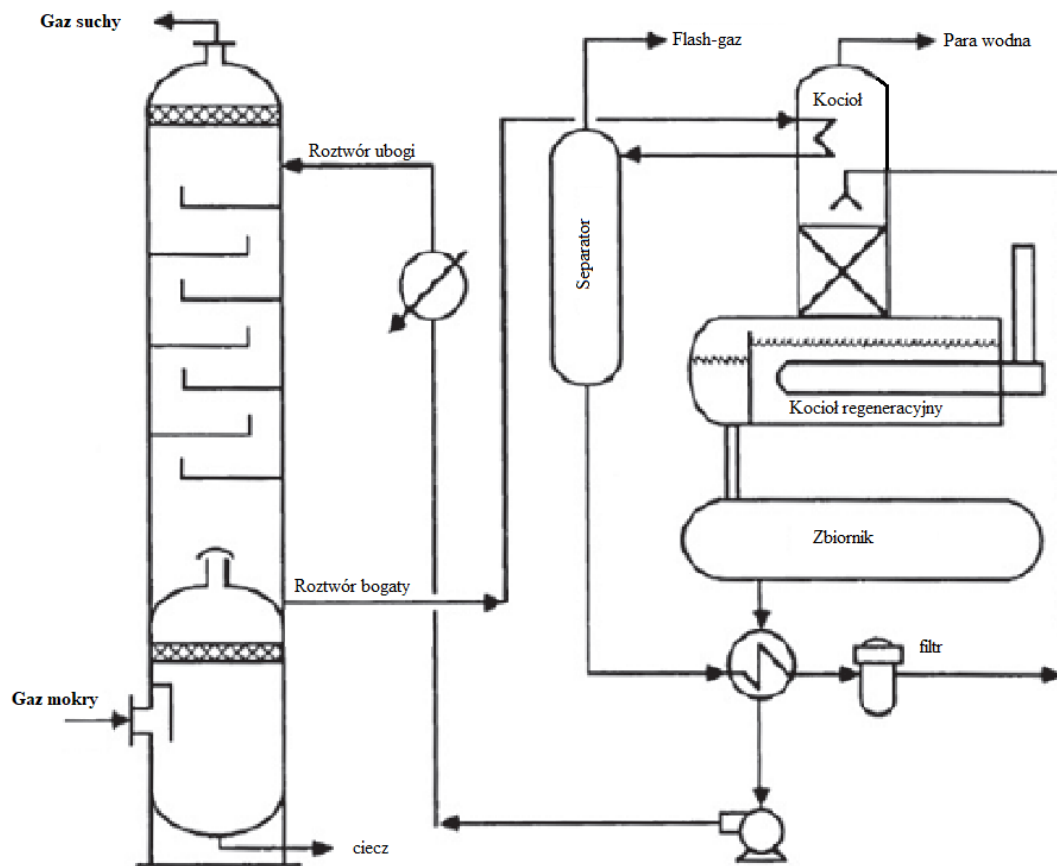
Wykorzystanie procesu absorpcji przy użyciu glikoli posiada szereg zalet:

- niskie koszty eksploatacyjne,
- wysoki stopień osuszenia gazu,
- łatwość regeneracji czynnika osuszającego,
- możliwość osuszania dużych ilości gazu przy dużych prędkościach przepływu.

Natomiast wadą tego procesu jest jego duża energochłonność. W tym procesie zaabsorbowana woda odparowuje, a glikol można ponownie użyć do osuszania gazu.

Warnik podgrzewany jest gorącym olejem, wytwarzanym w kotle.

Metody absorpcyjne wykorzystujące glikol pozwalają na obniżenie temperatury punktu rosy do wartości $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$.



Rys. 9. Schemat instalacji absorpcyjnego suszenia gazu ziemnego [35]

Osuszanie gazu metodą adsorpcyjną

Odwadnianie adsorpcyjne (lub w złożu stałym) to proces, w którym stosuje się środek osuszający, w stanie stałym, do usuwania pary wodnej ze strumienia gazu do punktu rosy wody poniżej $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$. Materiał osuszający nasycy się poprzez adsorbowanie wilgoci na jego powierzchni. Zatem dobry środek osuszający powinien mieć największą dostępną powierzchnię adsorpcji. Powszechnie stosowane są środki osuszające w postaci stałej, które można regenerować i używać w kilkuset cyklach adsorpcji i desorpcji.

Mechanizmy adsorpcji na powierzchni można podzielić na dwa rodzaje: fizyczne i chemiczne. Chemiczne obejmują reakcje chemiczną, określaną mianem chemisorpcji, które pozwala na silniejsze wiązanie między powierzchnią adsorbenta i cząstkami wody. Jednakże adsorbenty chemiczne mają bardzo ograniczone zastosowanie w przetwarzaniu gazów.

Fizyczna adsorpcja polega na utrzymywaniu adsorbentu na powierzchni adsorbenta przez siły powierzchniowe.

Pożądane właściwości adsorberów to:

- Duża powierzchnia lub wysoka pojemność. Używane adsorbenty w przemyśle mają powierzchnię czynną ok. 700 m²/g,
- Wysoka aktywność dla składników, które mają zostać usunięte i utrzymanie tej aktywności wraz z czasem użycia,
- Wysoka szybkość transportu masy,
- Łatwa i ekonomiczna regeneracja,
- Mały opór przepływu gazu przez złożę adsorbenta, aby ograniczyć spadek ciśnienia,
- Dobra wytrzymałość mechaniczna,
- Tani, niepowodujący korozji i nietoksyczny związek o dużej gęstości.

Materiały, które spełniają te kryteria i są wykorzystywane w przemyśle to:

- Boksyt - naturalnie występujący minerał, tlenek aluminium, Al_2O_3
- Żele - żele aluminowe lub krzemionkowe wykonane w postaci hydrofilowej.
- Aluminium - wytworzone lub naturalnie występujące powstałe z tlenku glinu i aktywowane poprzez ogrzewanie,
- Sita molekularne - wytworzone lub naturalnie występujące glinokrzemiany wykazujące stopień selektywności zależny od struktury krystalicznej. Pozwalają osiągnąć najniższy punkt rosy wody i mogą być używane w procesie jednoczesnego aminowego usuwania siarki i suszenia gazów.
- Węgiel - produkt węglowy poddany obróbce i aktywowany w celu uzyskania pojemności adsorpcji.

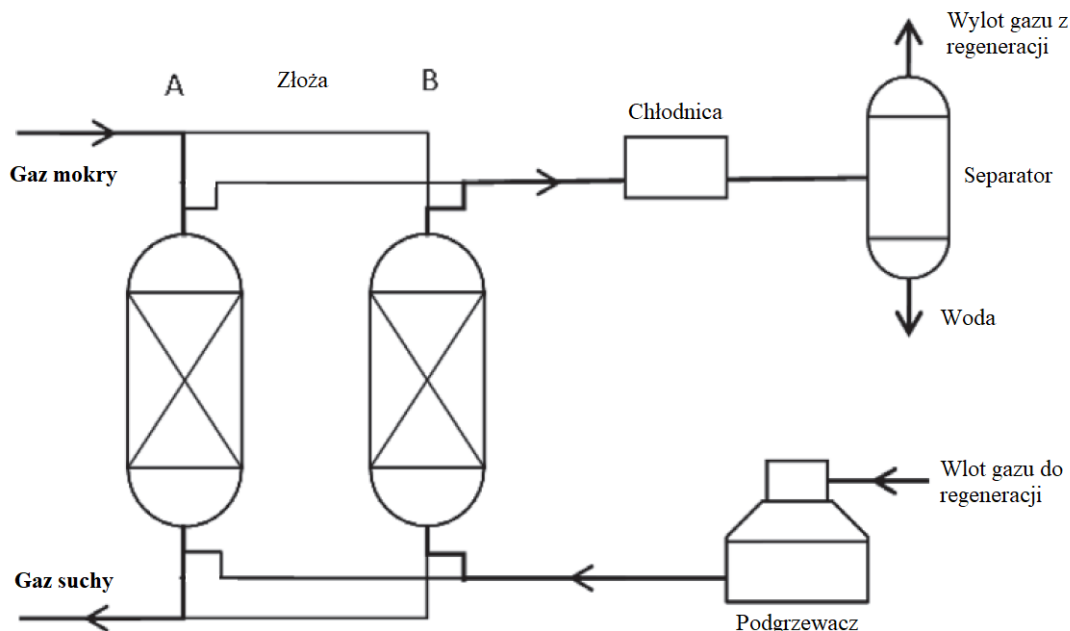
Sita molekularne charakteryzują się największą chłonnością pary wodnej i trwałością, przewyższając inne adsorbenty. Technologia ta jest zalecana przy osuszaniu gazu przed procesami kriogenicznymi.

Wykorzystanie procesu adsorpcji posiada wiele zalet [37]:

- możliwość uzyskania bardzo niskich temperatur punktu rosy (dla sit molekularnych mniejszych nawet niż -80 °C,
- możliwość zastosowania do osuszania nawet niewielkich ilości gazu,
- stosunkowo prosta instalacja i późniejsza eksploatacja,
- brak występowania zjawisk korozji i pienienia,
- mała wrażliwość na zmiany temperatury, ciśnienia czy prędkości przepływu gazu,

Wady tego procesu to:

- stosunkowo wysokie nakłady inwestycyjne,
- duże opory przepływu gazu w instalacji,
- duże zapotrzebowanie ciepła na regenerację adsorbera.



Rys. 10. Schemat instalacji adsorpcyjnego osuszania gazu [35]

1.5.2. Usuwanie dwutlenku węgla i siarkowodoru

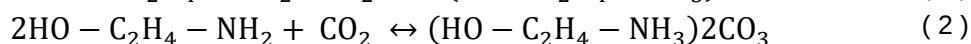
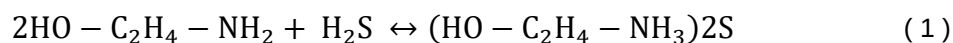
Sekcja oczyszczania gazu w zakładzie odgrywa kluczową rolę w obróbce gazu w celu spełnienia końcowych wymagań co do zawartości siarki oraz dwutlenku węgla.

Jednostka usuwania kwaśnych gazów (JUKG) usuwa głównie składniki kwasowe, takie jak siarkowodór (H_2S) i dwutlenek węgla (CO_2) ze strumienia gazu zasilającego. Do produkcji LNG należy usunąć CO_2 , aby uniknąć jego zamarzania w wymienniku kriogenicznym. Siarkowodór (H_2S) musi zostać usunięty, ze względu na jego toksyczność oraz aby uniknąć korozji metali w kontakcie z tym czynnikiem. Dodatkowo, siarczek karbonylu (COS), merkaptany i inne organiczne związki siarki, które przyczyniają się do emisji siarki, muszą być usunięte z gazu. Obecnie dostępne jest wiele procesów usuwania związków siarki i CO_2 z gazu ziemnego [38]. Istnieją trzy powszechnie stosowane procesy absorpcji do usuwania kwaśnego gazu w instalacjach LNG: absorpcja chemiczna, absorpcja fizyczna i procesy mieszane [39]. Inne procesy mają ograniczone zastosowania. Separacja membranowa jest odpowiednia tylko do

usuwania gazów kwaśnych o dużych stężeniach, a inne metody przetwarzania, takie jak frakcjonowanie kriogeniczne i adsorpcja złóż, nie są konkurencyjne cenowo.

- **Absorpcja chemiczna,**

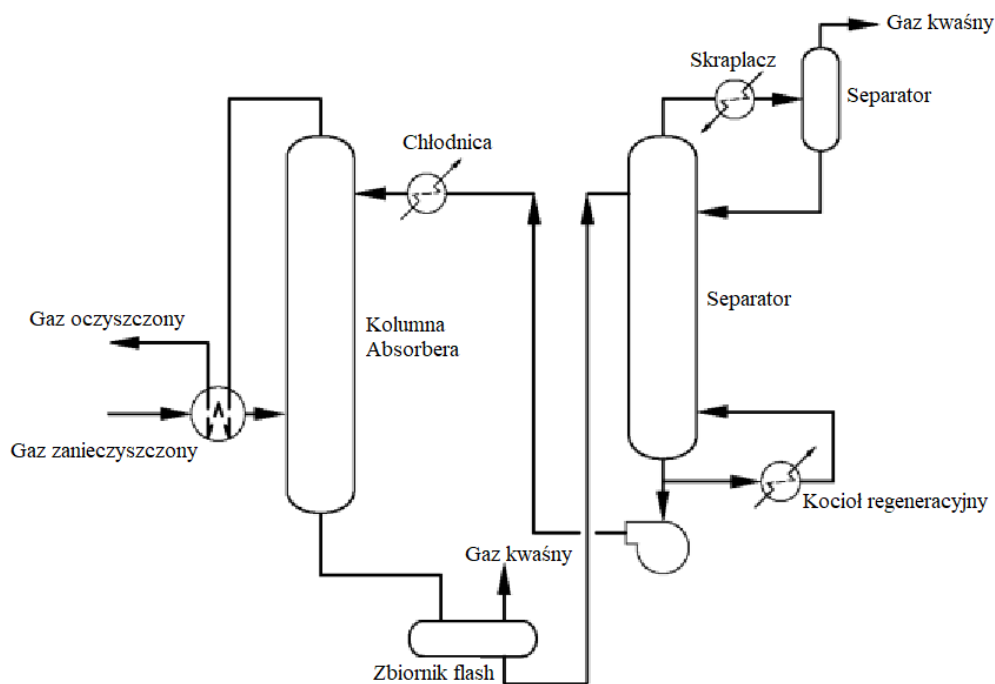
Procesy absorpcji chemicznej pochłaniają H_2S , CO_2 i do pewnego stopnia COS przy pomocy procesów aminowych. Zaletą tych procesów jest to, że rozpuszczalność aromatycznych i ciężkich węglowodorów w roztworze jest niska. Wadą jest ich wysokie zużycie energii podczas ogrzewania i chłodzenia w procesie regeneracji amin. Pomiędzy aminami a siarkowodorem oraz dwutlenkiem węgla zachodzą reakcje zgodnie z równaniami:



W wyborze absorbentu bierze się pod uwagę jego zdolność absorpcyjną, która mówi o ilości zanieczyszczeń jakie może wiązać, lotność oraz korozyjność. Typowymi przykładami procesów aminowych są wodne roztwory alkanoloamin, takich jak monoetanolamina (MEA), diglikoloamina (DGA), dietanolamina (DEA), diizopropanoloamina (DIPA) oraz metyldietanolamina (MDEA). Z wyjątkiem MDEA zastosowane aminy na ogół nie są selektywne i usuwają z gazu zarówno CO_2 jak i H_2S . Największą zdolność absorpcyjną ma MEA, jednakże wysoka prężność par może powodować reakcję z dwutlenkiem węgla oraz powstanie oksazolidenu-2, który oddziałuje korozyjne i osadza się w aparaturze [37]. Typowy proces aminowy przedstawiono na Rys. 11.

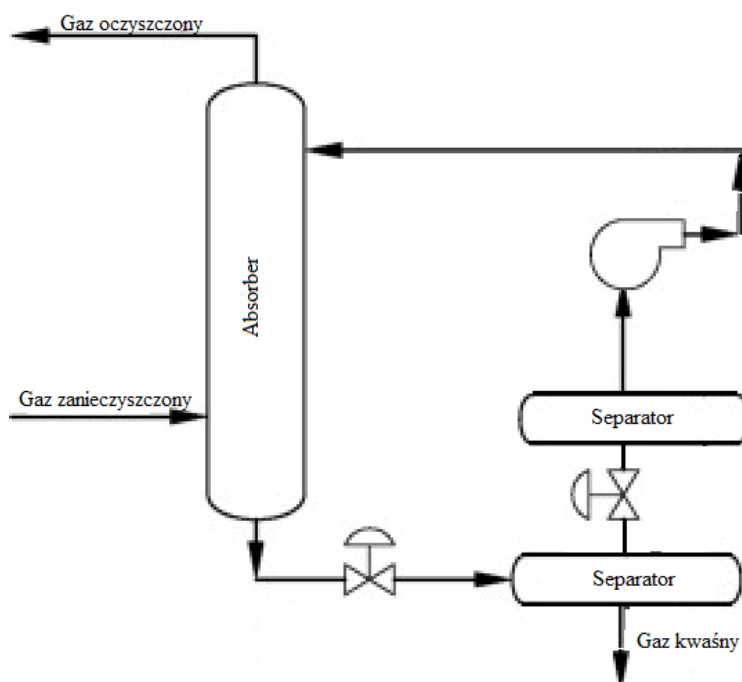
- **Absorpcja fizyczna,**

Procesy absorpcji fizycznej wykorzystują absorbent, który fizycznie pochłania CO_2 , H_2S i siarkę organiczną (COS , CS_2 i merkaptany). Absorbenty fizyczne można stosować z korzyścią, gdy ciśnienie cząstkowe składników usuwanych w gazie zasilającym jest wysokie, zwykle większe niż 3,5 bar. Zdolność do fizycznego związania kwaśnego gazu rośnie proporcjonalnie do wzrostu ciśnienia cząstkowego kwaśnego gazu, zgodnie z prawem Henry'ego



Rys. 11. Schemat procesowy absorpcji metodą chemiczną [39]

Dzięki temu proces ten może być konkurencyjny w stosunku do procesów absorpcji chemicznej w przypadku zastosowania wysokich ciśnień. Jednakże absorbenty fizyczne nie są tak agresywne jak chemiczne, dlatego mogą wymagać dodatkowych etapów przetwarzania. Istnieje kilka sprawdzonych procesów absorpcji fizycznych, takich jak na przykład Selexol (na licencji UOP), Fluor Solvent (na licencji firmy Fluor) lub Purisol (firmy Lurgi).



Rys. 12. Uproszczony schemat instalacji oczyszczania gazu metodą Fluor-Solvent [39]

- **Proces mieszany,**

Procesy z mieszanymi absorbentami wykorzystują mieszaninę absorbentów chemicznych i fizycznych. Są używane w oczyszczaniu gazów o wysokiej zawartości kwaśnych gazów. Ze względu na korzystne właściwości tych procesów są one dobrym wyborem do wielu zastosowań związanych z obróbką gazu ziemnego. Proces Shell Sulfinol jest jednym ze sprawdzonych procesów z mieszanymi rozpuszczalnikami [38].

- **Sita molekularne,**

Podobnie jak w przypadku usuwania wody z gazu ziemnego, sita molekularne mogą zostać również użyte do usunięcia pewnych ilości dwutlenku węgla ze strumienia gazu. Budowa takiej instalacji jest analogiczna do przedstawionej na Rys. 10 z tym wyjątkiem, że do usunięcia dwutlenku węgla używane są inne sita molekularne. Na rynku dostępne są rozwiązania, np. firmy Zeochem, które pozwalają na oczyszczenie gazu ziemnego z dwutlenku węgla przy zastosowaniu sit molekularnych z linii 5A lub 13X. Regeneracja sit odbywa się w temperaturach podobnych jak w przypadku usuwania wody, a energochłonność procesu jest podobna.

1.6. Cel pracy

Celem niniejszej pracy jest zaprojektowanie modelu jednostki skraplającej o mini skali, która będzie charakteryzować się zerową energochłonnością. W tym celu przewiduje się utworzenie jednostki skraplającej gaz ziemny, która będzie korzystać z egzergii odpadowej dostępnej w sieci przesyłu lub dystrybucji gazu ziemnego. W celu wykonania projektu wykorzysta się najpopularniejsze jednostki skraplania gazu ziemnego, czyli NEC, SMR, C3MR oraz MFCP. Zostanie przeprowadzona identyfikacja potencjalnych źródeł egzergii odpadowej. Jedno lub kilka źródeł egzergii odpadowej zostanie wybranych do dalszej części pracy, w której zostanie przeprowadzona wielowariantowa analiza termodynamiczna układu skraplania gazu ziemnego zintegrowanego z zaproponowanym układem odzysku egzergii odpadowej. W ostatnim kroku wariant o najlepszych parametrach, czyli o najniższej energochłonności i najwyższej sprawności egzergetycznej, zostanie zoptymalizowany przy użyciu dedykowanego programu optymalizacyjnego. Finalnie, na podstawie wyników optymalizacji, zostanie stworzony projekt jednostki skraplającej zintegrowanej z układem odzysku egzergii, o zerowej energochłonności i możliwie najwyższej uzyskanej sprawności.

1.7. Stan literatury

Przegląd literatury w niniejszym punkcie dotyczy najpierw wykorzystania źródeł energii i egzergii odpadowej w systemie gazowym, a następnie możliwości ulepszenia procesu skraplania gazu ziemnego, analizie egzergetycznej jednostek wytwarzających LNG oraz sposobom optymalizacji procesu.

Identyfikacja źródeł odpadowych i ich wykorzystanie lub zmniejszenie strat zostało wykonane i opisane w wielu źródłach literatury. Przykładowo Ernst i in. [40] identyfikowali problem pracy tłoczni gazu w systemie brazylijskim pod obciążeniem cząstkowym i analizowali możliwość przejścia maszyn w tryb pracy jako elektrownia gazowa w okresach zmniejszonego zapotrzebowania na przesył gazu, z wykorzystaniem inteligentnego zarządzania pojemnością przesyłową gazociągów. Prace prowadzone w Europie koncentrują się natomiast na możliwości wytwarzania energii elektrycznej z wykorzystaniem entalpii spalin opuszczających jednostkę napędową, czy to poprzez układ parowy lub przez ORC [41], lub poprzez układ gazowo powietrzny (Air Bottoming Cycle) [42]. Szacuje się, że potencjał wytwarzania energii elektrycznej w układach ORC wykorzystujących ciepło odpadowe z tłoczni gazu w skali Europy (EU-28) wynosi 664 MW [43]. Chaczykowski i in. [44] wykonali ilościowe określenie zniszczenia egzergii w systemie przesyłu gazu, w tym tłoczni gazu ziemnego. Kostowski i in. [45] badali możliwość odzysku energii i egzergii dla hybrydowej tłoczni gazu napędzanej turbinami gazowymi i silnikami elektrycznymi. Zidentyfikowali bilans energetyczny i egzergetyczny systemu oraz przeanalizowali niektóre opcje odzysku energii dla konkretnych jednostek. Yilmazoglu i in. [46] przeanalizowali pracę organicznego obiegu Rankine'a (ORC) zasilanego spalinami współpracującego ze spalinami uzyskanymi z tłoczni gazu ziemnego oraz przy użyciu różnych mediów roboczych. Chen i in. [47] przestudiowali możliwość odzysku energii i egzergii ze spalin z wewnętrznego silnika spalinowego z obiegami ORC i Kaliny, z różną pracą mediów i analizą różnych poziomów temperatury.

Oprócz wykorzystania ciepła odpadowego z tłoczni istnieje również inne źródło egzergii odpadowej związane z systemami transportu gazu ziemnego, czyli możliwość odzyskania egzergii ze sprężonego gazu pod wysokim ciśnieniem przy zastosowaniu ekspanderów gazu. Redukcja ciśnienia jest konwencjonalnie przeprowadzana przez regulatory ciśnienia, ale potencjał egzergii związanej z ciśnieniem można alternatywnie odzyskać za pomocą ekspanderów [48]. Temat ten jest dobrze rozpoznany w literaturze.

Barone i in. [49] przedstawili możliwość odzysku energii poprzez zastosowanie turboekspandera oraz kolektorów słonecznych dla stacji obniżania ciśnienia przy zapewnieniu stałej pracy systemu. Iancu i in. [50] zbadali możliwość zastosowania turboekspanderów zamiast reduktorów ciśnienia w przypadku projektu pilotażowego na wybranej stacji redukcyjnej. Ze względu na efekt Joula-Thomsona oraz zawartość cięższych węglowodorów, dwutlenku węgla i pary wodnej (tworzenie się stałych hydratów) w gazie ziemnym, nie zaleca się ekspansji gazu poniżej 0°C. W związku z tym zostały zaproponowane różne opcje podgrzewania gazu ziemnego przed redukcją ciśnienia. Poživil [51] zaproponował zastosowanie kotłów gazowych, które przy pomocy wymiennika ciepła przed redukcją podnoszą odpowiednio temperaturę gazu ziemnego. Lo Cascio i in. [52] przedstawili układ podgrzewania gazu przed ekspansją przy użyciu energii słonecznej i odpowiednio zbudowanego wymiennika. Kostowski i Uson [53] przeanalizowali zastosowanie układu kogeneracyjnego, w którym jedno z głównych zadań układu byłoby podniesienie temperatury gazu przed ekspanderem gazu ziemnego.

W przypadku pracy konwencjonalnych jednostek skraplania gazu ziemnego to wiele prac koncepcyjnych zostało poświęconych na ulepszenie procesu skraplania gazu ziemnego. Castillo i in. [54] przeprowadzili koncepcyjną analizę wstępnego etapu schładzania w celu znalezienia możliwości poprawy procesu skraplania gazu ziemnego. W ich pracy został wykorzystany program ASPEN HYSYS do symulacji obliczeniowych. Wang i in. [55][56] w swojej pracy przedstawili nową metodologię minimalizacji zużycia energii w układzie oraz optymalizacji pracy w systemie C3MR. Hatcher i in. [57] zaproponował metody i nowe podejście do optymalizacji procesów skraplania gazu. Austbø i Gundersen [58] przedstawili optymalizację przykładowego procesu skraplania gazu ziemnego z jedynie jednym cyklem opartym na rozprężaniu azotu. Ting i Wensheng [59] zaproponowali nowatorskie podejście do układów z wstępnym schładzaniem gazu ziemnego przy zastosowaniu metanu dla gazu ziemnego z wysoką zawartością etanu. Tianbao i in. [60] przeprowadzili optymalizację opartą na symulacji układu skraplającego. Określili optymalną kombinację mieszanych frakcji czynnika chłodniczego tak aby zminimalizować niezbędną moc napędową układu LNG. Jinrui i in. [61] przedstawili techniczną i ekonomiczną optymalizację procesów skraplania gazu ziemnego opartych na ekspanderze z cyklem chłodzenia gazu przed absorpcją, który może wykorzystywać ciepło odpadowe z silników spalinowych

lub z turbiny gazowej napędzających sprężarki w celu zmniejszenia poboru mocy przez proces skraplania.

W celu lepszego zrozumienia procesu skraplania gazu ziemnego oraz identyfikacji punktów pracy układu, które mogą pracować lepiej, w kilku pracach zastosowano analizę egzergetyczną jednostek LNG. Mehrpooya i Ansarinasab [62] obliczyli koszt destrukcji egzergii, współczynnik egzergoekonomiczny, destrukcję egzergii i sprawność egzergetyczną dla pojedynczego procesu skraplania gazu ziemnego z wybraną mieszanką chłodniczą. Tesch i in. [63] wykonali zaawansowaną analizę egzergetyczną procesu regazyfikacji LNG, z którym można zintegrować proces separacji powietrza. Morosuk i in. [64] opracowali zaawansowaną analizę egzergetyczną systemu z regazyfikacją LNG i wytwarzaniem energii elektrycznej. Ponadto wykonali również zaawansowane analizy egzergoekonomiczne i egzergośrodowiskowe, które pomogły obniżyć koszty ogólne wytwarzania LNG i poprawić ogólną wydajność jednostki. Vatani i in. [65] wnieśli duży wkład do zaawansowanej analizy procesów skraplania gazu ziemnego wykorzystującego mieszany czynnik chłodniczy. Na podstawie analizy pięciu jednostek skraplania gazu ziemnego wykazali, że większa część zniszczonej egzergii w komponentach układu jest pochodzenia endogennego, a nie egzogenego.

Wiele prac zostało poświęconych stworzeniu algorytmów optymalizacji jednostek skraplania gazu ziemnego, tak aby obniżyć energochłonność procesu ulepszając poszczególne elementy procesu. Alabdulkarem i in. [66] stworzyli model wybranej jednostki skraplającej przy zastosowaniu oprogramowania ASPEN HYSYS a następnie opracowali algorytm genetyczny, który miał na celu w dwóch etapach obliczeniowych znaleźć takie parametry cyklu, aby obniżyć maksymalnie zapotrzebowanie na energię napędową układu. Salehi [67] w swojej pracy na temat modelowania i optymalizacji jednostek LNG przeprowadził optymalizację układu stosując algorytmy ewolucyjne oraz algorytmy roju cząstek. Przeprowadził omówienie możliwości oraz wyników dla poszczególnych metod. Rehman i in. [68] przeprowadzili optymalizację cyklu SMR przy zastosowaniu wielowymiarowej optymalizacji Cogginsa i stwierdzili, że 43% destrukcji egzergi może zostać uniknięta. Primabudi i in. [69] zastosował optymalizację Pareto w celu znalezienia parametrów jednostki LNG, tak aby sprawność egzergetyczna była jak najwyższa oraz aby koszt inwestycyjny budowy układu był możliwie jak najmniejszy.

Niniejsza praca łączy ze sobą wymienione zagadnienia. Po identyfikacji i selekcji źródeł energii odpadowej zaproponowano nowy, autorski układ skraplania gazu zintegrowany ze stacją redukcyjną pracującą w systemie przesyłu i dystrybucji gazu. W kolejnym rozdziale pracy przeprowadzono identyfikację i analizę źródeł energii odpadowej dostępnych w systemie przesyłu i dystrybucji gazu ziemnego.

2. Identyfikacja źródeł egzergii odpadowej

Identyfikacja źródeł egzergii odpadowej została przeprowadzona na podstawie wybranych dwóch tłoczni, dwóch stacji redukcji ciśnienia na tłoczni oraz jednej „wirtualnej” stacji miejskiej. Nazwy i lokalizacje obiektów nie zostały podane w pracy z uwagi na umowy poufności zawarte przy realizacji prac przemysłowych, z których zaczerpnięto dane tych obiektów. Część danych pozyskano w wyniku realizacji dwóch projektów przemysłowych, które obejmowały kolejno analizę pracy tłoczni gazu ziemnego wraz z rekomendacją wykorzystania ciepła odpadowego *Analiza możliwości zagospodarowania energii odpadowej na tłoczni gazu ze szczególnym uwzględnieniem odzysku ciepła odpadowego ze spalin* oraz analizę pracy stacji redukcji ciśnienia gazu ziemnego wraz z rekomendacją jej modernizacji *Zagospodarowanie energii odpadowej na potrzeby własne tłoczni gazu przy zastosowaniu ekspandera*. Projekty te realizowano dla Operatora Gazociągów Przesyłowych Gaz-System S.A..

Podczas realizacji tych projektów oraz w ramach prac analitycznych wykonywanych na większej liczbie obiektów stwierdzono, że największy potencjał odpadowej egzergii znajduje się w jednostkach napędowych sprężarek tłoczących gaz w sieci przesyłowej. Napęd sprężarek może stanowić:

- turbina gazowa, zasilana gazem ziemnym, bezpośrednio połączona ze sprężarką,
- spalinowy silnik tłokowy, dwu- lub czterosuwowym, zasilany gazem ziemnym, mogą być w zabudowie zintegrowanej ze sprężarką lub jako oddzielna jednostka,
- silnik elektryczny, najczęściej są to silniki synchroniczne o prędkościach obrotowych dostosowanych do prędkości sprężarek oraz wysokim napięciu zasilania,

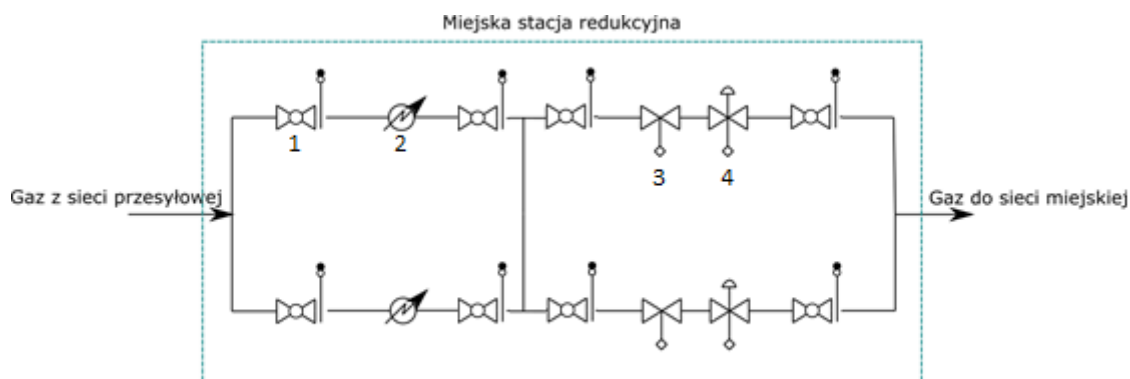
Tym niemniej, potencjał egzergii odpadowej na tłoczniach gazu dotyczy ciepła, które wymagałoby dalszych przemian termodynamicznych, aby zasilić jednostkę skraplania gaz ziemny w energię napędową elektryczną. W celu uniknięcia wydłużania łańcucha przemian energii przeanalizowano również inne obiekty pracujące w systemie przesyłowym. Stwierdzono, że na stacjach redukcyjnych występuje potencjał egzergii możliwy do wykorzystania, jest on dostępny w mniejszej ilości niż w układach napędowych sprężarek, jednakże nie wymaga znacznego wydłużania ciągu przemian termodynamicznych oraz znacznych nakładów finansowych, terenu do zabudowy czy nie powoduje komplikacji pracy układu. Co więcej, stacji redukcyjnych w systemie przesyłowym jest około 950 i są one rozproszone na terenie całego kraju. W sieci

dystrybucyjnej, według danych PSG [70], występuje ponad 8200 obiektów. Wykorzystanie energii odpadowej stacji redukcyjnych jako potencjalny napęd jednostki skraplającej pozwoliłoby na podniesienie rangi obiektów stacji, produkcję LNG w systemie rozproszonym oraz budowę infrastruktury LNG dla wielu obszarów zarówno w Polsce jak i w innych krajach o umiarkowanych stopniu gazyfikacji. Zaproponowany układ pozwoliłby stworzyć punktowe obszary skraplania oparte o istniejącą sieć, a następnie na dotarcie z LNG do obszarów pozbawionych dostępu sieci.

Identyfikacja źródeł energii odpadowej została wykonana szeroko, tak aby zbadać każdą możliwość, jednakże główny nacisk został położony na identyfikację źródła odpadowego dostępnego w stacjach redukcyjnych.

2.1. Stacje redukcyjne

Wykorzystanie strumienia spalin o wysokiej temperaturze jako źródło energii do odzysku jest powszechnie znane i stosowane. Jednakże oprócz ciepła dostępnego w spalinach jest również dostępne inne źródło energii, które w znacznej większości nie jest wykorzystywane w krajowym systemie gazowniczym. Tym źródłem jest potencjał wysokiego ciśnienia gazu ziemnego w rurociągu przed rozprężeniem na zaworze redukcyjnym w stacjach redukcyjnych i redukcyjno-pomiarowych. Stacje obniżają ciśnienie gazu z wysokiego (np. 4,5 MPa) na niższe (np. powyższe średnie ok. 0,8 MPa lub średnie ok. 0,4 MPa) przy pomocy zaworu dławiącego na którym gaz jest dławiony izentalpowo, powodując stratę energii ciśnienia gazu. Część energii ciśnienia można odzyskać, jeśli zawór dławiący zostanie zastąpiony gazową turbiną rozprężną. Rozprężanie gazu na ekspanderze pozwala na zachowanie uprzedniej funkcji stacji redukcyjnej, czyli rozprężanie gazu do wymaganego ciśnienia oraz pozwoli na odzyskanie części energii ciśnienia, która na ekspanderze zostanie zamieniona na moc mechaniczną, którą dalej można konwertować na moc elektryczną na wyjściu z generatora.



Rys. 13. Uproszczony schemat stacji redukcyjnej:

**1 – armatura odcinająca, 2 – podgrzewacz, 3 – zawór szybkozamykający, 4 – reduktor roboczy
(opracowanie własne)**

W celu przeanalizowania skutku współpracy z jednostką skraplającą oraz identyfikacji potencjału modernizacji stacji redukcyjnej z zaworem dławiącym na gazową turbinę rozprężną wybrano do analizy trzy stacje redukcyjne:

- stację redukcyjną I (SRI) zasilającą turbinę GT10,
- stację redukcyjną II (SRII), zasilającą gazowe silniki tłokowe,
- oraz stację redukcyjną III (SRIII), jest to „wirtualna” stacja redukcyjna, która powstała jako wynik uśrednienia dziesięciu losowych miejskich stacji redukcyjnych. Dane zostały zaczerpnięte z Systemu Wymiany Informacji operatora sieci przesyłowej gazu ziemnego [17].

Zastosowanie ekspandera w miejsce zaworu redukcyjnego na stacjach redukcyjnych i redukcyjno-pomiarowym niewątpliwie ma swoje zalety i pozwala na wytwarzanie energii elektrycznej, którą można wykorzystać na potrzeby własne bądź odsprzedać do sieci energoelektrycznej. Odzyskana część energii wysokiego ciśnienia jest częścią pracy włożoną w sprężenie gazu do wymaganego ciśnienia w sieci przesyłowej. Jednakże dławienie gazu wiąże się z wystąpieniem efektu Joule’a-Thomsona. Efekt Joule’a-Thomsona opisuje zmianę temperatury rzeczywistego gazu lub cieczy podczas dławienia izentalpowego. Wraz z dławieniem gazu na zaworze występuje niewielki spadek temperatury, który w stacjach redukcyjnych wynosi około 0,5 K/bar [53]. Gaz ziemny należy więc podgrzewać, aby przeciwdziałać niechcianym skutkom obniżenia temperatury. Skutki te można podzielić na trzy grupy:

- Termodynamika. Zapobieganie tworzeniu się fazy stałej (lód, hydraty metanu),
- Mechanika. Niska temperatura obniża ciśnienie krytyczne szybkiej propagacji pęknięć w rurociągach dystrybucyjnych,

- Eksploatacja. Procedury pomiaru rozliczeniowego gazu ziemnego nie obowiązują poniżej -10°C .

W przypadku zastosowania zaworów redukcyjnych gaz przed redukcją jest podgrzewany zazwyczaj do temperatury 30°C w dedykowanym wymienniku ciepła (podgrzewaczu) połączonym z kotłem gazowym, co pozwala uniknąć ujemnych temperatur po obniżeniu ciśnienia.

Rozprężanie gazu ziemnego na gazowej turbinie rozprężnej powoduje znacznie głębszy efekt obniżenia temperatury niż w przypadku klasycznego zaworu. W przypadku ekspansji gazu w ekspanderze, występuje dodatkowo silnie obniżenie temperatury wynikające z przemiany entalpii w makroskopową energię kinetyczną przekazywaną do napędu maszyny. Przykładowo gaz ziemny o temperaturze 30°C po redukcji na zaworze ma temperaturę około 8°C , a po redukcji ciśnienia na ekspanderze temperatura ta może wynosić nawet -20°C , co jest sytuacją niedopuszczalną. W tym przypadku, aby przeciwdziałać temu ochłodzeniu należy do układu ekspandera dobudować wymiennik oraz źródło ciepła o większej mocy cieplnej, który jest w stanie podnieść temperaturę gazu przed redukcją do wyższych temperatur lub zastąpić istniejący układ układem nowszym o większej mocy cieplnej.

Alternatywnie, aby uniknąć spalania dodatkowego gazu, można wykorzystać ciepło odpadowe dostępne w okolicy. W przypadku stacji redukcyjnych zasilających tłocznie, ciepło jest dostępne w spalinach z silników gazowych czy turbiny gazowej. Należy w takim przypadku zbudować odpowiedni układ odzysku ciepła, aby podgrzać nim gaz przed redukcją. Dostarczenie ciepła do stacji redukcyjnej może się jednak wiązać ze znacznym nakładem inwestycyjnym.

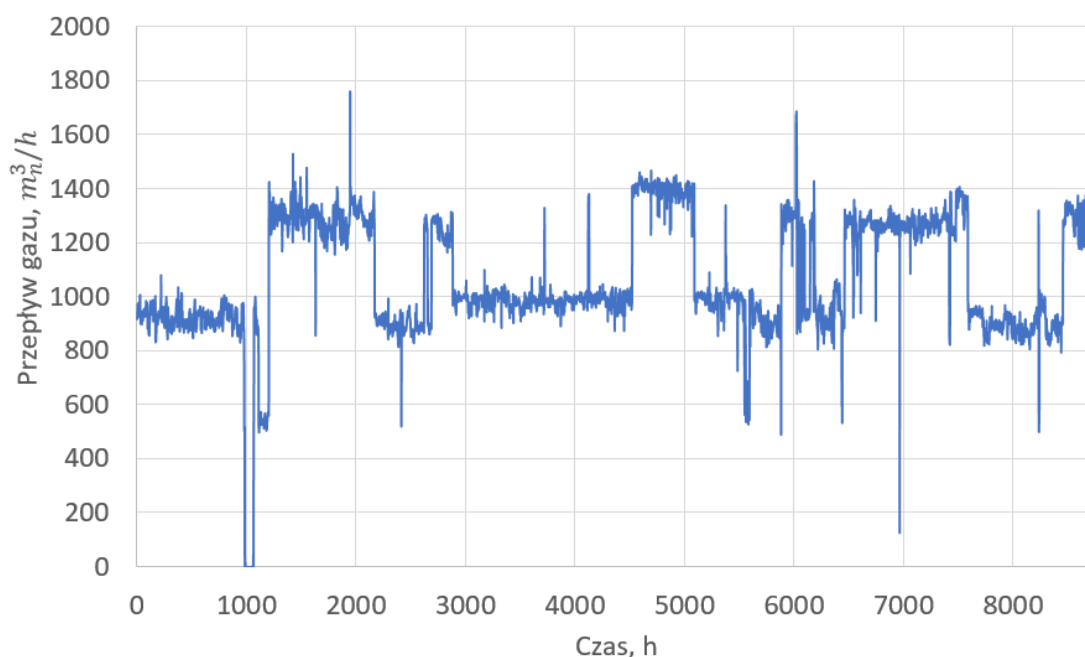
Można oszacować niezbędne dodatkowe ciepło do kompensacji efektu Joula'-Thompsona na podstawie równania (3).

$$Q_{kompensacji} = N_{el} \quad (3)$$

Na podstawie analizy wykonanej przez Kostowskiego oraz Usona [71] można stwierdzić, iż produkcja jednego kW mocy mechanicznej na ekspanderze wymaga 1 kW dodatkowej mocy cieplnej do kompensacji spadku temperatury przy rozprężaniu. W ten też sposób w dalszej części pracy dobierane są układy podgrzewu gazu przed redukcją w układzie ekspandera, w stosunku do mocy potrzebnej do kompensacji efektu J-T.

2.1.1. Stacja zasilająca tłocznie

SRI zasila komorę spalania turbiny GT10 w gaz ziemny z instalacji tłoczni od strony ssania, gdzie ciśnienie wynosi 3,5 MPa. Gaz zasilający komorę spalania turbiny powinien mieć ciśnienie niższe, około 2,45 MPa, co daje możliwość zastosowania ekspandera w celu rozprężenia tego gazu oraz wykonaniu pracy. Po przeanalizowaniu raportu pracy turbiny GT10 (uzyskanego w wykonywanym projekcie) z całego roku 2014 r. stwierdzono, że w większej części roku (5962 h) taki stosunek występuje, a więc zabudowa ekspandera jest technicznie możliwa.



Rys. 14. Przepływ gazu przez stację redukcyjną zasilającą tłocznie

Obliczenia teoretyczne parametrów pracy zespołu GT10 rozbudowanego o ekspander wykonano wykorzystując dane z raportu pracy turbiny. Do obliczeń przyjęto następujące dane:

- ciśnienie w sieci na ssaniu 3,5 MPa,
- ciśnienie paliwa do komory spalania 2,45 MPa,
- stosunek rozprężania 1,42,
- strumień gazu zasilającego 2716 Nm³/h,
- temperatura gazu na ssaniu 7°C,
- temperatura gazu za ekspanderem -14°C,
- sprawność izentropowa ekspandera 0,85.

Zaprezentowane dane są średnią z całego roku pracy zespołu. Wyniki nie uwzględniają podgrzewania paliwa gazowego przed ekspanderem, jednakże podniesienie

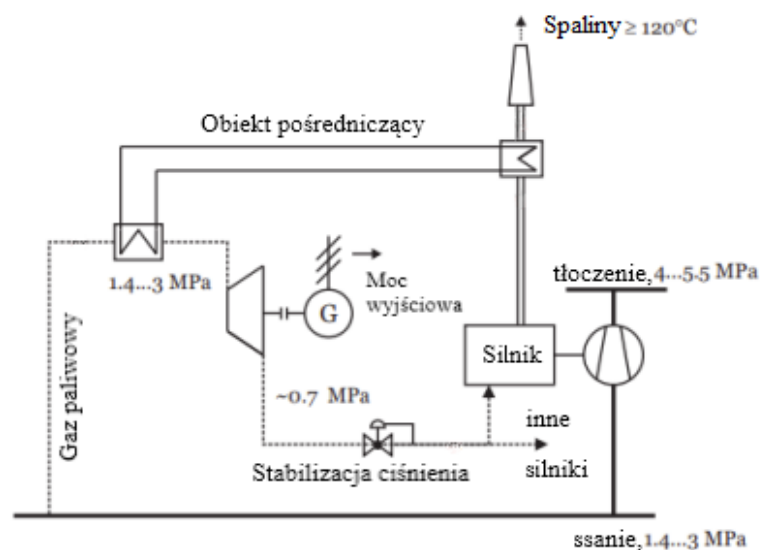
temperatury gazu ziemnego jest konieczne ze względu na wymóg dodatniej temperatury gazu na wylocie z gazowej turbiny rozprężnej.

Znając przebieg pracy turbiny GT10 określono strumień gazu ziemnego zasilającego komorę spalania, a więc również strumień gazu, który przepływałby przez ekspander. Założono temperaturę wlotową gazu jako 40°C i wylotową na 5°C jako temperaturę po podgrzewie, dzięki czemu oszacowano moc wewnętrzną ekspandera jako różnicę entalpii właściwej wlotowej i wylotowej przemnożonej przez strumień przepływającego medium (równanie (4)).

$$N_{i,ekspander} = \dot{m}(i_1 - i_2) \quad (4)$$

Na podstawie uzyskanych w projekcie danych dobrano moc zainstalowanego ekspandera na 25 kW. Ekspander wraz z generatorem elektrycznym jest w stanie wytworzyć 219 MWh energii elektrycznej rocznie, przy odjęciu czasu na planowe przestoje techniczne.

W przypadku SR II gaz ziemny jako zasilanie gazowych silników tłokowych wymaga obniżenia ciśnienia paliwa gazowego z ciśnienia na ssaniu (średnio 3,0 MPa) do około 0,7 MPa. W układzie tłoczni znajdują się również kotły, które wymagają ciśnienia 0,3 MPa, a więc redukcja ciśnienia w tym układzie jest jeszcze głębsza niż w poprzednio omówionym przypadku. Głównym odbiorem gazu ziemnego na tłoczni są silniki spalinowe, które mają stosunkowo stały pobór gazu paliwowego. Skoncentrowano się zatem na ciśnieniu 0,7 MPa jako wartości wykorzystywanej w obliczeniach.



Rys. 15. SR II: Proponowany układ odzysku energii z wykorzystaniem spalin (opracowanie własne)

Obliczenia teoretyczne parametrów pracy zmodernizowanej stacji redukcyjnej wykonano wykorzystując dane z raportu pracy tłoczni. Do obliczeń przyjęto następujące dane:

- ciśnienie w sieci na ssaniu 3,0 MPa,
- ciśnienie paliwa do komory spalania 0,7 MPa,
- stosunek rozprężania 4,25,
- strumień gazu zasilającego $\dot{V}_n$ zarejestrowany w systemie SCADA,
- temperatura gazu na ssaniu 7°C,
- wymagana temperatura gazu za ekspanderem 5°C.

Do uzyskania wyniku dostępnej energii wysokiego ciśnienia wykorzystano dedykowaną ofertę techniczną otrzymaną od TS Energy (Białoruś) (równanie (5)).

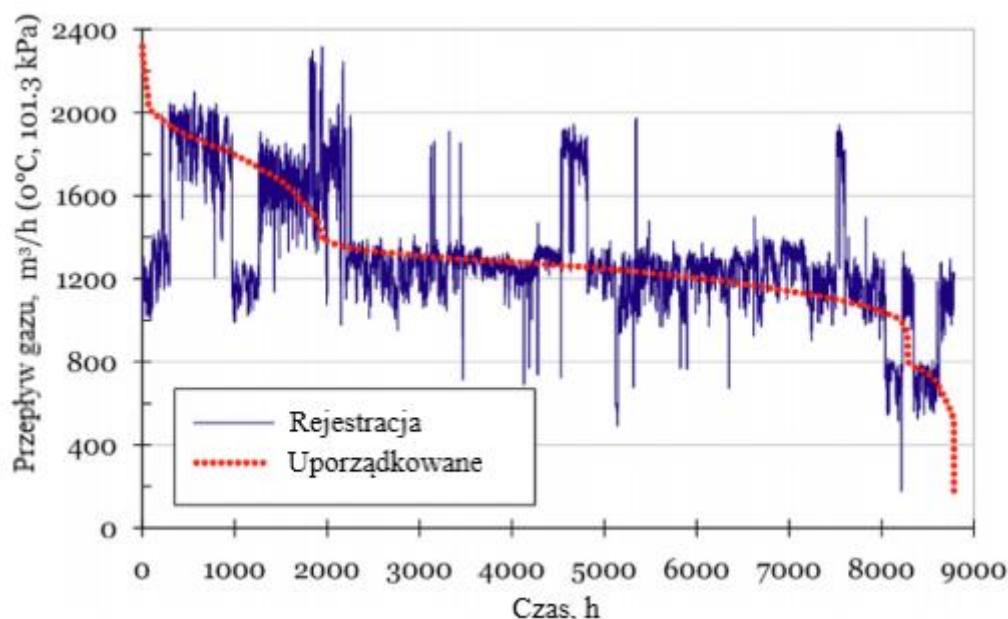
Empirycznie wyznaczone równanie otrzymane przez producenta określa moc elektryczną, którą można uzyskać na proponowanym ekspanderze przy danym przepływie gazu o danej temperaturze, gęstości oraz stopniu rozprężu. W zależności od modelu zastosowanego ekspandera występują dwa współczynniki korekcyjne, gdzie dla ekspandera o niskiej sprawności wartość ta wynosi 0,36, a dla ekspandera o wyższej sprawności wynosi 0,8.

$$N_{elektryczna} = \gamma_{kor} \frac{\kappa}{\kappa - 1} (\rho_n \dot{V}_n) RT (1 - \pi^{-\frac{\kappa-1}{\kappa}}) \quad (5)$$

Na podstawie uzyskanych wyników dobrano do instalacji zmodernizowanej stacji redukcyjnej ekspander o mocy 65 kW, który w ciągu roku, z przerwami na postój techniczny, jest w stanie wytworzyć 536 MWh energii elektrycznej.

2.1.2. Stacja zasilająca miasto

Stacja redukcyjna III jest „wirtualną” stacją redukcyjną, która powstała jako model odzwierciedlający miejską stację redukcyjną. Korzystając z danych dostępnych na stronie operatora sieci przesyłowej ([17]) wybrano losowo dziesięć stacji redukcyjnych w różnych lokalizacjach. Przeanalizowano dane, a następnie na ich podstawie stworzono model stacji redukcyjnej o uśrednionych cechach wszystkich wybranych stacji.



Rys. 16. Przepływ gazu przez wirtualną stację redukcyjną

Strumień gazu, wartość minimalna oraz maksymalna przepływu (strumienia) poszczególnych stacji zostały uśrednione. Ciśnienie wlotowe gazu ziemnego zostało przyjęte na poziomie 30 bar. Gaz jest rozprężany w tym układzie do 2 bar. Przepływ gazu ziemnego przez stację jest w zakresie od 500 do 2000 Nm³/h (Rys. 16) i jest on wiążącą daną do określenia możliwej do uzyskania mocy elektrycznej. Średnia wartość przepływu gazu ziemnego przez stację jest równa 1200 Nm³/h.

Odbiór gazu ziemnego analizowanej stacji jest w stosunkowo stabilny z niewielkimi wzrostami zapotrzebowania w niektórych okresach. Takie warunki pracy stacji redukcyjnej są korzystne dla pracy ekspandera. W celu odzysku części egzergii wysokiego ciśnienia przyjęto wymianę jednego ciągu z zaworem redukcyjnym na ciąg z ekspanderem. Moc ekspandera oszacowano na podstawie równania (5) oraz dostępnych danych:

- ciśnienie gazu na wlocie do stacji redukcyjnej,
- ciśnienie gazu na wylocie ze stacji redukcyjnej,
- stosunek rozprężania 15, (układ dwustopniowy)
- uśredniony strumień gazu zasilającego $\dot{V}_n$,
- uśredniona temperatura gazu przed ekspanderem,
- wymagana temperatura za ekspanderem 5°C,
- dwa współczynniki korekcyjne zależne od sprawności ekspandera, 0,36 oraz 0,80.

W zależności od aktualnego strumienia gazu produkcja energii elektrycznej waha się w granicach od 7 do 141 kW mocy elektrycznej. Dla wartości współczynnika 0,36 przyjęto ekspander o mocy 50 kW, a dla wyższej wartości przyjęto ekspander o mocy 100 kW. Zastosowanie ekspandera o mniejszej mocy pozwala na produkcję 350 MWh energii elektrycznej, a ekspandera o większej mocy pozwala na uzyskanie 750 MWh energii elektrycznej rocznie. W zależności od wielkości miasta oraz liczby ludności na każde miasto przypada kilka stacji redukcyjnych, a więc występuje potencjał energii odpadowej, którą można wykorzystać. Co więcej stacje te są rozproszone po terenie całego kraju, a więc możliwa jest zabudowa stacji oraz produkcja LNG w niemalże dowolnym miejscu objętym zasięgiem sieci gazowej. Stacje miejskie charakteryzują się stosunkowo stałym odbiorem w ciągu roku zapewniając nieprzerwaną produkcję LNG, za wyjątkiem remontów i przeglądów. Charakter pracy stacji redukcyjnych, ich ilość oraz ich lokalizacje w kraju powodują, że są to obiekty, które najlepiej odpowiadają celowi tej pracy.

2.2. Tłocznie

2.2.1. Turbina gazowa

Turbiny gazowe są stosowane jako napęd sprężarek w krajowym przesyłce gazu na większych tłoczniach przesyłowych, m.in. na gazociągu Jamalskim oraz w kilku innych tłoczniach. Coraz częściej spotykane są spalinowe silniki tłokowe lub silniki elektryczne. Zastosowanie turbin gazowych jednak nadal ma pewne zalety, m. in.:

- Prosta budowa, czyli brak korbowodów, tłoków czy specjalnych zaworów,
- Względnie małe gabaryty turbiny napędowej, większa moc z jednostki objętości,
- Mniejsze zużycie oleju niż w przypadku silników.

Napędzanie sprężarki turbiną gazową wiąże się również z:

- Wyższymi kosztami inwestycyjnymi,
- Skomplikowanym układem sterowania oraz regulacji,
- Skomplikowanym układem cieplnym (wysokie temperatury i niekiedy duże strumienie spalin),
- Wysokimi wymaganiami materiałowymi (wysoka temperatura).

W wybranej tłoczni z napędem turbinowym, sprężony gaz przepływa głównym gazociągiem o DN1000. Projektowa przepustowość tłoczni wynosi 675 000 Nm³/h przy projektowym ciśnieniu ssania 3,92 MPa. Sprężanie jest realizowane z poziomu 3,7 MPa

do 4,6 MPa (jest to średnia wartość roczna ciśnienia). Proces sprężania zachodzi w ośmiu zespołach sprężających ze sprężarkami o napędzie elektrycznym oraz sprężarce wirowej czterostopniowej zintegrowanej z turbiną gazową Alstom GT10. Układ sprężarki i turbiny gazowej jest w stanie zapewnić pełną przepustowość tłoczni. Na podstawie danych historycznych uzyskanych w wykonywanym projekcie (*Analiza możliwości zagospodarowania energii odpadowej na tłoczni gazu ze szczególnym uwzględnieniem odzysku ciepła odpadowego ze spalin*) określono charakter pracy układu (częstotliwość włączeń/wyłączeń), obciążenie oraz parametry temperatury oraz strumienia spalin. Nie wszystkie wielkości były mierzone na obiekcie, a więc w celu uzupełnienia danych pomiarowych wykonano symulację turbiny w programie GateCycle na podstawie znanych parametrów.

Na podstawie danych uzyskanych z raportów pracy turbiny otrzymano modelowe wartości strumienia spalin oraz entalpii właściwej spalin w odpowiednich chwilach czasu. Na ich podstawie wyznaczono wartość średnią, minimalną, maksymalną oraz sumę całoroczną. Do wykonania obliczeń wykorzystano:

- nominalną sprawność wewnętrzną sprężarki,

$$\eta_i = \frac{i_{\text{tłoczenie},s} - i_{\text{ssanie}}}{i_{\text{tłoczenie}} - i_{\text{ssanie}}} \quad (6)$$

- nominalną sprawność turbiny GT10,

$$\eta_T = \frac{N_{\text{mech}}}{\dot{P}Wd} \quad (7)$$

- użyteczny potencjał ciepła dostępny w spalinach, odniesiony do temperatury 120°C,

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{spalin}}(i_{\text{spalin},T} - i_{\text{spalin},120}) \quad (8)$$

- roczna użyteczna energia cieplna,

$$Q = \int_{\tau=0}^{\tau=8760} \dot{Q}(\tau) d\tau \quad (9)$$

Aby uzyskać potencjał odzysku ciepła ze spalin założono minimalną temperaturę spalin do której mogą zostać ochłodzone na 120°C (aprosymowano wartość przy pomocy modelu). Obliczono moc cieplną spalin dla temperatury minimalnej i następnie odjęto ją od mocy cieplnej wyznaczonej dla temperatury spalin wylotowych tak by uzyskać

użyteczny potencjał cieplny spalin, który w przypadku tej turbiny jest głównym źródłem energii odpadowej.

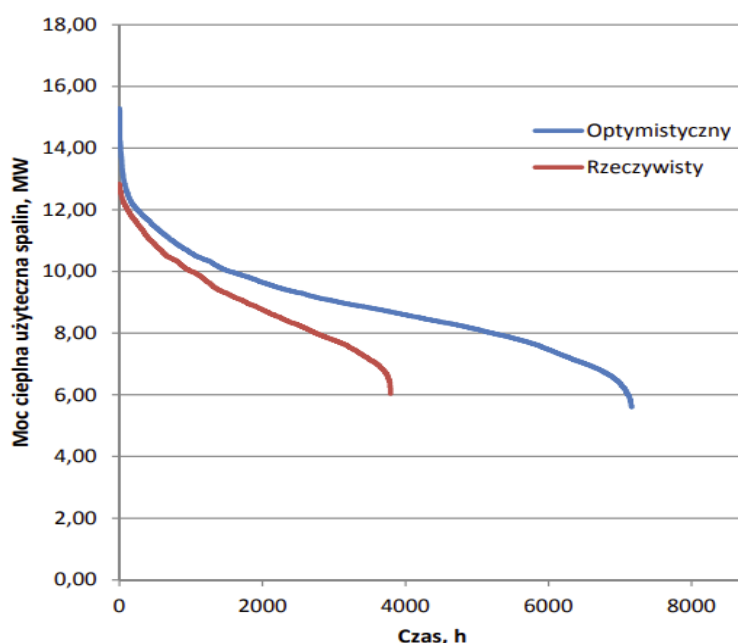
W prowadzonej pracy przemysłowej podjęto decyzję, aby sprawdzić możliwość wykorzystania tego ciepła odpadowego do:

- Celów grzewczych, potrzeby własne bądź sąsiedniej miejscowości,
- Zasilenia dedykowanego odbiorcy ciepła, takiego jak suszarnia drewna,
- Zasilenia układu ORC.

Energia cieplna użyteczna (tj. potencjał ciepła odpadowego odniesionego do poziomu temperatury 120°C) dostępna w ciągu roku w zależności od przyjętego scenariusza wynosi następująco:

- Scenariusz realistyczny (na podstawie aktualnych danych) 33297 MWh,
- Scenariusz optymistyczny (ze sztucznie wydłużoną pracą turbiny) 62832 MWh.

Do odzysku energii cieplnej odpadowej, dostępnej w cieple odpadowym założono wykorzystanie płaszczowo-rurowego wymiennika ciepła (kocioł odzyskowy) w ciągu spalin turbiny GT10.



Rys. 17. Wykres uporządkowany potencjału ciepła dostępnego do odzysku ze spalin

Z analizy danych z raportów pracy turbiny wynika, iż w większości turbina ta pracuje podczas sezonu grzewczego, dzięki temu wariant wykorzystania ciepła odpadowego na potrzeby grzewcze wydaje się najlepszym rozwiązaniem. Obliczenia na potrzeby projektu przemysłowego uwzględniały obliczenia zapotrzebowania na ciepło odbiorcy

i sposób dostawy tego ciepła, jednakże ze względu za założenia pracy, ciepło to jest brane pod uwagę jako źródło egzergii odpadowej dla układu skraplania gazu ziemnego. Odzysk ciepła ze spalin turbiny GT10 wymaga zabudowy kotła odzyskowego w ciągu spalin. Realizacja odzysku ciepła w tym układzie wymaga jednak przebudowy obecnego układu. Proponuje się dwie możliwości [72]:

- Zabudowa wymiennika ciepła w układzie pionowym.
- Przebudowa z pionowego układu na poziomy,

Odzyskane ciepło w podany sposób techniczny oraz w obliczonej powyżej ilości można dalej wykorzystać w wymaganym celu, czy to bezpośrednio jako ciepło czy też konwertować dostępne ciepło na moc mechaniczną bądź elektryczną. Uzyskane ciepło można wykorzystać do zasilenia chłodziarki absorpcyjnej, która pozwoliłaby na wstępne ochłodzenie gazu przed skropleniem. Kolejny sposób zastosowania odzyskanego ciepła przewiduje przemianę energii cieplnej w mechaniczną lub dalej w elektryczną, która posłużyłaby do napędu sprężarek w układzie skraplania gazu ziemnego.

2.2.2. Silnik elektryczny

Najczęściej stosowanymi silnikami elektrycznymi w tłoczniach gazu ziemnego w polskim systemie przesyłowym są silniki synchroniczne, głównie ze względu na ich długą żywotność. Dopuszcza się również stosowanie innych silników czy to prądu stałego czy prądu zmiennego. Silniki elektryczne stosuje się do napędu sprężarek ze względu na:

- wysoką sprawność energetyczną silników,
- możliwość sterowania przy pomocy urządzeń nadzorczych z większej odległości,
- mniejsze gabaryty niż w przypadku silników spalinowych.

Do wad tych silników można zaliczyć:

- wymóg stałego dostępu zasilania w energię elektryczną (konieczność zastosowania rezerwowych jednostek silników spalinowych Diesel),
- utrudnione warunki rozruchu w porównaniu do silników spalinowych (wymagany jest układ tzw. soft-startu w celu ograniczenia prądu rozruchowego lub dodatkowy układ rozruchowy w przypadku maszyny synchronicznej)
- mała elastyczność obciążenia związana ze stałymi obrotami silnika synchronicznego.

Praca silników elektrycznych została przeanalizowana na podstawie tłoczni, w której zabudowano turbinę GT10. Jest to osiem silników synchronicznych o mocy 3MW, które napędzają sprężarki o przepustowości 952 000 Nm³/h.

Stwierdzono, że ze względu na charakter pracy silnika elektrycznego (brak spalin), jego wysoką sprawność oraz niski poziom temperatury chłodziwa silnika (ok 80 °C), nie dysponuje on potencjałem energii odpadowej, którą można by było odzyskać i wykorzystać w układzie skraplania gazu ziemnego ani innym (lokalne potrzeby cieplne czy dla dedykowanego odbiorcy).

2.2.3. Spalinowe silniki gazowe

Spalinowe silniki tłokowe są używane w jednostkach tłoczących gaz w systemie przesyłu gazu. Nie posiadają tak wysokiej sprawności jak silniki elektryczne, jednakże:

- są bardziej niezawodne w porównaniu do silników elektrycznych,
- posiadają znany od lat układ pracy i regulacji,
- zasilane są gazem ziemnym, dzięki czemu w przypadku braku energii elektrycznej, tłocznia jako obiekt strategiczny może nadal pracować,

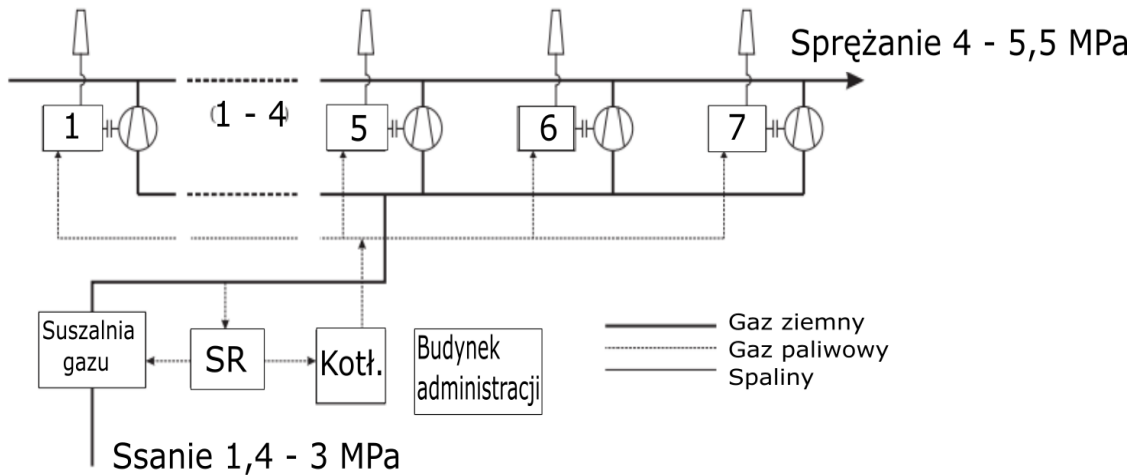
Do ich wad można zaliczyć przede wszystkim konieczność chłodzenia płaszcza silnika oraz wysoki potencjał niewykorzystanego ciepła zawartego w spalinach tych silników.

Do analizy pracy spalinowych silników tłokowych wybrano tłocznę, która spręża gaz z średnio 2,4 MPa do 4,7 MPa. Jest to jedna z tłoczni, na której wykonywano prace z wykorzystaniem ciepła odpadowego w projekcie przemysłowym (*Analiza możliwości zagospodarowania energii odpadowej na tłoczni gazu ze szczególnym uwzględnieniem odzysku ciepła odpadowego ze spalin*). Tłoczenie gazu odbywa się w sprężarkach napędzanych spalinowymi silnikami tłokowymi zasilanymi gazem ziemnym. Są to silniki dwusuwowe. W tłoczni zabudowany 7 zespołów sprężających. Dwa z nich są zasilane mniejszymi sześciocyndrowymi silnikami (silniki 1 i 2), a pozostałe pięć zasilane jest z większych jednostek o dwunastu cylindrach (silniki 3, 4, 5, 6, 7). Dostępne źródła ciepła odpadowego w układzie tłoczni to spaliny z silnika tłokowego, woda chłodząca płaszczyznę silnika, olej smarujący silnik oraz woda chłodząca sprężarkę. Parametry pracy każdego silnika były rejestrowane przez nadzorczy system kontroli i akwizycji danych (SCADA).

Na podstawie dostępnych danych należało określić potencjał energii dostępny w strumieniu spalin.

Entalpia właściwa spalin, czyli mieszaniny gazu (N_2 , O_2 , CO_2 , H_2O) została przybliżona na podstawie równania (10):

$$\bar{i}(p, T, x) \approx \sum x_i \bar{i}_i(T) \quad (10)$$



Rys. 18. Schemat ogólny wybranej tłoczni gazu.

(Kotł. - kotłownia, 1,2 ... 7 - numery silników)

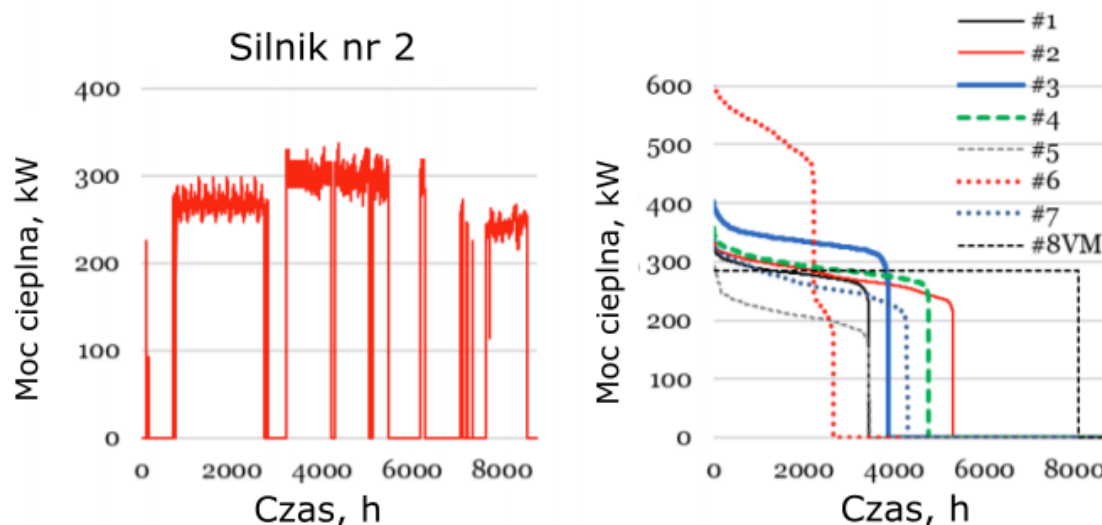
(opracowanie własne)

Entalpia właściwa dla poszczególnych składników w danej temperaturze została odczytana i aproksymowana za pomocą tabel dostępnych w literaturze [73].

Strumień wytworzonego, praktycznie dostępnego ciepła odpadowego wynika z różnicy entalpii właściwej spalin pomiędzy zadaną temperaturą wylotową spalin oraz z założonej temperatury granicznej $120^{\circ}C$. Wyznaczenie dostępnego ciepła odpadowego wykonano na podstawie równania (6).

Jak widać na Rys. 19, jednostki pracują w trybie nieciągłym ze stosunkowo długimi okresami postoju. Czas pracy silników waha się między 2649 godzin (jednostka nr 6) do 6295 godzin (jednostka nr 2). Jednostka 6 ma wyższy strumień ciepła odpadowego ze względu na wyższą temperaturę spalin, jednak czas działania tego silnika jest stosunkowo krótki. Biorąc pod uwagę dane zarejestrowanej eksploatacji najlepszym wyborem dla systemu odzysku ciepła byłyby silniki nr 2, 3 oraz 4. Jednak ze względu na to, że operator pracy tłoczni ma możliwość przełączania się między silnikami, dlatego proponuje się zdefiniowanie maszyny wirtualnej (VM) nr 8, która pracuje w sposób ciągły z pełnym obciążeniem przez cały rok, za wyjątkiem jednomiesięcznego okresu konserwacji. Moc cieplna wirtualnej maszyny została ograniczona do 285 kW

zgodnie z dostępną w okresie realizacji projektu ofertą techniczną wymiennika ciepła o tej właśnie.

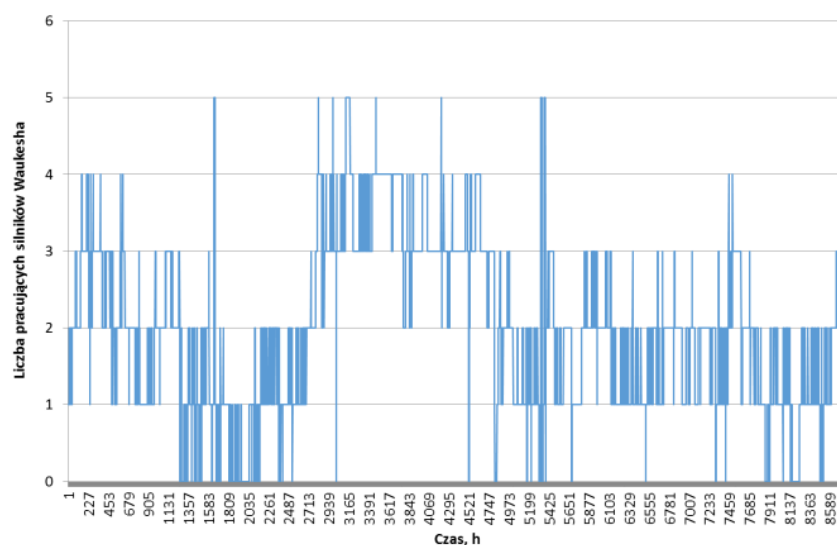


Rys. 19. Produkcja ciepła: profil wybranego silnika i roczna krzywa obciążenia dla wszystkich silników. 8VM oznacza maszynę wirtualną omówioną w tekście

Na Rys. 19 przedstawiono profil produkcji wybranego silnika oraz wirtualnej maszyny. Jak widać na Rys. 20. w szczycie zapotrzebowania pracuje maksymalnie pięć z nich. Silniki są co jakiś czas włączane i odstawiane. Zabudowa układu odzysku na jednym z silników wiązałaby się z pracą ‘dorywczą’. Układ taki w zależności od silnika pracowałby maksymalnie 1000h w ciągu roku, przez resztę czasu jednostka skraplania gazu ziemnego musiałaby być zasilana w pełni z sieci elektroenergetycznej.

W ramach wykonywanej pracy przemysłowej przewidziano wykorzystanie ciepła odpadowego na potrzeby zapotrzebowania do centralnego ogrzewania oraz ciepłej wody użytkowej na obiekcie tłoczni (potrzeby własne), wykorzystanie ciepła do ogrzewania pobliskiej szkoły (zarówno ciepłociągami jak i mobilnymi jednostkami PCM, czyli *Phase changing material*), zasilenie dedykowanego odbiorcy przemysłowego, który miałby być zbudowany w okolicy oraz zasilenia jednostki ORC, która miałaby wytwarzać energię elektryczną na potrzeby tłoczni. Rozwiązanie z wykorzystaniem ORC jest interesujące z punktu widzenia zasilania jednostki LNG w energię elektryczną.

Możliwość zastosowania spalin z silników spalinowych pozwala na odzyskanie od 253 do 942 MWh energii cieplnej rocznie w zależności od wybranego silnika lub wariantu wspólnego połączenia silników.



Rys. 20. Liczba pracujących maszyn w ciągu roku

W celu odzyskania energii odpadowej ze spalin wylotowych z silników należy zabudować komin układem odzysku z wymiennikiem i bypassem. Wybór wszystkich silników do odzysku energii cieplnej ze spalin jest technicznie możliwy i pozwala na znaczną produkcję energii elektrycznej, jednakże konieczność budowy wymienników na kominach wszystkich silników jest z ekonomicznego punktu widzenia bezzasadna. W tym celu należy wybrać jednostki, które należałoby zabudować układem odzysku ciepła odpadowego i częściej je włączać do pracy na tłoczni. Istnieje również możliwość zabudowy jednego wymiennika, który pracowałby na kolektorze spalin ze wszystkich silników. Jednakże większe obciążenie wybranych silników nie jest możliwe z punktu widzenia operatora tłoczni, który dba o równomierne obciążenie pracą wszystkich zespołów sprężających oraz dobranie ich pracy pod przeglądy. Zabudowa jednego wymiennika na kolektor z jednego komina spowodowałaby większe skomplikowanie układu orurowania oraz utrudniłaby eksploatację. W tym celu w ramach przedstawionego podejścia zasilania ORC w projekcie przedstawiono kombinację silników nr 2 i 3, która zostanie omówiona w podrozdziale podsumowania.

2.3. Wykorzystanie ciepła odpadowego

Na podstawie analizy pracy tłoczni zidentyfikowano dostępne źródła energii odpadowej, a więc i egzergii odpadowej. Egzergię można definiować jako maksymalną pracę, jaką układ termodynamicznie otwarty może wykonać w danym otoczeniu przechodząc do stanu równowagi z otoczeniem. Egzergia ciepła nie jest równa co do wartości energii

ciepła. Egzergia energii elektrycznej jest równa wartości energii elektrycznej. Wartość egzergii ciepła można wyznaczyć z równania (11) gdzie T_0 to temperatura otoczenia:

$$B_{ciepła} = Q(1 - \frac{T_0}{T}) \quad (11)$$

Znaczną część źródeł egzergii odpadowej w tłoczniach stanowią wysokotemperaturowe spaliny związane z pracą turbin gazowych i gazowych spalinowych silników tłokowych. Są to spaliny o zakresie temperatur 200 – 400 °C oraz o znacznym strumieniu, które jako źródło ciepła odpadowego są stosunkowo proste w odzysku i wykorzystaniu do zaspokojenia potrzeb cieplnych tłoczni czy jej sąsiedztwa. W pierwszej analizowanej tłoczni, roczna ilość energii, którą można by było odzyskać wynosi 8 324 MWh w scenariuszu rzeczywistej pracy. W tłoczni, w której analizowano gazowe spalinowe silniki tłokowe stwierdzono, że w najgorszym przypadku pracy tłoczni można uzyskać ze źródła ciepła odpadowego 253 MWh w ciągu roku. W przypadku zabudowy kolektora spalin na wspólny wymiennik lub zabudowy wszystkich kominów odzyskowymi wymiennikami ciepła pozwoli na znaczne zwiększenie ilości odzyskanej egzergii pod postacią ciepła.

Część egzergii odpadowej, którą można odzyskać zidentyfikowano w obiegu oleju oraz obiegu chłodzenia płaszcza spalinowych silników tłokowych. Podjęto decyzję o niewykorzystywaniu tego źródła ciepła ze względu na następujące czynniki:

- niewielka ilość energii możliwa do odzyskania w porównaniu do spalin, znacznie niższa temperatura i strumień zarówno w obiegu wody jak i oleju,
- trudna budowa układu odzysku ciepła, odzysk ciepła z tych obiegów wymagałby ingerencji w wewnętrzny układ pracy silnika w takim stopniu, który mógłby zaburzyć bądź utrudnić pracę układu napędowego sprężarki. Priorytetowym zadaniem tłoczni jest sprężanie gazu, dlatego nie należało podejmować ryzyka utraty stabilności pracy układu,
- utrudnione prace konserwacyjne podczas przeglądów silników z dobudowanym układem odzysku energii.

Energię cieplną odzyskaną ze spalin można wykorzystać do napędu jednostek skraplania gazu ziemnego. Zastosowanie ciepła bezpośrednio w układzie LNG jest niecelowe, chyba, że rozpatruje się chłodziarkę absorpcyjną w roli wstępnego układu chłodzenia. Układ chłodziarki absorpcyjnej pozwoliłby na obniżenie energochłonności procesu, ale nie zapewniłby jego zerowej energochłonności. Pomysł ten jednak nie jest w tej pracy rozwijany i nacisk został położony na konwersję energii cieplnej w energię

elektryczną. Zasilanie jednostki skraplającej dodatkowym źródłem energii elektrycznej pozwoli na znaczne zmniejszenie energochłonności napędów elektrycznych stosowanych do napędu sprężarek w układach skraplania.

2.3.1. Układ ORC

Obecnie najpopularniejszą technologią wytwarzania energii elektrycznej z ciepła odpadowego jest zastosowanie organicznego obiegu Rankine'a (ORC) [74]. Na rynku dostępna jest komercyjna szeroka gama modułowych systemów ORC do wytwarzania energii elektrycznej. Z kompleksowym przeglądem technologii ORC można zapoznać się w literaturze m.in. w [75]. Moce wyjściowe układów ORC wahają się od 10 kW (Enogia, Francja) do 25 MW (Exergy, Włochy). Technologia ta jest ograniczona jedynie kosztem inwestycji i lokalną dostępnością przestrzeni. Do zasilenia układu ORC w odzyskane ciepło niezbędny jest dobór wymiennika ciepła oraz projekt układu obiegowego, który będzie dostarczał odebrane ciepło ze spalin w wymienniku do wymiennika wewnętrznego dostępnego w modułowo zabudowanym ORC [76].

W ten sposób układ ORC zasilony w ciepło jest w stanie wytworzyć energię elektryczną, którą można zastosować w układzie skraplania gazu ziemnego.

W przypadku turbiny GT10 i wysokiej temperatury spalin można zaproponować budowę małego układu parowego, który mógłby pracować na parametrach podkrytycznych. Jednakże ze względu na potencjalne wysokie koszty inwestycyjne oraz niezbędną ilość miejsca do zabudowy pod taki blok, koncepcja ta nie została szerzej przeanalizowana.

2.3.2. Elementy termoelektryczne

Kolejnym proponowanym sposobem konwersji energii cieplnej jest zastosowanie elementów termoelektrycznych, które dzięki wysokiej temperaturze spalin oraz temperaturze odniesienia (np. otoczenie) mogłyby wytwarzać pewne ilości energii elektrycznej. Jednakże ze względu na niską sprawność tego rozwiązania oraz ich parametry pracy (do odzyskania znacznej ilości energii należałoby zabudować znaczną ilość takich elementów w odpowiednim układzie przepływowym spalin) zrezygnowano z tego wariantu konwersji energii [77].

2.3.3. Obieg Braytona (sCO₂)

Możliwym do zastosowania układem zamiany energii cieplnej jest obieg Braytona. Czynnikiem obiegowym jest dwutlenek węgla w stanie nadkrytycznym (sCO₂). Układ

ten jest potencjalną alternatywą dla systemów ORC. Jego zaletą jest przede wszystkim wykorzystanie powszechnie dostępnego i taniego czynnika roboczego. Technologiczny schemat obiegu jest w zasadzie identyczny z obiegiem ORC, a główną różnicą jest bezpośrednia wymiana ciepła między spalinami a czynnikiem roboczym. Nie ma więc tutaj konieczności stosowania dodatkowego obiegu wraz z wymiennikiem ciepła. Poziom gotowości technologii jest jednak niższy niż w przypadku ORC, a produkt obecnie oferowany na rynku przez jedną firmę jest dostępny w zakresie mocy wyjściowej od 1800 do 7500 kW mocy elektrycznej [78].

2.4. Wnioski

Na podstawie wykonanej identyfikacji i analizy możliwości wykorzystania źródeł egzergii odpadowej dostępnej w systemie przesyłu i dystrybucji gazu stwierdzono, że zastosowanie układu odzysku egzergii ze spalin turbiny napędzającej sprężarkę pozwala na produkcję znacznej ilości energii w ciągu roku i pozwala na uzyskanie wysokiej mocy elektrycznej dostępnej do zasilenia sprężarek w układzie skraplania gazu ziemnego. Turbina ta podczas normalnej eksploatacji prowadzonej zgodnie z założeniami operatora tłoczni pracuje (Rys. 17) przez połowę godzin w roku. Sprawia to, że układ LNG musiałby przez pozostałą połowę godzin w roku pracować na pełnym zasilaniu z sieci elektroenergetycznej przy znamionowej energochłonności. Można zaproponować ciągłe obciążenie turbiny przez cały rok, za wyjątków przestojów technicznych, co wydłuży czas zasilania linii LNG. Jednakże z danych eksploatacyjnych oraz rozmów z pracownikami wynika, iż turbina ta pracuje aktualnie na znacznym niedociążeniu i stosowana jest recyrkulacja w celu uniknięcia pompażu. Obsługa tłoczni dąży do jak najmniejszego użycia tego zespołu. W celu poprawy jakości pracy tłoczni oraz zapewnieniu jej stałej eksploatacji wymagane jest duże zapotrzebowanie na tłoczenie gazu. Pomimo znacznych możliwości produkcji energii elektrycznej, spaliny z turbiny gazowej zostały wyeliminowane z dalszej analizy.

Zastosowanie egzergii odpadowej ze spalin gazowych silników spalinowych pozwala na mniejszą produkcję energii elektrycznej do napędu układu skraplania gazu ziemnego niż w przypadku turbiny gazowej, jednakże silniki te są znacznie częściej stosowane, co pozwoli na szersze zastosowanie ewentualnego układu proponowanego w tej pracy. Ilość energii elektrycznej wyprodukowanej przy zastosowaniu jednostek ORC jest w stanie znacznie obniżyć energochłonność układów LNG. Jednakże pełne wykorzystanie potencjału ciepła odpadowego dostępnego w spalinach z tych silników

wiąże się ze znacznym problemem techniczno-ekonomicznym. W tłoczni ze sprężarkami napędzanymi silnikami gazowymi występuje kilka mniejszych jednostek sprężających, w przeciwieństwie do jednej dużej takiej jak ta zasilana turbiną GT10. W tym przypadku, ze względu na popyt gazu, pracuje kilka wybranych silników, lecz nie wszystkie. Obsługa i operator tłoczni dążą do równomiernego obciążenia poszczególnych układów sprężających, a więc w ciągu roku nie występuje taka sytuacja, aby choć jeden silnik pracował przynajmniej 7000h (Rys. 20).

Ze względu na charakter pracy tłoczni, odstawienia oraz postoje silników nie jest możliwe, aby obciążyć jeden silnik przez dłuższy czas w roku. Można zatem zaproponować, aby albo zbudować kolektor spalin zbierający spaliny ze wszystkich silników albo zabudować wymienniki odzyskowe na kominach wszystkich silników. W aktualnym systemie pracy tłoczni praca silnika taki jak dla zaproponowanej maszyny wirtualnej nie jest możliwa do realizacji. Wysokie koszty inwestycyjne oraz ilość niezbędnego miejsca do modernizacji układu o układ odzysku powodują, że takie przedsięwzięcie nie jest ekonomicznie uzasadnione. Z powyższych powodów odstąpiono od tego rozwiązania w dalszej pracy.

Wykorzystanie energii potencjału wysokiego ciśnienia pozwala na zabudowę układu skraplania gazu ziemnego w dowolnej lokalizacji, w której dostępna jest stacja redukcyjna. Stacje redukcyjne pracują stabilniej i przez większą część roku niż poszczególne silniki spalinowe czy omówiona turbina. Niezależnie od tego które silniki w danej chwili pracują, strumień gazu przepływający przez SRII (stacja zasilająca tłocznię) jest względnie stały dzięki temu, że przez większość czasu w roku pracują przynajmniej dwa gazowe silniki tłokowe. SRIII zasilająca odbiór miejski pracuje stosunkowo stabilnie. Pojawiają się pewne zmiany strumienia, jednakże są one krótkie i przez większość roku stacja pracuje na poziomie 820 kg/h. Stacja redukcyjna zasilająca turbinę gazową niestety nie powiela tego schematu pracy, gdy sprężarka napędzana turbiną GT10 jest włączana do ruchu to wtedy pracuje również SRI, gdy z kolei nie ma zapotrzebowania na gaz paliwowy to stacja redukcyjna nie pracuje. Nie można więc powiedzieć, że układ ten również pracuje stabilnie w ciągu roku. Jednakże, jeśli turbina gazowa miałaby pracować przez większą część roku to właśnie ona byłaby głównym źródłem energii odpadowej, a nie stacja redukcyjna. Możliwa ilość energii elektrycznej do wytworzenia w ciągu roku w zależności od stacji wynosi 219 MWh dla SRI, 536 MWh dla SRII oraz 350 MWh dla SRIII w przypadku

zastosowania ekspandera z niższą sprawnością wewnętrzną (Tabela 3). Jak można zauważyć ilość energii elektrycznej uzyskana za pomocą tego rozwiązania jest podobna do ilości energii odzyskanej w spalinach gazowych silników tłokowych, pomimo wstępnych przewidywań, iż potencjał ten będzie mniejszy.

Zatem rozwiązanie to jest podobne, jeśli bierzemy pod uwagę ilość wyprodukowanej energii elektrycznej, którą można dalej wykorzystać do napędu sprężarek jednostki skraplającej gaz ziemny. Zabudowa układu ekspandera na stacji redukcyjnej jest mniej technicznie wymagająca i złożona niż zabudowa układu odzysku ciepła oraz zintegrowania go z jednostką ORC.

Tabela 3. Podsumowanie wyników produkcji energii elektrycznej w ciągu roku w zależności od rodzaju obiektu, jego lokalizacji oraz układu odzysku.

Obiekt	Stacje redukcyjne			Turbina gazowa	Gazowe silniki spalinowe			
Lokacja	SRI	SRII	SRIII	GT10	1	2	2+3	3
Układ odzysku	Ekspander			ORC	ORC			
Ilość odzyskanej energii, MWh/r	219	536	350	8324	123	186	396	178

Ze względu na występowanie różnych poziomów ciśnień w sieci dystrybucyjnej, stacje redukcyjne są liczniejsze w systemie dystrybucji gazu ziemnego niż w sieci przesyłowej. Ich dostępność pozwoli na rozproszoną produkcję LNG w zaproponowanym układzie skraplania gazu ziemnego. Występuje 15 tłoczni w systemie przesyłu gazu ziemnego, z kolei stacji redukcyjnych w sieci dystrybucyjnej i przesyłowej jest ponad 9000 sztuk, co pokazuje jak duży potencjał odzysku energii wysokiego ciśnienia znajduje się w krajowych stacjach redukcji ciśnienia.

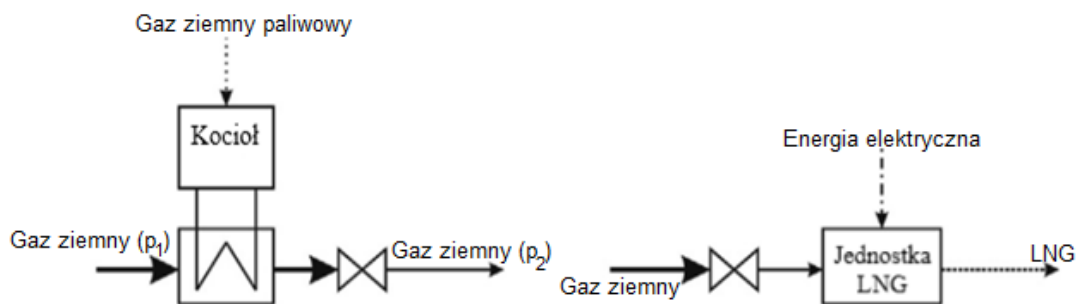
Ze względu na stabilność pracy stacji redukcyjnych, produkowaną przez nie ilość energii elektrycznej, dostępną moc elektryczną oraz ich liczbę w systemie przesyłu i dystrybucji gazu ziemnego wybrano stacje redukcyjne jako wiążące źródło energii odpadowej, które zostanie wykorzystane i przeanalizowane w dalszej części pracy. W następnym rozdziale zaproponowano wstępny układ integracji stacji redukcyjnej oraz jednostki skraplającej gaz ziemny.

3. Współpraca linii skraplania gazu ziemnego ze stacją redukcyjną w modelu blackbox

3.1. Omówienie proponowanego układu

W tym rozdziale przedstawiono propozycję układu skraplania gazu ziemnego zintegrowanego ze stacją redukcyjną wyposażoną w ekspander gazu w modelu tzw. *black box*. Jest to najprostszy sposób integracji linii skraplania gazu ziemnego ze stacją redukcyjną, pozwalający już jednak osiągnąć pewną redukcję energochłonności jednostki skraplającej. W tym układzie stacja redukcyjna i układ skraplania gazu ziemnego są dwoma odrębnymi modułami umieszczonymi wirtualnie obok siebie. Przekazywane są między nimi jedynie efekty energetyczne.

Badany układ składa się z jednej wybranej stacji redukcji ciśnienia gazu ziemnego (SRIII) oraz kilku wybranych jednostek skraplania o różnych wydajnościach produkcji LNG. Do analizy badanego układu wybrano SRIII ze względu na dostępność oraz jawność danych o parametrach przepływu. Przed proponowaną modernizacją, stacja redukcyjna jest zasilana gazem ziemnym pod wysokim ciśnieniem (30 bar), gdzie następuje redukcja ciśnienia na zaworze do średniego ciśnienia 2 bar. Gaz ziemny pod obniżonym ciśnieniem jest dostarczany do odbiorców końcowych (a dalej następuje dalsza redukcja na kolejnych stacjach redukcyjnych do następnych poziomów ciśnień). Spadek ciśnienia gazu na jednostce skraplającej wynosi 2 bar. Gaz ziemny przed skropleniem przechodzi proces oczyszczania, a jego ciśnienie jest redukowane do 12 bar na zaworze redukcyjnym (Rys. 21). Dzięki temu gaz ziemny na wylocie z układu posiada ciśnienie 10 bar, które jest odpowiednie do poziomu ciśnienia wymaganego zarówno do transportu LNG jak i jego przechowywaniu w zbiorniku. Aktualnie budowane stacje redukcyjne składają się z wysokociśnieniowego rurociągu wlotowego, na którym zabudowany jest podgrzewacz gazu (wymienник ciepła) zasilany czynnikiem grzewczym produkowanym w kotle gazowym. Po ogrzaniu, gaz kierowany jest na zawór dławiący z nadciśnieniowym systemem ochrony oraz rurociąg wylotowy średniego ciśnienia.



Rys. 21. Schemat ideowo bilansowy stacji redukcyjnej oraz jednostki skraplania gazu ziemnego bez proponowanej modernizacji (opracowanie własne)

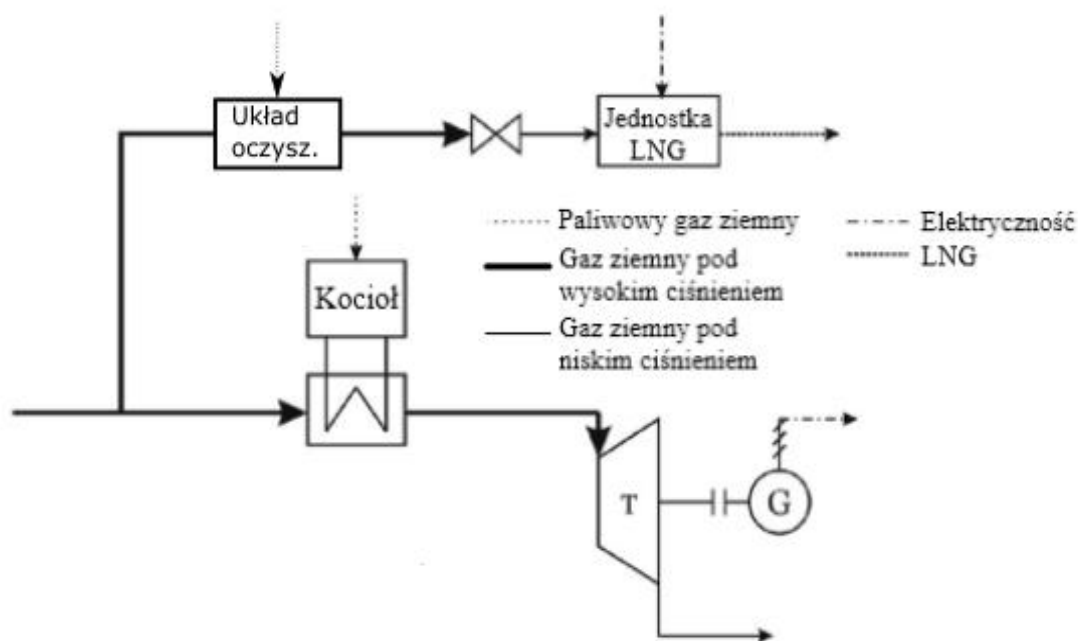
Wielkość systemu została określona na podstawie wybranej stacji redukcji ciśnienia (SRIII). Przepływ gazu ziemnego do redukcji wynosi od 500 do 2000 Nm³/h, (Rys. 16). Określa on możliwą do uzyskania moc ekspandera, która z kolei wskazuje zakres mocy jednostek skraplających do ewentualnej integracji. W zaproponowanej zmodernizowanej stacji redukcyjnej ekspander pozwala na częściowy odzysk egzergii wysokiego ciśnienia gazu ziemnego oraz zapewnia moc użyteczną, która może zostać wykorzystana do napędu sprężarek w instalacji skraplania gazu ziemnego. Ze względu na efekt Joula-Thompsona, a zwłaszcza spadek entalpii w ekspanderze strumień gazu należy wstępnie podgrzać przed wejściem na ekspander. Podgrzew ten można zrealizować poprzez zastosowanie dodatkowego kotła gazowego z wymiennikiem lub odzysk ciepła odpadowego, jeśli jest dostępne w okolicy stacji. Odzysk egzergii do zasilania jednostki skraplającej został przeanalizowany w trzech konfiguracjach oraz porównany do stanu referencyjnego oznaczonego jako wariant zero. Każda z zaproponowanych konfiguracji została zbadana dla dwóch wartości całkowitej sprawności ekspandera: niskiej wynoszącej 36% i wysokiej wynoszącej 80%. Przyjęta sprawność obejmuje sprawność wewnętrzną ekspandera, sprawność mechaniczną przeniesienia napędu z wału ekspandera na wał generatora oraz sprawność elektryczną generatora.

Zaproponowane konfiguracje to:

- Stan referencyjny, czyli wariant zero (W0) (Rys. 21). Stan referencyjny stacji redukcyjnej i jednostki skraplania gazu ziemnego bez jakiegokolwiek integracji między tymi układami. Gaz dławiony jest za pomocą zaworu redukcyjnego. System ma znamionową energochłonność i nie występuje odzysk egzergii. Jest to aktualny stan budowy wymienionych układów. Stacja redukcyjna oraz przykładowa jednostka

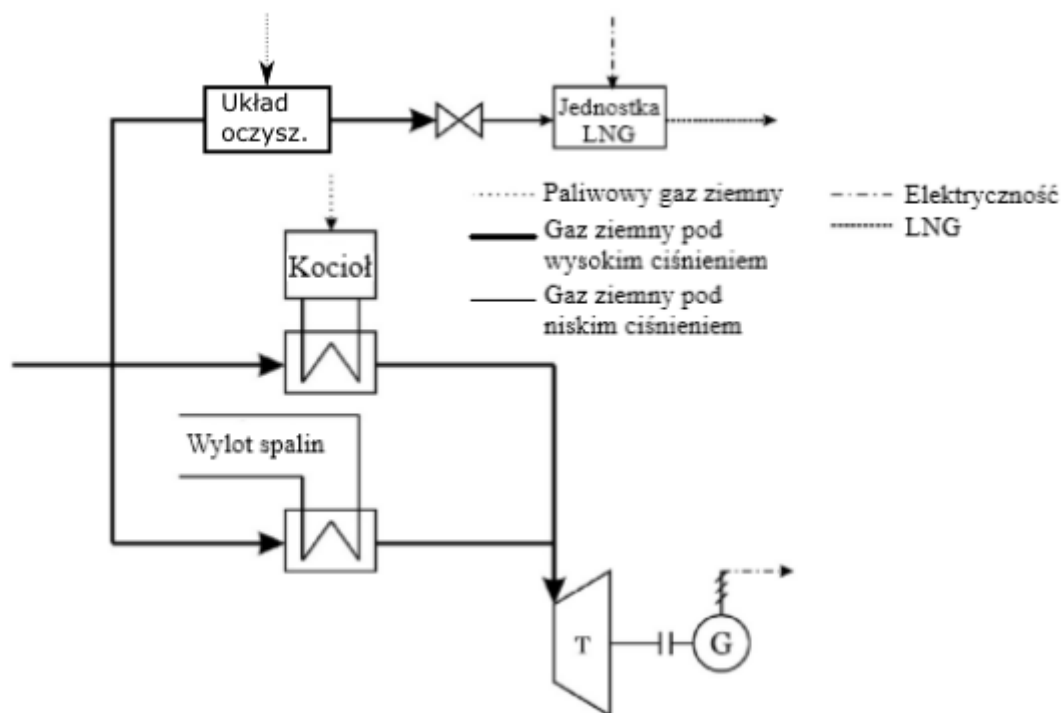
skraplająca zostały przedstawione na Rys. 3 oraz Rys. 13. Na tym etapie pracy zagadnienie zostało zredukowane do postaci blokowej.

- Wariant pierwszy (W1). Zawór redukcyjny stacji redukcyjnej jest zastąpiony ekspanderem gazu ziemnego. Gaz podgrzewany jest poprzez kocioł gazowy z wymiennikiem ciepła. Gaz ziemny kierowany do skroplenia przepływa przez układ oczyszczania, a następnie ciśnienie gazu jest obniżane przy pomocy zaworu redukcyjnego. Moc uzyskana na generatorze elektrycznym ekspandera zasila jednostkę skraplającą. Schemat układu jest zaprezentowany na Rys. 22.



Rys. 22. Integracja stacji redukcyjnej z linią LNG w wariantcie pierwszym (opracowanie własne)

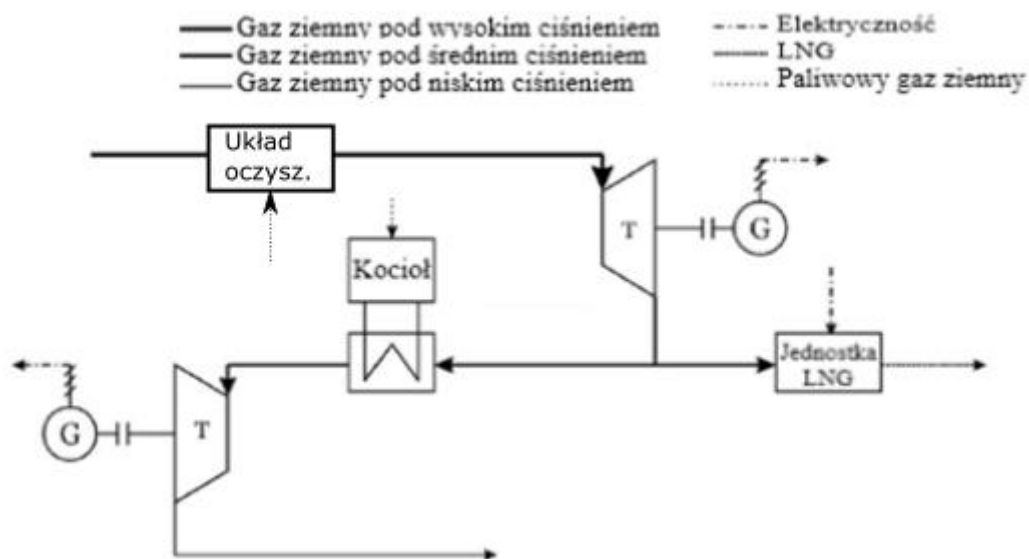
- Wariant drugi, (W2). Wariant drugi to wariant pierwszy rozbudowany o układ odzysku ciepła z pobliskiego źródła ciepła odpadowego. Dla przykładu może to być spalinowy silnik tłokowy, w którym można odzyskać znaczący strumień ciepła z produkowanych spalin. W wielu zakładach przemysłowych/ strefach mieszkalnych może występować jednostka energetyczna lub kogeneracyjna opalana np. gazem. W tej konfiguracji istniejący już kocioł gazowy jest utrzymywany w celu zapewnienia produkcji ciepła, jeśli nie jest dostępny z silnika. Schemat układu zaprezentowany jest na Rys. 23.



Rys. 23. Integracja stacji redukcyjnej z linią LNG w wariancie drugim (opracowanie własne)

- Wariant trzeci, (W3). Stacja redukcyjna zostanie przebudowana na układ dwustopniowego rozprężania gazu ziemnego. Występują tutaj trzy różne poziomy ciśnienia, poziom wysoki czyli 30 bar, poziom średni, czyli 12 bar wymagane na wejście jednostki skraplającej oraz 2 poziom niski, czyli ciśnienie wylotowe 2 bary. W celu realizacji dwustopniowego rozprężania zostają zabudowane dwa ekspandery, jeden który obniża ciśnienie z 35 bar do 12 bar i drugi, który obniża ciśnienie z 12 bar do 2 bar. Cały strumień gazu przepływa przez pierwszy ekspander, za którym następuje rozdział strumienia na strumień do linii LNG oraz do dalszych odbiorców. Brak podgrzewu gazu przed tym ekspanderem pozwala na dostarczenie do jednostki skraplania gazu ziemnego gazu o obniżonej już temperaturze. Jednakże wiąże się to z koniecznością oczyszczenia całego strumienia gazu przynajmniej z pary wodnej. Z kolei strumień płynący dalej jest podgrzewany przez kocioł gazowy, a następnie jego ciśnienie zostaje zredukowane na drugim ekspanderze w układzie. Schemat układu zaprezentowany jest na Rys. 24.

Analizę pracy wybranych wariantów przeprowadzono na podstawie sześciu wybranych jednostek skraplających. Stosując nazewnictwo wykorzystywane w handlu jednostkami dostępnymi na rynku, wykorzystano trzy instalacje „małej skali” do skraplania gazu ziemnego oraz trzy instalacje w „mini skali”.



Rys. 24. Integracja stacji redukcyjnej z linią LNG w wariancie trzecim (opracowanie własne)

Zastosowanie modelu *black box* oraz komercyjnie dostępnych jednostek odzwierciedla możliwość zastosowania rozwiązań gotowych do wprowadzenia na rynek (TRL9) bez dodatkowych kosztów za przeprojektowanie. Do analizy pracy układu w wybranych wariantach wybrano jednostki skraplające o dwóch różnych cyklach skraplania. Wybrano cykl z mieszanym czynnikiem chłodniczym i wstępnym schładzaniem przy użyciu propanu (C3MR) oraz cykl rozprężania azotu (NEC). Pobór mocy elektrycznej dla wybranych jednostki skraplania przyjęto na podstawie danych uzyskanych od firmy Baker Hughes [79] i Wartsila [80]. Dane wybranych jednostek skraplania gazu ziemnego są zaprezentowane w Tabeli 4.

Wydajność w kgal / dobę jest pokazana tylko w celu odzwierciedlenia oryginalnego podejścia do wymiarowania jednostek. Przyjmuje się, że strumień gazu przepływającego przez stację redukcyjną do istniejących odbiorców jest taki sam dla każdej konfiguracji, a strumień gazu przepływający do linii skraplania jest zmienny w zależności od wybranej linii LNG. Dla mniejszych jednostek moc uzyskana z zasilania ekspandera była wyższa niż zapotrzebowanie instalacji LNG, a w przypadku jednostek o większej mocy było odwrotnie. Strumień gazu przepływającego do skroplenia nie wpływa na moc ekspandera z wyjątkiem układu z wariantu trzeciego.

Określono szereg parametrów energetycznych i ekonomicznych dla każdej konfiguracji i wybranej wielkości instalacji LNG.

Tabela 4. Jednostki skraplania gazu ziemnego różnej skali wybrane do analizy.

	LNG 50	LNG 25	LNG 10	LNG 5	LNG 1	LNG 0,5
Produkcja LNG, kgal/dobę	50	25	10	5	1	0,5
Produkcja LNG, m ³ /dobę	189,2	94,6	37,8	18,9	3,8	1,9
Zapotrzebowanie gazu, 10 ³ × Nm ³ /dobę	112,9	56,5	22,6	11,3	2,3	1,1
Pobór mocy elektrycznej						
C3MR, kW	1666	833	333	166	33	17
NEC, kW	2292	1145	458	229	46	23

Wykonano obliczenia w celu określenia ilości usuwanej wody oraz dwutlenku węgla, wraz z zapotrzebowaniem energetycznym procesu oczyszczania gazu ziemnego.

Dokonano analizy ceny sprzedaży wytworzonego LNG oraz oszacowano miesięczne przychody dla każdego wybranego modułu. Uzyskane przychody zostały porównane z kosztami operacyjnymi, które zostały ustalone na podstawie miesięcznego zapotrzebowania na energię elektryczną oraz zapotrzebowania na dodatkowy strumień gazu ziemnego. Dzięki temu oszacowano miesięczny zysk każdego modułu i porównano wybrane moduły pod względem opłacalności ekonomicznej.

Ponadto dla każdego z tych modułów oprócz obliczeń bilansu energii w układzie, wykonano analizę egzergetyczną dla każdej z zaproponowanych konfiguracji. Obliczenia egzergetyki wykonano z uwzględnieniem egzergetyki ciśnienia, temperatury, chemicznej i koncentracji [73], co ostatecznie pozwoliło określić sprawność egzergetyczną systemu i porównać ją z innymi wybranymi jednostkami LNG.

3.2. Metodyka

3.2.1. Bilans energii

W pierwszym etapie obliczeń bilansów energii, oszacowano moc wyjściową ekspandera na podstawie zarejestrowanych wartości przepływu gazu ziemnego $\dot{V}_n$ na istniejącej stacji redukcji ciśnienia oraz na podstawie funkcji (Równanie (5)) pozyskanej w ramach dedykowanej oferty technicznej z TS Energy (Białoruś). Zgodnie z założeniami z poprzedniego etapu pracy, przyjęto, że 1 kW wyprodukowanej mocy elektrycznej wymaga kompensacji 1 kW mocy cieplnej podgrzewu gazu przed rozprężaniem zgodnie z równaniem (3). Należy podkreślić, że podstawowy strumień

ciepła wymagany dla kompensacji efektu Joule-Thomsona nie jest uwzględniany, ponieważ jest on zawarty w wymaganiach dla systemu referencyjnego (konfiguracja 0). Z tego względu, tylko dodatkowy strumień ciepła jest uważany za wielkość dodaną. Ze względu na sprawność kotła dostarczana energia chemiczna paliwa musi być większa niż wskazana przez równanie (14). A więc, wymagany strumień paliwa gazowego wynosi:

$$\dot{V}_{paliwa} = \frac{\dot{Q}_{kompensacji}}{\eta W_d} \quad (12)$$

W przypadku konfiguracji drugiej, strumień ciepła do podgrzania gazu przed redukcją ciśnienia jest uzyskiwany z układu odzyskowego, strumień dostępnego ciepła jest wtedy szacowany na podstawie równania (8) i z niego pobierana jest wymagana część/moc do wymiennika zabudowanego na rurociągu gazu ziemnego. W sytuacji, gdy nie ma aktualnie dostępnego źródła ciepła odpadowego to pełne obciążenie przyjmuje kocioł gazowy, a wymagany strumień paliwa jest określany za pomocą równania (12). W przypadku, gdy ciepło odpadowe jest dostępne, ale jest w stanie zapewnić tylko częściowe zapotrzebowanie na podgrzew gazu, wtedy część strumienia gazu jest kierowana na wymiennik kotła gazowego, a część na wymiennik odzyskowy. Jakość integracji energetycznej między stacją redukcyjną wyposażoną w ekspander gazu ziemnego a jednostkę skraplania gazu ziemnego oceniono za pomocą sprawności energetycznej określonej jako:

$$\eta_{en} = \frac{\dot{E}_{LNG} + \dot{E}_{dNG} + N_{TEXP}}{\dot{E}_{hNG} + \dot{E}_{chem} + N_{LNG}} \quad (13)$$

Sprawność energetyczna jest określona jako stosunek strumienia energii wytworzonego LNG, wylotowego gazu ziemnego o obniżonym ciśnieniu oraz mocy elektrycznej generatora napędzanego przez ekspander do strumienia energii wlotowego gazu ziemnego o wysokim ciśnieniu, dodatkowego strumienia energii chemicznej oraz wymaganej napędowej mocy elektrycznej dla linii skraplania gazu ziemnego. Entalpia właściwa poszczególnych mieszanin została oszacowana za pomocą równania (10) i na jej podstawie określono strumień energii:

$$\dot{E} = \dot{m}i = \dot{V}_n \rho i \quad (14)$$

Energochłonność układu została wyznaczona jako ilość energii niezbędna do wytworzenia 1 kg LNG. Jest to różnica energii niezbędnej do napędu sprężarek i energii

wytworzonej przez układ ekspandera podzielona przez ilość wyprodukowanego LNG w danej jednostce czasu. Jest to energochłonność lokalna, gdyż przewiduje ona jedynie energię wykorzystaną do produkcji danego LNG jedynie wewnątrz osłony bilansowej proponowanego układu. Gaz, który jest kierowany do skraplania jest dodatkowym gazem, który należy wydobyć i wtłoczyć pod ciśnieniem do sieci przesyłu i dystrybucji gazu. Powinno się więc również brać pod uwagę energię wydatkowaną na napęd sprężarki w tłoczni oraz w jednostce wydobywczej. Jako że w przypadku budowy referencyjnej stacji skraplania gazu ziemnego również wystąpi ten aspekt, to w pracy zakłada się pominięcie wydatku energetycznego na wydobycie i sprężenie dodatkowej ilości gazu. Zatem lokalna energochłonność zaproponowanego układu będzie w dalszej części nazywana jako po prostu energochłonność.

3.2.2. Oczyszczanie gazu ziemnego

W proponowanej instalacji skraplania gazu ziemnego wykorzystywany jest gaz ziemny pochodzący z sieci przesyłowej. Gaz ten został wstępnie oczyszczony przed wprowadzeniem do systemu przesyłowego, jednakże jego jakość nie jest wystarczająca do obróbki kriogenicznej. Warunki, które musi spełniać gaz przed skropleniem opisane są w Tabeli 1. W ramach oczyszczania gazu ziemnego przewidziano osuszanie gazu ziemnego na sitach molekularnych oraz usuwanie dwutlenku węgla przy wykorzystaniu procesów bazujących na metyldietanoloaminie (MDEA). Ilość wody zawartej w gazie przesyłowym jest ściśle określona i zapisana w Tabeli 2. Na podstawie temperatury punktu rosy, można określić ciśnienie nasycenia pary wodnej w mieszaninie $p_n(t)$. Ilość ppm wody w gazie otrzyma się poprzez wyznaczenie masowego stopnia zawilżenia gazu, a następnie przeliczenie go na wartości ppm. Masowy stopień zawilżenia gazu określa równanie (15):

$$X_m = \frac{M_g}{M_w} \frac{p_n}{p - p_n} \quad (15)$$

Dla letnich warunków pracy systemu przesyłu gazu ziemnego zawartość wody w gazie ziemnym to 150 ppm. Jest to wartość znacznie przekraczająca ustalony poziom wymagany w ramach przygotowania gazu do skraplania.

Przeprowadzono obliczenia doboru wielkości sit molekularnych dla osuszania gazu oraz określono ilość usuwanej wody z gazu wraz z wymaganym ciepłem regeneracji złoża. Założono pracę dwóch adsorberów w cyklu pracy 2 razy po 12 godzin.

W momencie, gdy jeden z adsorberów pracuje, drugi w tym czasie przechodzi przez process regeneracji złoża. Do analizowanej instalacji skraplania gazu ziemnego dobrano instalacje osuszania wody na podstawie metodyki przedstawionej w *Engineering Data Book, GPSA* [82].

Pierwszym krokiem jest określenie średnicy złoża sita molekularnego, która jest zależna od dopuszczalnej prędkości gazu w złożu. Zbyt duża średnica, będzie wymagać dużych ilości przepływającego gazu regeneracyjnego, a z kolei zbyt mała średnica będzie powodować znaczny spadek ciśnienia. Spadek ciśnienia w złożu określony jest równaniem (16).

$$\frac{\Delta P}{L} = B\mu v + C\rho v^2 \quad (16)$$

gdzie B i C to stałe określone w literaturze. Typowy spadek ciśnienia 0,7 kPa/m złoża. Zakładając tę wartość można wyznaczyć maksymalną prędkość gazu.

Znając dopuszczalną prędkość gazu przy założonym spadku ciśnienia można przeprowadzić obliczenia minimalnej średnicy złoża przy pomocy równania (17).

$$D_{min} = \left(\frac{4\dot{V}}{\pi v} \right)^{0,5} \quad (17)$$

Wyznaczenie średnicy wymaga znajomości średniego przepływu objętościowego gazu przez sito w jednostce czasu, które w przypadku tej pracy jest zmienne i zależy od konfiguracji w jakiej pracuje instalacja skraplania.

Przed przystąpieniem do obliczeń wielkości złoża adsorbenta, należy wyznaczyć ilość pochłanianej w ciągu doby wody z gazu ziemnego. Docelową wartość zawartości wody przyjęto na 0 ppm, a ilość usuwanej wody wyznaczono przy pomocy równania (18).

$$W = 24(c_{H_2O} - 0)\dot{V} \quad (18)$$

Następnie znając dobową ilość usuwanej wody określono masę adsorbentu (równanie (19)) wymaganego w strefie nasycenia w jednym adsorberze, zakładając efektywną pojemność złoża oraz współczynniki korekcyjne zależne od temperatury oraz nasycenia złoża.

$$M_A = \frac{W}{\gamma_z C_T C_{SS}} \quad (19)$$

Długość strefy nasycenia złoża określono przy pomocy równania (20).

$$L_A = \frac{4M_A}{\pi D_{minimum}^2 \rho_A} \quad (20)$$

Gęstość złoża ρ_A przyjęto na poziomie 720 kg/m^3 .

Następnie wyznaczono długość strefy transportu masy w adsorberze zakładając współczynnik Z na 0,5 m, który odpowiada większości stosowanych w instalacjach kriogenicznych sit.

$$L_{TM} = \left(\frac{v}{35}\right)^{0,3} Z \quad (21)$$

Znając wymiary złoża sit molekularnych w jednym z adsorberów, można przystąpić do obliczenia ilości stali niezbędnej do konstrukcji zbiornika ciśnieniowego w którym będzie zachodził adsorbcyjny proces osuszania gazu ziemnego.

Grubość ścianki adsorbera można wyznaczyć przy pomocy równania (22).

$$t = \frac{12D_{min}P_{proj}}{37,600 - 1,2P_{proj}} \quad (22)$$

Następnie należy wyznaczyć ilość stali, która zostanie wykorzystana na budowę zbiornika. Masę niezbędnej stali można wyznaczyć przy pomocy empirycznie wyznaczonego równania (23).

$$M_t = 155(t + 0,125)(L_A + L_{TM} + 0,75D_{minimum} + 3)D_{minimum} \quad (23)$$

Znając ilość usuwanej wody, ilość zastosowanego adsorbentu oraz masę stali z której składa się adsorber, można wyznaczyć zapotrzebowanie na ciepło niezbędne w procesie regeneracji.

Ciepło wymagane do usunięcia wody z sit molekularnych w złożu można wyznaczyć z równania zawartego w literaturze:

$$Q_w = q_w W \quad (24)$$

Ciepło wymagane do podgrzania złoża oraz obudowy zbiornika z temperatury adsorpcji (35°C) do temperatury regeneracji (300°C) wynika z pojemności cieplnej odpowiednio adsorbenta oraz obudowy (równania (25) - (26)):

$$Q_A = M_A C_{p,A} \Delta T \quad (25)$$

$$Q_t = M_t C_{p,t} \Delta T \quad (26)$$

W procesie regeneracji złoża występuje również strata ciepła, która została założona jako 10% sumy ciepła potrzebnego do usunięcia wody, ogrzania złoża oraz stali.

W celu uwzględnienia zmian temperatury w złożu podczas regeneracji, zakłada się, że 40% ciepła zawartego w gazie regeneracyjnym jest przekazywane do złoża, stali oraz stratę ciepła do atmosfery. Pozostała ilość ciepła opuszcza adsorber wraz z wylotowym gazem regeneracyjnym. Całkowitą ilość niezbędnego ciepła do procesu można zatem przybliżyć korzystając z równania (27).

$$Q_c = 2,5(Q_w + Q_A + Q_t + Q_L) \quad (27)$$

Ilość gazu płynącego w okresie regeneracji złoża można wyznaczyć z równania (28). Gaz, który wykorzystywany jest do regeneracji jest zazwyczaj gazem osuszonym uprzednio w procesie adsorpcji. Jeśli czas odstawienia adsorbera w analizowanym przypadku wynosi 12 godzin to minimalny czas regeneracji złoża powinien wynosić przynajmniej 60% tego czasu. Gaz do regeneracji należy ogrzać do temperatury 330°C. Podgrzany do takiej temperatury regeneruje on złożo wchłaniając wodę z sit molekularnych. Następnie po opuszczeniu złoża gaz ten jest ochładzany do wykroplenia z niego wody, po czym z powrotem jest on kierowany do pierwotnego obiegu gazu.

$$\dot{m}_{rg} = \frac{Q_c}{C_{p,g} \Delta T \tau} \quad (28)$$

gdzie $\tau = 7,2$ godzin.

Do gazu podgrzania gazu regeneracyjnego można wykorzystać kocioł gazowy, który spala część przepływającego gazu. Ze względu na założoną sprawność kotła gazowego na poziomie 90%, ilość energii cieplnej wytwarzanej w kotle będzie większa.

Na podstawie powyższych obliczeń i przy założeniu sprawności kotła gazowego można stwierdzić jaka ilość gazu ziemnego musi zostać spalona, aby dokonać procesu osuszania gazu ziemnego.

$$V_g = \frac{Q_c}{0,9 W_d} \quad (29)$$

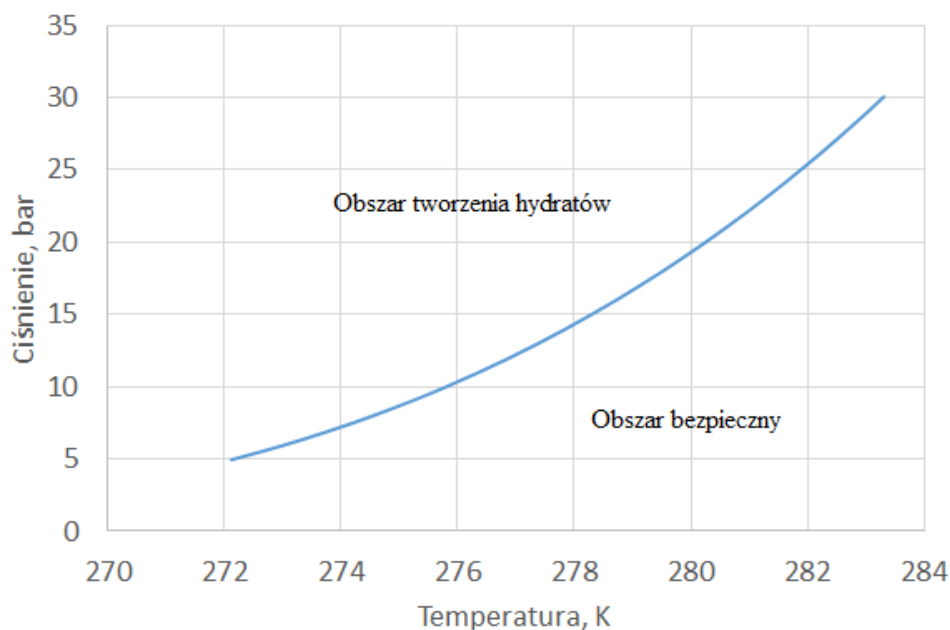
Przy pomocy tych danych można również oszacować średnią energochłonność procesu przypadającą na wyprodukowanie jednego kg LNG. Energochłonność tą można zapisać jako:

$$e = \frac{Q_c}{0,9m_{LNG}} \quad (30)$$

Ze względu na niskie temperatury gazu w zaproponowanym procesie, a w szczególności w części kriogenicznej układu, istnieje możliwość powstania hydratów, którą w układzie oceniono na podstawie krzywej tworzenia się hydratów. Krzywa została utworzona na podstawie równania Hammerschimda [83] (równanie (31)).

$$T = 8,9P^{0,285} \quad (31)$$

Uzyskana krzywa określa warunki tworzenia hydratów w gazie ziemnym (Rys. 25). Stefa poniżej krzywej wskazuje na obszar bezpieczny, w którym nie wystąpi tworzenie hydratów. Stefa nad krzywą określa obszar, w którym spełnione są warunki do wystąpienia hydratów. W zaproponowanym układzie ciśnienie gazu o obniżonej temperaturze za ekspanderem wynosi 12 bar. Dla ciśnienia 12 bar obszar bezpieczny jest poniżej 3°C, a więc w przedstawionym układzie nie powinno występować ryzyko wystąpienia hydratów.



Rys. 25. Krzywa określająca warunki powstawania hydratów w gazie ziemnym

W zaproponowanych w tym rozdziale konfiguracjach pracy układu skraplania gazu ziemnego oraz stacji redukcji ciśnienia tylko część gazu wymaga głębszego usunięcia wody. W przypadku stanu referencyjnego oczyszczany jest jedynie gaz kierowany do jednostki skraplającej. Podobnie w przypadku wariantu 1 oraz 2, jedynie część gazu która płynie bezpośrednio do jednostki skraplającej wymaga osuszenia. Pozostała część gazu jest kierowana na podgrzew przed ekspanderem a następnie do sieci dystrybucyjnej. Jednakże wariant 3 zakłada, że całość gazu przepływa przez ekspander, bez podgrzewu. Następuje obniżenie temperatury, które może powodować wykroplenie się wody, powstanie hydratów czy oblodzenie. Z tego też powodu w wariantcie trzecim wymagane jest aby to cały gaz przepływający przez proponowany układ został osuszony.

3.2.3. Usuwanie dwutlenku węgla

Gaz ziemny oprócz osuszenia wymaga również usunięcia z niego dwutlenku węgla przynajmniej do poziomu 50 ppm. Przyjęto, że dwutlenek węgla zostanie usunięty przy pomocy procesu aminowego wykorzystującego MDEA. Pozwoli to usunąć znaczne ilości dwutlenku węgla wraz z częścią nadmiarowego siarkowodoru. Proces ten jest szeroko rozpowszechniony w tej gałęzi przemysłu, dlatego też posłużono się wskaźnikami wyznaczonymi w literaturze światowej ([84][85][86]), aby wyznaczyć zapotrzebowanie na energię w rozpatrywanej instalacji.

Średnia masowa zawartość dwutlenku węgla w przepływającym gazie wynosi 0,29% [17]. Na podstawie literatury określono, że usunięcie jednego kilograma CO₂ wymaga 3 MJ ciepła. Znając ilość przepływającego gazu oraz zawartość dwutlenku węgla można określić zapotrzebowanie na energię cieplną (32).

$$Q_{CO_2} = \dot{V} \rho X_{CO_2} c_{CO_2} \quad (32)$$

Ciepło dostarczane jest do procesu poprzez spalanie gazu ziemnego w kotle gazowym. Zakładając sprawność równą 90% i wykorzystując równanie (29) można wyznaczyć ilość gazu, którą należy spalić w celu usunięcia danej ilości dwutlenku węgla. Następnie określono energochłonność w sposób analogiczny jak w równaniu (30).

Gaz ziemny wymaga częściowego usunięcia z niego dwutlenku węgla i utrzymanie jego założonego poziomu, aby nie dopuścić do powstania suchego lodu, który mógłby zaczopować lub uszkodzić instalacje skraplania gazu ziemnego. Podobnie jak w przypadku osuszania, nie cały gaz wymaga usunięcia dwutlenku węgla, zależy to od

konfiguracji układu. W przypadku stanu referencyjnego cały gaz płynący do skroplenia należy oczyścić z dwutlenku węgla. Przy zastosowaniu wariantu 1 oraz 2, jedynie część gazu, która płynie do jednostki skraplającej wymaga oczyszczenia z dwutlenku węgla, pozostała część płynie bez zmian do sieci dystrybucyjnej. W wariantcie 3 również wystarczy oczyścić gaz, który płynie jedynie do jednostki skraplającej. Na ekspanderze, który rozpręża do średniego poziomu ciśnień nie wystąpią na tyle niskie temperatury, aby skrzystalizował się dwutlenek węgla. Jednakże proces MDEA jest procesem, który należy przeprowadzać w wysokim ciśnieniu, a rozłączenie instalacji osuszania gazu i oczyszczania z dwutlenku węgla skomplikuje układ połączeń w instalacji. Dlatego też zdecydowano, aby oczyszczanie gazu z CO₂ odbywało się również dla całego strumienia gazu przed ekspanderem pierwszego stopnia rozprężania gazu.

3.2.4. Przepływy finansowe

Na podstawie wyników obliczeń energetycznych, wykonano wstępne obliczenia ekonomiczne dla założonych konfiguracji. Obliczenia energetyczne dostarczyły informacji na temat ilości przepływającego gazu ziemnego oraz LNG, a także produkcji energii elektrycznej. Dla każdego wariantu, określono ich miesięczne przepływy ekonomiczne na podstawie założonych cen. Cena sprzedaży LNG została ustalona jako średnia z ceny LNG w USA i Belgii, czyli jako 0,017 € / kWh (Belgia 0,026 € / kWh), na podstawie danych statystycznych [81]. Miesięczny zysk proponowanych układów został określony na podstawie przychodu ze sprzedaży wyprodukowanego LNG pomniejszony o koszt zakupu energii elektrycznej oraz dodatkowej ilości gazu ziemnego.

$$zysk = S_{LNG} - K_{NG} - K_{el} \quad (33)$$

Jeśli układ integracji stacji redukcyjnej oraz jednostki skraplającej gaz ziemny pozwalał na produkcję energii elektrycznej wystarczającej do zasilenia linii skraplającej to wtedy koszt zakupu energii elektrycznej jest zerowy. W sytuacji, gdy tylko część energii elektrycznej może zostać zapewniona to wtedy pozostała część wymagana do zasilenia linii LNG musi być kupowana. Z kolei w sytuacji, gdy produkuje się znacznie więcej energii elektrycznej niż było to wymagane do napędu to nadwyżka energii nie gwarantuje przychodu z tytułu sprzedaży nadwyżki energii elektrycznej do sieci. Operator sieci przesyłowej gazu ziemnego nie posiada uprawnień do sprzedaży energii elektrycznej, a więc nadwyżka musiałaby zostać wykorzystana na miejscu lub stracona. Koszt zakupu dodatkowego gazu ziemnego przewiduje w sobie wielkość strumienia

gazu ziemnego, który jest następnie skraplany oraz strumienia gazu ziemnego wymaganego jako paliwo do podgrzania gazu przed redukcją.

Opłacalność ekonomiczna zaproponowanego układu jest kluczowa dla operatora sieci przesyłowej gazu ziemnego, jednakże niektóre z rozważanych wielkości modułów czy proponowanych konfiguracji mogą być nieopłacalne przy danych założeniach. W przypadku nierentowności wyznaczono jaką część ceny sprzedaży LNG musi stanowić człon kosztów operacyjnych by dany moduł stał się opłacalny ekonomicznie.

3.2.5. Bilans egzergii

Na potrzeby obliczeń egzergetycznych, wzięto pod uwagę zarówno egzergię chemiczną, jak i fizyczną. Obliczenie egzergii chemicznej obejmuje egzergię otrzymywaną ze spalania gazu ziemnego [87] oraz egzergię wynikającą ze stężenia składników w mieszaninie gazów. W wykonywanej pracy uwzględniono egzergię koncentracji, ponieważ w prezentowanych układach skład gazu ziemnego zmienia się w zależności od przyjętego punktu w układzie [73]. Gaz ziemny przed skraplaniem zawiera śladowe ilości wody i dwutlenku węgla, które są usuwane w części przed jednostką skraplania gazu ziemnego, a sam skład gazu ziemnego zmienia się wraz z postępującymi procesami separacji faz. Egzergię koncentracji można obliczyć za pomocą równania (34):

$$b_0 = T_0 \sum g_i R_i \ln x_i \quad (34)$$

Chemiczną egzergię gazu ziemnego uzyskaną ze spalania gazu ziemnego określono na podstawie wskaźników dostępnych w literaturze oraz poniższego wzoru:

$$b_{chem} = \beta W d \quad (35)$$

Egzergia fizyczna uwzględnia zmiany ciśnienia i temperatury przepływającego gazu ziemnego. Zmiany ciśnienia i temperatury w danym układzie zachodzą w tych samych chwilach procesu. W związku z tym można wspólnie obliczyć egzergię fizyczną strumienia gazu ziemnego za pomocą równania (36).

$$\Delta b_{fiz} = i_i - i_0 - T_0(s_i - s_0) \quad (36)$$

Temperatura odniesienia została przyjęta na poziomie 281 K.

Sprawność egzergetyczną zintegrowanego systemu określono jako sprawność wejścia / wyjścia. Przyjmuje się, że gdy strumienie wypływają z osłony bilansowej systemu są one traktowane jako produkt, a przepływające strumienie do osłony bilansowej są traktowane jako paliwo.

$$\eta_{egzergetyczna} = \frac{\dot{B}_{LNG} + \dot{B}_{dNG} + N_{TExp}}{\dot{B}_{hNG} + \dot{B}_{chem} + N_{LNG}} \quad (37)$$

Sprawność egzergetyczna układu została określona za pomocą równania (37). Jest to stosunek strumieni egzergii wytworzonego LNG, gazu ziemnego wylotowego oraz mocy wytworzonej przez generator elektryczny napędzany przez ekspander do strumieni gazu ziemnego wlotowego, strumienia egzergii chemicznej paliwa oraz mocy napędowej linii LNG.

Analiza egzergetyczna pokazuje efekt integracji stacji redukcji ciśnienia gazu ziemnego z jednostką skraplania gazu w układzie lokalnym oraz wskazuje nieodwracalne straty egzergii w danym układzie zarówno zewnętrzne jak i wewnętrzne. Analiza egzergetyczna pozwala na znaczne dokładniejsze poznanie procesu, pozwala na wykonanie głębszej analizy niż w przypadku analizy energetycznej. W ramach tej analizy można również pokazać wpływ stosowania egzergii odpadowej na zużycie nieodnawialnych zasobów naturalnych, co można wykonać za pomocą analizy kosztów termoeologicznych.

3.2.6. Koszt termoeologiczny

TEC, czyli *thermo-ecological cost* (koszt termoeologiczny) zaproponowany przez Prof. J. Szarguta [88][89] to narzędzie oceny stosowane do pomiaru efektywności zarządzania zasobami naturalnymi. Łączy on egzergię jako wskaźnik jakości zasobu oraz rachunek zbiorczy. Koszt termoeologiczny produktu wyrażony jest w jednostkach egzergii na jednostkę produktu i jest zdefiniowany jako skumulowane zużycie nieodnawialnych zasobów naturalnych obciążające produkcję danego produktu, zwiększone o ilość egzergii uzupełniającej, która uwzględnia konieczność zniesienia lub zrekompensowania negatywnych skutków wypuszczenia szkodliwych odpadów do środowiska naturalnego [89][90][91]. Wartość kosztu termoeologicznego można obliczyć na podstawie bilansu skumulowanego zużycia egzergii zasobów nieodnawialnych. Łączna wartość TEC_j obciążająca produkty j-tego procesu wynika przede wszystkim z bezpośredniego zużycia nieodnawialnych składników egzergii zasobu dostarczonego do procesu. Dodatkowo produkt procesu j musi być obciążony współczynnikiem TEC wynikającym z wydostania się szkodliwych substancji dla środowiska. Jeśli j-ty proces to proces wieloproduktowy, to współczynnik TEC głównego produktu zmniejsza się o koszt termoeologiczny wszystkich produktów

ubocznych. Ogólną formę równania bilansującego określającego całkowitą wartość TEC można przedstawić w następującej postaci:

$$TEC_j = \sum_s \beta_{sj} + \sum_i a_{ij} TEC_i + \sum_k p_{kj} \zeta_k \quad (38)$$

gdzie: TEC_j , TEC_i to koszt termoeologiczny j-tego i i-tego przydatnego produkt, wyrażony np. w MJ*/MJ, (MJ * oznacza MJ egzergii), β_{sj} jest to bezpośrednia konsumpcja egzergii w j-tej gałęzi produkcji, np. MJ*/MJ lub MJ/kg j-tego produktu, a_{ij} to bezpośrednie zużycie i-tego produktu w j-ta gałęzi, np. kg_i/kg_j, p_{kj} to emisja jednostkowa k-tego szkodliwego odpadu przypadającego na jednostkę j-tego produktu, MJ*/kg, ζ_k to koszt termo-ekologiczny k-tego szkodliwego produktu odpadowego, MJ*/kg.

Jak można zauważyć w równaniu (38), bezpośrednie zużycie egzergii β_{sj} , przepływy / materiały a_{ij} i substancje szkodliwe p_{kj} wyrażono na jednostkę produktu (na kg lub kJ). Koszt termoeologiczny przepływów wejściowych (materiały lub przepływy egzergii) dostarczane do procesu zależą od „historii” danego przepływu. Na przykład w procesie wydobywania gazu ziemnego, $TEC=1$ MJ*/MJ, ponieważ gaz ziemny wypływa ze złóż podziemnych pod jego właściwym ciśnieniem. Z tego powodu bezpośrednie zużycie zasobów β_{sj} nie jest mnożone przez TEC. Z kolei koszt gazu ziemnego dostarczonego konsumentom jest wyższy ze względu na egzergię potrzebną do jego transportu. Ostatnia składowa równania (38) odzwierciedla dodatkowe nakłady skumulowanej egzergii zasobów nieodnawialnych związanych z powstawaniem odpadów w j-tym procesie produkcyjnym. Określenie kosztu egzergii kompensacji jest jednym z najbardziej złożonych zadań w wyznaczaniu TEC. Szargut [88] oraz Stanek i Czarnowska [91] zaproponowali uproszczoną metodę określania TEC szkodliwych substancji na podstawie informacji uzyskanych z zewnętrznych efektów wyrażonych monetarnymi wskaźnikami szkodliwości:

$$\zeta_k = \frac{B_{reg} w_k}{GDP - \sum_k P_{k,reg} w_k} \quad (39)$$

gdzie B_{reg} to roczne zużycie nieodnawialnej egzergii w danym regionie, MJ*, w_k jest pieniężnym wskaźnikiem szkodliwości dla k-tej substancji, EUR/kg, GDP to produkt krajowy brutto, EUR, $P_{k,reg}$ to roczna emisja k-tej substancji w regionie, kg.

Koszt odszkodowania ζ_k liczony od kosztów zewnętrznych w_k dla głównych szkodliwych substancji gazowych przedstawiono w Tabeli 5. W odniesieniu do

analizowanych w tej pracy konfiguracji (Rys. 21, Rys. 22, Rys. 22, Rys. 23, Rys. 24) ogólne równanie TEC przyjmuje postać:

$$\frac{TEC_0 - TEC_p}{TEC_0} = \sum_i m_i TEC_i + \sum_j E_j TEC_j \quad (40)$$

gdzie m_i to ilość materiału wejściowego, E_j to ilość energii wejściowej, TEC_0 to koszt TEC w stanie odniesienia TEC_i .

Tabela 5. Koszt kompensacji wybranych substancji wykorzystywany w analizie kosztu termoeekologicznego [90][91].

Substancja	Koszt pieniężny w_k , EUR/kg	Koszt kompensacji ζ_k , MJ*/kg
SO _x	12,81	97,82
NO _x	9,41	71,88
Dust	7,00	53,42

3.3. Wyniki

3.3.1. Oczyszczanie gazu

Wyniki analizy oczyszczania gazu z pary wodnej oraz dwutlenku węgla zostały zaprezentowane łącznie, a ich globalny efekt na instalacje został zaprezentowany w Tabeli 6. Wyniki dla konfiguracji pierwszej oraz drugiej ze względu na układ procesu są takie same, dlatego też wyniki dla wariantu drugiego nie są prezentowane.

Jak można zauważyć na podstawie wyników ilość energii cieplnej wymaganej do tych procesów nie jest znaczna. Ułamek gazu przepływającego dziennie przez stację należy spalić w celu zaspokojenia potrzeb obu instalacji oczyszczania gazu przed skropleniem (w najgorszym przypadku należy spalić 0,21% gazu). Ze względu na niewielką ilość potrzebnego gazu, może on zostać pominięty w analizie finansowej.

Poszczególne warianty różnią się między sobą w wynikach. Jest to spowodowane różnicą w ich konstrukcji i ilością gazu, którą należy oczyścić. W przypadku wariantu W1 energochłonność jest niewielka, ponieważ oczyszczamy jedynie ten gaz, który kierujemy do skroplenia. Jednakże w wariantcie 3 oczyszczamy cały gaz, a jedynie jego część skraplamy. To powoduje, że energochłonność na 1 kg wyprodukowanego LNG jest znaczna i sięga nawet do 0,147 kWh. Im większa jednostka tym większy udział skraplanego gazu, dlatego dla większych jednostek energochłonność jest mniejsza. W przypadku małych instalacji skraplania zabudowanych w wariantcie 3

energochłonność procesu oczyszczania odniesiona do jednostki wyprodukowanego LNG jest znaczna.

Tabela 6. Wyniki obliczeń instalacji osuszania i usuwania dwutlenku węgla z gazu ziemnego w zaproponowanych wariantach oraz wielkościach.

MOD - wielkość modułu skraplania, KON - wybrana konfiguracja.

MOD/KON	Energochłonność, kWh/kg LNG	Zapotrzebowanie cieplne, MJ/dobę	Wymagany gaz paliwowy, Nm ³ /dobę
LNG 50			
W1	0,006	1793,8	52,09
W3	0,007	2201,0	63,92
LNG 25			
W1	0,006	911,5	26,46
W3	0,009	1319,4	38,32
LNG 10			
W1	0,006	378,0	10,97
W3	0,013	789,5	22,92
LNG 5			
W1	0,006	197,1	5,71
W3	0,020	611,8	17,75
LNG 1			
W1	0,008	46,4	1,35
W3	0,077	469,3	13,62
LNG 0.5			
W1	0,008	25,8	0,74
W3	0,147	451,4	13,10

3.3.2. Wyniki bilansu energii i egzergii

Wyniki wykonanej analizy zostały przedstawione w Tabeli 7 (dla ekspandera o mniejszej sprawności) i Tabeli 8 (dla ekspandera o wyższej sprawności). Efekty energetyczne dla drugiej konfiguracji nie zostały uwzględnione w tabelach, ponieważ są podobne jak w przypadku konfiguracji pierwszej, te dwie konfiguracje różnią się jedynie sposobem uzyskania ciepła, gdzie część energii chemicznej paliwa zostaje zastąpiona odzyskanym ciepłem odpadowym. Różnica w wynikach jest widoczna z kolei w efektach ekonomicznych (Tabela 9) oraz w wynikach obliczeń kosztu termoeologicznego.

Zgodnie z oczekiwaniami, konfiguracje w których zastosowano ekspander z wyższą sprawnością charakteryzują się wyższą sprawnością energetyczną. Zastosowanie cyklu

rozprężania azotu ze względu na niższą sprawność i większą energochłonność, wiąże się z niższą sprawnością energetyczną i egzenergetyczną układu integracji oraz większemu zapotrzebowaniu na energię elektryczną niż w przypadku układu C3MR.

Stan referencyjny odzwierciedla brak połączenia między systemem stacji redukcyjnej a instalacją skraplania gazu ziemnego. Co więcej konfiguracja ta zakłada użycie zaworu dławiącego w celu zmniejszenia ciśnienia gazu, a więc nie występuje tutaj ekspander.

Tabela 7. Efekty energetyczne wybranych konfiguracji przy niższej sprawności ekspandera.

MOD - wielkość modułu skraplania, KON - wybrana konfiguracja.

MOD/KON	Sprawność energetyczna, %		Sprawność egzenergetyczna, %		Koszt termoeologiczny, MJ*/MJ	
	C3MR	NEC	C3MR	NEC	C3MR	NEC
LNG 50						
W0	48,54	35,40	39,02	30,47	1,155	1,190
W1	50,45	37,41	42,89	33,84	1,153	1,188
W3	54,04	39,93	45,56	35,87	1,149	1,185
LNG 25						
W0	48,90	35,76	37,54	29,68	1,155	1,190
W1	50,97	37,45	42,94	34,56	1,151	1,186
W3	54,00	40,48	45,03	36,11	1,147	1,183
LNG 10						
W0	49,94	36,79	33,96	27,68	1,155	1,190
W1	52,19	41,03	43,05	36,19	1,145	1,180
W3	53,91	41,89	43,88	36,67	1,141	1,176
LNG 5						
W0	51,51	38,42	29,83	25,21	1,155	1,190
W1	53,53	44,11	43,14	37,88	1,135	1,170
W3	53,80	43,66	42,74	37,28	1,130	1,165
LNG 1						
W0	60,38	48,33	19,34	18,04	1,155	1,190
W1	56,61	52,49	43,33	41,49	1,056	1,092
W3	53,52	49,01	40,49	38,63	1,060	1,080
LNG 0.5						
W0	66,46	56,00	16,40	15,75	1,155	1,190
W1	65,66	62,91	43,37	42,35	1,060	1,060
W3	63,34	60,19	39,99	38,97	1,060	1,060

Taka budowa układu powoduje duże straty egzergii, co pokazuje jego bardzo niską sprawność egzergetyczną, niższą niż w przypadku wszystkich innych badanych konfiguracji. Zastąpienie zaworu dławiącego ekspanderem i połączenie stacji redukcyjnej oraz linii skraplania gazu ziemnego zmniejsza straty egzergii, co jest widoczne w wynikach pracy dla konfiguracji pierwszej. Zwiększona sprawność egzergii systemu jest wynikiem połączenia tych dwóch systemów.

Konfiguracje pierwsza i trzecia działają w układzie integracji ekspandera zabudowanego na stacji redukcyjnej oraz linii skraplania gazu ziemnego. Jednakże, konfiguracja trzecia z zastosowaniem cyklu C3MR zapewnia najwyższe sprawności energetyczne oraz egzergetyczne w analizowanych systemach, w których jednostka skraplająca ma większe rozmiary (np. LNG 50 Tabela 7 i Tabela 8). W przypadku takich systemów konfiguracja ta zapewnia lepsze efekty energetyczne i egzergetyczne niż w przypadku zastosowania konfiguracji pierwszej. Wynika to z faktu, że duża część gazu zasilającego układ przepływa poprzez pierwszy etap redukcji ciśnienia, zaproponowany w tej konfiguracji (Rys. 24), który pozwala odzyskać znaczną ilość egzergii.

W większości wybranych konfiguracji systemu skraplania gazu ziemnego, sprawność energetyczna systemu zwiększa się wraz z malejącą produkcją LNG. Duża część strat egzergii znajduje się w jednostce skraplającej (np. Rys. 26 i Rys. 27). Z tego też powodu mniejsze jednostki skraplające zapewniają lepsze efekty energetyczne w konfiguracji pierwszej i drugiej z C3MR i NEC, gdzie moc ekspandera jest stała i nie zależy od przepływu gazu do jednostki skraplającej. Odwrotny efekt można zauważyć w konfiguracji trzeciej, gdzie tylko jeden z ekspanderów jest niezależny od ilości gazu ziemnego przepływającego przez jednostkę skraplającą. Dzięki temu im mniejsza jest wielkość jednostki skraplającej, tym większą część mocy napędowej można zapewnić z ekspandera, co pozwala osiągnąć wyższe sprawności zintegrowanego układu. Z tego wynika, że konfiguracja pierwsza lepiej będzie sprawdzać się w pracy układów skraplania gazu ziemnego o mniejszej wydajności. Im mniejsza ilość wyprodukowanego LNG, tym niższa moc wymagana do napędzania jednostki skraplającej i większe pokrycie własnych potrzeb.

Konfiguracja III zapewnia najlepsze efekty energetyczne i egzergetyczne w systemach, gdzie jednostka skraplająca ma większą wydajność, pomimo znacznej ilości strat egzergii zlokalizowanych w jednostce skraplającej. Wynika to z faktu, że wysoka

sprawność ekspandera i konstrukcja układu nie tylko kompensuje negatywny wpływ strat egzergii w instalacji wytwarzania LNG, ale także zmienia obserwowaną zależność między rozmiarem systemu i wydajnością w innych konfiguracjach.

W przypadku wariantu trzeciego im większa jednostka, tym większy ogólna sprawność układu. Jednakże trend ten występuje tylko w przypadku cyklu C3MR.

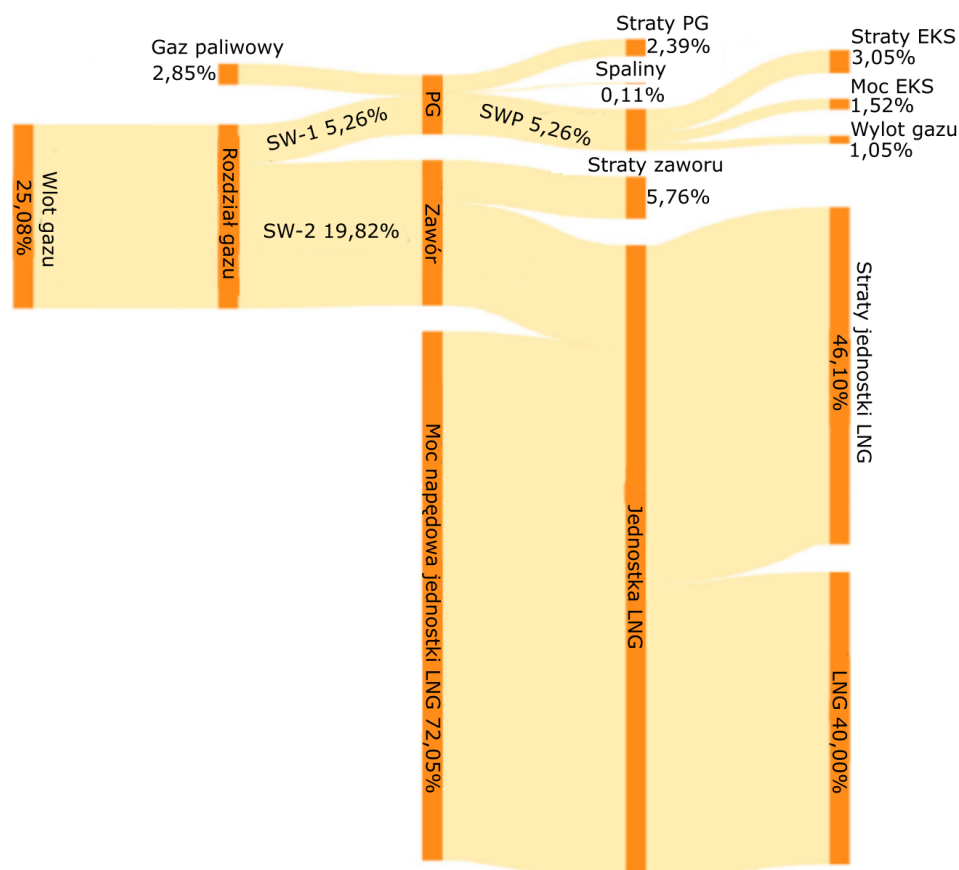
Tabela 8. Efekty energetyczne wybranych konfiguracji przy wyższej sprawności ekspandera.

MOD - wielkość modułu skraplania, KON - wybrana konfiguracja.

MOD/KON	Sprawność energetyczna, %		Sprawność egzergetyczna, %		Koszt termoeologiczny, MJ*/MJ	
	C3MR	NEC	C3MR	NEC	C3MR	NEC
LNG 50						
W0	48,54	35,40	39,02	30,47	1,155	1,190
W1	50,09	37,19	43,66	34,59	1,149	1,185
W3	54,02	39,92	46,33	36,59	1,147	1,182
LNG 25						
W0	48,90	35,76	37,54	29,68	1,155	1,190
W1	50,29	38,02	43,76	35,38	1,144	1,180
W3	53,98	40,46	45,90	36,93	1,143	1,178
LNG 10						
W0	49,93	36,79	33,96	27,68	1,155	1,190
W1	50,77	40,07	43,96	37,15	1,129	1,165
W3	53,88	41,87	44,97	37,71	1,131	1,166
LNG 5						
W0	51,51	38,42	29,83	25,21	1,155	1,190
W1	51,51	42,47	44,15	38,86	1,104	1,139
W3	53,77	43,64	44,05	38,54	1,112	1,147
LNG 1						
W0	60,38	48,33	19,34	18,04	1,155	1,190
W1	55,09	51,27	44,50	42,47	1,060	1,060
W3	53,49	48,98	42,28	40,38	1,060	1,060
LNG 0.5						
W0	66,46	56,00	16,40	15,75	1,155	1,190
W1	66,64	64,00	44,58	43,60	1,060	1,060
W3	63,32	60,16	41,88	40,84	1,060	1,060

Jednostka bazująca na cyklu rozprężania azotu charakteryzuje się większymi stratami niż C3MR. Dlatego w przypadku zastosowania jednostki NEC wspomniane wcześniej zalety układu niestety nie dają tak dobrego efektu kompensacji strat egzergii. Sprawia

to, że jednostki wytwarzające LNG bazujące na cyklu NEC lepiej nadają się do mniejszych systemów. Jest prawdopodobne, że jeśli zwiększy się sprawność ekspandera to wystąpi podobny efekt jak dla cyklu z C3MR. Jednakże nie zmienia to faktu, że cykl C3MR nadal ma wyższą sprawność niż cykl z azotem zastosowanym jako czynnik chłodniczy.



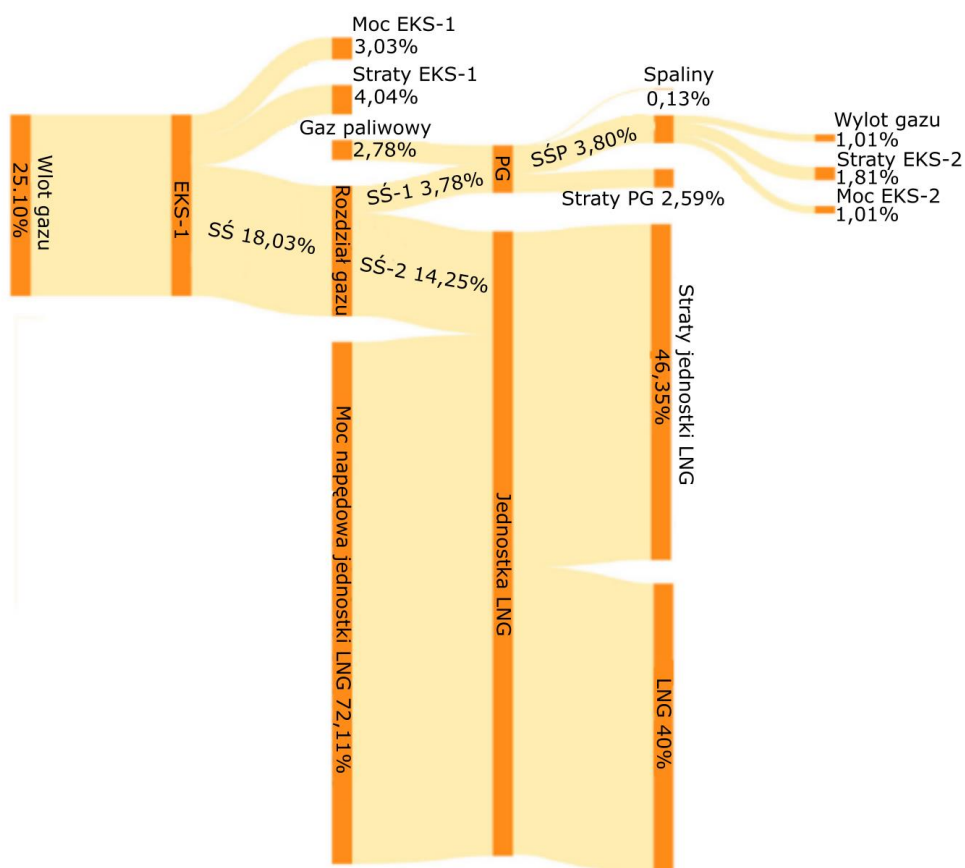
Rys. 26. Przepływ egzergii w konfiguracji W1 dla LNG50 (bez uwzględnienia procesu oczyszczania). SW to strumień gazu pod wysokim ciśnieniem (30 bar), SWP to podgrzany strumień gazu pod wysokim ciśnieniem, PG to podgrzew gazu, EKS to redukcja ciśnienia na ekspanderze

Przepływy egzergii dla jednostki LNG50 w wariantach pierwszym i trzecim zostały wykonane oraz przedstawione na Rys. 26 i Rys. 27. Wartości egzergii na wykresach zostały zamienione na wartości bezwymiarowe znormalizowane w stosunku do strumieni wlotowych. Wyprodukowane LNG ma znaczny udział w egzergii wyjściowej systemu, jednakże jest to też związane z najwyższą stratą egzergii w proponowanym systemie (46%), tj. około 5 razy wyższa niż suma wszystkich innych nieodwracalnych strat egzergii. Nieodwracalne straty egzergii ze spalin obliczono na podstawie emisji spalin o temperaturze wyższej niż temperatura atmosfery do otoczenia. Podgrzewanie

gazu ziemnego zużywa około 2,8% całkowitej egzergii wejściowej, a egzergia chemiczna paliwa prawie całkowicie zamienia się w nieodwracalne straty egzergii na kotle, które wynoszą 2,39% i 2,59% (względem łącznej egzergii napędowej) dla wariantu pierwszego i trzeciego. Jest to, jednakże strata, która jest „wymagana”, aby gaz ziemny przed redukcją mógł osiągnąć wymaganą temperaturę.

3.3.3. Wyniki analizy kosztu termoeekologicznego

W przypadku kosztu termoeekologicznego można zauważyć prostą zależność. Im mniejsza jest jednostka skraplania (mniejsza wydajność produkcji), tym mniejsza jest ilość zasobów naturalnych zużytych w procesie. Jednostka skraplania gazu ziemnego wykorzystująca cykl ekspansji azotu ma wyższą wartość TEC niż jednostka wykorzystująca cykl C3MR, co wynika z przyjętych założeń. Najlepszy wskaźnik kosztu termoeekologicznego w przypadku niskiej sprawności ekspandera uzyskuje się w najmniejszej jednostce skraplającej z cyklem C3MR w wariantie trzecim.



Rys. 27. Przepływ egzergii w konfiguracji W3 dla LNG50 (bez uwzględnienia procesu oczyszczania). EKS-1 to ekspander na pierwszym stopniu redukcji ciśnienia, SŚ to strumień gazu o średnim ciśnieniu (12 bar), PG to podgrzew gazu, SŚP to podgrzany strumień gazu o średnim ciśnieniu, EKS-2 to ekspander na drugim stopniu redukcji ciśnienia

Ogólnie rzecz biorąc, wariant 3 pod względem wartości kosztu termoeologicznego wytworzenia LNG jest korzystniejszy w większości przypadków. Z kolei przy zastosowaniu ekspandera o wysokiej sprawności wyniki analizy są inne: dla jednostek mniejszych lub równych LNG 10 korzystniejszy jest wariant pierwszy, gwarantuje on mniejsze zużycie zasobów naturalnych. Integracja stacji redukcyjnej z linia skraplania gazu ziemnego pozwala na obniżenie kosztu termoeologicznego wytwarzania LNG z 1,155 MJ*/MJ do 1,06 MJ / MJ dla najmniejszej z wybranych jednostek wykorzystujących cykl C3MR. Jest to aż o 8,2% mniejsze zużycie zasobów naturalnych przy zastosowaniu takiego układu integracji.

Co więcej, zmienia się nie tylko koszt termoeologiczny produkcji LNG, ale także koszt przesyłu i dystrybucji gazu ziemnego. Dla stanu referencyjnego stacji redukcyjnej (Rys. 21), koszt termoeologiczny dostarczenia gazu ziemnego do sieci dystrybucyjnej wynosi 1,061 MJ*/MJ. Jest to spowodowane koniecznością podgrzania gazu, a więc wykorzystaniem dodatkowej energii chemicznej, przed redukcją ciśnienia na ekspanderze, a to powoduje zwiększenie wskaźnika TEC gazu ziemnego. Skraplanie gazu ziemnego w wariancie pierwszym zwiększa koszt termoeologiczny dystrybucji gazu ziemnego do wartości 1,072 MJ*/MJ dla ekspandera o wysokiej sprawności. W wariancie trzecim koszt rośnie nieco mniej, ponieważ do 1,069 MJ*/MJ. W przypadku drugiego wariantu, który wykorzystuje ciepło odpadowe, układ ten działa najlepiej pod względem wskaźnika TEC. Dzięki wykorzystaniu energii odpadowej ze spalin wzrost kosztu termoeologicznego jest mały w porównaniu do innych konfiguracji, wzrasta tylko do 1,064 MJ*/MJ. Produkcja LNG w zaproponowanym systemie może zwiększyć zużycie surowców naturalnych o 1% w najgorszym z przedstawionych przypadków.

3.3.4. Wyniki analizy ekonomicznej

We wstępnej analizie ekonomicznej uwzględniono koszty zakupu energii elektrycznej oraz gazu ziemnego, a także cenę sprzedaży wytworzonego LNG. Dodatkowe koszty pracownicze lub zużycie bądź wymiana materiałów czy wyposażenia nie została uwzględniona.

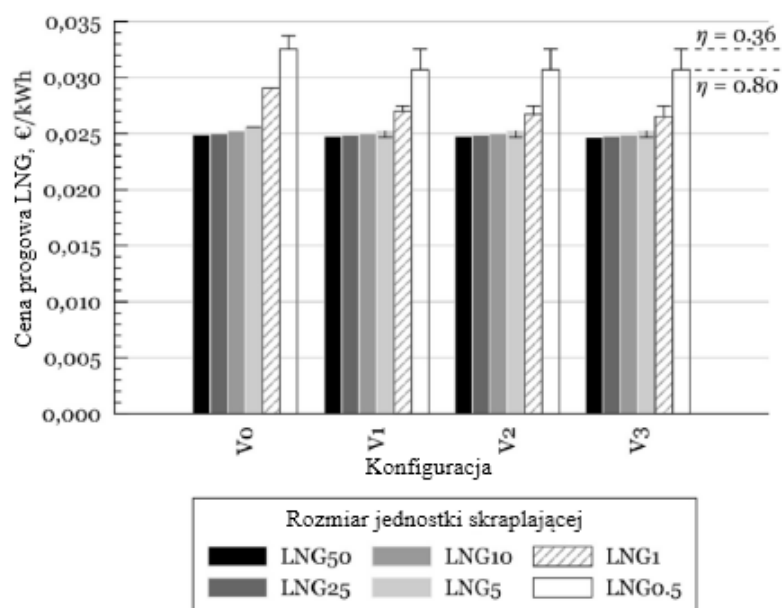
Tabela 9 przedstawia wybrane wyniki oceny ekonomicznej. Biorąc pod uwagę obecne (kwiecień 2021 r.) ceny rynkowe LNG opłacalność ekonomiczna systemu jest trudna do osiągnięcia. W związku z tym tylko najbardziej obiecujące warianty, z minimalną rezerwą wymaganą do spełnienia opłacalności ekonomicznej zostały wybrane do

przedstawienia. Wyniki finansowe dla wariantu II są lepsze dzięki zastosowaniu ciepła odpadowego ze spalin, które jest pod względem eksploatacji teoretycznie bezpłatne. Z kolei wyniki finansowe wariantu trzeciego są lepsze od wyników finansowych wariantu pierwszego dzięki zastosowaniu dwóch stopni redukcji ciśnienia gazu ziemnego, co pozwoliło na zwiększoną produkcję mocy elektrycznej.

Tabela 9. Przykładowe efekty ekonomiczne w zakresie możliwości produkcyjnych dla wariantu 1, wartości miesięczne.

Opis	Jednostka	LNG 50	LNG 25	LNG 10	LNG 5	LNG 1	LNG 0.5
Wielkości podstawowe produkcji							
Zapotrzebowanie na gaz ziemny	$10^3 \times m_n^3$	3387,74	1693,87	677,55	338,77	67,75	33,88
Produkcja LNG	Mg	2554,87	1277,44	510,97	255,48	51,09	25,55
Sprzedaż							
S_{LNG}	€	556 186	278 092	111 236	55 618	11 123	5 561
Koszty							
$K_{el} C3MR$	€	92 175	43 477	14 258	4 519	0	0
$K_{el} NEC$	€	128 698	61 739	21 563	8 171	0	0
$K_{H, NG}$	€	1379	1379	1379	1 379	1 379	1 379
$K_{A, NG}$	€	698 034	349 016	139 606	69 803	13 960	6 980
Przepływy finansowe							
C3MR	€	- 235 403	- 115 781	- 44 007	- 20 083	- 4 216	- 2 797
NEC	€	- 271 926	- 134 043	- 51 312	- 23 735	- 4 216	- 2 797

Na podstawie wykonanej wstępnej analizy ekonomicznej stwierdzono, że żaden z analizowanych wariantów nie jest ekonomicznie opłacalny dla wybranej ceny sprzedaży wytworzonego LNG. Dlatego przeprowadzono dalszą analizę tak aby znaleźć jaką wartość musi stanowić człon kosztu operacyjnego w cenie sprzedaży LNG tak aby produkcja LNG stała się opłacalna. Wyniki dla wariantów z niską i wysoką sprawnością ekspandera zostały przedstawione na Rys. 28. Można stwierdzić, że układy skraplania gazu ziemnego z modułami w małej skali uzyskują dodatni przepływ finansowy powyżej ceny progowej 0,0246 €/kWh LNG.



Rys. 28. Wartość członu kosztu operacyjnego w cenie sprzedaży LNG w cyklu C3MR pod względem wariantu systemu i wielkości jednostki LNG. Słupki błędów przedstawiają zmiany kosztu, jeśli jest stosowany ekspander o wysokiej sprawności

Można zauważyć, że ceny sprzedaży LNG są takie same dla układów zabudowanych w wariantach 1, 2 oraz 3 przy wykorzystaniu ekspandera o niskiej sprawności, pomimo różnic w ich działaniu. Zgodnie z oczekiwaniami stan referencyjny produkcji LNG dla modułów w całym zakresie produkcji jest opłacalne przy znacznie wyższych cenach niż w przypadku pozostałych wariantów. Najniższe ceny dla układów z niską sprawnością ekspandera stwierdzono dla modułów o wielkości LNG 10 i LNG 5 0,0246 €/kWh LNG. Z kolei dla układów z wysoką sprawnością ekspandera stwierdzono, że wariant trzeci dla modułu LNG 50 pozwala na osiągnięcie wartości członu kosztów operacyjnych w cenie równej 0,0248 €/kWh LNG. Można stwierdzić, że systemy LNG 10 i LNG 5 stanowią swoistą granicę między małą i mini skalą modułów skraplania gazu ziemnego. Ceny, w których moduły w skali mini są opłacalne są znacznie wyższe niż w przypadku większych modułów, co sprawia, że moduły te są znacznie mniej dochodowe i mniej konkurencyjne w porównaniu do modułów o większych zdolnościach produkcyjnych, zapewniających niższe ceny na rynku LNG. Widać również, że cena nie jest silnie uzależniona od sprawności ekspandera. W przypadku większych jednostek LNG różnica w zasadzie jest pomijalna. Dla najmniejszej linii LNG 0,5 ze sprawnością ekspandera równą 80% zamiast podstawowego 36%, cena LNG zmniejsza się tylko z 0,0337 €/kWh LNG do 0,0326 €/kWh LNG, czyli o 3,5%.

3.3.5. Egzergia koncentracji

Zdefiniowanie warunku odniesienia dla egzergii koncentracji dla gazu ziemnego jest pewnym wyzwaniem. W przypadku spalin skład atmosfery może być traktowany jako stan odniesienia. Dla minerałów czy metali, takich jak złoto, może to być koncentracja minerału w kopalni, średnie stężenie w skorupie ziemskiej, a nawet woda morska [92]. Nieprawidłowe założenia mogą spowodować zakłamanie wyniku, co w tym przypadku znalazło potwierdzenie w toku obliczeń. Na potrzeby obliczeń egzergii koncentracji wykonano pierwsze podejście dla atmosfery jako stanu odniesienia, jednakże skutkowało to tym, że egzergia koncentracji była kilkakrotnie wyższa niż egzergia chemiczna. W drugim kroku przyjęto warunki odniesienia jako przypuszczany skład gazu w złożu gazu ziemnego. Niemniej jednak wysokie stężenie wody zawartej w gazie ze złoża spowodowało, że egzergia koncentracji istotnie zmieniała wynik obliczeń sprawności układu. Na koniec przyjęto odniesienie jako skład dostępnego gazu ziemnego w europejskiej sieci gazowej po wydobyciu ze złoża i oczyszczeniu. Obliczenia egzergii zostały wykonane dla każdego wariantu i modułu dwukrotnie. W pierwszym podejściu obliczenia zostały wykonane bez uwzględnienia egzergii koncentracji (równanie 14), co pozwoliło określić sprawność układu integracji bez wpływu tej składowej egzergii. Następnie obliczenia powtórzono, biorąc pod uwagę egzergię koncentracji. Porównano wyniki dwóch podejść pod względem wartości poszczególnych strumieni oraz sprawności egzergetycznej całego proponowanego układu. Dzięki temu udowodniono, że zmiana sprawności spowodowana uwzględnieniem egzergii koncentracji jest na poziomie jednej dziesiątej procenta. Można zatem założyć, że egzergię koncentracji w podobnych obliczeniach można pominąć. Wyniki zaprezentowane w Tabeli 7 oraz Tabeli 8 są wynikami sprawności egzergii układu bez uwzględniania egzergii koncentracji.

3.4. Podsumowanie oraz wnioski

Przedstawiona propozycja układu integracji stacji redukcyjnej wyposażonej w ekspander wraz z linią skraplania gazu ziemnego przedstawia wstępną problematykę obliczeniową, a wyniki jej analizy wskazują dalszy kierunek badań i rozwoju. Stosunkowo prosto jest zaproponować kilka modułów i konfiguracji ich pracy, jednakże dobranie ich parametrów pracy, wykonanie analizy energetycznej i egzergetycznej w przypadku komercyjnie dostępnej jednostki skraplającej jest bardziej skomplikowanym zadaniem. Należało przewidzieć szereg parametrów pracy,

a następnie na podstawie wstępnej analizy ekonomicznej dokonać sprawdzenia opłacalności takiego systemu. Na podstawie wykonanej analizy ekonomicznej można stwierdzić, że moduły skraplania gazu ziemnego na małą skalę są ekonomicznie opłacalne przy niższych cenach sprzedaży LNG niż w przypadku skali mini, jednakże wielkość ich produkcji LNG może być zbyt wysoka dla rosnącego dopiero rynku LNG w Polsce. Z tego też powodu mogą wystąpić poważne problemy we wdrażaniu takiego rozwiązania na polski rynek, który wciąż nie jest gotowy na takie rozwiązania. Można zasugerować, że moduły do skraplania gazu ziemnego w skali mini są bardziej odpowiednie na polski rynek. Ze względu na ich mniejszą skalę łatwiej je zbudować na terenie istniejących stacji redukcyjnych oraz uzyskać równowagę produkcji i popytu dla produkowanego LNG. Jednakże ceny produkowanego LNG, przy jakich moduły te są opłacalne są bardzo wysokie, co obniża konkurencyjność tych rozwiązań. Wielokryterialny dobór jednostki LNG uwzględniający zarówno sprawność energetyczną jak ekonomiczną oraz opłacalność ekonomiczną wskazuje na jednostkę LNG 5. Według wyników wykonanej analizy energetycznej i ekonomicznej, to ten moduł, niezależnie od przyjętej konfiguracji, uzyskuje wysoką sprawność energetyczną oraz ekonomiczną w porównaniu do reszty wyników zaprezentowanych modułów.

Proces oczyszczania gazu ziemnego w zależności od zastosowanej konfiguracji instalacji może mieć znaczny lub niewielki wpływ na globalną energochłonność skraplania gazu ziemnego. W celu zmniejszenia energochłonności zaleca się korzystanie z konfiguracji zabudowy jak dla wariantu W1 oraz W2 lub W3, ale dla dużych jednostek skraplania gazu ziemnego takich jak LNG 50 czy LNG 25. Wyniki analizy finansowej pozwalają na stwierdzenie, że moduł LNG 5 jest opłacalny, gdy człon kosztów operacyjnych w cenie wynosi około 0,0246 €/kWh LNG dla założonej niskiej sprawności ekspandera. W związku z tym, na podstawie wstępnej analizy w modelu *black box*, moduł LNG 5 najlepiej nadaje się do zabudowy na terenach stacji redukcyjnych w polskim systemie przesyłowym gazu ziemnego. Jednakże moduł ten osiąga zaprezentowane wyniki dla zastosowanego cyklu skraplania C3MR. Zabudowa takiej linii skraplania gazu ziemnego wiąże się ze znacznie większym zapotrzebowaniem na zagospodarowanie terenu niż NEC czy wspomniany we wstępie SMR. Z tego też powodu w kolejnym etapie analizy proponowanego układu integracji kontynuowana będzie analiza modułów o różnych cyklach skraplania gazu ziemnego. Oprócz najważniejszego z punktu widzenia tej pracy wniosku, można również

przedstawić inne, wymienione poniżej. Według wyników analizy energii, egzergii i oraz wyników opłacalności ekonomicznej udowodniono, że potencjał wysokiego ciśnienia w gazu ziemnym przed rozprężeniem w stacji redukcyjnej powinien być wykorzystywany. Integracja ekspandera z jednostką skraplającą zgodnie zaproponowanymi wariantami jest zawsze opłacalna pod względem energetycznym, egzergetycznym oraz wg kryterium kosztu termoeekologicznego. Jeśli dążymy do zmniejszenia ilości zużytych zasobów naturalnych, to należy korzystać z zintegrowanych jednostek skraplania gazu ziemnego zasilanych za pomocą egzergii odpadowej wysokiego ciśnienia w skali mini. Pozwala to na obniżenie kosztów termoeekologicznych produkcji LNG (o 8,2%) kosztem nieco podwyższonego (o 1%) kosztu termoeekologicznego gazu ziemnego przesyłanego do sieci dystrybucji. Wyższa sprawność ekspandera daje ogólnie wyższą sprawność zaproponowanego układu oraz powoduje zmiany w wynikach ekonomicznych. Przed wdrożeniem zintegrowanej jednostki LNG, należy wykonać optymalizację systemu pod kątem wybrania sprawności ekspandera w wariancie trzecim, tak aby sprawdzić który zaprezentowany system najlepiej nadaje się do zastosowania w skali mini. Zaprezentowany wariant 2 zapewnia najlepsze wyniki, gdy istnieje źródło ciepła odpadowego, takie jak gorące spaliny. Wariant 1 proponowanej instalacji działa najlepiej dla modułów w skali mini LNG. Efektywność ekonomiczna zależy w dużej mierze od warunków makroekonomicznych, takich jak ceny energii elektrycznej lub gazu. Przedstawione podejście *black box* do integracji systemu ekspandera gazu ziemnego z linią LNG odzwierciedla typowe podejście przemysłowe. Jednakże z termodynamicznego punktu widzenia interesująca jest możliwość rozpatrzenia pełnej integracji z symulacją każdego podzespołu proponowanego systemu.

Integracja w modelu *black box* pozwoliła na wstępne oszacowanie potencjału dostępnego w egzergii wysokiego ciśnienia oraz nakreśliła kierunek rozwoju zaproponowanego układu. Pod względem sprawności energetycznej oraz egzergetycznej jak i również opłacalności ekonomicznej moduły na granicy skali małej i mini spełniają założone oczekiwania. W kolejnym rozdziale pracy zostanie przeanalizowany szerszy zakres współpracy jednostki skraplania gazu ziemnego oraz stacji redukcyjnej. Propozycja układu zostanie wzbogacona o głęboką integrację tych układów oraz o większą liczbę możliwych do zastosowania cykli skraplania gazu ziemnego.

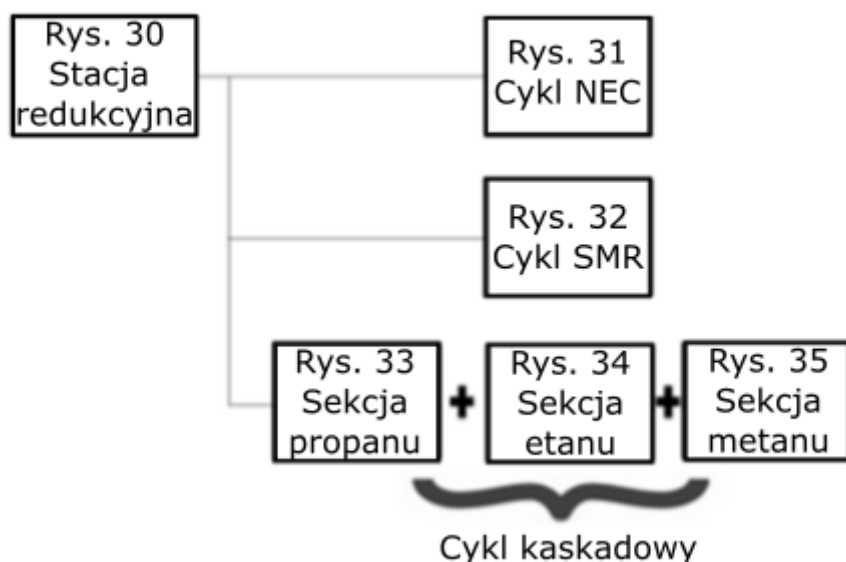
4. Głęboka integracja stacji redukcyjnej z linią skraplania gazu ziemnego

W tym rozdziale pracy przeprowadzono pełną („głęboką”) integrację systemu skraplania gazu ziemnego i stacji redukcyjnej wyposażonej w ekspander gazu ziemnego. Poprzedni model integracji zakładał, że stacja redukcyjna oraz linia LNG to osobne jednostki, połączone ze sobą jedynie „nitką” zasilania, które było dostarczane z generatora zasilanego ekspanderem do układu zasilania jednostki LNG. Model zaprezentowany w tej części pracy przewiduje połączenie tych dwóch układów w celu stworzenia jednego zintegrowanego układu produkującego LNG oraz dostarczającego gaz ziemny do odbiorcy. Przewiduje się, że zabieg ten pozwoli na znaczne zmniejszenie energochłonności produkcji LNG oraz pozwoli na zwiększenie sprawności obu tych procesów przy wykorzystaniu potencjału egzergii wysokiego ciśnienia gazu przed redukcją. Głęboka integracja obu systemów przewiduje, że gaz ziemny będzie celowo schładzany poniżej 0°C podczas rozprężania na ekspanderze, w przeciwieństwie do poprzedniego układu, gdzie zapewniano temperaturę wyższą. W tym układzie stacja redukcji ciśnienia ma za zadanie działać nie tylko jako stopień redukcyjny, ale również jako etap wstępnego schładzania gazu ziemnego do procesu skraplania gazu ziemnego. Zastąpienie klasycznego etapu wstępnego schładzania gazu ziemnego dostępnego w dostępnych komercyjnie jednostkach LNG zintegrowaną ze stacją redukcyjną zmniejszy ilość potrzebnego czynnika chłodniczego potrzebnego do skroplenia gazu, a to pozwoli znacznie zmniejszyć moc napędową sprężarek czynnika chłodniczego, a więc i energochłonność. Większa ilość gazu przepływająca przez ekspander (zarówno gaz do skroplenia jak i gaz do dystrybucji) pozwoli na większą produkcję energii elektrycznej, a więc możliwe będzie większe pokrycie zapotrzebowania jednostki LNG na energię napędową.

4.1. Omówienie proponowanego układu

Badany układ oparty jest na uprzednio zdefiniowanej reprezentatywnej stacji redukcyjnej gazu ziemnego SR III. Gaz wlotowy jest w pierwszej kolejności oczyszczany z pary wodnej oraz dwutlenku węgla w instalacji osuszania gazu ziemnego oraz usuwania dwutlenku węgla, a następnie pod ciśnieniem 30 bar (g) dostarczany jest do stacji redukcyjnej, gdzie redukowany jest do ciśnienia 10 bar (g). Do integracji

z wybraną stacją redukcyjną wybrano moduły skraplające gaz ziemny o cyklach SMR, MFCP i NEC charakteryzujące się różnymi wielkościami produkcji. W tym rozdziale pracy zostanie sprawdzona możliwość ograniczenia zużycia energii przez jednostkę skraplającą do 0 kWh/kg LNG w zależności od przepływu gazu ziemnego, sprawności ekspandera oraz zapotrzebowania na moc napędową linii LNG.

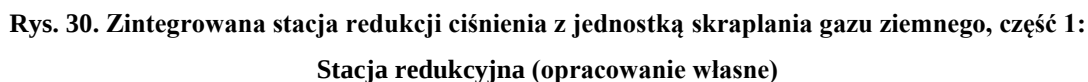


Rys. 29. Schemat możliwych połączeń stacji redukcyjnej oraz linii skraplania gazu ziemnego (opracowanie własne)

Oczyszczony z pary wodnej i dwutlenku węgla strumień wlotowy gazu ziemnego pod wysokim ciśnieniem wpływa do stacji redukcyjnej. W pierwszej kolejności wpływa do wstępnego wymiennika chłodniczego (WW) i jest tam schładzany do -15°C (Rys. 30). Wstępnie ochłodzony gaz ziemny wpływa do ekspandera (E) i rozpręża się w nim do niższego ciśnienia. Podczas rozprężania jego temperatura spada do -70°C w zależności od sprawności ekspandera. Niska temperatura powoduje wykroplenie się cięższych węglowodorów i powstanie mieszaniny faz ciekłej oraz gazowej. Mieszanina faz jest następnie rozdzielana w separatorze (S), gdzie część gazowa jest dzielona na dwa strumienie (R), jeden wstępnie schłodzony prowadzony do jednostki skraplającej i drugi wstępnie schłodzony do sieci dystrybucyjnej. Wykroplona faza ciekła wtryskiwana (W) jest do gazu ziemnego do dystrybucji i przepływa rurociągiem do wstępnego wymiennika chłodniczego (WW). Zmieszany strumień ogrzewa się tam, ochładzając wlotowy gaz ziemny pod wysokim ciśnieniem. Podczas ogrzewania cięższe węglowodory odparowują. Gaz ziemny po ogrzaniu kierowany jest dalej do sieci

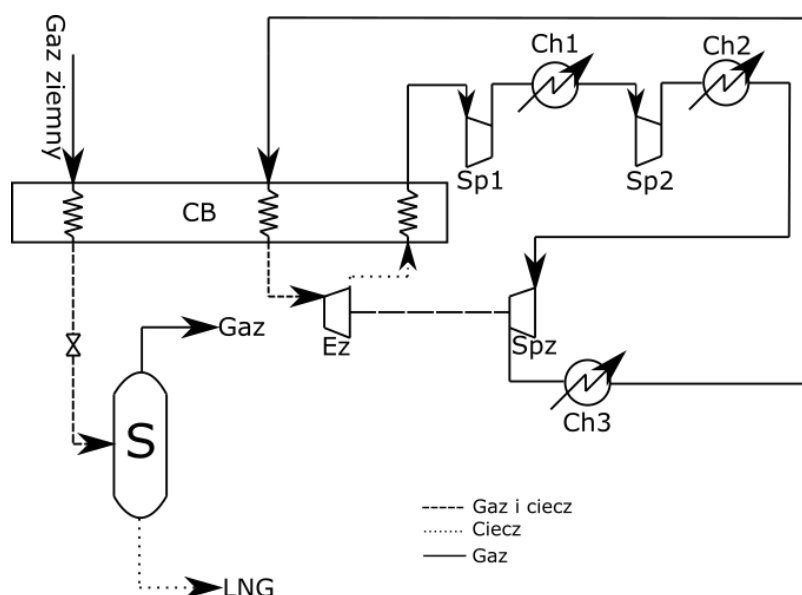
Tabela 10. Skład gazu w wybranej stacji redukcyjnej.

	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	H ₂ O	CO ₂	N ₂
Skład molekularny, %	95,73	2,77	0,21	0,07	0,01	0,01	150 ppm	0,11	1,09



- **Cykl rozprężania azotu (NEC):** Gaz ziemny jest wstępnie schładzany w zintegrowanej stacji redukcyjnej i kierowany do NEC, gdzie zostaje skroplony. Zaprojektowany układ skraplania gazu z wykorzystaniem rozprężania azotu pokazano na Rys. 31. Zaprezentowany wariant wykorzystuje duży wielostrumieniowy wymiennik umieszczony w komorze chłodniczej (ColdBox)

oraz zestaw sprężarek do podnoszenia ciśnienia azotu i ekspandera azotu. Wstępnie schłodzony gaz ziemny wpływa do wymiennika głównego (CB - Coldbox), gdzie ulega skropleniu znaczna jego część. Następnie przepływa przez zawór regulujący ciśnienie do separatora (S) w którym następuje rozdział na fazę ciekłą oraz gazową. Azot wpływa do wymiennika CB, ulega w nim schłodzeniu, a następnie jest rozprężany z wysokiego ciśnienia na zimnym ekspanderze (Ez - Ekspander zimny) do niższego ciśnienia. Jego temperatura spada, zimniejszy azot wpływa z powrotem do wymiennika ColdBox gdzie ogrzewając się ochładza wlotowy azot i skrapla gaz ziemny. Następnie podnoszone jest ciśnienie azotu w zestawie sprężarek i chłodzi (Sp1 - Sprężarka 1, Ch1 - Chłodziła 1, Sp2, Ch2) oraz poprzez zimną sprężarkę (Spz - Sprężarka zimna) napędzaną zimnym ekspanderem. Po ostatnim stopniu sprężania, azot jest schładzany chłodziłą (Ch3) i kierowany do wymiennika wielostrumieniowego (CB).

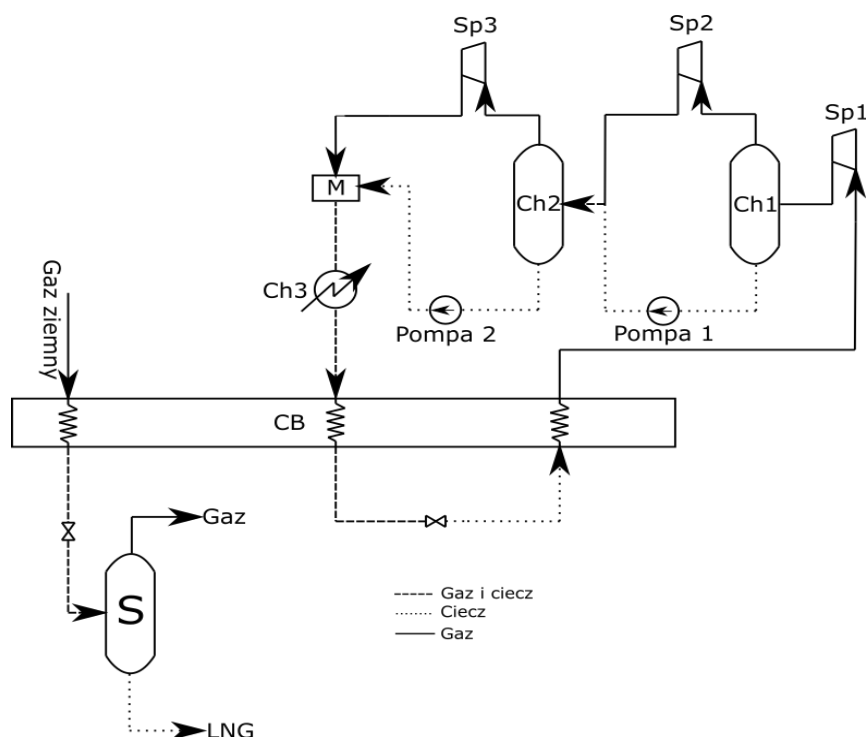


Rys. 31. Zintegrowana stacja redukcji ciśnienia z jednostką skraplania gazu ziemnego, część 2a:

Jednostka NEC (opracowanie własne)

- **Pojedynczy mieszany czynnik chłodniczy (SMR):** Schemat poglądowy SMR jest podobny do cyklu rozprężania azotu, jednakże różni się czynnikiem oraz parametrami pracy. Wstępnie schłodzony gaz ziemny jest przesyłany z SRIII do SMR w celu jego skropleniu w wielostrumieniowym wymienniku umieszczonym w Coldbox. Cykl SMR składa się z komory chłodniczej, zestawu sprężarek, pomp do skroplonego czynnika chłodniczego oraz zawór dławiący na którym następuje rozprężenie czynnika chłodniczego, Rys. 32. Mieszany czynnik chłodniczy wpływa do wymiennika skraplającego (CB - Coldbox) i ulega w nim schłodzeniu. Następnie

przepływa przez zawór redukcyjny, gdzie obniżane jest jego ciśnienie i temperatura. Tak ochłodzona mieszanka wpływa do wymiennika wielostrumieniowego (CB) aby się ogrzać, kosztem schładzanej wlotowej mieszanki i skraplania się gazu ziemnego. Mieszanka ta następnie jest kierowana na pierwszą sprężarkę (Sp1). Po pierwszym stopniu sprężania mieszanka ta jest kierowana do separatora schładzającego (Ch1). Schładza on gaz po sprężaniu oraz separuje fazy mieszanki na ciekłą i gazową. Faza ciekła kierowana jest na pompę pierwszą (Pompa 1), by potem wpłynąć do chłodnicy drugiej (Ch2). Faza gazowa przepływa przez sprężarkę drugiego stopnia (Sp2) i wpływa następnie do chłodnicy drugiej (Ch2). Po schłodzeniu i separacji mieszanki, fazy są ponownie rozdzielane, faza ciekła płynie poprzez pompę drugą (Pompa 2) do mieszalnika, a faza gazowa sprężana jest w sprężarce nr 3 (Sp3). Przy zadanych parametrach pracy nie występuje rozdział faz w chłodnicy drugiej, zatem pompa druga pełni jedynie rolę awaryjną w przypadku nagłych zmian parametrów i nagłego wykroplenia się fazy ciekłej. Fazy ulegają zmieszaniu w mieszalniku (M - mieszalnik). Następnie są schładzane w chłodnicy nr 3 (Ch3) i kierowane do wymiennika Coldbox.



Rys. 32. Zintegrowana stacja redukcji ciśnienia z jednostką skraplania gazu ziemnego, część 3a:

Jednostka SMR (opracowanie własne)

- **Kaskady wielu czynników (CLU - Cascade Liquefaction Unit):** Proces kaskadowy ma dwa stopnie wstępne, które odpowiadają za schładzanie oraz

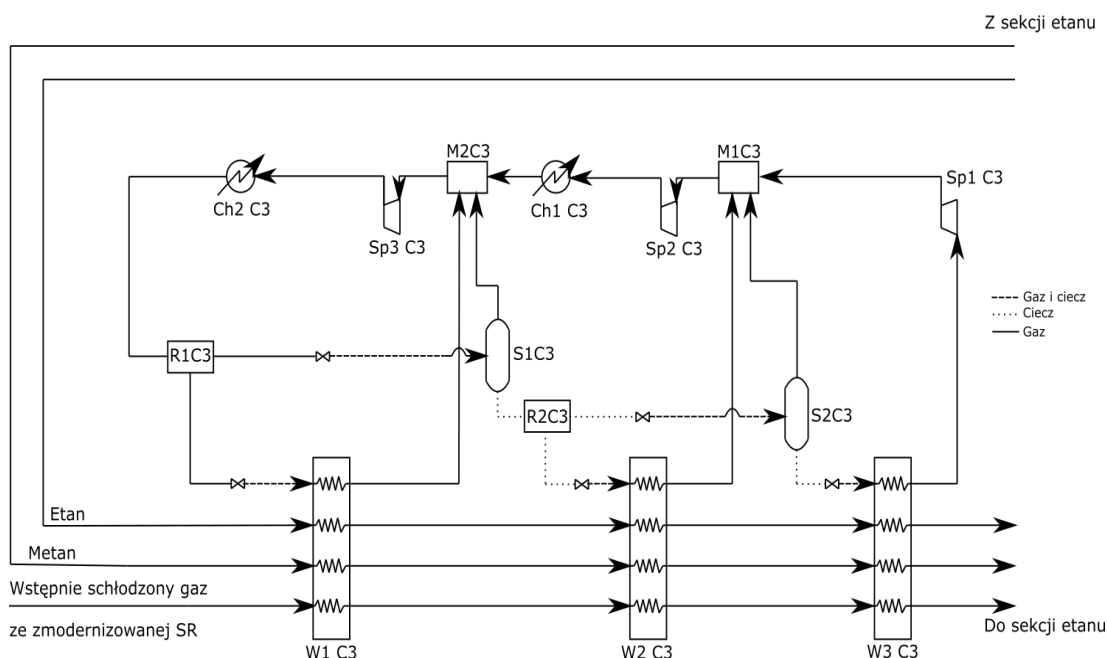
głębokie oziębianie gazu. W pierwszej kolejności zachodzi wstępne obniżanie temperatury podczas rozprężania gazu na stacji redukcyjnej. Następnie wstępnie schłodzony gaz jest przekazywany do procesu kaskadowego, gdzie jest dalej schładzany przed końcowym skraplaniem. Proces ten składa się ze stopnia wstępnego schładzania przy użyciu propanu (Rys. 33), etap chłodzenia przy użyciu etanu (Rys. 34) i stopień skraplania gazu przy użyciu metanu (Rys. 35). Cały proces odbywa się w kilku mniejszych wymiennikach ciepła znajdujących się w komorze chłodniczej. Wstępnie schłodzony gaz ziemny wypływający ze zmodernizowanej stacji redukcyjnej wpływa do jednostki skraplającej i kierowany jest do wymiennika (W1 C3, czyli wymiennik propanu nr 1). Do tego wymiennika wpływa również metan, etan oraz część propanu rozdzielona na rozdzielaczu (R1C3 - pierwszy rozdzielacz propanu). W klasycznej jednostce kaskadowej propan schładza w tym wymienniku gaz do skroplenia, metan oraz etan. Jednakże w tej sytuacji gaz ziemny jest wstępnie schłodzony, a więc propan rozprężając się na zaworze ochładza się, a jego część wykrapla się i ochładza jedynie metan oraz etan. Dzięki temu zmniejsza się ilość niezbędnego czynnika w obiegu propanu. W wymienniku (W1 C3) ogrzewa się schładzając metan oraz etan i odparowuje, a następnie kierowany jest dalej do mieszalnika (M2C3 - drugi mieszalnik propanu). Druga część propanu z R1C3 przepływa przez reduktor, po którym część propanu się wykrapla. Mieszanina fazowa wpływa do separatora (S1C3 - pierwszy separator propanu), gdzie część gazowa wpływa do mieszalnika (M2C3), a faza ciekła przepływa do rozdzielacza (R2C3). Część fazy ciekłej przepływa poprzez reduktor do wymiennika (W2 C3) gdzie ogrzewa się i odparowuje ochładzając metan oraz etan, aby następnie wrócić do obiegu poprzez mieszalnik (M1C3). Druga część fazy ciekłej z rozdzielacza (R2C3) przepływa przez reduktor, na którym część cieczy odparowuje, do separatora, w którym następuje separacja faz. Faza gazowa przepływa do mieszalnika M1C3, a faza ciekła przez reduktor wpływa do wymiennika (W3C3) gdzie ogrzewając i odparowując ochładza ponownie metan oraz etan. Po odparowaniu, propan wpływa do sprężarki (Sp1 C3 - sprężarka pierwsza propanu) gdzie podnosi się jego ciśnienie. Dalej miesza się on w mieszalniku (M1C3) z innymi strumieniami propanu. Następnie propan przechodzi przez proces sprężania (Sp2 C3) i ochłodzenia (Ch1 C3 - pierwsza chłodnica propanu). Następnie łączy się z resztą strumieni propanu, aby przejść

przez ostatni etap sprężania (Sp3 C3) oraz chłodzenia (Ch2 C3). W ten sposób zamyka się sekcja propanu.

Wstępnie schłodzony gaz ziemny oraz schłodzony metan i etan przepływają dalej do sekcji etanu. W tej sekcji etan rozdziela się na dwa strumienie na rozdzielaczu (RC2 - rozdzielacz etanu), część etanu przepływa przez reduktor i się skrapla, a druga część pozostaje w postaci gazowej. Razem z metanem, gazem ziemnym oraz zawracanym strumieniem etanu wpływają do wymiennika (W1 C2 - wymiennik pierwszy etanu). Mieszanka faz etanu ogrzewa się i odparowuje ogrzewając pozostałe strumienie. Następnie kierowana jest do mieszalnika (MC2 - mieszalnik etanu). Część gazowa etanu, która przepłynęła przez pierwszy wymiennik kierowana jest na reduktor, na którym ochładza się i częściowo skrapla. Razem ze strumieniem gazu ziemnego i etanu wpływają do wymiennika (W2 C2), gdzie etan ogrzewa się i odparowuje a następnie zawracany jest na wymiennika pierwszy sekcji etanu (W1 C2). Po ogrzaniu w wymiennikach strumień etanu wpływa do sprężarki (Sp1 C2 - pierwsza sprężarka etanu), gdzie podwyższa się jego ciśnienie, by dalej zmieszać się z pozostałą częścią etanu. Zmieszany etan przechodzi dalej przez dwa stopnie sprężania (Sp2 C2 i Sp3 C2) oraz dwa stopnie chłodzenia (Ch1 C2 i Ch2 C2). Po tych przemianach strumień etanu kierowany jest do sekcji propanu.

W ostatniej sekcji metanu, metan rozdziela się (R1C1 - rozdzielacz pierwszy metanu) na dwa strumienie, jeden z nich zostaje częściowo skroplony podczas przepływu przez reduktor. Dwa strumienie metanu, gaz ziemny oraz dwa strumienie zawracanego metanu wpływają do wymiennika (W1 C1 - wymiennik pierwszy metanu). Częściowo skroplony metan ogrzewa się i odparowuje ochładzając pozostałe strumienie. Odparowany metan płynie dalej do mieszalnika (M2C1 - mieszalnik drugi metanu). Metan pod postacią gazową za wymiennikiem rozdzielany jest na dwa strumienie (R2C1), gdzie jeden z nich przepływa przez reduktor. Następnie dwa strumienie metanu, gaz ziemny oraz jeden zawracany strumień metanu wpływają do wymiennika (W2 C1). Strumień metanu zmieszanych faz ogrzewa się, a jego skropliny odparowują ochładzając pozostałe strumienie. Odparowany strumień metanu jest zawracany na wymiennik pierwszy (W1 C1), a następnie kierowany do mieszalnika (M1C1). Strumień gazowego metanu przepływa dalej przez reduktor i ochładza się. Gaz ziemny i ochłodzony

metan wpływają do trzeciego wymiennika sekcji (W3 C1), w którym strumień metanu odparowuje, a gaz ziemny skrapla się. Skroplony gaz ziemny przepływa przez reduktor do separatora (S), w którym dokonuje się rozdziału na gaz resztkowy oraz LNG. Ogrzany strumień metanu zwracany jest przez wymiennik drugi oraz pierwszy sekcji metanu, a następnie kierowany jest na sprężarkę (Sp1 C1 - sprężarka pierwsza metanu). Po sprężeniu gaz ten miesza się z drugim zawróconym strumieniem w pierwszym mieszalniku, aby następnie podnieść swoje ciśnienie na sprężarce (Sp2 C1). Po sprężeniu, wszystkie strumienie metanu mieszają się ze sobą i przechodzą przez ostatni stopień sprężania (Sp3 C1) oraz chłodzenia (Ch1 C1 - chłodnica pierwsza metanu). W ostatnim kroku, metan kierowany jest do sekcji etanu i propanu.

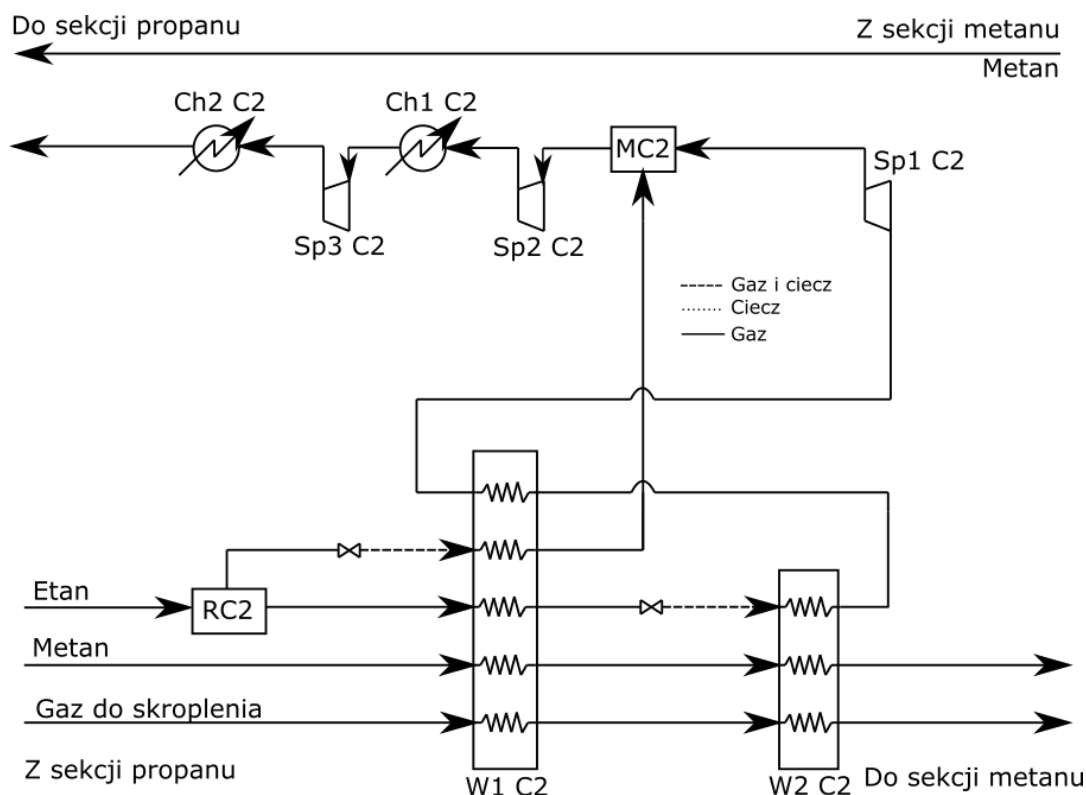


Rys. 33. Zintegrowana stacja redukcji ciśnienia z jednostką skraplania gazu ziemnego, część 4a: CLU sekcja propanu (opracowanie własne)

Do analizy głębokiej integracji wybrano sześć jednostek skraplania gazu ziemnego, dla każdego cyklu, o różnej wielkości produkcji. Są to trzy jednostki małej skali oraz trzy w skali mini, które zostały wprowadzone w poprzednim rozdziale (Tabela 4). W ramach głębokiej integracji tych dwóch systemów, a więc połączenia dwóch procesów, należało odejść od podejścia *black box*. W tym celu zbudowano model symulacyjny stacji redukcyjnej wyposażonej w ekspander oraz modele każdego z wybranych cykli (NEC, SMR, CLU) w oprogramowaniu ProMax. Oprogramowanie to pozwala na obliczenie temperatury, strumieni, ciśnień oraz składu w wybranych punktach na podstawie układu równań bilansu substancji i energii. Ponadto oprogramowanie to pozwala na obliczenia

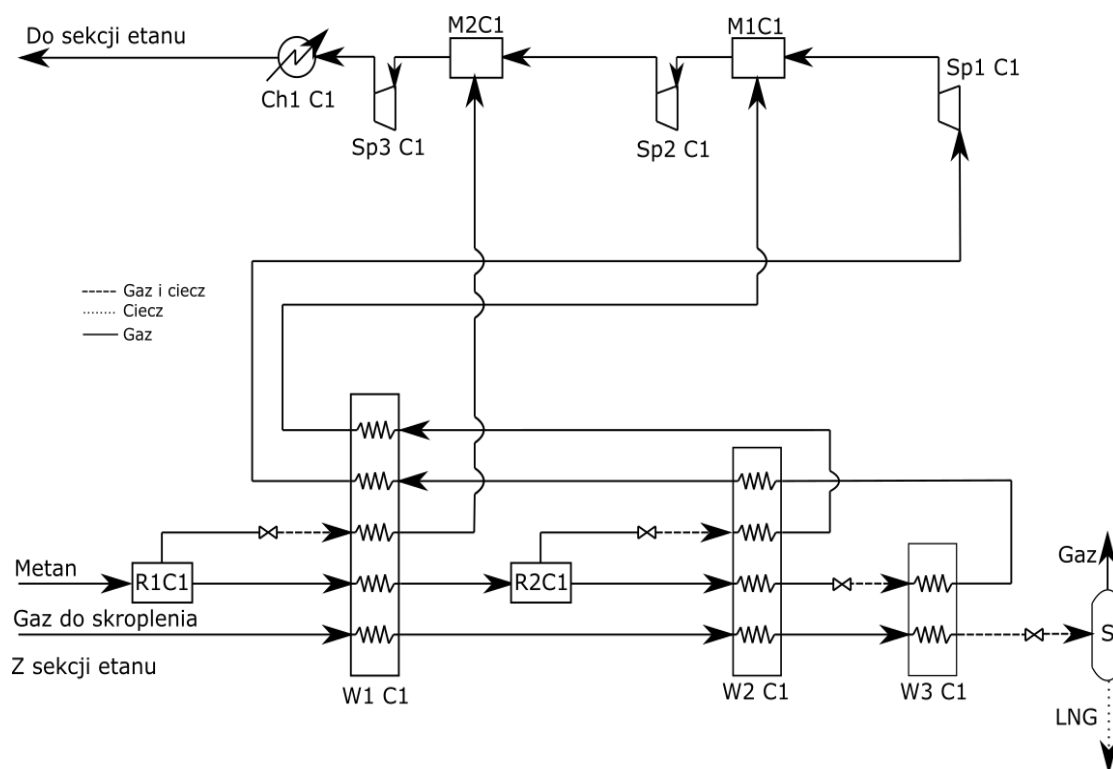
równowagi fazowej, co w procesie skraplania gazu ziemnego jest podstawową informacją o funkcjonowaniu jednostki. Model skraplania gazu ziemnego obliczano przy pomocy wbudowanych równań gazu rzeczywistego Penga-Robinsona.

Zaprojektowanie układu skraplania podstaw oraz integracja ich ze zmodernizowaną stacją redukcyjną pozwala określić sprawność i energochłonność systemu w układzie pracy wspólnej.



Rys. 34. Zintegrowana stacja redukcji ciśnienia z jednostką skraplania gazu ziemnego, część 4b:
CLU sekcja etanu (opracowanie własne)

Wykorzystując opracowane modele symulacyjne, podobnie jak w poprzednim rozdziale, wyznaczono poszczególne parametry pracy dla każdego wariantu pracy i wielkości jednostki LNG. Wykonano analizę energetyczną i egzergetyczną. W analizie egzergetycznej brano pod uwagę egzergię wynikającą z temperatury, ciśnienia oraz egzergię chemiczną. Wykonane analizy pozwoliły na określenie sprawności energetycznej i egzergetycznej każdego z wariantu, co pozwoliło na finalne porównanie ich. Oprócz klasycznej analizy egzergetycznej wykonano również zaawansowaną analizę egzergetyczną, aby dokładniej przyjrzeć się integracji tych dwóch systemów oraz stratom zachodzącym w poszczególnych procesach. Metodologia przeprowadzonej zaawansowanej analizy egzergetycznej została szerzej omówiona w metodyce obliczeniowej tego rozdziału (punkt 4.2.5).



Rys. 35. Zintegrowana stacja redukcji ciśnienia z jednostką skraplania gazu ziemnego, część 4c:

CLU sekcja metanu (opracowanie własne)

W tej części pracy zrezygnowano z analizy ekonomicznej. Z uwagi na ograniczony dostęp do szczegółowych informacji rynkowych zrezygnowano z analizy ekonomicznej na tym etapie, koncentrując się na poszukiwaniu układu o najniższej (najlepiej zerowej) energochłonności. Jeżeli układ taki zostanie znaleziony to jego komercjalizacja powinna być możliwa nawet przy dużych nakładach inwestycyjnych.

Do przeprowadzanych analiz pracy układu dodano również analizę kosztu termoeologicznego w oparciu o bilans egzergii tego układu. Ponownie udowodniono, że TEC produkowania LNG w zintegrowanym układzie jest niższy w porównaniu do referencyjnych jednostek skraplania bez integracji.

4.2. Metodyka

4.2.1. Bilans energii

Dzięki zastosowaniu programu ProMax wykonano bilans substancji i energii w układzie. Poziomy ciśnień, temperatur oraz strumieni pozwoliły określić wymaganą moc napędową sprężarek, moc uzyskaną z ekspandera, a także wyznaczono ilość ciepła, która przepływa pomiędzy poszczególnymi czynnikami w wymiennikach, zmiany składu gazu w procesach oraz sprawność całego układu.

Obliczenia jednostek skraplania gazu ziemnego wymagają wykonania obliczeń równowagi fazowej, a więc określenie składu i wielkości poszczególnych faz w danym ciśnieniu i temperaturze. Zastosowanie programu ProMax pozwoliło na automatyczne wyznaczenie tych wielkości.

Sprawność układu określono za pomocą równania (41):

$$\eta_{energetyczna} = \frac{\dot{E}_{LNG} + \dot{E}_{dNG} + N_{TEXP}}{\dot{E}_{hNG} + N_{SPR}} \quad (41)$$

Sprawność energetyczna zintegrowanego układu jest to stosunek strumieni energii wytworzonego LNG, wylotowego gazu ziemnego oraz mocy ekspandera do strumienia energii wlotowego gazu ziemnego oraz mocy napędowej sprężarek. Jak można zauważyć, integracja ta pozwoliła na wyeliminowanie strumienia energii chemicznej do podgrzania gazu przed redukcją. Eliminacja tego składnika pozwoli na osiągnięcie lepszych wyników sprawności energetycznej całego układu.

4.2.2. Oczyszczanie gazu ziemnego

W zaproponowanej w tym rozdziale głębokiej integracji stacji redukcyjnej z jednostką skraplającą zarówno gaz płynący do skroplenia jak i do sieci dystrybucyjnej przepływa przez ekspander oraz separator. Niezależnie od wybranego w dalszej części instalacji układu skraplania cały strumień gazu osiąga temperatury rzędu -70°C oraz wykraplają się z niego cięższe węglowodory. Z tego też powodu cały strumień gazu płynący do zintegrowanej jednostki musi zostać oczyszczony z wilgoci oraz dwutlenku węgla. Energochłonność oczyszczania gazu do skroplenia znacznie wzrośnie w porównaniu do rozwiązania wariantu pierwszego z modelu *black box*. Oczyszczanie gazu ziemnego wykonano zgodnie z metodyką zaprezentowaną w rozdziale 3.2.2.

4.2.3. Bilans egzergii

Zastosowanie specjalistycznego programu ProMax pozwoliło na skrócenie czasu obliczeń egzergii. ProMax nie umożliwia obliczeń egzergii dla poszczególnych składników, jednakże pozwala określić entropię właściwą oraz entalpię właściwą, które są podstawowymi funkcjami kalorycznymi niezbędnymi do wyznaczenia egzergii. Za pomocą raportów ProMax, które pozwalają na eksport danych z obliczeń do arkusza obliczeniowego, uzyskano wartości entalpii oraz egzergii poszczególnych strumieni. Dzięki temu, poza programem, wyznaczono egzergię niezbędną do obliczeń bilansu egzergii w układzie oraz w celu określenia nieodwracalnych strat egzergii w układzie. Egzergia chemiczna została wyznaczona na podstawie Równania (35), zaś egzergia

fizyczna została wyznaczona na podstawie Równania (36). Zgodnie z wynikami analizy przeprowadzonej w poprzednim rozdziale, nie brano w tych obliczeniach pod uwagę egzergii koncentracji ze względu na jej mały wpływ na wynik końcowy.

Sprawność egzergetyczną dla zaproponowanego układu integracji wyznaczono z równania (42):

$$\eta_{egzergetyczna} = \frac{\dot{B}_{LNG} + \dot{B}_{dNG} + N_{TExp}}{\dot{B}_{hNG} + N_{SPR}} \quad (42)$$

Sprawność egzergetyczna zintegrowanego układu jest to stosunek strumieni egzergii wytworzonego LNG, wylotowego gazu ziemnego oraz mocy ekspandera do strumienia egzergii wlotowego gazu ziemnego oraz mocy napędowej sprężarek. Analogicznie do równania sprawności energetycznej, równanie (41), wyeliminowano składnik odpowiedzialny za strumień egzergii chemicznej paliwa niezbędnego do podgrzania gazu przed redukcją. Wykonanie klasycznej analizy egzergetycznej jest podstawą do wykonania zaawansowanej analizy egzergetycznej, która została przeprowadzona dla każdego wariantu zabudowy.

4.2.4. Koszt termoeologiczny

Dzięki wyznaczeniu strumieni przepływających w układzie oraz poza osłoną bilansową za pomocą programu ProMax oraz obliczeniom wykonanym, poza tym programem wykonano analizę kosztu termoeologicznego wytworzonego produktu oraz zmianę kosztu termoeologicznego gazu ziemnego przepływającego przez zintegrowaną jednostkę redukcyjno-skrapalącą (JRS). Koszt termoeologiczny został wyznaczony na podstawie równania (40), a jego wyniki są zaprezentowane łącznie z pozostałymi wynikami w kolejnym podrozdziale.

4.2.5. Zaawansowana analiza egzergetyczna

Zaawansowaną analizę egzergetyczną przeprowadzono na podstawie strat nieodwracalnych oraz sprawności egzergetycznych uzyskanych z wykonanej analizy egzergetycznej. Główną ideą zaawansowanej analizy egzergetycznej jest podział strat nieodwracalnych na poszczególne elementy wykonawcze procesu. Nieodwracalne straty egzergii występujące w elemencie nie zależą tylko od jego własnego działania, ale zależą również od wartości egzergii zniszczonej w innych elementach pracujących w tym procesie. Konwencjonalna analiza egzergetyczna pozwala na wyznaczenie nieodwracalnych strat danego obiektu dokładnie i stosunkowo łatwo, jednakże nie

pozwała ona dokonać klasyfikacji powstałych nieodwracalnych strat ze względu na jej pochodzenie.

Destrukcję egzergii można podzielić na:

- Endogeniczne niszczenie egzergii (EN) - jest ono spowodowane sprawnością analizowanego komponentu i jest ono obecne, nawet jeśli obiekt działa idealnie,
- Egzogeniczne niszczenie egzergii (EX) - spowodowane jest nieefektywnością pracy pozostałych elementów pracujących w procesie, a więc jest spowodowane stratami egzergii w innych komponentach,
- Nieuniknione niszczenie egzergii (UN) - jest to destrukcja egzergii, która jest obecna nawet przy zastosowaniu najlepszej dostępnej technologii w danym procesie i elemencie,
- Destrukcja egzergii możliwa do uniknięcia (AV) - można jej uniknąć dzięki technicznemu ulepszeniu składników procesu, czyli podniesienie sprawności czy zmniejszenie różnicy temperatur wylotowych w wymienniku.

Całkowitą destrukcję egzergii (D) w elemencie k można określić jako:

$$\dot{B}_{D,k} = \dot{B}_{D,k}^{AV} + \dot{B}_{D,k}^{UN} \quad (43)$$

lub

$$\dot{B}_{D,k} = \dot{B}_{D,k}^{EN} + \dot{B}_{D,k}^{EX} \quad (44)$$

Nieunikniona destrukcja egzergii wiąże się z ograniczeniami technologicznymi. Na przykład najlepsza na świecie turbina kriogeniczna ma sprawność wewnętrzną równą 94% i do tej pory nie została zbudowana czy zaprojektowana lepsza turbina o wyższej sprawności, a więc turbina o najlepszej sprawności ma sprawność 94%, a straty egzergii, które są spowodowane jej niedoskonałością są nie do uniknięcia, ponieważ nie istnieje turbina o wyższej sprawności, która mogłaby ją zastąpić i zmniejszyć te straty.

Z drugiej strony na tym przykładzie można wyjaśnić człon destrukcji egzergii, która jest możliwa do uniknięcia. Podpierając się poprzednim przykładem można to wytłumaczyć w następujący sposób. Na zakładzie pracuje turbina o sprawności wewnętrznej 80%, jej praca jest niedoskonała i powoduje pewne straty egzergii w układzie. Jednakże technicznie można zastąpić ją najlepszą dostępną turbiną o sprawności 94% i zmniejszyć te straty. Nowa turbina będzie nadal generować straty egzergii, jednakże to już będą straty nieuniknione zgodnie z poprzednim przykładem. Różnica między

stratami egzergii turbiny o sprawności 80% i 94% to jest strata egzergii możliwa do uniknięcia.

Na podstawie wiedzy i doświadczenia projektanta lub pracownika zakłada się jaka maksymalna sprawność jest dostępna dla danego procesu oraz jakie są niemożliwe do spełnienia warunki pracy obiektu oraz biorąc pod uwagę maksymalny potencjał możliwych ulepszeń układu można przewidzieć straty egzergii nie do uniknięcia [93].

Nieuniknioną destrukcję egzergii można obliczyć jako:

$$\dot{B}_{D,k}^{UN} = \dot{B}_{P,k} \left(\frac{\dot{B}_D}{\dot{B}_P} \right)_k^{UN} \quad (45)$$

Iloczyn strumienia egzergii wyprodukowanego przez komponent k w warunkach aktualnych i iloraz strumienia egzergii zniszczonego do strumienia egzergii wyprodukowanej przez komponent k w warunkach najlepszej osiągalnej sprawności danego komponentu.

Z uzyskanych wyników klasycznej analizy egzergetycznej znany jest całkowity strumień zniszczonej egzergii, dzięki czemu możliwe jest wyznaczenie strumienia zniszczonej egzergii możliwej do uniknięcia. Gdy jest wyznaczona wartość nieuniknionej straty egzergii i całkowitej straty egzergii wyznaczy przekształcić równanie (43) i uzyskać wzór na wartość strumienia zniszczonej egzergii, której zniszczenia można uniknąć:

$$\dot{B}_{D,k}^{AV} = \dot{B}_{D,k} - \dot{B}_{D,k}^{UN} \quad (46)$$

Obliczenie endogennej straty egzergii dla komponentu w procesie wiąże się z bardziej wymagającymi założeniami i obliczeniami niż w przypadku strat egzergii nieuniknionych i do uniknięcia. Uzyskanie wartości strat egzergii w sposób endogennej jest jednym z głównych problemów zaawansowanej analizy egzergetycznej. Do wyznaczenia tej straty egzergii wykorzystywane są dwie główne metody, jest to metoda bazująca na cyklu termodynamicznym oraz metoda graficzna.

Metoda podziału strat egzergii na część endogenną i egzogenną na podstawie analizy cyklu termodynamicznego została szeroko opisana w literaturze [94][95]. Metoda ta polega na stworzeniu teoretycznego cyklu termodynamicznego (na podstawie dostępnego rzeczywistego), gdzie praca urządzeń w tym cyklu wiąże się z brakiem strat egzergii (jeśli to możliwe) lub z minimalną stratą egzergii (np. W przypadku

wymienników ciepła). W dodatku w ramach tej metody zaniedbuje się efekty strat egzergii, które występują w małych ilościach. Endogeniczna część zniszczonej egzergii w k-tym komponencie jest obliczana za pomocą analizy cyklu hybrydowego. Cykl hybrydowy reprezentuje przedstawiony cykl teoretyczny bez strat, za wyjątkiem strat z danego k-tego składnika. Liczba cykli hybrydowych, jaka powinna być utworzona do analizy jest równa liczbie komponentów w całym systemie. Analiza cyklu hybrydowego dla każdego elementu procesu pozwala określić powstałe straty egzergii, które wiążą się jedynie z niedoskonałością procesu zachodzącego w danym k-tym elemencie. W ten sposób określana jest strata egzergii endogeniczna każdego z danych elementów. Podejścia tego nie można zastosować do systemu konwersji energii, jeśli nie jest możliwe stworzenie takiego cyklu dla rozważanego systemu. Może to być na przykład układ z turbiną gazową pracującą na potrzeby systemu elektroenergetycznego. Nie jest w takiej sytuacji możliwe zdefiniowanie idealnego procesu spalania z wykorzystaniem podejścia cykli termodynamicznych.

Graficzne podejście (inaczej zwane również podejściem inżynierskim) do obliczania endogenicznych i egzogenicznych zniszczeń egzergii opiera się na wynikach uzyskanych z egzergetycznej analizy całości systemu przemian energii i dalsze graficzne przedstawienie tych wyników [96]. W przypadku idealnego systemu (ID) wytwarzającego stały efekt, bilans egzergii można zapisać jako:

$$\dot{B}_{F,tot}^{ID} - \dot{B}_{S,tot}^{ID} = \dot{B}_{P,tot} \quad (47)$$

Czyli strumień egzergii paliwa (F) pomniejszony o strumień strat egzergii (S) jest równy w całości egzergii produktu (P). Jeśli jednak wprowadzimy stratę egzergii do jednego z elementów to:

$$(\dot{B}_{F,tot}^{ID} + \Delta\dot{B}_{F,tot}^k) - (\dot{B}_{S,tot}^{ID} + \Delta\dot{B}_{S,tot}^k) = \dot{B}_{P,tot} + \dot{B}_{D,k}^{EN} \quad (48)$$

Pojawia się wtedy strata egzergii $\dot{B}_{D,k}^{EN}$ odpowiedzialna za stratę egzergii tylko w tym jednym komponencie procesu, który nie jest idealny. W przypadku rzeczywistego systemu (RS), strata egzergii występuje w każdym elemencie systemu, przez co równanie (49) można zapisać jako:

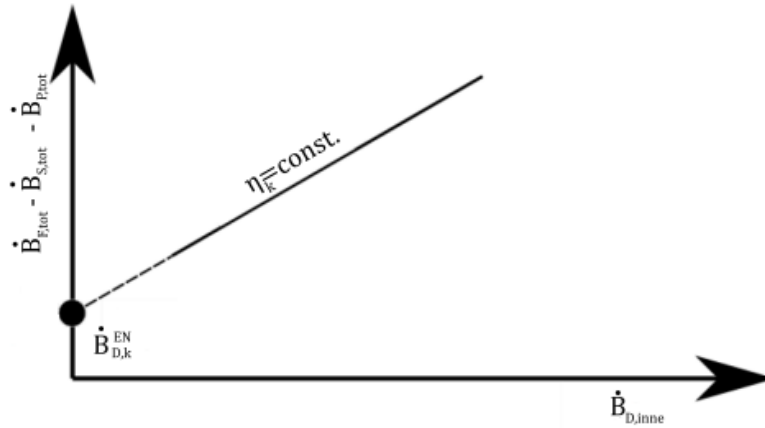
$$(\dot{B}_{F,tot}^{ID} + \Delta\dot{B}_{F,tot}^{RS}) - (\dot{B}_{S,tot}^{ID} + \Delta\dot{B}_{S,tot}^{RS}) = \dot{B}_{P,tot} + \dot{B}_{D,k} + \dot{B}_{D,inne} \quad (49)$$

Jeśli urządzenia pracujące w tym systemie będą zbliżać się do pracy idealnej (bez strat egzergii) to $\dot{B}_{D,inne}$ dąży do zera, a ich sprawności egzergytyczne osiągną 100%.

Jeśli wykreślimy zależność z równania (49) (Rys. 36) to wartość zniszczonej egzergii w danym komponencie przy danej sprawności może przejść przez wartość $\dot{B}_{D,inne}$ równą zero.

$$(\dot{B}_{F,tot}^{ID} + \Delta\dot{B}_{F,tot}^{RS}) - (\dot{B}_{S,tot}^{ID} + \Delta\dot{B}_{S,tot}^{RS}) - \dot{B}_{P,tot} = \dot{B}_{D,inne} \quad (50)$$

Ponieważ endogenne niszczenie egzergii w danym komponencie jest funkcją sprawności energetycznej i egzergytycznej tego urządzenia (k-tego składnika) to sprawność musi być utrzymywana na stałym poziomie, podczas gdy $\dot{B}_{D,inne}$ ulegają zmianie.



Rys. 36. Ilustracja metody graficznej (opracowano na podstawie [96])

Przedłużenie linii przerywanej uzyskanej prostej na podstawie równania 31 wskazuje wartości uzyskane, gdyby było możliwe zmniejszenie strat egzergii we wszystkich komponentach z wyjątkiem k-tej składowej do zera. W przypadku niektórych elementów, takich jak komora spalania i zawór dławiący, jest to niemożliwe, aby osiągnąć idealny stan pracy, ponieważ trudno jest zdefiniować idealny proces związany z takimi urządzeniami. Ponadto w niektórych systemach może nie być możliwe działanie wszystkich komponentów w idealnych warunkach i utrzymywanie wymaganej wydajności procesu.

Obliczenia endogenicznej zniszczonej egzergii w tej pracy zostały wykonane według metody inżynierskiej. Dla przedstawionych wariantów zabudowy systemu zintegrowanego skraplania i rozprężania gazu ziemnego wykonano szereg obliczeń, aby uzyskać dane do stworzenia wykresu (Rys. 36). Dla każdego wariantu utrzymywano

stałą sprawność egzergetyczną wybranego elementu, zmieniając sprawności pozostałych urządzeń. Następnie wykonywano te same obliczenia dla kolejnego elementu w danym procesie, aż analogicznie uzyskano dane odnośnie straconej i zniszczonej egzergii w całym układzie. Równanie linii regresji w utworzonym wykresie jest typu liniowego, który można zapisać jako:

$$y = ax + b \quad (51)$$

Na podstawie wykresu można stwierdzić, że wartość b jest równa wartości zniszczonej egzergii w sposób endogeniczny na k -tym elemencie.

Znając wartość egzergii zniszczonej w k -tym komponencie w sposób endogeniczny, można na podstawie równania (44) zapisać, że wartość egzergii zniszczonej w k -tym komponencie w sposób egzogeniczny jest równa:

$$\dot{B}_{D,k}^{EX} = \dot{B}_{D,k} - \dot{B}_{D,k}^{EN} \quad (52)$$

Dzięki tym obliczeniom można określić wartości egzergii zniszczonej w układzie na każdym pracującym elemencie w każdej części, tj. zniszczenia egzergii nie do uniknięcia, do uniknięcia, endogeniczne i egzogeniczne.

Na podstawie poznanych wartości można teraz określić podział wymienionych zniszczeń na kolejne części, które lepiej posłużą do analizy pracy układu. Są to kolejno:

- Nieuniknione zniszczenie egzergii na sposób endogeniczny

$$\dot{B}_{D,k}^{UN,EN} = \dot{B}_{D,k}^{EN} \left(\frac{\dot{B}_D}{\dot{B}_P} \right)_k^{UN} \quad (53)$$

- Nieuniknione zniszczenie egzergii na sposób egzogeniczny

$$\dot{B}_{D,k}^{UN,EX} = \dot{B}_{D,k}^{UN} - \dot{B}_{D,k}^{UN,EN} \quad (54)$$

- Możliwe do uniknięcia zniszczenie egzergii na sposób endogeniczny,

$$\dot{B}_{D,k}^{AV,EN} = \dot{B}_{D,k}^{EN} - \dot{B}_{D,k}^{UN,EN} \quad (55)$$

- Możliwe do uniknięcia zniszczenie egzergii na sposób egzogeniczny,

$$\dot{B}_{D,k}^{AV,EX} = \dot{B}_{D,k}^{EX} - \dot{B}_{D,k}^{UN,EX} \quad (56)$$

Na podstawie wartości uzyskanych z równań (53), (54), (55) oraz (56) można stwierdzić, które z podanych zniszczeń egzergii są do uniknięcia poprzez poprawę procesu oraz sposobu integracji oraz które zniszczenia egzergii są nie do uniknięcia. Wyniki uzyskane z tej analizy pozwolą wskazać, które komponenty wymagają zmiany

warunków pracy oraz które elementy procesu wymagają optymalizacji pod kątem strumienia masy lub parametrów termodynamicznych, aby obniżyć straty i zwiększyć sprawność zintegrowanego układu.

4.3. Wyniki

4.3.1. Oczyszczanie gazu

Wyniki oczyszczania gazu z pary wodnej oraz dwutlenku węgla zostały zaprezentowane jako ich suma, Tabela 11 prezentuje wyniki energochłonności procesu oczyszczania. Wyniki dla każdego z wybranych układów skraplających są takie same, ze względu na to, że do każdej jednostki jest prowadzony taki sam strumień gazu ziemnego. Tabela 11 zawiera wyniki dla poszczególnych wielkości wybranych linii skraplania gazu ziemnego.

Tabela 11. Wyniki obliczeń instalacji osuszania i usuwania dwutlenku węgla z gazu ziemnego dla poszczególnych wielkości (MOD) modułów.

MOD	Energochłonność, kWh/kg LNG	Zapotrzebowanie cieplne, MJ/doba	Wymagany gaz paliwowy, Nm ³ /dobę
LNG 50	0,007	2201,0	63,92
LNG 25	0,009	1319,4	38,32
LNG 10	0,013	789,5	22,92
LNG 5	0,020	611,8	17,75
LNG 1	0,077	469,3	13,62
LNG 0.5	0,147	451,4	13,10

Jak można zauważyć, energochłonność procesu oczyszczania gazu ziemnego przed skropleniem rośnie wraz z malejącą wydajnością jednostki skraplającej. Im mniejsza jest wydajność jednostki skraplającej, tym mniej gazu ziemnego jest kierowanego do skroplenia. Jeśli cały gaz jest oczyszczany, a jedynie jego niewielka część jest skraplana to jednostkowo ta energochłonność jest wysoka. W przypadku jednostki największej spośród analizowanych energochłonność ta jest niska i można by było ją zaniedbać w dalszej części analizy. Jak można zauważyć jedynie niewielka ilość gazu przepływającego przez stację (0,21 %) musi zostać spalona w celu dostarczenia wystarczającej ilości energii do oczyszczenia gazu.

4.3.2. Wyniki bilansu energii i egzergii

W Tabeli 12 zostały zaprezentowane wyniki wykonanej analizy. Stan referencyjny (ref.) odpowiada wybranej jednostce skraplania gazu ziemnego bez połączenia z zmodernizowaną stacją redukcji ciśnienia. Wyniki dla stanu referencyjnego pozwalają na porównanie układu zintegrowanego z układem bez integracji. Tabela 12 uwzględnia wyniki sprawności energetycznej, sprawności egzergicznej, kosztu termoeekologicznego wytwarzania LNG oraz energochłonność procesu skraplania gazu ziemnego. Pobór mocy, sprawność energetyczna oraz egzergiczna są najgorsze dla stanu odniesienia, jest to spowodowane brakiem integracji ze stacją redukcji ciśnienia, która mogłaby zapewnić częściowe lub pełne pokrycie wymaganego zasilania oraz wstępne schłodzenie gazu. W takim układzie odzyskana egzergia nie jest przenoszona do jednostki skraplania. Analiza TEC dla stanu referencyjnego dla cykli NEC i CLU wskazuje, że wartość kosztu termoeekologicznego mieści się w zakresie uzyskanym dla TEC jednostek po integracji.

Wzrost sprawności widoczny między stanem odniesienia a stanem po integracji każdej z wybranych konfiguracji wynika z warunków pracy z układem ekspandera. Odzyskana egzergia umożliwia częściowe lub pełne zaspokojenie potrzeb własnych zasilania jednostki skraplania gazu ziemnego. Redukcja ciśnienia gazu na ekspanderze bez podgrzewania, a wręcz przeciwnie, chłodzenie gazu podczas redukcji ciśnienia umożliwia jednostce skraplania gazu ziemnego pracę na wstępnie schłodzonym gazie. Takie zastosowanie układu pozwala na zmniejszenie ilości czynnika chłodniczego przepływającego przez jednostkę skraplającą, co zapewnia mniejszą wymaganą moc wejściową dla sprężarek. W ten sposób można znacznie skuteczniej zmniejszyć zużycie energii przez jednostkę skraplania dzięki zastosowaniu rozprężania gazu na ekspanderze. W większości wybranych konfiguracji układu skraplania gazu ziemnego sprawność energetyczna układu jest zadowalająca, wynosi około 95% (Tabela 12). W kaskadowym cyklu skraplania sprawność energetyczna maleje wraz ze wzrostem skali jednostki LNG. Z drugiej strony, w cyklu SMR sprawność energetyczna rośnie wraz ze wzrostem wielkości produkcji LNG. Sprawność energetyczna cyklu rozprężania azotu pozostaje na prawie tym samym poziomie w całym zakresie wielkości produkowanego LNG.

We wszystkich analizowanych konfiguracjach sprawność egzergiczna spada znacząco wraz ze wzrostem wielkości jednostki skraplającej. Pokazuje to trudność

integracji większych jednostek skraplających ze stacją obniżania ciśnienia o stosunkowo małej wielkości.

Z kolei najmniejsze jednostki LNG wykazują najwyższe sprawności egzergii dla każdego typu jednostek LNG. Następnie, wraz ze wzrostem skali jednostki skraplania, sprawność egzergetyczna układu stopniowo spada.

Sprawność egzergetyczna dla największych wybranych jednostek LNG może być niższa nawet niż sprawność stanu referencyjnego. Sprawność egzergetyczna układu referencyjnego dla NEC wynosi 30,41%, a dla jednostki LNG największej skali sprawność egzergetyczna wynosi około 10,61%.

Tabela 12. Efekty energetyczne wybranych konfiguracji. MOD - wielkość modułu skraplania, KON - wybrana konfiguracja.

MOD/ KON	Sprawność energetyczna, %	Sprawność egzergetyczna, %	Energochłonność, kWh/kg	TEC, MJ*/MJ
NEC				
Ref.	42,47	30,41	0,84	1,19
0.5	97,61	81,43	0	1,10
1	97,17	78,60	0,21	1,13
5	96,95	54,19	0,44	1,18
10	96,86	38,68	0,47	1,19
25	97,21	29,84	0,56	1,20
50	97,38	10,61	0,60	1,21
SMR				
Ref.	50,34	55,20	0,34	1,17
0.5	93,03	85,31	0	1,10
1	94,40	81,87	0	1,10
5	96,50	61,81	0,18	1,13
10	96,88	47,21	0,21	1,14
25	97,20	29,76	0,22	1,14
50	97,46	12,81	0,27	1,14
CLU				
Ref.	57,08	38,20	0,62	1,15
0.5	97,84	79,32	0	1,10
1	97,16	75,32	0,24	1,16
5	96,66	63,78	0,48	1,20
10	96,59	60,16	0,51	1,120
25	95,91	57,53	0,53	1,21
50	95,02	56,65	0,53	1,21

Podobna sytuacja występuje w przypadku układu z cyklem SMR. Układ ten w stanie referencyjnym ma sprawność egzergetyczną równą 55,20%, a jednostka największa LNG 50 ma tylko 12,81%. Integracja jednostek skraplających dużej skali jest egzergetycznie bardzo niekorzystna.

4.3.3. Wyniki energochłonności procesów

W każdym wybranym cyklu LNG, zużycie energii dla wielkości jednostki LNG 0,5 spadło do 0 kWh/kg LNG. Jest to skutek integracji z SR, która zapewnia odzysk egzergii i wstępne chłodzenie gazu przed skropleniem. Co więcej jednostka w skali LNG 1 cyklu SMR również osiąga zerowe zużycie energii podczas pracy. Analizując wyniki integracji można stwierdzić, że ogólnie jednostki skraplające typu SMR są najlepsze pod względem zużycia energii, cechują się najmniejszą energochłonnością w porównaniu do pozostałych cykli w analizowanej pracy. Wynika to ze względnej prostoty systemu SMR, rodzaju zastosowanego czynnika chłodniczego oraz łatwości integracji ze stacją redukcyjną. Energochłonność cyklu rozprężania azotu oraz w kaskadowej jednostce skraplającej jest z kolei porównywalna.

Tabela 13. Wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej dla układu LNG 5 SMR

Nazwa elementu	$\dot{B}_{D,k}^{UN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{EX}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{UN,EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{UN,EX}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV,EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV,EX}$ kW
Wymiennik wstępny	1,95	0,29	0,31	1,93	0,23	1,93	0,29	0,01
Wymiennik wylotowy	0,47	1,43	1,20	0,70	0,05	0,42	1,15	0,28
Ekspander	5,15	2,84	3,97	4,01	2,09	3,06	1,88	0,95
Sprężarka 1	2,66	0,81	0,88	2,59	0,22	2,44	0,66	0,15
Sprężarka 2	6,25	0,59	2,34	4,50	2,19	4,05	0,14	0,45
Sprężarka 3	6,87	0,84	2,95	4,76	2,46	4,41	0,48	0,36
Chłodnica 1	0,18	0,84	0,43	0,59	0,12	0,06	0,31	0,53
Chłodnica 2	2,37	0,90	0,68	2,59	0,43	1,95	0,25	0,65
Chłodnica 3	0,07	0,47	0,42	0,12	0,02	0,05	0,39	0,07
Pompa 1	0,12	0,04	0,08	0,08	0,06	0,06	0,01	0,02
Pompa 2	Pompa awaryjna, nie pracuje przy danych parametrach							
ColdBox	4,85	5,74	6,18	4,41	1,03	3,82	5,15	0,59

Jednakże warto zauważyć, że cykl NEC ma mniejsze zużycie energii niż CLU dla średnich jednostek skraplających (LNG 5 i LNG 10), a kaskadowa jednostka skraplająca ma mniejszą energochłonność niż cykl rozprężania azotu dla większych jednostek (LNG 25 i LNG 50).

4.3.4. Wyniki analizy kosztu termoeekologicznego

Współczynnik TEC jest częściowo powiązany z energochłonnością, a więc można spodziewać się podobnych wyników do wyników analizy energochłonności. W tym przypadku można zauważyć prosty związek. Im mniejsza jest jednostka skraplania, tym mniejsza ilość zasobów naturalnych jest zużywanych w procesie. Zgodnie z oczekiwaniami, cykl skraplający SMR jest lepszy pod względem zużycia nieodnawialnych zasobów naturalnych. Jest to jedyny cykl, który nie przekracza wartości kosztu termoeekologicznego dla stanu odniesienia (TEC poniżej 1,17 MJ*/MJ) jak i również zachowuje najniższy TEC spośród wszystkich pozostałych cykli. Po raz kolejny wskaźnik TEC cyklu rozprężania azotu i kaskadowej jednostki skraplania gazu są porównywalne. Zarówno NEC, jak i CLU przekraczają wartość kosztu termoeekologicznego uzyskanego dla stanu odniesienia w układach największych jednostek.

Tabela 14. Wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej dla układu LNG 5 NEC

Nazwa elementu	$\dot{B}_{D,k}^{UN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{EX}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{UN,EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{UN,EX}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV,EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV,EX}$ kW
Wymiennik wstępny	1,20	3,92	3,72	1,40	0,03	1,18	3,70	0,22
Wymiennik wylotowy	1,82	0,08	0,61	1,29	0,58	1,24	0,03	0,05
Ekspander	5,03	2,95	2,50	5,48	2,10	2,92	0,40	2,55
Ekspander z.	18,92	4,74	13,01	10,65	10,25	8,67	2,76	1,98
Sprężarka 1	6,99	7,51	3,80	10,70	2,68	4,31	1,12	6,39
Sprężarka 2	6,91	7,65	6,47	8,09	2,61	4,30	3,87	3,79
Chłodnica 1	9,53	3,49	9,96	3,06	8,15	1,38	1,81	1,68
Chłodnica 2	10,48	2,67	9,01	4,14	7,09	3,39	1,92	0,74
Sprężarka z.	4,05	4,72	6,13	2,64	1,68	2,37	4,45	0,27
Chłodnica 3	2,36	0,27	0,74	1,89	0,56	1,80	0,18	0,09
ColdBox	17,77	0,93	5,53	13,17	5,35	12,42	0,18	0,75

4.3.5. Wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej

Ważnym punktem zaawansowanej analizy egzergii jest wskazanie, jaka część destrukcji egzergii została spowodowana pracą elementów procesu oraz określenie ilości zniszczonej egzergii, którą można uniknąć, modernizując proces. Porównanie wyników zaawansowanej analizy egzergetycznej przedstawiono dla wszystkich wybranych cykli skraplania gazu ziemnego i dla jednej wybranej wielkości linii produkcyjnej. Do celów porównawczych wybrano jednostkę w skali LNG 5 i dla niej będą omawiane wyniki. Wybrano tę jednostkę jako przykład ze względu na szeroką dostępność na rynku jednostek o podobnej wielkości (mniejsze jednostki są rzadziej oferowane) oraz energochłonność. W Tabeli 14 przedstawiono wyniki zaawansowanej analizy egzergicznej procesu SMR. Jak widać, większość destrukcji egzergii w SMR jest egzogenna. Wysoki poziom egzogennej destrukcji egzergii wskazuje, że interakcja między komponentami w tym procesie przyczynia się do ogólnej nieefektywności termodynamicznej procesu. Jednakże część egzogennej destrukcji można zmniejszyć dzięki ulepszeniu procesu.

Z kolei ze względu na założoną wysoką sprawność ekspandera i sprężarek do projektowanego procesu, nieuniknione niszczenie egzergii jest największą częścią całkowitej destrukcji egzergii. Możliwe do uniknięcia endogenne niszczenie egzergii, które stanowi około 25% całkowitego zniszczenia egzergii w procesie, można zmniejszyć poprzez ulepszenie elementów procesu. Największą ilość zniszczonej egzergii powodują procesy zachodzące w ekspanderze, sprężarkach oraz wymienniku wielostrumieniowym.

Tabela 14 uwzględnia wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej cyklu ekspansji azotu. Ilość egzergii zniszczonej egzogenicznie i endogenicznie w zaproponowanym procesie jest prawie równa. Na tej podstawie można stwierdzić, że układ ten w przypadku pracy z cyklem NEC należy usprawnić i poprawić warunki pracy elementów generujących największe zniszczenia egzergii w procesie. Układ zimnej ekspansji na zimnym ekspanderze połączonym ze sprężarką powinien być przemodelowany. Jego praca pozwala na wykorzystanie egzergii wysokiego ciśnienia azotu podczas rozprężania, jednakże proces ten powinien być usprawniony. Praca wymiennika Coldbox powinna być przeprojektowana, a poziomy temperatur oraz ciśnień w układzie powinny być zmienione, aby uniknąć znacznego niszczenia egzergii w tym elemencie. Część niszczenia egzergi można uniknąć, zmieniając elementu

procesu na urządzenia o wyższej wydajności. Dominującą częścią zniszczeń egzergii w tym układzie są nieuniknione zniszczenia egzergii.

Tabela 15 przedstawia wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej cyklu kaskadowego skraplania gazu ziemnego. Endogenne niszczenie egzergii w cyklu CLU stanowi 27% całkowitego zniszczenia egzergii w tym procesie.

Tabela 15. Wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej dla układu LNG 5 CLU

Nazwa elementu	$\dot{B}_{D,k}^{UN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{EX}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{UN,EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{UN,EX}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV,EN}$ kW	$\dot{B}_{D,k}^{AV,EX}$ kW
Wymiennik wstępny	1,20	3,92	3,85	1,27	0,02	1,18	3,82	0,09
Ekspander	6,89	1,09	2,44	5,54	2,10	4,79	0,33	4,76
Wymiennik wylotowy	0,32	0,10	0,32	0,10	0,30	0,01	0,01	0,09
C3 wymiennik 1	0,07	0,02	0,01	0,08	0,01	0,05	0,01	0,02
C3 wymiennik 2	0,69	0,54	0,42	0,81	0,41	0,28	0,01	0,53
C3 wymiennik 3	10,00	0,36	5,57	4,79	5,31	4,69	0,26	0,10
C2 wymiennik 1	7,98	0,28	6,76	1,50	6,67	1,31	0,09	0,18
C2 wymiennik 2	8,75	0,09	2,58	6,26	2,49	6,27	0,09	0,01
C1 wymiennik 1	5,03	0,05	1,33	3,75	1,31	3,72	0,02	0,03
C1 wymiennik 2	1,41	0,08	0,07	1,42	0,06	1,35	0,02	0,07
C1 wymiennik 3	1,07	0,02	0,26	0,83	0,26	0,81	0,01	0,02
C3 sprężarka 1	1,39	1,76	2,54	0,61	0,85	0,55	1,69	0,07
C3 sprężarka 2	1,67	2,01	2,40	1,28	0,85	0,82	1,55	0,46
C3 sprężarka 3	1,76	2,07	2,00	1,83	0,79	0,97	1,21	0,86
C3 chłodnica 1	0,03	0,02	0,03	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01
C3 chłodnica 2	0,26	0,06	0,02	0,31	0,01	0,25	0,01	0,05
C2 sprężarka 1	5,07	5,88	7,31	3,65	2,53	2,54	4,78	1,10
C2 sprężarka 2	1,73	1,83	1,55	2,01	0,58	1,15	0,97	0,86
C2 sprężarka 3	1,58	1,80	2,02	1,36	0,65	0,93	1,37	0,44
C2 chłodnica 1	4,87	1,89	4,74	2,02	3,58	1,30	1,16	0,73
C2 chłodnica 2	0,31	0,39	0,17	0,53	0,09	0,22	0,08	0,31
C1 sprężarka 1	0,43	0,56	0,69	0,30	0,35	0,08	0,34	0,21
C1 sprężarka 2	1,89	2,32	2,24	1,97	1,27	0,62	0,97	1,35
C1 sprężarka 1	3,40	3,74	4,60	2,54	1,64	1,76	2,96	0,78
C1 chłodnica 1	0,07	0,22	0,08	0,21	0,03	0,04	0,05	0,17

Duża część niszczenia egzergii endogenicznie pokazuje, że połączenia poszczególnych komponentów nie przyczyniają się znacząco do występującej nieefektywności termodynamicznej. Poprawy systemu należy więc szukać w pracy samych urządzeń zawartych w procesie. Egzogeniczne niszczenie egzergii jest spowodowane głównie przez zastosowany ekspander oraz wymienniki ciepła, takie jak wymiennik wstępny, czy wymienniki schładzające gaz ziemny w poszczególnych etapach linii, a w szczególności wymienniki, na których zachodzi zmiana fazy. W przypadku wymiennika wstępnego i wymienników schładzających większość zniszczeń egzergii jest nieunikniona. Z kolei około 78% zniszczeń egzergii, których można uniknąć, jest generowane przez sprężarki i ich chłodnice. Zastosowanie sprężarek o większej sprawności oraz schłodzenie gazu po sprężeniu do niższych temperatur na chłodnicach zwiększy sprawność układu sprężającego i zmniejszy ilość niszczonej egzergii.

Destrukcja egzergii w większości składników analizowanego procesu skraplania gazu ziemnego jest nieunikniona. Jest to część destrukcji egzergii, która występuje w procesach, nawet przy zastosowaniu najlepszej dostępnej technologii. Drugą co do wielkości częścią destrukcji egzergii występującą w podanych układach jest niszczenie endogenne, z wyjątkiem integracji z cyklem SMR. Endogeniczne niszczenie egzergii w urządzeniach procesu wykazuje pewien potencjał poprawy wydajności procesu. Zaproponowany stopień schładzania wstępnego dla cyklu skraplania gazu ziemnego zintegrowanego ze stacją redukcji ciśnienia jest jednym z głównych źródeł destrukcji egzergii. Na podstawie wyników można stwierdzić, że połowa występujących niedoskonałości w stopniu wstępnego schładzania to zniszczenia egzergii, które można uniknąć, z wyjątkiem integracji procesu z cyklem CLU, w którym dominuje nieunikniona część zniszczeń egzergii. Część zniszczeń egzergii, którą można uniknąć, daje możliwość ulepszenia proponowanego etapu wstępnego schładzania i integracji z linią LNG poprzez optymalizację parametrów pracy.

4.3.6. Podsumowanie wyników

W większości przypadków jednostka skraplająca SMR jest lepsza od innych wybranych systemów. Jest to stosunkowo prosty układ skraplania gazu ziemnego z kilkoma wymiennikami i kilkoma poziomami ciśnienia czynnika chłodniczego. Cykl rozprężania azotu charakteryzuje się podobną konfiguracją systemu, jednakże jest bardziej energochłonny. Z kolei, system kaskadowy jest znacznie bardziej skomplikowany od pozostałych wybranych cykli, w procesie bierze udział wiele

wymienników ciepła i trzy różne czynniki chłodzące o własnych układach sprężania i rozprężania. Cykl SMR zużywa podczas pracy mniej zasobów naturalnych w porównaniu do pozostałych cykli, ma najniższy pobór mocy i wysoką sprawność egzergetyczną w układzie integracji z jednostkami LNG w skali mini. Są to bardzo ważne zalety danego cyklu, które dają największe prawdopodobieństwo na spełnienie celu pracy. Najmniejsze zaprezentowane jednostki LNG są stosunkowo proste do zintegrowania z istniejącymi stacjami redukcji ciśnienia i w systemie przesyłowym jak i w systemie dystrybucji. Integracja ta jest możliwa zarówno pod względem samego procesu redukcji ciśnienia, jak i samego procesu skraplania, ale także dostępnej przestrzeni pozostałej na terenie stacji. Dzięki temu nie ma potrzeby projektowania i budowy nowych stacji przeznaczonych do tego celu, a jedynie modernizację wybranych. Cykl SMR podobnie jak pozostałe zaprezentowane, ma wysoki poziom nieuniknionej destrukcji egzergii. Względna prostota tego procesu sprawia, że optymalizacja jest mniej skomplikowana i pozwala na znaczną redukcję zniszczeń egzergii części endogennej i egzogenicznej możliwej do uniknięcia.

4.4. Wnioski

W przedstawionym rozdziale przedstawiono kilka sposobów rozwinięcia idei integracji stacji redukcyjnej z linią skraplania gazu ziemnego. Poprzednie podejście do integracji *black box* pozwoliło sprawdzić zasadność działania proponowanego układu we wstępnej analizie. Na podstawie wyników i wniosków poprzedniego etapu prac, wykonano rozwinięcie propozycji w celu poprawy sprawności i zmniejszenia energochłonności. Wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej wskazują na potencjał poprawy sprawności proponowanych zintegrowanych układów redukcyjno-skraplających. Części zniszczenia egzergii w zachodzących procesach można uniknąć, zwiększając sprawność poszczególnych komponentów, projektując proces na nowo z innymi parametrami pracy oraz optymalizując połączenia między elementami. Zastosowanie zaawansowanej analizy egzergetycznej pozwoliło wskazać urządzenia i powiązania między nimi, które należy poprawić. Możliwe do uniknięcia niszczenie egzergii jest najbardziej dostępne w sprężarkach, ekspanderach oraz głównym wymienniku skraplającym. Wysoka nieodwracalna strata egzergii podczas pracy sprężarki powoduje wysoką temperaturę strumienia wylotowego, co zwiększa nieodwracalne straty egzergii w kolejnych urządzeniach, takich jak chłodnica sprężarki. Poprawa pracy wskazanych urządzeń wpłynie więc pozytywnie na pozostałe elementy

układy przysługując się ogólnej lepszej sprawności termodynamicznej układu. W tym celu należy dobrać parametry pracy tych urządzeń oraz wybrać możliwie urządzenia o najlepszej dostępnej sprawności, aby obniżyć ilość niszczonej egzergii w tym komponentach. Należy w tym przypadku dokonać analizy wpływu temperatury, ciśnienia jak i składu czynników na stratę egzergii w badanym elemencie. Zastosowanie optymalizacji wielokryterialnej pozwoli na znalezienie szukanego punktu pracy. Zaawansowana analiza egzergetyczna wskazała, że proponowany układ stacji redukcyjnej, który pozwala na wstępne schłodzenie gazu oraz odzysk egzergii ciśnienia powinien przejść optymalizację w celu zmniejszenia ilości niszczonej egzergii w wymienniku wstępnym i ekspanderze. Potencjał poprawy układu możliwy jest do wykorzystania w prawie każdej części jednostki redukcyjno-skrapalającej.

Analiza egzergetyczna wskazała, że integracja większych jednostek skraplania gazu ziemnego ze stacją redukcji ciśnienia nie jest odpowiednia. Linie LNG produkujące znaczne ilości skroplonego gazu (LNG 50, LNG 25, LNG 10) mają znacznie niższą sprawność egzergetyczną oraz większą energochłonność od mniejszych jednostek. Co więcej, koszt wykorzystania zasobów naturalnych w tej integracji jest większy niż w przypadku stanu referencyjnego, czyli w sytuacji, gdy linia LNG jest samodzielna. Najmniejsze z analizowanych jednostek skraplania dają najlepszą prognozę wykorzystania badanej integracji układów w przyszłości.

Jednakże wyniki energochłonności układu oczyszczania gazu ziemnego z pary wodnej oraz dwutlenku węgla wskazują, że zastosowanie jednostek skraplania gazu ziemnego o mniejszej wydajności (LNG 0.5 i LNG 1) wiąże się z większym wydatkiem energetycznym przypadającym na jednostkę wyprodukowanego LNG. Jeśli jednak do energochłonności procesu skraplania dodamy energochłonność procesu oczyszczania to energochłonność sumaryczna dla najmniejszej jednostki LNG 0.5 będzie wynosić 0,147 kWh/kg LNG. Wartość ta jest nadal niższa niż w przypadku większych jednostek takich jak np. LNG 25. Na podstawie wykonanej analizy można stwierdzić, że wpływ energochłonności oczyszczania gazu ziemnego na efekt sumaryczny jest niewielki, jednakże nie jest on zerowy, dlatego też należy przeanalizować jego wpływ w części optymalizacji układu jednostki redukcyjno-skrapalającej.

Jednostką skraplania, która najlepiej nadaje się do tej integracji, ze względu na jej wysoką sprawność oraz niskie zużycie zasobów naturalnych i niską energochłonność, jest układ LNG z cyklem SMR. Jednostki w skali LNG 0,5 i LNG 1 charakteryzują się

najlepszą wydajnością, niskim wskaźnikiem TEC oraz zerową energochłonnością. Ponadto, jednostki te zajmują najmniej miejsca, co pozwala na budowę na już istniejących stacjach i na nieznacznie zwiększenie terenu nowobudowanych stacji. Takie rozwiązanie pozwoli na produkcję skroplonego gazu ziemnego bez ponoszenia kosztów energii w części skraplania gazu. Dzięki lokalizacji stacji redukcyjnych możliwe jest rozpoczęcie produkcji LNG np. w pobliżu miast, niektórych dróg i zakładów przemysłowych. Rozproszona produkcja LNG pozwoli na stabilną produkcję tego surowca, na który stale rośnie zapotrzebowanie. Rozproszona produkcja pozwoli również na szybki transport LNG do odbiorców, co może obniżyć jego koszt i zwiększyć konkurencyjność.

Pomimo wielu wymienionych zalet układu, proponowana integracja wiąże się ze spełnieniem stosunkowo trudnych wymagań pracy. W proponowanej instalacji wytwarzania LNG całość gazu ziemnego przepływa przez instalację i jest schładzana do -70°C , a tylko jego część jest skraplana. Oznacza to, że cały gaz przepływający przez zintegrowaną stację redukcyjną, nawet ten przesyłany do sieci dystrybucyjnej, musi być oczyszczany. Z gazu należy usunąć wodę, dwutlenek węgla, siarczki i rtęć, aby uniknąć uszkodzenia lub zniszczenia urządzeń i aparatury. Dlatego też gaz ziemny dostępny w gazociągu musi spełniać wysokie wymagania co do jego jakości lub musi zostać oczyszczony tuż przed zintegrowaną stacją redukcji ciśnienia. Oczyszczanie gazu zwiększa energochłonność procesu oraz wymaganą przestrzeń do zabudowy, a to z kolei obniża opłacalność inwestycji.

Wyniki przeprowadzonej analizy zintegrowanej jednostki redukcyjno-skrapłającej spełniają wymagania postawione przez cel tej pracy. Spełniono cel polegający na zaprojektowaniu układu skraplania zintegrowanego w skali mini ze stacją redukcyjną o zerowej energochłonności. Jednostki LNG 0.5, a więc skala mini, niezależnie od wybranego cyklu pracy spełniają warunek o zerowej energochłonności, co więcej wykazują się wysoką sprawnością egzergetyczną oraz niższym kosztem termoeologicznym niż w przypadku układu referencyjnego. Co więcej, jednostki stosujące cykl SMR również dla skali LNG 1 osiągają zerową energochłonność i dobre parametry sprawności (81,87%) czy wskaźnika TEC (1,10 MJ*/MJ). Podobnie jest dla wyników analizy z rozdziału 3, gdzie dla cykli C3MR i NEC uzyskano zerową energochłonność dla jednostek skraplających w skali mini. Jednakże wyniki zaawansowanej analizy egzergetycznej wskazują na potencjał możliwej poprawy

procesu, a więc dalsze zwiększenie sprawności egzergetycznej oraz zmniejszenie wskaźnika TEC przy wykorzystaniu energii odpadowej dostępnej w sieci przesyłowej i dystrybucyjnej gazu ziemnego. W tym celu przeprowadzona została optymalizacja heurystyczna metodą „roju cząstek”. Ma ona na celu określenie optymalnych parametrów pracy dla których układ osiągnie maksymalną osiągalną sprawność egzergetyczną przy zachowaniu zerowej energochłonności i możliwie niskim wskaźniku kosztu termoeekologicznego.

5. Optymalizacja parametrów pracy jednostki redukcyjno-skrapającej

W tym rozdziale pracy przeprowadzono optymalizację pracy jednostki redukcyjno-skrapającej w oparciu o model optymalizacji heurystycznej „roju cząstek”. Wyniki rozdziału czwartego pozwoliły określić układ integracji, który najlepiej spełnia oczekiwania założonego celu pracy oraz posiada dostatecznie wysoki potencjał do dalszego rozwoju. Wybrano zatem jednostkę LNG skraplającą za pomocą cyklu SMR w skali mini zintegrowaną ze stacją redukcyjną jako układ modelowany oraz rozpatrywany pod kątem optymalizacji. W podsumowaniu niniejszego rozdziału, w ramach porównania wyników optymalizacji ponownie przeprowadzono analizę energetyczną, egzenergetyczną układu oraz wyznaczono wskaźnik kosztu termoeekologicznego. Model wyjściowy do optymalizacji zostanie przyjęty taki jaki jest zaprezentowany na Rys. 30 i Rys. 32.

5.1. Optymalizacja „rojem cząstek”

Optymalizacja przy pomocy roju cząstek (PSO - *Particle Swarm Optimization*) została z powodzeniem zastosowana w wielu obszarach badawczych i aplikacyjnych. Wykazano, że PSO może dawać lepsze wyniki w szybszy i tańszy sposób (co do nakładu obliczeń) w porównaniu z innymi metodami [97]. Optymalizacja ta może być również wykonywana równolegle na kilku rdzeniach procesora, co znacznie przyspiesza obliczenia dla danej generacji próbek. Co więcej, PSO nie wykorzystuje gradientu funkcji w celu optymalizacji problemu. Innymi słowy, w przeciwieństwie do tradycyjnych metod optymalizacji, PSO nie wymaga, aby problem optymalizacyjny był różniczkowalny. Optymalizacja rojem cząstek jest stochastyczną techniką optymalizacji opartą na populacji, opracowana przez dr. Eberharta i dr. Kennedyego w 1995 r. [98][99], inspirowana zachowaniem społecznym ptaków lub ławic ryb. Jej działanie można wytłumaczyć na zasadzie porównania zjawisk występujących w przyrodzie do zapisanego algorytmu na podstawie poniższego przykładu:

- Występowanie w naturze - grupa ptaków szuka pożywienia w rozległej dolinie. Jedzenie jest tylko w jednym miejscu w tej dolinie. Żaden z ptaków nie wie, gdzie jest pożywienie, ale wszystkie ptaki mają pojęcie, jak daleko znajdują się od pożywienia.

- Algorytm - Występuje grupa cząstek (potencjalnych rozwiązań) globalnego minimum w przestrzeni badawczej. W przeszukiwanej przestrzeni jest jedynie minimum globalne. Żadna z cząstek nie wie, gdzie znajduje się minimum globalne, ale wszystkie cząstki opisane są wartościami przystosowania oszacowane przez funkcję dopasowania problemu, która ma być zoptymalizowana.

Zbiór cząstek o danych współrzędnych w przestrzeni rozwiązywanego problemu można opisać jako:

$$P_i^t = [x_{0,i}^t, x_{1,i}^t, x_{2,i}^t, \dots, x_{n,i}^t] \quad (57)$$

Każda z tych cząstek jest potencjalnym rozwiązaniem funkcji, która ma być zminimalizowana. Określają je współrzędne w przestrzeni poszukiwań (Równanie (57)). Wybrane cząstki zostały już zdefiniowane poprzez współrzędne w przestrzeni wyszukiwania minimum globalnego. Jednakże cząstki muszą być w ruchu, aby znaleźć rozwiązanie. W tym celu zmianę współrzędnych na podstawie podanego przykładu można opisać poprzez:

- Występowanie w naturze - każdy ptaków przelatuje z określoną prędkością przez dolinę w poszukiwaniu pożywienia.
- Algorytm - każda ze zdefiniowanych cząstek porusza się z prędkością pozwalającą im aktualizować swoje położenie w kolejnych iteracjach, tak aby odnaleźć minimum globalne.

Cząstki zostały losowo rozmieszczone w przestrzeni poszukiwań według założonych koordynatów. Następnie należy przypisać im parametr prędkości. Jest to losowy wektor prędkości, który jest przypisany w losowym każdym kierunku (Równanie (58)). Ze względu na losowość wektorów prędkości jest tu mowa o algorytmach stochastycznych.

$$V_i^t = [v_{0,i}^t, v_{1,i}^t, v_{2,i}^t, \dots, v_{n,i}^t] \quad (58)$$

Optymalizacja rojem cząstek ma wiele podobieństw z ewolucyjnymi technikami obliczeniowymi, takimi jak algorytmy genetyczne (GA). System rozpoczyna z populacją losowych rozwiązań i wyszukuje optima funkcji poprzez aktualizację ich generacji. Jednak w przeciwieństwie do GA, PSO nie ma wskaźników mówiących o ewolucji w zbiorze, takich jak krzyżowanie i mutacja. Różnica polega na sposobie

aktualizacji poszczególnych pokoleń. Różnice można przedstawić na podstawie wybranego przykładu jako:

- Występowanie w naturze - przelatując przez dolinę ptaki utrzymują swoją prędkość (bezwładność), jednakże są zdolne do zmiany kierunku poszukiwań. Każdy ptak stara się udowodnić, że jest lepszy od innych. Próbuje znaleźć jedzenie w oparciu o swoją intuicję (poznawczość). Jednakże posiada również tendencję do naśladowania innych (społeczność) jest również pod wpływem doświadczenia i wiedzy swojej grupy.
- przez kolejne iteracje w przestrzeni wyszukiwania, prędkość każdej cząstki jest stochastycznie zwiększana do jej poprzedniej najlepszej pozycji (rekord osobisty) i do najlepszego rozwiązania grupy (rekord globalny).

W każdej iteracji pozycja każdej cząstki jest aktualizowana zgodnie z jej prędkością. Prędkość podlega inercji i jest regulowana przez dwie najlepsze znalezione do tej pory wartości rozwiązania (Równanie (59)).

$$P_i^{t+1} = P_i^t + V_i^{t+1} \quad (59)$$

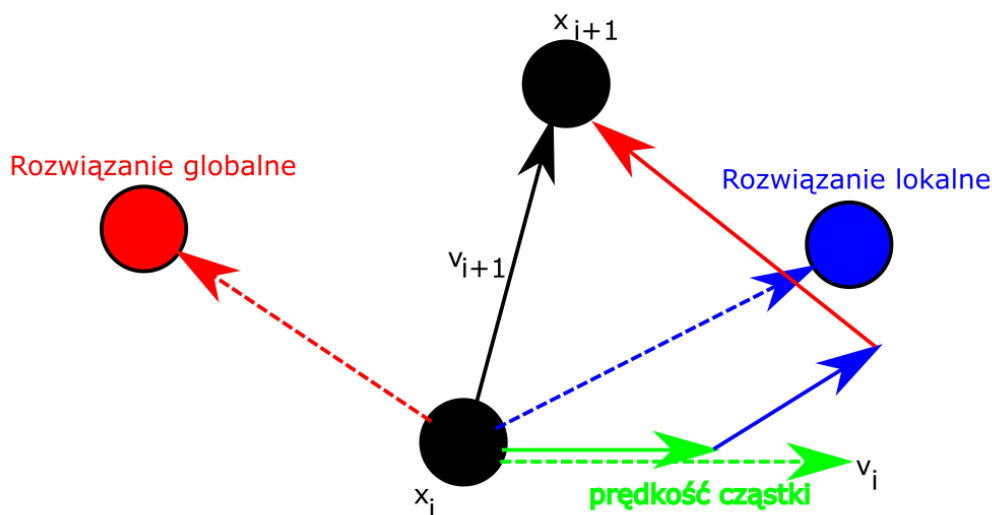
Pierwszy człon równania (60) odpowiada za bezwładność cząstki. Drugi człon równania to najlepsze osobiste rozwiązanie, jakie do tej pory znalazła cząstka. Trzeci człon odpowiada za najlepsze globalne rozwiązanie, jakie do tej pory znalazł rój cząstek. Dzięki temu każda cząstka ma w pamięci swoje najlepsze osobiste rozwiązanie oraz najlepsze globalne rozwiązanie (Rys. 37).

$$V_i^{t+1} = \omega V_i^t + c_1 r_1 (P_{best(i)}^t - P_i^t) + c_2 r_2 (P_{bestglobal}^t - P_i^t) \quad (60)$$

Współczynniki drugiego i trzeciego członu odpowiednio kontrolują poziomy eksploracji i eksploatacji. Eksploatacja to zdolność cząstek do trafiania w najlepsze znalezione do tej pory rozwiązania. Z drugiej strony eksploracja to zdolność cząstek do oceny całej przestrzeni badawczej. Wyzwaniem jest znalezienie odpowiedniej równowagi między współczynnikami odpowiadającymi za eksploatację oraz eksplorację.

Co więcej równowaga nie jest konieczna ani wystarczająca z punktu widzenia wydajności algorytmu. Wagi r_1 i r_2 są unikalne dla każdej cząstki i każdej iteracji. Waga współczynnika bezwładności ω zapewnia balans między poszukiwaniem a eksploatacją najlepszych dotychczas znalezionych rozwiązań. Można stwierdzić, że

im niższy współczynnik ω , tym silniejsza zbieżność wyników poszczególnych cząstek. Innymi słowy, niski współczynnik w ułatwia wykorzystanie najlepszych dotychczas znalezionych rozwiązań, a wysoki współczynnik ω ułatwia eksplorację wokół tych rozwiązań. Zaleca się jednak, aby unikać $\omega > 1$, może to prowadzić do rozbieżności wyników szukanych przez cząstki.



Rys. 37. Zasada działania algorytmu PSO (opracowano na podstawie [100])

Współczynniki eksploatacji c_1 i eksploracji c_2 są komplementarne. Połączenie wag tych dwóch elementów zwiększa zarówno oba parametry. Można stwierdzić, że cząstki roju zachowują się bardziej indywidualnie, gdy c_1 jest wysokie. Nie ma zatem zbieżności, ponieważ każda cząstka skupia się tylko na swoich najlepszych rozwiązaniach. Natomiast na cząstki roju większy wpływ mają wyniki innych cząstek, gdy c_2 jest wysokie [101].

Waga współczynnika bezwładności cząstek ω oraz współczynniki c_1 i c_2 mogą również być zmieniane co każdą wykonaną iterację. Rozwiązanie to zostało zaproponowane przez Shi i Eberhart'a [102].

Na podstawie literatury oraz głównych założeń algorytmu optymalizacji rojem cząstek, stworzono w środowisku Matlab własną funkcję optymalizacji rojem cząstek, która w zależności od podanych, założonych zmiennych oraz funkcji celu optymalizowała parametry jednostki redukcyjno-skraplającej. Funkcja ta została napisana od podstaw tak, aby jej działanie jak najlepiej dopasować do zagadnienia optymalizacji bloku termodynamicznego. Zapisano w niej odpowiednie zakresy możliwych wartości oraz funkcje zabezpieczające. W celu skrócenia działania klasycznej optymalizacji PSO

zastosowano relaksację Clerka [103], która polega na modyfikacji członu inercji, aby uwzględnił założone współczynniki c_1 oraz c_2 zgodnie z równaniem (61).

$$\omega_{Clerk} = \frac{2}{2\sqrt{\Delta^2 - 4\Delta}} \quad (61)$$

Gdzie Δ to suma współczynników c_1 oraz c_2 , większa od 4.

5.2. Cel optymalizacji

Celem optymalizacji jest uzyskanie parametrów pracy, czyli poziomów temperatur, ciśnień oraz strumieni w proponowanym układzie, przy których jednostka redukcyjno-skrapająca uzyskuje największe wartości sprawności egzergetycznej, zerową energochłonność oraz możliwie jak najniższe zużycie zasobów naturalnych w celu produkcji LNG. Następuje więc minimalizacja podanej funkcji celu.

Funkcję celu optymalizacji przez rój cząstek można zapisać więc jako:

$$F_{celu} = -\eta_B + TEC + e \quad (62)$$

Zaproponowana funkcja celu (Równanie (62)) zawiera w sobie parametry, które mają różne jednostki oraz zakresy, w których występują. Sprawność wyrażona jest w częściach setnych, bezwymiarowo i zawiera się w zakresie od zera do jednośc. Energochłonność wyrażona jest w częściach setnych, podobnie jak sprawność, jednakże jej zakres zaczyna się od zera i w zależności od wylosowanej populacji próbek może wynosić do 0,8 kWh/kg. Z kolei TEC wyrażony jest w jednostkach MJ*/MJ i zmienia się w zakresie 1,1 do 1,2 MJ*/MJ w zależności od wylosowanej populacji. Jednakże optymalizacja bazująca na algorytmie Roju Cząstek poszukuje rozwiązania w przestrzeni wielowymiarowej, gdzie na każdy wymiar jest rzutowana jedna zmienna (w jej jednostce). Rzuty poszczególnych zmiennych na dane wymiary określają wartość funkcji celu, dzięki czemu tak zapisany algorytm jest nieczuły na różnice zakresów oraz jednostek zmiennych wejściowych.

Zgodnie z równaniem (62) optymalizacja została tak zaprogramowana, aby dążyć do minimalizacji funkcji celu. Cząstki roju będą zaczynać optymalizację z wylosowanym punktem startu (losowe, ale w pewnym zakresie wartości temperatur, ciśnień, strumieni). Sprawność układu została zdefiniowana zgodnie z Równaniem (42), wskaźnik TEC zgodnie z Równaniem (40). Ze względu na postać stosowanego algorytmu optymalizacyjnego można również zaproponować taką postać funkcji celu, która

przewidywałaby zastosowanie funkcji kary, tak aby optymalizacja utrzymywała zerową energochłonność procesu. Wiąże się to z nadaniem „kary” optymalizacji w przypadku odejścia od wartości energochłonności, funkcjonuje to więc jak ograniczenie dla optymalizacji, a nie jako cel sam w sobie. Aktualne podejście przy tych samych wagach członów funkcji celu optymalizacji pozwala na osiągnięcie podobnego efektu, program nadal dąży do utrzymania zerowej energochłonności, a w przypadku odejścia od zerowej energochłonności funkcja celu osiąga wartość mniej korzystną.

5.3. Model proponowanego układu

Model układu jednostki skraplającej gaz ziemny z integrowanej z stacją redukcyjną w głębokiej integracji został zbudowany za pomocą oprogramowania ProMax, a uzyskane wyniki zostały przeanalizowane na podstawie stworzonego arkusza kalkulacyjnego. Jednakże oprogramowanie ProMax nie posiada narzędzia optymalizacyjnego, dlatego gotowy stworzony model nie może zostać wykorzystany do optymalizacji. W tym celu należało wykonać nowy model jednostki, identycznej do poprzedniej w nowym programie, który umożliwi łatwą zmianę konfiguracji układu oraz pozwoli na przeprowadzenie zaawansowanej analizy. W tym celu wybrano oprogramowanie komputerowe Matlab, które w swoim środowisku pozwala na przygotowanie skryptu, w którym zostałyby zapisane wszystkie równania bilansu substancji, energii oraz egzergii oraz na przygotowanie funkcji optymalizacyjnej, która pozwoli określić optymalne warunki pracy układu. Jednakże program Matlab nie posiada wbudowanych tablic termodynamicznych, w przeciwieństwie do programu ProMax, a więc nie jest możliwe poznanie w nim takich wielkości jak entalpia, entropia, gęstość itd. Brak danych należało uzupełnić zewnętrznymi funkcjami, które pozwoliłyby odzwierciedlić wartości tabelaryczne niezbędne do analizy termodynamicznej. W tym celu przewidziano aproksymację entalpii właściwej, entropii oraz gęstości na podstawie danych uzyskanych z programu RefProp. Jednakże ze względu na wielość parametrów fizycznych, które muszą zostać wprowadzone do modelu oraz jakoś aproksymacji, a w szczególności jej dokładność na granicy faz, takie podejście było stosunkowo trudne. Finalnie podjęto decyzję o połączeniu funkcjonalności programu Matlab z tablicami dostępnymi w coolprop [104]. Tablice te wymagały interfejsu Python do działania w programie Matlab, a więc wykorzystując odpowiedni kompilator języka Python połączono program Matlab wraz z danymi zawartymi w Coolprop Wrapper. Pozwoliło to, za pomocą odpowiednich komend oraz

odwołań, odczytywać własności termodynamiczne wszystkich składników wykorzystywanych w układzie jednostki redukcijno-skrapłającej. Dzięki tym danym w programie Matlab zasymulowano pracę proponowanego układu oraz przeprowadzono jego egzergetyczną analizę oraz wyznaczono wskaźnik TEC. Układ ten został zbudowany na podstawie tych samych parametrów dla jakich pracował w rozdziale 4 układ LNG 1 SMR (Tabela 4 i Tabela 10).

Program ProMax jest specjalistycznym programem dedykowanym do obliczeń procesu przetwarzania gazów oraz cieczy. Zawiera on w sobie równania oraz środowiska obliczeniowe które umożliwiają obliczanie składu poszczególnych czynników oraz wyznaczanie równowagi faz, czy to w układzie dwufazowym, czy trójfazowym. Skraplanie gazu ziemnego w programie ProMax zostało wykonane na podstawie równania Penga-Robinsona, które wyznaczało równowagę między fazą skroploną a fazą gazową. Matlab nie posiada wbudowanych równań, które umożliwiłyby automatyczne obliczenie równowagi fazowej za pomocą komendy. Stosowane zewnętrzne biblioteki Coolprop nie są również wyposażone w środowisko umożliwiające takie obliczenia. W tym celu należało więc zbudować model równowagi fazowej ciecz-gaz, który pozwoli na pełne odwzorowanie poprzednich obliczeń oraz wykonanie optymalizacji.

5.4. Model skraplania gazu ziemnego

5.4.1. Wstęp do obliczeń równowagi fazowej

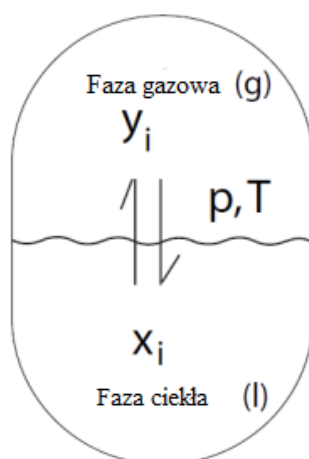
Obliczenia równowagi fazowej są ważne i wykorzystywane, w szczególności równowagi para/ciecz (VLE - *Vapor Liquid Equilibrium*), do wielu zastosowań w inżynierii procesowej. Termodynamiczne podstawy równowagi fazowej są takie same jak dla równowagi chemicznej, a mianowicie energia swobodna Gibbsa G jest minimalizowana przy danej temperaturze T i ciśnieniu p . Fakt, że entalpia swobodna jest minimalizowana w danej temperaturze T i ciśnieniu p implikuje, że koniecznym warunkiem równowagi jest to, że energia swobodna Gibbsa G musi pozostać stała przy każdym małym zaburzeniu. Rozważmy małe zaburzenie stanu równowagi, w którym niewielka ilość składnika n odparowuje z fazy ciekłej (L - liquid) do fazy parowej / gazowej (V - vapor). Niezbędny stan równowagi przy danych T i p daje wtedy:

$$dG = (\bar{G}_{V,i} - \bar{G}_{L,i})dn_i \quad (63)$$

Ponieważ (Równanie (63)) musi być spełnione dla dowolnej wartości dn_i , wyprowadzamy warunek równowagi:

$$\bar{G}_{V,i} = \bar{G}_{L,i} \quad (64)$$

Oznacza to, że warunkiem spełnienia VLE jest taki sam potencjał chemiczny każdego składnika, w dodatku w obu fazach.



Rys. 38. Schemat równowagi fazowej cieczy i gazu [105]

Rozważmy najpierw VLE dla czystego składnika i . Składowa prężność pary $p_{\text{nasycenia}}(T)$ jest ciśnieniem równowagi (lub nasycenia) dla czystej cieczy w temperaturze T . Zgodnie ze wzrostem temperatury, cząsteczki w fazie ciekłej poruszają się szybciej i stają się coraz bardziej prawdopodobne, że osiągną wystarczającą energię, aby uciec do fazy gazowej, a więc ciśnienie odparowania rośnie wraz z temperaturą. Wraz ze wzrostem temperatury i wynikającej z niej prężności pary cząsteczki zbliżają się razem w fazie gazowej i ostatecznie osiągają punkt krytyczny (przy temperaturze T_k i ciśnieniu p_k), gdzie nie można zdefiniować różnicy między fazą ciekłą i gazową. A więc dla czystego składnika, temperatura krytyczna T_k jest najwyższą temperaturą, gdzie gaz może skraplać się do postaci cieczy, dlatego ciśnienie pary jest definiowane tylko do T_k . W celu określenia parametrów ciśnienia nasycenia dla danej temperatury można wykorzystać równanie Clausius'a-Clapeyrona pod postacią:

$$\frac{d \ln p_{\text{nasycenia}}(T)}{dT} = \frac{\Delta I_{\text{parowania}}(T)}{RT^2} \quad (65)$$

Jednakże jest ono stosowalne zazwyczaj dla niskich zakresów ciśnień (do 10 bar). Można więc wykorzystać zmienione równanie zwane zintegrowanym równaniem Clausius'a-Clapeyrona pod postacią:

$$p_{\text{nasycenia}}(T) = p_{\text{nasycenia}}(T_0) \exp\left[-\frac{\Delta I_{\text{parowania}}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0}\right)\right] \quad (66)$$

Równanie (66) można wykorzystać do obliczenia ciśnienia odparowania przy danej temperaturze T znając ciśnienie nasycenia w warunkach odniesienia T_0 . Jednakże równanie to nie jest wystarczająco dokładne dla praktycznych zastosowań, dlatego stosowane są związki empiryczne. W tym celu wykorzystuje się równanie Antoine bazujące na współczynnikach (równanie (67)).

$$\ln p_{\text{nasycenia}}(T) = A - \frac{B}{T + C} \quad (67)$$

Współczynniki równania A , B oraz C można odczytać z tabel termodynamicznych dla poszczególnych czystych substancji [106].

Jednakże są to metody na określenie ciśnienia parowania i równowagi fazowej dla pojedynczych składników. W celu wyznaczenia równowagi fazowej, a więc i ilości skroplonego gazu należy przeprowadzić obliczenia równowagi fazowej dla mieszaniny substancji.

5.4.2. Obliczenia równowagi fazowej dla mieszanin idealnych - prawo Raoult'a

Najprostszym przypadkiem obliczeń jest idealna mieszanina cieczy oraz doskonały gaz. Zgodnie z prawem Raoult'a, dla dowolnego składnika i ciśnienie cząstkowe

$$p_i = y_i p \quad (68)$$

jest równe ciśnieniu pary czystego składnika i pomnożone przez jego ułamek molowy x_i w fazie ciekłej, to znaczy:

$$y_i p = x_i p_i^{\text{nasycenia}}(T) \quad (69)$$

Prosta interpretacja molekularna prawa Raoult'a jest taka, że w idealnej mieszaninie cieczy ułamek i cząsteczek na powierzchni wynosi x_i , a więc ciśnienie parcyjne jest zmniejszone z $p_i^{\text{nasycenia}}(T)$ (czysty składnik) do $x_i p_i^{\text{nasycenia}}(T)$ (idealna mieszanina).

5.4.3. Obliczenia równowagi fazowej dla rozcieńczonych mieszanin - prawo Henry'ego

Prawa Raoult'a nie można stosować do składników „nadkrytycznych”, w których temperatura jest powyżej temperatury krytycznej. Dzieje się tak, ponieważ zdefiniowano ciśnienie nasycenia jedynie dla $T \leq T_k$. Jednakże również składniki nadkrytyczne są rozpuszczalne w cieczach. Na przykład dwutlenek węgla można rozpuścić w wodzie w temperaturze 50°C, nawet jeśli jego temperatura krytyczna wynosi 31°C. Jednakże stężenie fazy ciekłej nadkrytycznej danego składnika jest zwykle niskie. Dla wystarczająco rozcieńczonych mieszanin (niskie stężenia), istnieje ogólnie liniowa zależność między fugatywnością gazową składnika („termodynamiczne ciśnienie parcjale”) i stężeniem w jej cieczy. Mówi o tym prawo Henry'ego, które może również zostać zastosowane dla składników nadkrytycznych.

$$f_i^V = H_i(T)x_i, \quad x_i \rightarrow 0 \quad (70)$$

W równaniu (70) występuje stała Henry'ego H_i wyrażona w barach, która jest funkcją temperatury przynajmniej przy ciśnieniu poniżej 50 barów (przy bardzo wysokich ciśnieniach musimy uwzględnić współczynnik Poynting wpływu ciśnienia na fazę ciekłą, równanie (75)). Jeśli ciśnienie p jest wystarczająco niskie, możemy założyć idealną fazę gazową, gdzie fugatywność równa się ciśnieniu cząsteczkowemu i prawo Henry'ego zmienia się do:

$$y_i = \frac{H_i}{p} x_i, \quad (x_i \rightarrow 0, \text{ niskie ciśnienie}) \quad (71)$$

Prawo Henry'ego zgodnie z równaniem (71) obowiązuje dla roztworów rozcieńczonych (zazwyczaj $x_i < 0,03$) i niskich ciśnień (zazwyczaj $p < 20$ bar). Dla idealnej mieszaniny (faza ciekła), stała Henry'ego H_i równa się prężności par składnika. Dlatego oczekuje się, że stała Henry'ego będzie rosła wraz z temperaturą. Tak więc rozpuszczalność jest mniejsza w wyższych temperaturach.

W warunkach, w których pracuje proponowany w pracy układ jednostki redukcyjno-skraplającej należy przyjąć, że nie jest to mieszanina ani idealna, ani rozcieńczona. W tym przypadku wymagane są obliczenia równowagi fazowej dla rzeczywistych mieszanin.

5.4.4. Obliczenia równowagi fazowej dla rzeczywistych mieszanin

Obliczenia można wykonać na podstawie trzech metod opisanych w literaturze [105].

- Oparte na stałej równowagi fazowej K
- Oparte na współczynnikach aktywności (dla nieidealnych mieszanin w stanie podkrytycznym)
- Oparty na tym równaniu stanu dla obu faz (dla nieidealnych mieszanin w każdym zakresie ciśnień)

Wartość stałej równowagi fazowej K jest definiowana dla każdego składnika jako stosunek

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (72)$$

Ogólnie stała równowagi fazowej K jest funkcją temperatury T , ciśnienia p i składu (x_i i y_i). Dla idealnych mieszanin cieczy i gazu doskonałego możemy założyć na podstawie równania (69), że

$$K_i = \frac{p_i^{\text{nasycenia}}}{p} \quad (73)$$

czyli wartość stałej K jest niezależna od składu. Dla rozcieńczonych mieszanin, również rzeczywistych, na podstawie prawa Henry'ego, można stwierdzić że $K_i = H_i(T)$.

$$K_i = H_i(T) \quad (74)$$

Mówiąc bardziej ogólnie, wartość stałej K można obliczyć jedną z dwóch podanych wyżej metod.

Metoda wskaźników aktywności zapewnia uogólnienie prawa Raoult'a dla rzeczywistych mieszanin i dla rzeczywistych gazów. Z ogólnego warunku VLE wyprowadzamy dla każdego składnika mieszaniny równanie:

$$\Phi_i^V y_i p = \gamma_i x_i \Phi_i^{\text{nasycenia}} p_i^{\text{nasycenia}}(T) \exp\left[\frac{1}{RT} \int_{p_i^{\text{nasycenia}}}^p V_i^L dp\right] \quad (75)$$

Lewa część równania (75) odpowiada za fugatywność fazy gazowej, a prawa strona równania odpowiada za fugatywność fazy ciekłej. Współczynniki fugatywności można przyjąć równe jedności dla obliczeń z gazami doskonałymi. Dla gazów rzeczywistych współczynniki te są liczone z równania stanu, np. równania Soave-Redlich-Kwonga

(SRK). Współczynniki aktywności γ_i zależą głównie od składu cieczy (x_i) i są zwykle obliczane z równań empirycznych, takich jak Wilson, NRTL oraz równania UNIQUAC i UNIFAC, oparte na danych doświadczalnych interakcji dla wszystkich kombinacji binarnych. Wyjątkiem jest równanie UNIFAC, które wymaga tylko danych odnośnie interakcji dla grup w cząsteczce.

Ostatnia część równania po prawej stronie, wykładnicza, to tak zwany współczynnik Poynting dotyczący wpływu ciśnienia na fazę ciekłą.

W przypadku mieszanin, które zbytnio odbiegają od stanu idealnego (na przykład dla mieszanin węglowodorów, takich jak gaz ziemny obecny w proponowanym układzie), możemy użyć tego samego stanu odniesienia (dla gaz doskonałego) i tego samego równania stanu dla obu faz (na przykład równanie SRK). Na tej podstawie należy wyznaczyć równowagę fazową ciecz - gaz dla wszystkich składników mieszaniny przy danym ciśnieniu oraz temperaturze. Należy pamiętać, że w celu wyznaczenia równowagi fazowej muszą być spełnione następujące warunki:

- Temperatura poszczególnych faz musi być sobie równa:

$$T^V = T^L \quad (76)$$

- Ciśnienie obu faz musi być sobie równe:

$$p^V(v^V, T, y_i) = p^L(v^L, T, x_i) \quad (77)$$

- Fugatywność obu faz musi być sobie równa:

$$\Phi_i^V y_i = \Phi_i^L x_i \quad (78)$$

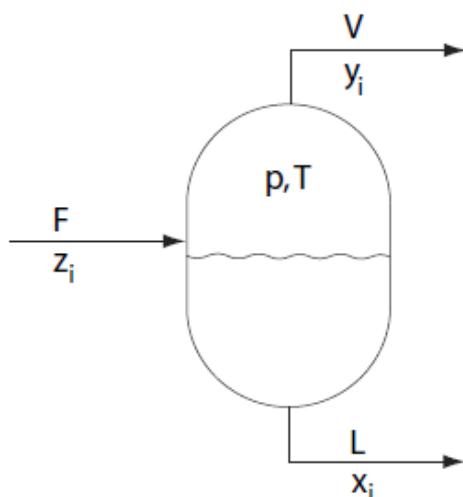
5.4.5. Określenie ilości wykroplonego gazu na podstawie równowagi fazowej

Obliczenia mające na celu określenie ilości wykroplenia gazu są stosowane w procesach w stanach równowagi ciecz / gaz (VLE). Typowym procesem, który wymaga obliczeń ilości wykroplonego gazu jest oddzielenie strumienia zasilającego (F) na produkt w postaci pary (V) i cieczy (L) (Rys. 39.)

Zasadniczo obliczenia te są stosunkowo proste i obejmują połączenie obliczeń VLE z równaniami bilansu mas składników, a w niektórych przypadkach również i równaniem bilansu energetycznego.

Obliczenia te można skrócie opisać jako:

- Punkt parowania przy znanej temperaturze lub ciśnieniu,
- Punkt rosy przy znanej temperaturze lub ciśnieniu,
- Rozdział faz przy znanej temperaturze i ciśnieniu,



Rys. 39. Schemat separatora faz (opracowanie własne)

Rozważmy najpierw obliczenia punktu wrzenia, w tym przypadku faza ciekła ma podany skład jako x_i . Punkt parowania cieczy to punkt, w którym ciecz po prostu zaczyna parować, czyli gdy powstaje pierwszy bąbelek pary. Przy pomocy równania (79)

$$\sum_i K_i x_i = 1 \quad (79)$$

Oraz równania (80)

$$\sum_i x_i p_i^{\text{nasycenia}}(T) = p \quad (80)$$

Można wyznaczyć ciśnienie oraz temperaturę, w której dojdzie do odparowania: co finalnie przełoży się na obliczenie składu odparowanej mieszaniny gazu. Przykładowa linia odparowania dla danego składnika w układzie binarnym została zaprezentowana na Rys. 40. Gdy ciecz przechodzi przez tą linię (w górę) to dochodzi do odparowania jej części.

Rozważmy następnie obliczenia punktu rosy. Są one podobne do poprzedniego przypadku. W tym przypadku skład fazy gazowej ma podany skład jako y_i . Punkt rosy gazu to punkt, w którym para dopiero się zaczyna kondensować, to znaczy jest to moment, gdy utworzy się pierwsza kropla cieczy.

Przy pomocy równania (81)

$$\sum_i y_i/K_i = 1 \quad (81)$$

oraz równania (82)

$$\sum_i \frac{y_i}{p_i^{\text{nasylenia}}(T)} = \frac{1}{p} \quad (82)$$

można wyznaczyć ciśnienie oraz temperaturę, w której dojdzie do kondensacji par: co finalnie przełoży się na obliczenie składu skondensowanej mieszaniny cieczy. Przykładowa linia kondensacji par danego składnika w układzie binarnym została zaprezentowana na Rys. 40. Gdy gaz przechodzi przez tę linię (w dół) to dochodzi do skroplenia jego części.

Następnie rozważmy obliczenia rozdziału faz, w których strumień F (o składzie z_i) zostaje podzielony na parę produkt V (o składzie y_i) i produkt płynny L (o składzie x_i) (Rys. 39). Jest to sytuacja, gdy strumień F jest w strefie między linią rosy a linią parowania (Rys. 40). Dla każdego ze składników możemy zapisać równanie:

$$Fz_i = Lx_i + Vy_i \quad (83)$$

Można również powiedzieć, że faza ciekła i gazowa są w równowadze, a więc

$$y_i = K_i x_i \quad (84)$$

Do rozwiązania tych równań i określenia stosunku rozdziału na poszczególne fazy oraz ich składu należy dodać jeszcze równanie rozdziału faz Rachforda-Rice'a.

$$F(V) = \sum_i \frac{z_i(K_i - 1)}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)} = 0 \quad (85)$$

Jest to równanie z dobrymi właściwościami numerycznymi. Należy jednak pamiętać, że stosunek strumienia fazy gazowej do strumienia mieszaniny musi być zgodny z równaniem (86).

$$0 \leq \frac{V}{F} \leq 1 \quad (86)$$

Na tej podstawie oraz przy pomocy obliczeń numerycznych można określić stosunek rozdziału poszczególnych faz oraz ich skład po rozdzieleniu. Należy jednak pamiętać, że aby obliczenia te były możliwe, mieszanina musi znajdować się w warunkach pomiędzy punktem rosy, a punktem odparowania (Rys. 40) oraz musi spełniać warunek (równanie (87)):

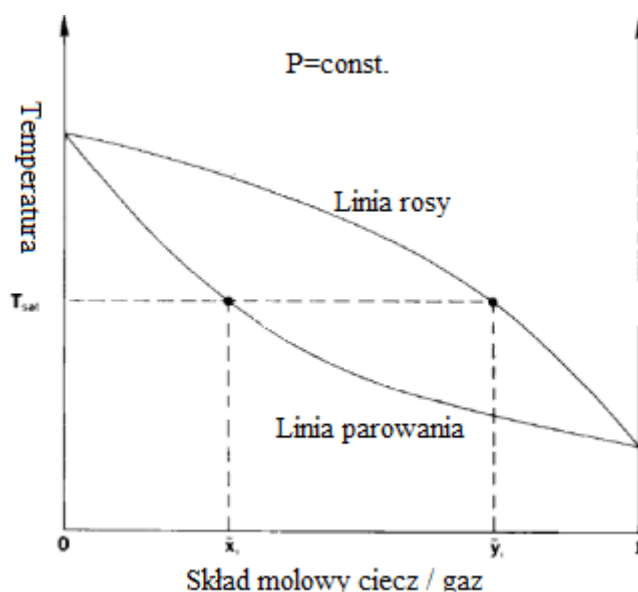
$$F(1) < 0 \text{ oraz } F(0) > 0 \quad (87)$$

5.4.6. Wstępny model skraplania gazu ziemnego

Do wykonania modelu skraplania gazu ziemnego w zaproponowanym układzie wykorzystano model równowagi fazowej Gibbsa, prawo Raoult'a, prawo Daltona oraz równanie Rachford'a-Rice'a. Model ten został zbudowany na podstawie metody opartej o stałą równowagi fazowej K. Stała K niezbędna do obliczeń została przyjęta na podstawie ciśnienia nasycenia każdego ze składników mieszaniny (Równanie (73)). Model ten został stworzony za pomocą oprogramowania Matlab, a zapisane równania są rozwiązywane numerycznie.

Do stworzenia modelu niezbędne było uwzględnienie wszystkich składników mieszaniny (gazu ziemnego). W podanym składzie gazu ziemnego (Tabela 10) podany jest również dwutlenek węgla, który z założenia został usunięty i jego udział jest bliski zeru oraz azot, który również ulegnie skropleniu w modelu.

W pierwszym kroku należało wyznaczyć ciśnienie nasycenia każdego składnika od aktualnej temperatury.

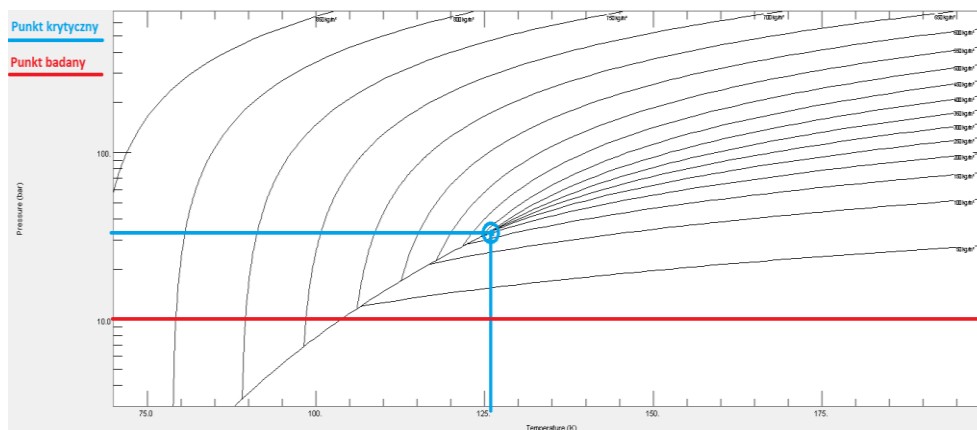


Rys. 40. Przykładowy układ binarny [105]

Po określeniu wartości stałej równowagi fazowej K każdego ze składników, ułożono równania ((83) - (85)) oraz przystąpiono do obliczeń. W proponowanym układzie z jednostką o cyklu SMR występują trzy separatory fazy. Pierwsza separacja ma miejsce po rozprężeniu na ekspanderze, gdzie gaz ziemny schładza się do temperatury około -70°C , w separatorze tym dochodzi do wykroplenia się cięższych węglowodorów. Druga i trzecia separacja zachodzi już w samej jednostce skraplającej dla czynnika obiegowego, który jest mieszaniną. Po oddaniu ciepła oraz sprężeniu do wyższego ciśnienia następuje tam wykroplenie cięższych faz mieszaniny czynnika, a następnie przed rozprężeniem ich ponowne mieszanie (Rys. 32). Separacja faz mogła by również nastąpić po przepłynięciu wstępnie schłodzonego gaz przez wymiennik wielostrumieniowy (Coldbox), jednakże poziom temperatury i ciśnienia w tym miejscu sprawia, że jest to punkt poniżej punktu odparowania, a więc cały gaz ulega tam skropleniu.

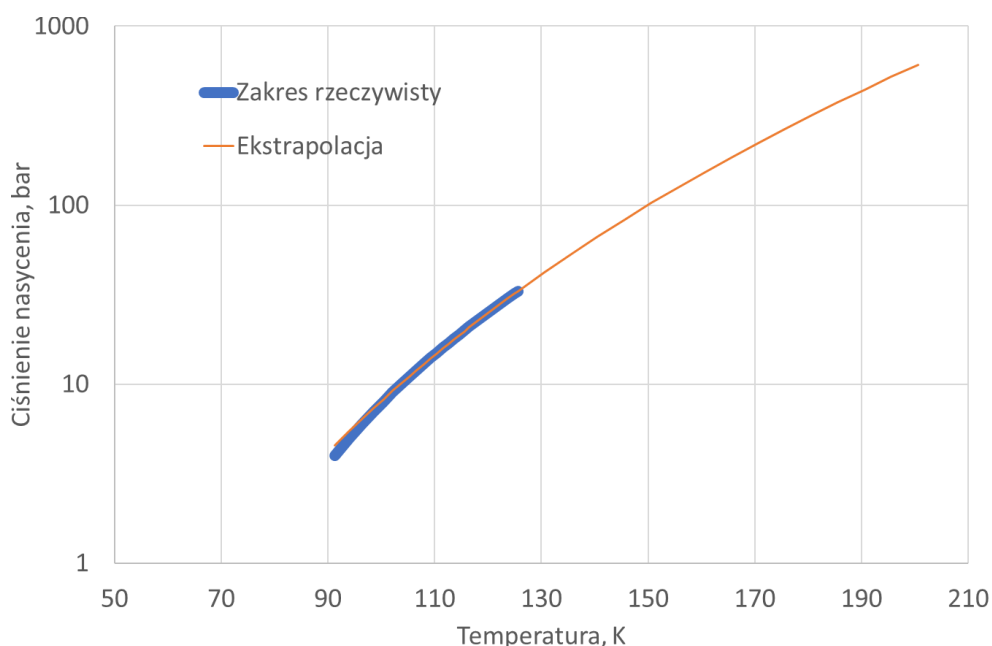
5.4.7. Określenie parametrów azotu

Przyjęty model zakłada wyznaczenie stałej równowagi fazowej K za pomocą ciśnienia nasycenia azotu, który jest zawarty w podanej mieszaninie gazu ziemnego. Jednakże w warunkach panujących na poszczególnych etapach separacji faz, azot jest gazem w warunkach nadkrytycznych. Toteż jego wykroplenie jest teoretycznie niemożliwe, a obliczenia niezasadne.



Rys. 41. Wykres p-T dla azotu. Ciśnienie w skali logarytmicznej. Temperatura od 50 do 200 K

Jak można zauważyć na wykresie (Rys. 41) azot w temperaturze 200 K i pod ciśnieniem 10 bar (stan po rozprężeniu gazu na ekspanderze) jest w stanie nadkrytycznym, a ciśnienie nasycenia nie istnieje w tych warunkach. Z kolei do budowy modelu konieczne jest wyznaczenie ciśnienia nasycenia azotu tak, aby spełnić wymagany układ równań (wymagane jest ciśnienie nasycenia wszystkich składników). Do tego celu w pierwszym podejściu aproksymowano linię nasycenia azotu w programie Matlab funkcją potęgową, która ma przebieg pokazany na poniższym wykresie (Rys. 42). Linia opisuje нефизyczną, hipotetyczną linię nasycenia poza obszarem sensu fizycznego. Dzięki temu dla temperatury 200 K można wyznaczyć wartość nasycenia azotu poprzez ekstrapolację do wirtualnej wartości ciśnienia nasycenia azotu o wartości 621 bar w tej temperaturze. Wartość ta jest znaczna, jednakże użycie jej w modelu pozwala na bezbłędne (pod względem matematycznym) rozwiązanie problemu rozdziału faz. Jednakże nie jest to podejście uzasadnione termodynamiczne i może generować nieznane błędy modelu skraplania pomimo tego, że ilość azotu w mieszaninie jest niewielka. Zaproponowane podejście do modelu skraplania gazu ziemnego budzi wątpliwości co do wyników separacji faz i słuszności obliczeń. Z tego powodu zdecydowano się na budowę bardziej zaawansowanego modelu separacji faz.



Rys. 42. Zakres fizyczny ciśnienia nasycenia azotu na podstawie danych z programu Refprop oraz zakres pseudo-fizyczny ekstrapolowany na podstawie zakresu fizycznego

5.4.8. Zaawansowany model separacji faz

Ze względu na występowanie składników mieszaniny w ich obszarze nadkrytycznym zaproponowano budowę modelu opartego na równaniu stanu gazu rzeczywistego. Metoda ta pozwala na określenie równowagi faz, a więc na obliczenie ilości wykroplonego gazu ziemnego, nawet gdy składniki mieszaniny są w aktualnych warunkach w stanie nadkrytycznym. Do budowy modelu wykorzystano równanie stanu SRK. Jednakże nie jest to gaz rzeczywisty jednoskładnikowy, a wieloskładnikowy. Z tego też powodu należało również uwzględnić oddziaływania między poszczególnymi składnikami mieszaniny. Aby opisać zachowanie mieszanin rzeczywistych (entalpie parowania, gęstości, pojemności cieplne, równowagi fazowe itp.) za pomocą równań stanu, wymagana jest znajomość reguł krzyżowych. Reguły krzyżowe przedstawiają współczynniki wpływające na zmianę parametrów równania stanu w mieszaninie w zależności od składu mieszaniny. Stałe binarnego oddziaływania wymagane do określenia wpływu poszczególnych składników zaczerpnięto z programu Aspen HYSYS.

W celu określenia strumienia skroplonego gazu ziemnego oraz jego składu wykonano szereg obliczeń, które zostały zaprezentowane poniżej.

Do separatora faz (Rys. 39) wpływa strumień F o znanej wartości oraz znanym składzie molowym. Dla danego składu mieszaniny wyznaczane są stałe równowagi fazowej K dla każdego składnika, a następnie przy pomocy równania Rachforda-Rice'a (równanie

(85) określa się stosunek strumienia w postaci gazowej do strumienia wpływającego F. Na tej podstawie znany jest rozdział faz separatora.

Następnie w celu poznania dokładnego składu fazy gazowej jak i ciekłej należy wykorzystać równanie stanu gazu rzeczywistego oraz zastosować reguły krzyżowe.

W pierwszej kolejności zakładany jest początkowy skład fazy ciekłej oraz gazowej, i wyznaczane jest ciśnienie, temperatura oraz współczynnik acentryczny ω przy pomocy tablic termodynamicznych poszczególnych składników mieszaniny. W dalszej kolejności dla każdego czystego ciekłego składnika należy wyznaczyć współczynnik $a_i(T)$:

$$a_i(T) = [1 + (0,48 + 1,574\omega - 0,176\omega^2)(1 - T_r^{0,5})]^2 \quad (88)$$

Gdzie temperatura zredukowana T_r to:

$$T_r = \frac{T}{T_{krytyczne}} \quad (89)$$

Następnie przy znanych wartościach współczynnika $a_i(T)$ wyznacza się wartość wpływu oddziaływania cząstek dla każdego składnika osobno:

$$a_{ij}(T) = 0,42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} a_i \quad (90)$$

Ponadto wyznacza się wartość kowolumenu:

$$b_i = 0,08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (91)$$

Dla mieszaniny wieloskładnikowej należy wyznaczyć również parametry a oraz b z uwzględnieniem oddziaływania składników mieszaniny na jej całość. Znając stałe binarnego oddziaływania k można wyznaczyć parametry a oraz b uwzględniając wpływ poszczególnych składników na siebie, gdzie każdy ma wpływ na każdy inny składnik. Wykorzystuje się w tym średnią geometryczną oraz współczynnik binarnego oddziaływania zapisaną przy pomocy równania:

$$a_{ij} = (a_{ii}a_{jj})^2(1 - k_{ij}) \quad (92)$$

Jednakże są to poszczególne oddziaływania dla składników. W celu wyznaczenia parametru określającego oddziaływanie między cząstkami w całej mieszaninie należy zastosować empiryczne reguły krzyżowe [107], które opisane są wzorem:

$$a = \sum_i \sum_j z_i z_j a_{ij} \quad (93)$$

Z kolei kowolumen mieszaniny można wyznaczyć przy pomocy średniej geometrycznej:

$$b = \sum_i z_i b_i \quad (94)$$

Parametry te są wyznaczone dla fazy ciekłej oraz fazy gazowej przy założonym na wstępie składzie. W przypadku, gdy znane są już poszczególne parametry mieszaniny oraz jej ciśnienie, należy wyznaczyć objętość mieszaniny w fazie ciekłej oraz fazie gazowej przy pomocy równania Soave-Redlich-Kwong'ga:

$$p = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v(v + b)} \quad (95)$$

Znając powyższe wartości poszczególnych wielkości można przystąpić do wyznaczenia fugatywności każdego ze składników poszczególnych faz przy pomocy równania:

$$\begin{aligned} \ln f_i = & \ln \frac{v}{v - b} - \frac{2 \sum_k y_k a_{ik}}{RTb} \ln \frac{v + b}{v} + \frac{b_{krytyczne}}{v - b} - \ln \frac{Pv}{RT} \\ & + \frac{ab_{krytyczne}}{RTb^2} \left(\ln \frac{v + b}{v} - \frac{b}{v + b} \right) \end{aligned} \quad (96)$$

Następnie wyznacza się fugatywność z równania:

$$f_i = \exp (\ln f_i) \quad (97)$$

Przy pomocy wyznaczonej fugatywności każdego składnika w mieszaninie dla każdej fazy można przy pomocy równania

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\varphi_i^L}{\varphi_i^V} \quad (98)$$

wyznaczyć stałą równowagi fazowej dla każdego składnika.

Znając poszczególne stałe równowagi fazowej można przystąpić do sprawdzenia czy spełniony jest warunek równowagi fazowej opisany w [107]. W stanie równowagi suma iloczynów ułamków molowych w fazie ciekłej oraz stałej równowagi fazowej poszczególnych składników mieszaniny powinna być równa jedności (równanie (99)).

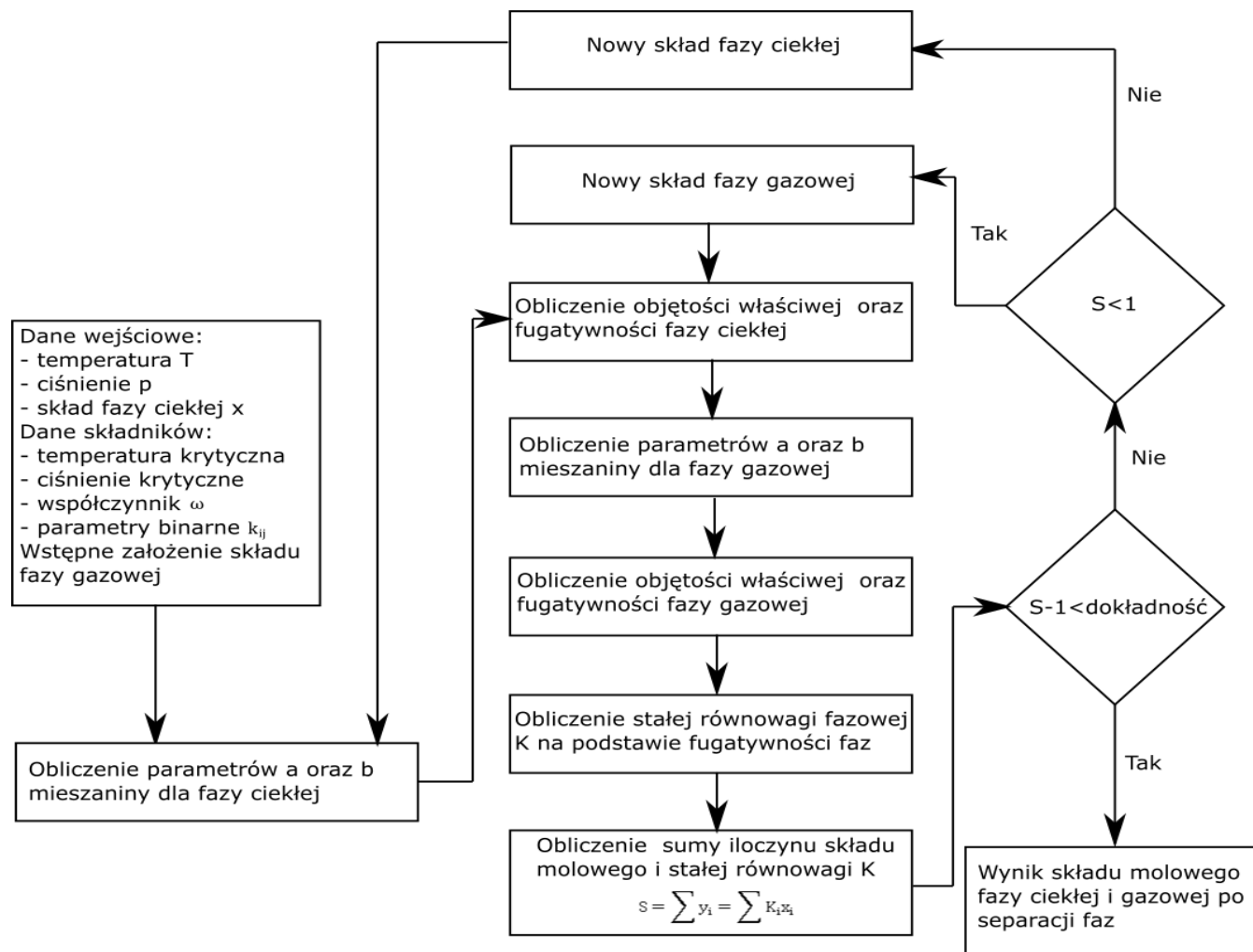
$$S = \sum x_i K_i = 1 \quad (99)$$

W tym momencie obliczeń równowagi fazowej mogą wystąpić trzy sytuacje:

- $S=1$, uzyskano równowagę fazową, a poszczególne składniki molowe określają skład fazy gazowej oraz ciekłej po wykropleniu w separatorze,
- $S>1$, nie uzyskano równowagi fazowej, obliczenia należy powtórzyć dla innego założonego składu cieczy,
- $S<1$, nie uzyskano równowagi fazowej, obliczenia należy powtórzyć dla innego założonego składu gazu.

Metodologia obliczeń równowagi fazowej została przedstawiona na schemacie Rys. 43. Zaprezentowana metoda obliczeń jest metodą iteracyjną, w której wyznacza się skład molowy poszczególnych faz aż do spełniania warunku $S=1$.

Ze względu na znaczący zakres obliczeń iteracyjnych wykonano te obliczenia w zbudowanej funkcji w programie Matlab. Model obliczeniowy został oparty na równaniach oraz zasadach przyjętych z literatury specjalistycznej [107], a reguły krzyżowe zostały określone dla każdego wariantu mieszaniny na podstawie biblioteki programu Aspen. Obliczenia te pozwalały określić skład fazy ciekłej oraz gazowej w warunkach panujących w separatorze faz z określoną dokładnością. Na podstawie tych obliczeń określono skład gazu w fazie ciekłej jak i gazowej w każdym punkcie proponowanego układu. Dzięki temu model jednostki redukcyjno-skraplającej był gotowy do dalszych analiz oraz do optymalizacji. Jednakże program ten ze względu na dużą ilość iteracji oraz skomplikowanych obliczeń w wielu pętlach charakteryzował się długim wyszukiwaniem rozwiązania. Jeśli do modelu proponowanego układu dodanoby w tej chwili optymalizację, czas obliczeń mógłby znacznie się wydłużyć.



Rys. 43. Schemat blokowy działania programu do obliczeń składu faz po ich separacji

5.4.9. Hybrydowy model skraplania gazu ziemnego

Zmniejszenie poziomu skomplikowania programu oraz jego optymalizacja pod kątem objętości tekstu czy komend nie była możliwa bez obniżenia dokładności, która jest wymagana na tym poziomie analizie oraz przyszłej optymalizacji. Po przeanalizowaniu pracy wykonanego programu zaawansowanego modelu skraplania gazu ziemnego zauważono, że znaczna ilość czasu jest poświęcana na znalezienie odpowiedniego składu, który spełniałby wymogi równania równowagi fazowej Gibbsa. A więc odpowiednie założenie składu początkowego, z którego program startuje, znacznie przyspieszy obliczenia równowagi fazowej. Zaawansowany model skraplania potrzebuje założenia składu fazy ciekłej i gazowej, kiedy znana jest jedynie część zmieszana strumienia wlotowego V. Z kolei wstępny model skraplania na podstawie składu strumienia V oraz parametrów termodynamicznych panujących w separatorze, był w stanie określić skład fazy ciekłej oraz gazowej po separacji. W tym celu zdecydowano się na połączenie się wstępnego modelu skraplania z zaawansowanym modelem skraplania. Przed każdym zadziałaniem programu do zaawansowanego modelu skraplania w pierwszej kolejności był uruchamiany program wstępnego skraplania gazu ziemnego. Na podstawie składu mieszaniny wlotowej do separatora oraz temperatury i ciśnienia obliczał on z pewną dokładnością skład fazy ciekłej oraz gazowej. Uzyskany skład poszczególnych faz następnie był zakładany jako założony skład początkowy fazy ciekłej i gazowej na potrzeby zaawansowanego modelu skraplania gazu ziemnego. Na podstawie takich danych program znacznie szybciej (około 50%) znajdował rozwiązanie równania równowagi fazowej Gibbsa oraz określał skład poszczególnych faz po separacji.

Po skróceniu czasu obliczeń wykonano walidację wyników z uzyskanego modelu skraplania gazu ziemnego. Uzyskane wyniki były porównywane do wyników z programu ProMax. W programie ProMax budowano układ i nadawano mu takie parametry tak, aby odzwierciedlić proces, który był symulowany w programie Matlab. Przy tak przygotowanym układzie obliczeń wykonywano obliczenia równowagi fazowej i sprawdzano wyniki z poszczególnych programów.

Weryfikację wyników wykonano dla dziesięciu różnych parametrów i miejsc w układzie skraplania gazu ziemnego. Przykładowe wyniki przedstawione są w Tabeli 16. Na podstawie weryfikacji modelu stwierdzono, że względne różnice w składzie nie przekraczają wartości 2% w modelu hybrydowym i programie ProMax. Na tej

podstawie stwierdzono, że działanie modelu jest wystarczające a jego dokładność zadowalająca.

Tabela 16. Przykładowe wyniki składu fazy ciekłej uzyskane z modelu równowagi fazowej napisanej w programie Matlab oraz uzyskane z programu ProMax.

Skład molowy, %	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	N ₂
Matlab	38,96	13,68	5,59	10,86	8,10	22,78	0,03
ProMax	39,06	13,61	5,66	10,78	8,16	22,70	0,03

Dzięki skróceniu czasu działania modelu skraplania, a więc i czasu symulacji pracy całego proponowanego układu zintegrowanej jednostki skraplającej ze stacją redukcyjną oraz weryfikacji poprawności działania modelu, przystąpiono do optymalizacji układu.

5.5. Zmienne decyzyjne

W celu optymalizacji funkcji zgodnie z założonym celem optymalizacji, czyli minimalizacją równania (63) przyjęto następujące zmienne decyzyjne:

- Stosunek strumienia masy gazu kierowanej do dystrybucji do strumienia masy gazu kierowanej do skroplenia, F
- Stosunek ciśnienia wlotowego w stacji redukcyjnej do ciśnienia wylotowego, π
- Różnica temperatur wylotowych na wymienniku skraplającym, różnica między temperaturą LNG a czynnikiem chłodzącym wpływającym do wymiennika po ekspansji na reduktorze, ΔT
- Stopień sprężu pierwszego stopnia sprężającego (sprężarka nr 1) π_1
- Stopień sprężu drugiego stopnia sprężającego (sprężarka nr 2 i pompa nr 1) π_2
- Stopień sprężu trzeciego stopnia sprężającego (sprężarka nr 3 i pompa nr 2) π_3

Przed optymalizacją należało przyjąć zakresy, w których przyjęte zmienne decyzyjne będą zmieniane. Zakresy poszczególnych zmiennych decyzyjnych zostały przedstawione w Tabeli 17.

Tabela 17. Zakresy wartości przyjętych zmiennych decyzyjnych.

Symbol zmiennej	F	π	ΔT	π_1	π_2	π_3
Dolna granica	1	2	5	1,3	1,3	1,3
Górna granica	15	3,75	30	4	4	4

Przyjęcie zakresów dla przyjętych zmiennych decyzyjnych jest konieczne zarówno z matematycznego jak i termodynamicznego punktu widzenia. Nieprzyjęcie zakresów lub złe ich przyjęcie może wiązać się z nierzeczywistymi wynikami optymalizacji lub niekończącą się pętlą optymalizacji. Nieodpowiednie przyjęcie zakresów może wiązać się z niespełnieniem termodynamicznych warunków pracy takiego układu i niemożnością rozwiązania problemu. Przyjęte ΔT mogłoby mieć wartość mniejszą, jednakże wiązałoby się to ze znacznym kosztem inwestycyjnym.

Przyjęcie odpowiednich zakresów jest zatem kluczowe w zadaniu optymalizacyjnym. Przyjęto takie zakresy wybranych zmiennych decyzyjnych, aby układ spełniał założenia zarówno matematycznej rozwiązywalności jak i termodynamicznej zasadzie poprawności działania układu.

5.6. Warianty optymalizacji (strumień), (strumień, ciśnienia, temperatury)

Na potrzeby optymalizacji jednostki redukcyjno-skrapłającej przyjęto cztery warianty optymalizacji.

- Wariant 1 (W1) - Optymalizacja przy wykorzystaniu jedynie stosunku strumieni masy. W tym przypadku występuje tylko jedna zmienna decyzyjna, czyli stosunek strumienia masy gazu kierowanego do dystrybucji do strumienia gazu kierowanego do skroplenia. (ilościowa)
- Wariant 2 (W2) - Optymalizacja przy wykorzystaniu wszystkich przyjętych zmiennych decyzyjnych (ilościowo-jakościowa).
- Wariant 3 (W3) – Jest to wariant pierwszy rozwinięty o układ oczyszczania gazu ziemnego,
- Wariant 4 (W4) – Jest to wariant drugi rozwinięty o układ oczyszczania gazu ziemnego,

Z punktu widzenia operatora sieci, projektanta nowych stacji redukcyjnych włączanych do sieci lub projektanta modernizującego aktualnie istniejącą stację redukcyjną do celów przystosowania jej do integracji z linią skraplania gazu ziemnego zmiana w układzie instalacji stosunku strumienia masy jest znacznie prostsza niż zmiana szeregu pozostałych parametrów zarówno stacji redukcyjnej jak i jednostki skrapłającej. Z tego też powodu podjęto decyzję o przyjęciu prostszej optymalizacji, która wyznaczy stosunek strumieni mas, przy którym układ osiągnie zerową energochłonność, wysoką

sprawność egzergetyczną oraz niski koszt termoeologiczny wytworzonego LNG. Zaproponowany wariant optymalizacji jest stosunkowo prosty w wykonaniu i można go nazwać rozwiązaniem ilościowym i nie spowoduje dużych zmian sprawności jednostki redukcyjno-skrapłającej. Zmiana strumieni mas w niskim stopniu będzie miała wpływ na zmniejszenie nieodwracalnych strat egzergii w układzie.

W celu zmniejszenia strat egzergii oraz realizacji funkcji celu planowej optymalizacji przygotowany został wariant 2, w którym wykorzystywane są wszystkie zmienne decyzyjne. Jest to optymalizacja wielu zmiennych, która jest bardziej czasochłonna i stosunkowo trudniejsza do wykonania niż proponowana w wariantcie 1. Jednakże zmiana parametrów ciśnienia oraz temperatury, oprócz strumieni masowych, będzie miała lepszy wpływ na ograniczenie ilości zniszczonej egzergii niż w przypadku wariantu 2.

Zastosowanie wysokiego stosunku strumieni mas, aby osiągnąć zerową energochłonność w przypadku obu wariantów może wiązać się z koniecznością znalezienia lub zabudowy stacji redukcyjnej o znacznym przepływie lub wybranie do integracji jednostki skrapłającej o niewielkiej wielkości produkcji LNG. Z drugiej strony wysoki stosunek strumieni mas pozwoli na zastosowanie mniejszego dodatkowego przepływu gazu ziemnego do stacji redukcyjnej. System przesyłu i dystrybucji gazu ziemnego charakteryzuje się pewną przepustowością, której nie można przekroczyć. A więc jeśli stosunek strumieni mas jest wysoki, oznacza to, że dodatkowy strumień gazu do skroplenia będzie niewielki w stosunku do strumienia gazu przepływającego do dystrybucji, a więc przepustowość sieci nie powinna zostać przekroczona.

Wariant 3 oraz wariant 4 został wprowadzony jako warianty optymalizacji, aby uzyskać wyniki również dla układów, w których uwzględniono energochłonność procesu oczyszczania gazu ziemnego. Wyniki tych wariantów pokażą jaki wpływ ma energochłonność procesu osuszania i usuwania dwutlenku węgla z gazu na całość procesu. Program optymalizacyjny w tych wariantach pracuje zgodnie z założeniami, jednakże w obliczeniach energochłonności procesu skraplania gazu ziemnego oblicza również energochłonność układu oczyszczania gazu w każdej iteracji, dla każdej wielkości układu.

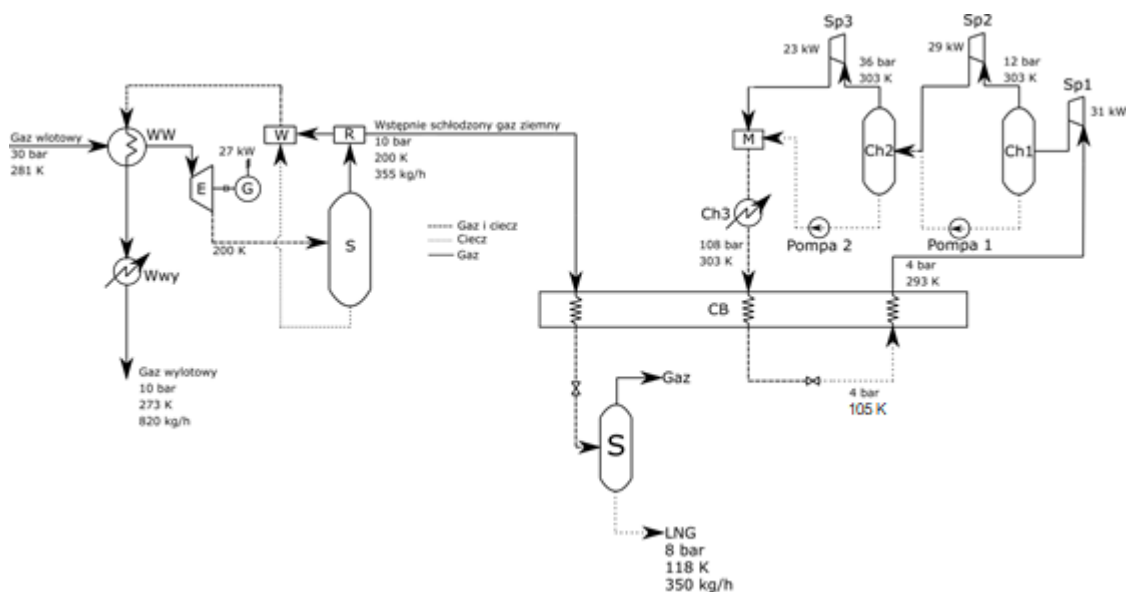
5.7. Wyniki optymalizacji

W celu znalezienia optymalnych parametrów zmiennych decyzyjnych dla których funkcja celu uzyskuje wartość minimalną, gdzie energochłonność powinna uzyskać wartość równą zero, sprawność egzergetyczna wartość jak najbliższej 100% oraz wskaźnik kosztu termoeologicznego możliwie blisko jedności. Wyniki z uzyskanej optymalizacji z wybranych wariantów pozwolą na zaprojektowanie jednostki redukcyjno-skrapłającej o możliwie jak najlepszych parametrach termodynamicznych oraz ze względu na zerową energochłonność, możliwie najlepszej opłacalności ekonomicznej z uwagi na niskie koszty operacyjne.

Tabela 18. Wyniki optymalizacji

	Wynik zmiennych decyzyjnych						Wyniki na podstawie funkcji celu		
	F	π	ΔT	π_1	π_2	π_3	Sprawność, %	Energochłonność, kWh/kg	TEC, MJ*/MJ
W1	8,95	-	-	-	-	-	86,44	0	1,11
W2	8,00	2,50	5,00	1,55	1,54	1,50	91,69	0	1,10
W3	10	-	-	-	-	-	86,30	0,016	1,13
W4	9,52	2,48	5	1,54	1,54	1,49	89,70	0,003	1,12

Na Rys. 44 przedstawiono schemat jednostki LNG 5 SMR wraz z parametrami w przykładowych punktach. Jak można zauważyć gaz ziemny kierowany do dystrybucji to strumień o wartości 820 kg/h, a ilość produkowanego LNG to 350 kg/h. W układzie tym następuje rozprężenie gazu ziemnego z ciśnienia 30 bar do ciśnienia 10 bar. Ekspander z generatorem pozwala na odzyskanie 27 kW energii elektrycznej, co niestety nie wystarcza na pokrycie zapotrzebowania jednostki skraplającej. Rys. 44 można traktować jako stan referencyjny do porównania parametrów sprzed i po optymalizacji.



**Rys. 44. Schemat układu stacji redukcyjno-skrapłającej z parametrami sprzed optymalizacji
(opracowanie własne)**

5.7.1. Wyniki wariantu pierwszego

Na podstawie wyników wariantu pierwszego można stwierdzić, że gdy strumień masy gazu ziemnego do dystrybucji jest 8,95 razy większy od strumienia masy gazu ziemnego do jednostki skraplającej układ stacji redukcyjno-skrapłającej osiąga zerową energochłonność. Jest to związane ze znaczną produkcją energii elektrycznej przez zespół ekspandera i generatora elektrycznego pracujących na całym strumieniu gazu. W tej sytuacji tylko około 10% gazu przepływającego przez ekspander kierowana jest do jednostki skraplającej. Niewielka ilość gazu (w porównaniu do strumienia do dystrybucji) do skroplenia powoduje, że moce napędowe sprężarek są niewielkie w porównaniu do mocy produkowanej przez ekspander. Dzięki takiemu rozdziałowi strumieni uzyskano w tym wariantcie jednostkę redukcyjno-skrapłającą o zerowej energochłonności. W przypadku jednostki LNG 0,5 z zastosowanym cyklem SMR o zerowej energochłonności stosunek mas wynosi 23, a więc optymalizacja pozwoliła na zmniejszenie stosunku strumieni mas.

Wskaźnik TEC dla wariantu pierwszego jest równy 1,11 i jest o 0,06 MJ*/MJ mniejszy od wariantu referencyjnego uzyskanego w modelu zbudowanym w programie ProMax (Tabela 18). Uzyskana wartość jest zadowalająca, jest ona równa wartościom TEC uzyskanym dla jednostek skraplających o wysokiej sprawności oraz niskiej energochłonności w poprzednich analizach wykonanej pracy.

bezpieczny w eksploatacji i nie wiąże się z pojawieniem się wody w fazie ciekłej lub hydratów.

5.7.2. Wyniki wariantu drugiego

Na podstawie wyników wariantu drugiego można orzec, że optymalizacja układu przy pomocy wielu zmiennych pozwoliła na znaczne podniesienie sprawności egzergetycznej układu przy zachowaniu zerowej energochłonności. Stosunek strumienia masy gazu do dystrybucji do strumienia gazu do skroplenia jest podobny co do wartości jak w wariantie pierwszym. Dzięki niemu również tutaj występuje większa produkcja energii elektrycznej na zespole ekspandera i generatora niż pobór energii przez układ sprężarek w jednostce SMR. Przy danym stosunku strumieni mas około 11% gazu jest kierowanych do skroplenia, a więc przy założonym średnim przepływie $1000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ przez stacje musiałoby przepłynąć dodatkowe $110 \text{ Nm}^3/\text{h}$ gazu, które kierowane byłoby do skroplenia. Zastosowanie takiego układu na dużą skalę pozwoli na rozproszoną produkcję LNG w dowolnych punktach krajowego systemu gazowego. Uzyskana wartość wskaźnika TEC jest w wariantie drugim równa $1,10 \text{ MJ}^*/\text{MJ}$ i jest ona równa najmniejszym wartościom wskaźnika kosztu termoeekologicznego w wykonanej pracy. Na tej podstawie można uznać, że wynik analizy wskaźnika wykorzystania zasobów naturalnych do produkcji LNG jest zadowalający.

Wariant drugi optymalizacji uzyskał najwyższy wynik sprawności dla proponowanej jednostki redukcyjno-skrapłającej ze wszystkich analizowanych układów. Jego sprawność przy danych wartościach zmiennych decyzyjnych wynosi 91,69%. Optymalizacja pod kątem takich zmiennych decyzyjnych jak poziom ciśnienia czy różnica temperatur końcowych w wymienniku ColdBox pozwoliła na zwiększenie sprawności ponad poziom uzyskany w wariantie pierwszym. Wykonana w poprzednim rozdziale zaawansowana analiza egzergetyczna wykazała, że można zmniejszyć wartość destrukcji egzergii w układzie poprzez poprawę warunków pracy poszczególnych komponentów układu. Poprawa poziomu ciśnień i temperatury poprzez optymalizację pozwoliła na znacznie zmniejszenie ilości zniszczonej egzergii w układzie.

Układ uzyskuje wyższą sprawność egzergetyczną przy zastosowaniu mniejszej różnicy temperatur wylotowych na wymienniku wielostrumieniowym. Wynik ten wydaje się oczywisty, im mniejsza jest różnica tym większą sprawność ma wymiennik, a więc i cały układ. Jednakże, im mniejsza jest ta różnica tym większą powierzchnię musi mieć

[illegible]

Optymalizacja pozwoliła wskazać stosunek sprężania czynnika skraplającego w układzie SMR. Wyniki pokazują, iż nie jest wymagany wysoki spręż, a wręcz przeciwnie dość niski spręż w układzie. Wysoki spręż czynnika powoduje, że sprężarka wymaga większej mocy napędowej, a to wymagałoby kompensacji przez większą moc ekspandera, aby utrzymać zerową energochłonność.

Na przedstawionym schemacie (Rys. 46) widnieją ważniejsze parametry układu po optymalizacji według wariantu drugiego. Po optymalizacji układ ekspandera obniża ciśnienie gazu z 30 bar do 12 bar. Temperatura za ekspanderem z tego powodu jest wyższa niż w przypadku wariantu referencyjnego czy wariantu pierwszego, jednakże

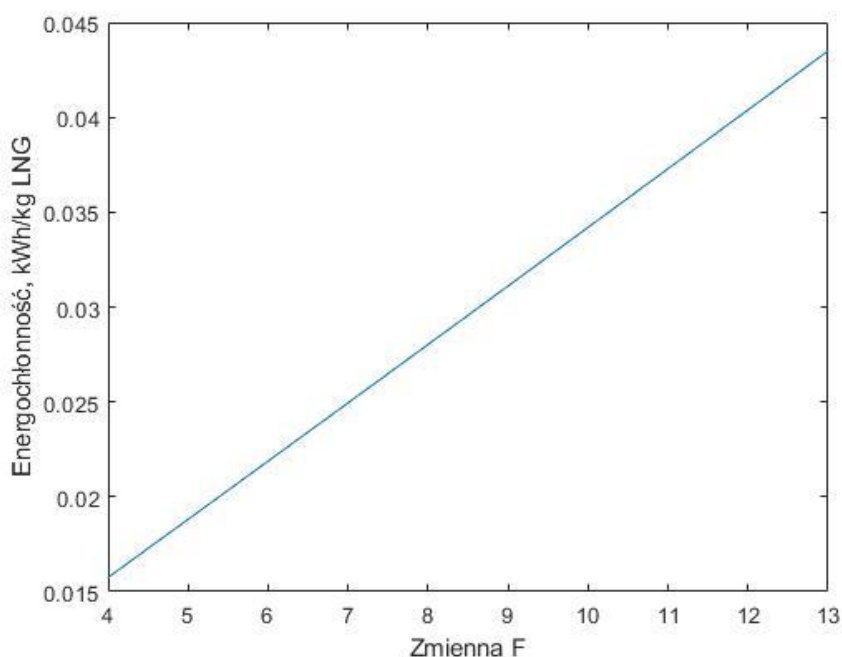
ilość odzyskanej przez układ ekspandera energii jest wystarczająca do pokrycia zapotrzebowania sprężarek w części układu odpowiedzialnej za skraplanie. Dzięki optymalizacji zwiększono ilość produkowanego LNG z 90 kg/h do 99 kg/h (wzrost o 10%) przy zwiększeniu sprawności układu oraz zachowaniu zerowej energochłonności. Na drodze optymalizacji znaleziono nowy poziom ciśnień na którym może pracować część układu skraplająca gaz ziemny. Przed optymalizacją stosunek sprężu na sprężarkach wynosił 3, po optymalizacji każda sprężarka ma inny stosunek sprężu, a każdy z nich jest mniejszy od przypadku ze stanu referencyjnego (Rys. 44). Zmniejszenie sprężu sprężarek zapewniło zmniejszenie wymaganej mocy napędowej sprężarek, dzięki czemu pomimo spadku mocy ekspandera, zachowano zerową energochłonność układu. Zmiana parametrów strumieni przepływających przez wymiennik wielostrumieniowy spowodowała, że czynnik obiegowy po dławieniu za zaworze dławiącym ma niższą temperaturę niż przy stanie referencyjnym, a to zapewnia uzyskanie wymaganych parametrów LNG bardziej niż w poprzednich sytuacjach. Podobnie jak w przypadku parametrów układu po optymalizacji w pierwszym wariancie, temperatura gazu wylotowego do dystrybucji jest większa niż w przypadku stanu referencyjnego, a więc układ ten jest bezpieczniejszy w eksploatacji.

5.7.3. Wyniki wariantów uwzględniających oczyszczanie gazu

Wariant 3 oraz 4 pokazał wpływ układu oczyszczania gazu ziemnego na cały proces skraplania gazu ziemnego. Jak można zauważyć w Tabeli 18 **Tabela 18** uwzględnienie energochłonności układu oczyszczania spowodowało spadek sprawności procesu. W przypadku wariantu 1 spadek sprawności jest niewielki, bo jedynie o 0,1 %, jednakże w przypadku optymalizacji przy zastosowaniu większej liczby zmiennych decyzyjnych spadek sprawności jest znaczny i wynosi około 2%.

Im większy strumień gazu przepływa przez jednostkę redukcyjno-skraplającą tym większa jest energochłonność oczyszczania jednostki wyprodukowanego LNG (Rys. 47). Spodziewano się obniżenia strumienia gazu w tych wariantach po optymalizacji, jednakże strumień ten zwiększył się. Jest to spowodowane tym, że im większy strumień gazu płynie tym większa jest produkcja energii elektrycznej na układzie ekspandera w części stacji redukcyjnej. Zwiększenie produkcji energii elektrycznej związane ze zwiększeniem ilości przepływającego gazu ziemnego przez układ było większe niż wymagana dodatkowa energia potrzebna do oczyszczenia gazu ziemnego. Dlatego też optymalizacja odnalazła punkt, w którym zwiększony przepływ gazu niejako

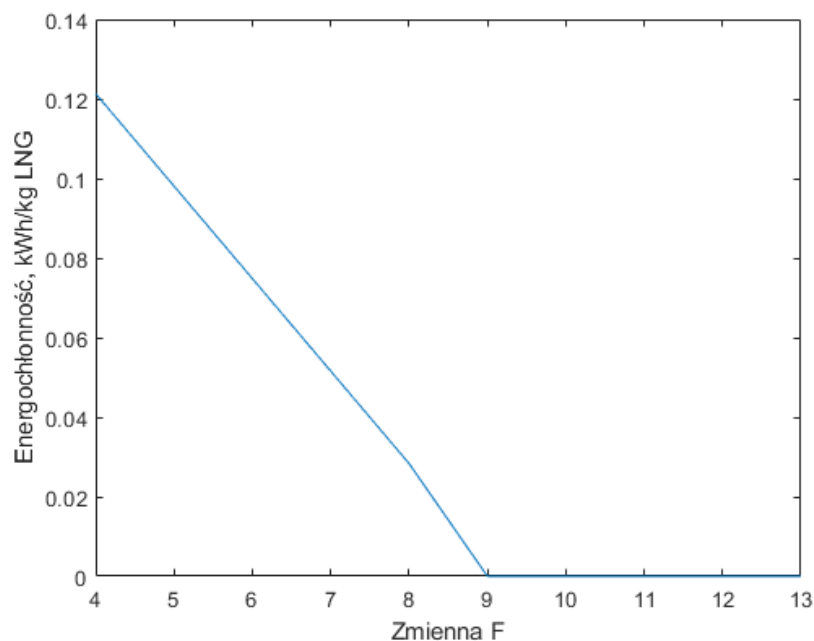
skompensował energochłonność oczyszczania. Dzięki temu udało się zachować niską energochłonność całego procesu nawet przy uwzględnieniu wymagań co do jakości gazu ziemnego. W przypadku wariantu 4 energochłonność ta jest na tyle niska, iż można ją założyć jako bliską zeru. Wraz z uwzględnieniem kosztu energetycznego wymaganego do układu oczyszczania gazu ziemnego wzrósł również koszt termoeologiczny. Jednakże jest to wzrost jedynie o wartości setne, a więc nie jest to drastyczna zmiana, która mogłaby zmienić charakter zaproponowanego procesu.



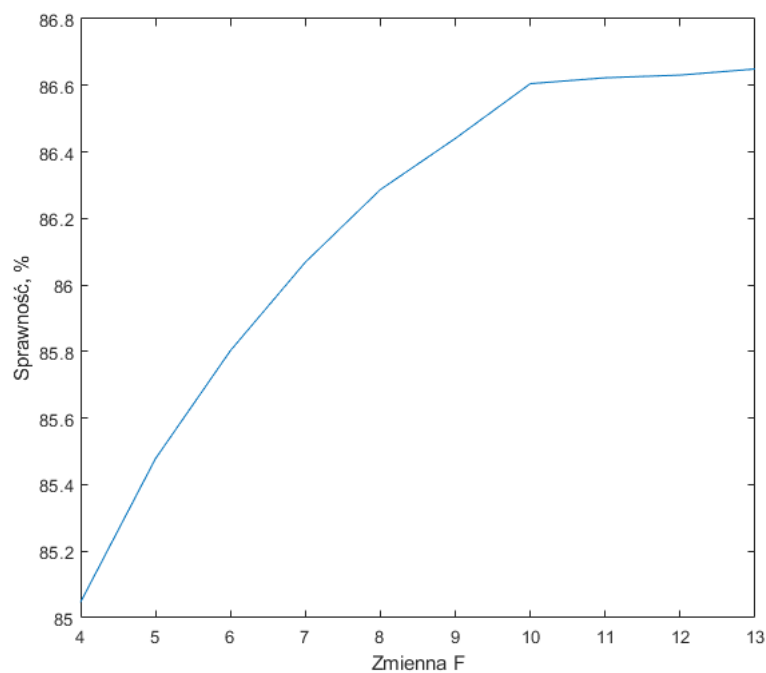
Rys. 47. Energochłonność procesu oczyszczania w zależności od wartości zmiennej F

5.7.4. Wpływ zmiennych decyzyjnych na funkcję celu

Zastosowanie optymalizacji przy użyciu algorytmu roju cząstek określiło wartości zmiennych decyzyjnych, które zapewniają najwyższą możliwą sprawność, zerową energochłonność oraz niski wskaźnik kosztu termoeologicznego. Jednakże podczas eksploatacji czy pracy projektowej, parametry te nie będą zapewnione przez cały czas lub nie będą możliwe do osiągnięcia na danej stacji redukcyjnej. W tym celu postanowiono sprawdzić jaki wpływ na funkcję celu mają poszczególne zmienne decyzyjne oraz wskazać te zmienne, które ten wpływ mają największy. W tym celu wykonano serię obliczeń dla zmieniających się stale wartości zmiennych decyzyjnych i uzyskano, że wartość funkcji celu najsilniej zależy od stosunku strumienia gazu do dystrybucji do gazu do skroplenia oraz stosunku sprężu w sprężarkach. Im większy strumień gazu płynie do dystrybucji, tym większą moc uzyskuje układ ekspandera.



Rys. 48. Energochłonność układu w zależności od wartości zmiennej F

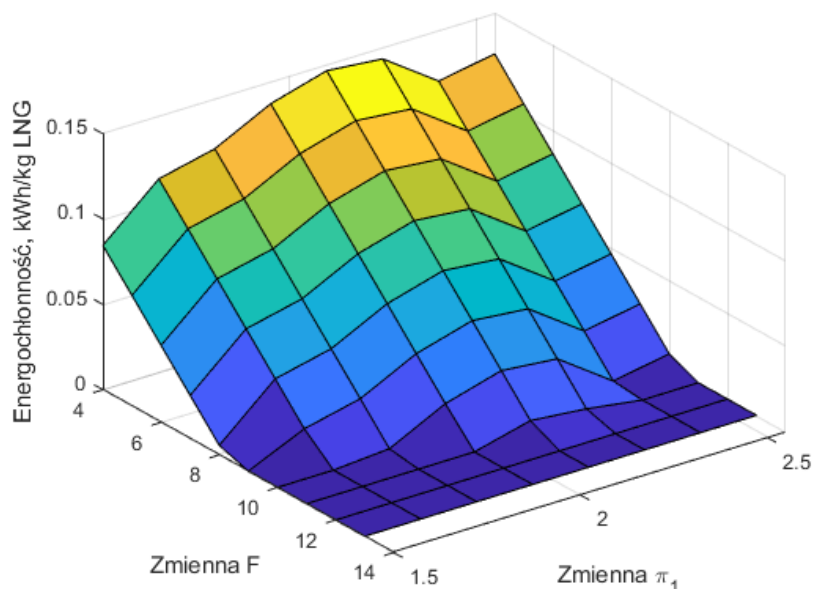


Rys. 49. Sprawność układu w zależności od zmiennej F

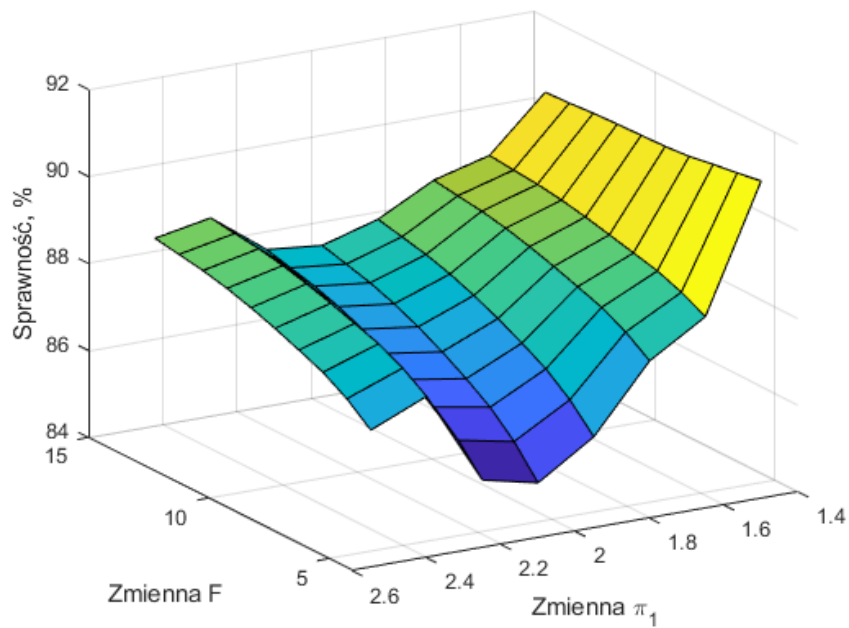
Nie zmienia się wtedy strumień produkowanego LNG, a więc moc napędowa sprężarek pozostaje taka sama. W szczególności można zaobserwować tę zależność na podstawie wyników energochłonności (Rys. 48).

Sprawność układu zmienia się znacznie w zakresie zmiennej F od 4 do 9. W tym zakresie można zaobserwować wzrost sprawności układu z poziomu 85,0% do 86,6%,

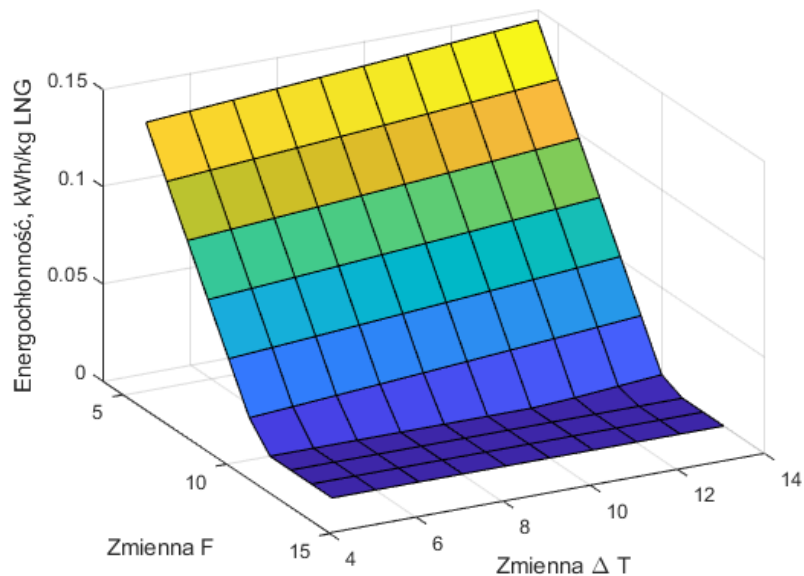
jednakże dalsze zwiększanie wartości stosunku strumieni nie powoduje tak silnej zmiany (Rys. 49). Powyżej $F=9$ zmiany te są niewielkie, rzędu kilku setnych procenta. W zapisie równania na sprawność układu zaczyna większą rolę grać stosunek egzergii wlotowej gazu ziemnego do egzergii wylotowej gazu ziemnego do dystrybucji, a wpływ zmian mocy ekspandera jest mniejszy



Rys. 50. Wpływ zmian zmiennej F oraz sprężu sprężarki pierwszej na energochłonność procesu
Wpływ zmiennej F oraz sprężu sprężarki (wybrano sprężarkę nr 1) na funkcję celu można zaobserwować na Rys. 50 oraz Rys. 51. Dla wysokich wartości zmiennej F energochłonność jednostki jest zerowa, a spręż sprężarki nr 1 ma znikomy wpływ niezależnie od tego jaką przybierze wartość. Jak można zauważyć niski spręż sprężarki gwarantuje zerową energochłonność procesu w najszerszym zakresie stosunku strumieni gazu ziemnego w układzie. Niski spręż sprężarki odzwierciedla mniejszą moc napędową sprężarek, a więc można się spodziewać, że dla wysokich wartości zmiennej F i niskich sprężu sprężarek energochłonność będzie niska, a dla przeciwnych wartości trend będzie odwrócony, co potwierdza Rys. 50. Z kolei z punktu widzenia sprawności większy wpływ na układ ma spręż sprężarek niż zmienna F . Najniższy poziom sprężu gwarantuje najwyższą sprawność układu, niezależnie od tego jaką wartość przybierze stosunek strumieni gazu ziemnego. Dla wartości sprężu 2 oraz niskich wartości zmiennej F można zauważyć minimum sprawności, którego w projektowaniu przyszłych jednostek redukcyjno-skrapających należy się wystrzegać.



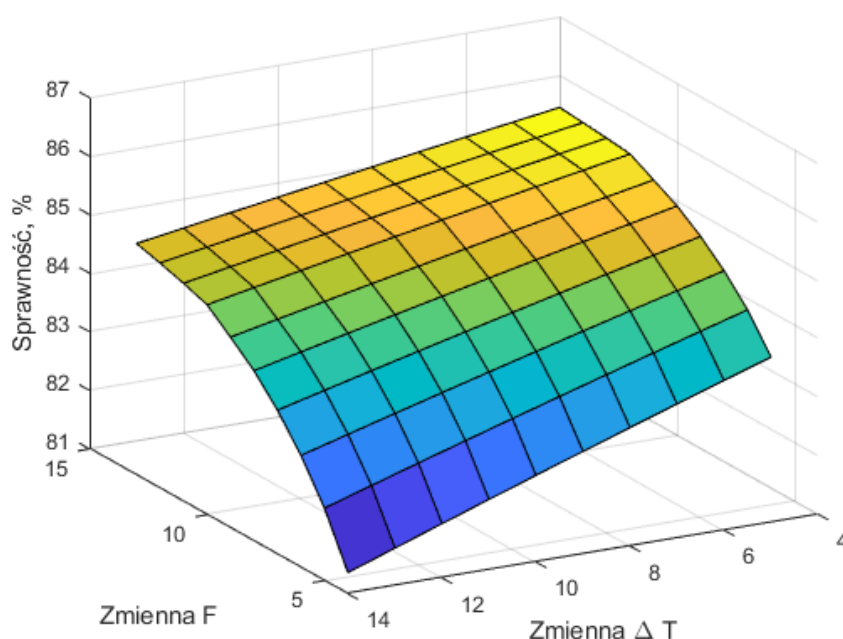
Rys. 51. Wpływ zmian zmiennej F oraz sprężu sprężarki pierwszej na sprawność procesu



Rys. 52. Wpływ zmian zmiennej F oraz różnic temperatur wylotowych na wymienniku ColdBox na energochłonność procesu

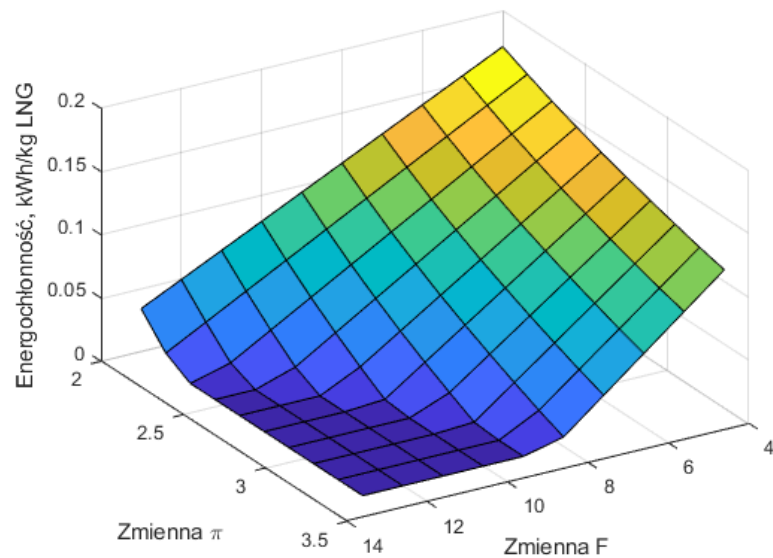
Wpływ stosunku strumieni gazu ziemnego i różnic temperatur wylotowych na wymienniku ColdBox po stronie jednostki skraplającej na funkcję celu zaprezentowano na Rys. 52 oraz Rys. 53. Wpływ zmiennej F na energochłonność procesu jest znacznie większy niż wpływ różnicy temperatur. Zmiana temperatury na wyjściu z wymiennika wielostrumieniowego zmienia energochłonność o niewielkie wartości, kiedy większe wartości stosunku strumieni gazu ziemnego w zasadzie gwarantują zerową

energochłonność procesu. Wpływ różnic temperatury na sprawność jest z kolei większy niż na energochłonność. Nie jest on tak znaczący jak wpływ sprężu sprężarek, jednakże jest on widoczny. Im mniejsza jest różnica temperatur tym większa jest sprawność procesu. Największą sprawność uzyskuje się w przypadku wysokich wartości zmiennej F oraz niskich różnic temperatur. Jednakże im mniejsza jest różnica temperatur wylotowych tym większa powierzchnię wymiany ciepła musi mieć wymiennik, co zwiększa koszty takiego przedsięwzięcia.

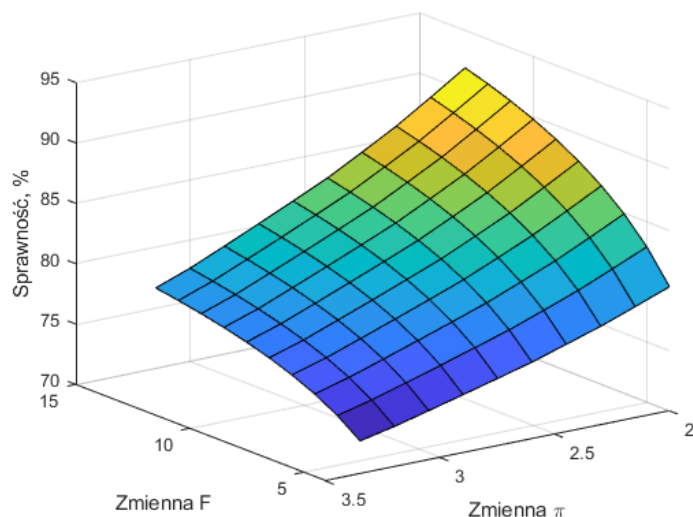


Rys. 53. Wpływ zmian zmiennej F oraz różnic temperatur wylotowych na wymienniku ColdBox na sprawność procesu

Przeanalizowano również łączny wpływ zmiany stosunku strumieni gazu ziemnego oraz stosunku rozprężania gazu ziemnego na ekspanderze w części redukcji ciśnienia. Wpływ tych zmian można ocenić na podstawie Rys. 54 oraz Rys. 55. Im większy jest stosunek rozprężanych ciśnień, a więc im bardziej rozprężymy gaz ziemny na ekspanderze tym mniejszą energochłonność całego procesu można uzyskać. Przy jednoczesnym zastosowaniu wysokich wartości zmiennej F gwarantuje się zerową energochłonność procesu. Optymalizacja w wariancie drugim wskazała wynik stosunku rozprężania gazu na ekspanderze na poziomie 2,5 (Tabela 18), gdzie taka wartość jest graniczną wartością dla warunku zerowej energochłonności procesu. Jest to spowodowane tym, że zależność sprawności procesu od stosunku ciśnień na ekspanderze jest odwrotna.



Rys. 54. Wpływ zmian zmiennej F oraz stosunku rozprężenia gazu na ekspanderze na energochłonność procesu



Rys. 55. Wpływ zmian zmiennej F oraz stosunku rozprężenia gazu na ekspanderze na sprawność procesu

Wysokie wartości stosunku rozprężu na ekspanderze powodują niską sprawność układu, nawet jeśli wartość zmiennej F jest wysoka. Stosunek ciśnień na ekspanderze ma duży wpływ na sprawność procesu i im niższy jest stopień rozprężenia gazu tym większa jest sprawność układu. Optymalizacja znalazła wartość zmiennej π , która jest w równowadze między wysoką sprawnością układu a niską energochłonnością przy danych innych parametrach układu.

Analiza wpływu zmiennych na TEC układu nie została przedstawiona ze względu na niewielką poprawę tego parametru względem poprzedniego etapu pracy. Wskaźnik

kosztu termoeologicznego uzyskany w Tabeli 12 jest dla jednostki z obiegiem SMR niski, rzędu 1,11 MJ*/MJ. Wyniki optymalizacji nie poprawiły znacznie tego parametru, ponieważ znajduje się on również w granicach 1,10-1,11 MJ*/MJ. Wpływ zmian wybranych zmiennych na wskaźnik TEC jest więc nieznaczny.

5.8. Wnioski

Optymalizacja zaawansowanego modelu proponowanej jednostki redukcyjno-skrapłającej wiązała się z budową modelu w programie Matlab z wykorzystaniem zewnętrznych bibliotek. Model ten wymagał również poprawnie sformułowanego problemu równowagi fazowej. Budowa funkcji odpowiedzialnych za równowagę fazową jest stosunkowo skomplikowana i wymaga poświęcenia uwagi na każdy parametr, czy stosowany współczynnik. Jednakże czasochłonna i wymagająca budowa modelu od podstaw w programie Matlab pozwoliła na zoptymalizowanie proponowanego układu pod kątem wielu występujących zmiennych. Wyniki wykonanych poprzednio analiz zostały poprawione, co zapewnia o technicznej możliwości zastosowania prezentowanego układu.

Optymalizacja zastosowana w wariancie pierwszym jest stosunkowo prostą optymalizacją, która dotyczy jednej zmiennej. Jednakże wyniki tej optymalizacji pozwoliły na znaczne zwiększenie sprawności jednostki przy zachowaniu jej zerowej energochłonności. W porównaniu do wyników poprzednich analiz, gdzie najwyższą sprawność 85,37% (Tabela 12) uzyskała najmniejsza jednostka skrapłająca z cyklem SMR. Co więcej, podejście do problemu optymalizacji w tym wariancie jest stosunkowo proste. Zmiana strumienia gazu przepływającego do jednostki skrapłającej lub zaprojektowanie nowej stacji redukcyjno-skrapłającej o mniejszej produkcji LNG jest prostsza niż zmiana szeregu parametrów wewnątrz procesu. Takie rozwiązanie problemu optymalizacyjnego pozwoli na szybsze oraz stosunkowo łatwiejsze dobranie parametrów dla projektantów do nowobudowanych lub modernizowanych stacji redukcyjnych.

Optymalizacja układu w drugim wariancie jest optymalizacją dla wielu zmiennych. Brane są pod uwagę również ciśnienia w poszczególnych etapach procesu, zarówno w jednostce skrapłającej jak i w części związanej z ekspanderem, oraz poziom temperatur na wymienniku wielostrumieniowym. Zastosowana optymalizacja wymaga więcej czasu, jednakże pozwala na określenie większej liczby parametrów, dla których jednostka redukcyjno-skrapłająca osiąga oczekiwane wyniki. Zmiana innych

parametrów niż stosunek strumieni mas powoduje, że proponowany układ może osiągać zadowalające wyniki również przy niższym stosunku strumieni mas. W wariancie pierwszym stosunek mas wynosi 8,95, a w przypadku wariantu drugiego jest to wartość 8,00. Zmiana wszystkich przyjętych zmiennych decyzyjnych pozwoliła na podniesienie sprawności z poziomu 86,44% dla wariantu pierwszego do poziomu 91,69% dla wariantu drugiego. Jest to znaczny skok sprawności, który zapewnia również o zmniejszeniu ilości zniszczonej egzergii podczas procesu skraplania gazu ziemnego. Optymalizacja układu w trzecim i czwartym wariancie pozwoliła na sprawdzenie wpływu energochłonności procesu oczyszczania gazu ziemnego na cały proces skraplania gazu ziemnego. Wyniki wskazały zmniejszoną w porównaniu do poprzednich wariantów sprawność egzergetyczną oraz wzrost energochłonności. Jednakże instalacja oczyszczania gazu ziemnego nie pogorszyła znacznie wyników proponowanego układu, a energochłonność dla wariantu 4 można przyjąć za bliską zero. Wykonana optymalizacja pozwoliła na poznanie optymalnych warunków pracy proponowanego układu jednostki redukcyjno-skraplającej, co pozwoli na określenie wytycznych projektowych nowobudowanych lub modernizowanych stacji redukcyjnych, które miałyby współpracować z jednostką skraplania gazu ziemnego. Na podstawie uzyskanych wyników stwierdza się, że zabudowa przedstawionego układu jest technicznie uzasadniona jak i również zalecana w przypadku rozproszonej produkcji skroplonego gazu ziemnego. Uzyskane ciśnienie gazu ziemnego po skropleniu (10 bar po ostatnim zaworze) jest na poziomie, który umożliwia zarówno transport LNG cysterną do odbiorcy jak i również długotrwałe magazynowanie skroplonego gazu w zbiorniku LNG, który należałoby wybudować w pobliżu jednostki redukcyjno-skraplającej.

Analiza wpływu poszczególnych zmiennych wykazała, że największą wagę na energochłonność i sprawność procesu wywiera zmienna F , zmienna π oraz spręż poszczególnych sprężarek. Wysoka wartość stosunku strumieni gazu ziemnego w układzie w zasadzie gwarantują zerową energochłonność procesu, przy niewielkich zmianach jakie powodują pozostałe zmienne. Pozwala to uzyskanie stosunkowo prosto projektu stacji redukcyjno-skraplającej o zerowej energochłonności. Projekty takich stacji powinny przede wszystkim polegać na wynikach z wariantu optymalizacji ilościowej.

Stosunek ciśnień na ekspanderze oraz spręż na poszczególnych sprężarkach ma również wpływ na energochłonność procesu, jednakże obserwuje się znacznie większy wpływ tych zmiennych na sprawność całego procesu. Niskie wartości tych zmiennych sprawiają, że układ ten ma wyższą sprawność, niekiedy niezależnie od wartości zmiennej F . W przypadku, gdy budowana jest JRS o wysokiej sprawności to przede wszystkim musi być położony nacisk na poziomy ciśnień w układzie, jednakże nie zapominając o odpowiednim stosunku strumieni gazu ziemnego w układzie.

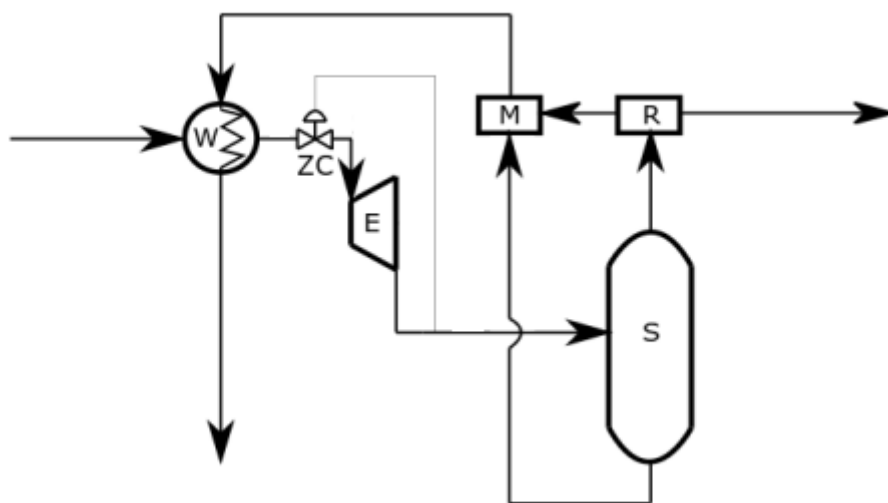
Wpływ temperatury w wymienniku wielostrumieniowym jest znacznie mniejszy od pozostałych zmiennych zastosowanych w optymalizacji. Można zasugerować, że nie jest to kluczowa zmienna, jednakże podczas projektowania układu nie można pozwolić, aby osiągnęła wartości skrajne. Zerowa różnica temperatur spowoduje ogromne nakłady inwestycyjne na wymiennik ColdBox, a bardzo duża różnica temperatur (np. 50 K) będzie już miała duży wpływ na sprawność i energochłonność procesu.

Na podstawie analizy wpływu poszczególnych zmiennych na pracę układu jednostki redukcyjno-skrapłającej można określić pewne wytyczne, którymi należy się kierować podczas projektowania takiej stacji na docelowym obiekcie. W przypadku projektu o zerowej energochłonności należy przede wszystkim zapewnić wysoką wartość strumienia do dystrybucji w porównaniu do strumienia gazu skraplanego. Z kolei, gdy celem jest najwyższa możliwa sprawność przy zachowaniu zerowej energochłonności to przede wszystkim należy kierować się wynikami optymalizacji z wariantu 2, jednakże na podstawie analizy wpływu kluczowych zmiennych dopuszcza się pewne zmiany wartości parametrów układu.

Zaproponowana jednostka redukcyjno-skrapłająca zgodnie ze schematem z Rys. 46 jest w stanie wyprodukować mniej więcej 3000 t LNG w skali roku. Modernizacja stu typowych stacji redukcyjnych do zaproponowanego układu pozwoli na produkcję LNG w skali kraju na poziomie 10% wydajności terminalu LNG w Świnoujściu. Znalezienie 100 stacji redukcyjnych o odpowiednich parametrach powinno być możliwe wobec faktu, że łączna liczba stacji redukcyjnych w Polsce przekracza 9000, a liczba większych stacji w systemie przesyłowym to około 900 obiektów.

6. Zgłoszenie patentowe

Na podstawie wyników uzyskanych z optymalizacji układu jednostki redukcyjno-skrapłającej opracowano zgłoszenie patentowe, w którym została przedstawiona propozycja projektu stacji redukcyjnej zdolnej do wstępnego ochłodzenia gazu ziemnego przed skropleniem oraz do wykroplenia cięższych węglowodorów z podanego strumienia gazu. Została w niej zastrzeżona struktura układu, wymóg odpowiedniej jakości oraz wartości parametrów uzyskanych z wykonanej optymalizacji.



**Rys. 56. Schemat poglądowy stacji redukcyjnej proponowanej w zgłoszeniu patentowym
(opracowanie własne)**

Rys. 56 przedstawia proponowany układ, który mówi o systemie oraz sposobie wstępnego schładzania gazu ziemnego na podstawie zmodernizowanej lub nowobudowanej stacji redukcyjnej. Sposób wstępnego schładzania gazu ziemnego przed skropleniem polega na tym, że paliwo gazowe w postaci gazu ziemnego poprzez rurociąg wlotowy wpływa do wymiennika ciepła (W), gdzie ulega schłodzeniu, następnie poprzez zawór regulujący ciśnienie (ZC) rurociągiem wylotowym wpływa do ekspandera (E), gdzie następuje obniżenie ciśnienia i temperatury, skropliny i część lotna gazu ziemnego wpływa poprzez rurociąg zza ekspandera do separatora (S), w którym następuje rozdział faz na ciekłą i gazową, skroplone cięższe węglowodory rurociągiem wpływają do mieszalnika (M), a lżejsze lotne węglowodory rurociągiem kierowane są do rozdzielacza (R), gdzie następuje podział na gaz do skroplenia, który wstępnie schłodzony rurociągiem wpływa do jednostki skraplającej oraz na gaz płynący do mieszalnika (M), gdzie miesza się z fazą ciekłą, następnie przez rurociąg wpływa do

wymiennika ciepła (W), ogrzewa się do temperatury przynajmniej 0°C, po czym w postaci gazowej wraca rurociągiem do systemu dystrybucji.

Zaletą rozwiązania według zaproponowanego wynalazku jest wytworzenie większej ilości energii mechanicznej, wynikającej z przepływu przez ekspander większego strumienia gazu w stosunku do znanych ze stanu techniki rozwiązań, ponadto zwiększona zostaje produkcja energii elektrycznej przez ekspander w stacji redukcyjno-pomiarowej, zwiększony odzysk energii wysokiego ciśnienia gazu ziemnego, wstępne ochłodzenie gazu ziemnego przed jego skropleniem, obniżenie energochłonności jednostki skraplającej poprzez pełne lub częściowe zasilanie z ekspandera, obniżenie energochłonności jednostki skraplającej poprzez zastąpienie klasycznego stopnia chłodzenia wstępnego, schładzaniem wstępnym gazu na poziomie stacji redukcyjno-pomiarowej, zmniejszenie kosztów eksploatacji jednostki skraplania gazu ziemnego.

Przedstawione zgłoszenie patentowe będące wynikiem pracy nad modelem jednostki skraplającej zintegrowanej ze stacją redukcyjną oraz optymalizacją tej jednostki zostało przyjęte w Urzędzie Patentowym Rzeczypospolitej Polskiej pod numerem P.436762.

7. Podsumowanie

Celem niniejszej pracy było zaprojektowanie modelu jednostki skraplającej o mini skali, charakteryzującej się zerową energochłonnością. W tym celu zaproponowano jednostkę skraplającą gaz ziemny, która korzysta z egzergii odpadowej dostępnej w sieci przesyłu i dystrybucji gazu ziemnego. W pierwszej kolejności przeprowadzono identyfikację dostępnych źródeł egzergii odpadowej w tłoczniach oraz stacjach redukcyjnych. Stwierdzono, że największy użyteczny potencjał można znaleźć w spalinach z silników czy turbin gazowych napędzających sprężarki oraz w stacjach redukcyjnych pod postacią egzergii wysokiego ciśnienia gazu przed redukcją. Spaliny, ze względu na ilość dostępnej egzergii, są atrakcyjnym źródłem, które mogłoby zapewnić znaczną produkcję energii elektrycznej zarówno do napędu jednostki skraplającej jak też na pokrycie potrzeb własnych tłoczni. Jednakże przemiana ciepła na elektryczność przy pomocy dostępnych technologii, np. układ ORC jest kosztowna oraz powoduje wydłużenie cyklu przemian termodynamicznych. Wysoki koszt inwestycyjny w zależności od rocznego czasu pracy układu mógłby nie przynieść oczekiwanego zysku czy nawet zwrotu inwestycji. Co więcej, silniki pracujące na tłoczni często są eksploatowane naprzemiennie, tak aby utrzymać podobną intensywność eksploatacji zainstalowanych maszyn. W tym celu należałoby zbierać spaliny do jednego kolektora albo wyposażyć wszystkie kominy w wymienniki ciepła. Praca z turbiną gazową jest rozwiązaniem, w którym nie występują wymienione problemy, ale z kolei turbiny są stosowane do napędu sprężarek w niewielkiej liczbie w skali kraju, byłoby to zatem rozwiązanie specyficzne, trudne do replikacji. Toteż byłoby to rozwiązanie osobnicze. Planuje się by proponowany układ produkcji LNG był możliwy do zabudowania w wielu lokalizacjach, aby zapewnić rozproszoną produkcję skroplonego gazu.

Potencjał wysokiego ciśnienia gazu w sieci gazowej okazał się najlepszym źródłem energii odpadowej, która mogłaby zasilać jednostkę skraplającą. Zabudowa ekspandera z generatorem na stacji redukcyjnej nie jest aż tak kosztowna ani skomplikowana jak zabudowa kilku wymienników oraz jednostki ORC. Co więcej stacje redukcyjne są powszechne i spotykane na różnych poziomach ciśnień, czy to w systemie przesyłu czy dystrybucji. Szacuje się na podstawie danych operatorów sieci przesyłowej i dystrybucyjnej, że występuje ponad 9000 obiektów, z których znaczna część mogłaby zostać rozbudowana wg zaproponowanej technologii. Zatem uznano potencjał

wysokiego ciśnienia gazu w sieci za źródło energii odpadowej z której korzystać będzie proponowany układ.

W pierwszej kolejności sprawdzono czy połączenie stacji redukcyjnej oraz jednostki skraplającej jest zasadne. Do tego celu zbudowano model *black box*, który opisuje sposób połączenia tych dwóch układów, przedstawia ich pracę oraz uwzględnia konieczność oczyszczania gazu ziemnego przed skropleniem. W tym celu wykonano analizę energetyczną, egzergetyczną, ekonomiczną, obliczenia układu oczyszczania gazu ziemnego oraz kosztu termoeologicznego. Zgodnie z wynikami połączone ze sobą układy charakteryzują się większą sprawnością, niższym kosztem termoeologicznym wytwarzanego LNG oraz opłacalnością ekonomiczną przy założonej cenie sprzedaży LNG. Sprawność jednostki skraplającej przed połączeniem wynosiła 30,47% (w zależności od cyklu oraz wielkości), a połączony układ osiągał sprawność 46,33%. Stwierdzono, że połączenie układów jest zasadne, jednakże w zależności od zastosowanego wariantu pracy energochłonność procesu oczyszczania gazu ziemnego może być znaczna (0,147 kWh/kg LNG). Zmniejszono koszt termoeologiczny LNG oraz zwiększono sprawność wytwarzania LNG poprzez integrację ze stacją redukcyjną.

Dzięki wynikom wstępnej analizy przyjęto integrację jednostki skraplającej ze stacją redukcyjną za cel dalszych badań. Do dalszego zwiększenia sprawności układu zbudowano model skraplania gazu ziemnego w oprogramowaniu ProMax pod postacią głębokiej integracji ze stacją redukcyjną. W ramach głębokiej integracji wykorzystano nie tylko produkcję energii elektrycznej przez stację redukcyjną, ale i również obecny efekt Joule’a-Thompsona oraz spadek temperatury podczas rozprężania do obniżenia energochłonności oraz dalszego zwiększenia sprawności. Zaproponowany układ jednostki redukcyjno-skraplającej pozwala na ochłodzenie gazu ziemnego w stacji redukcyjnej, która przejmuje rolę wstępnego stopnia schładzania gazu, oraz na wykroplenie cięższych węglowodorów przed skropleniem gazu ziemnego, co pozwala na osiągnięcie większej zawartości metanu (CH_4) w wyprodukowanym LNG. Ze względu na rodzaj połączenia tych dwóch układów konieczna była analiza energochłonności procesu oczyszczania gazu ziemnego oraz podjęcie jej wyników w podsumowaniu pracy całego układu. Do określenia jakości integracji dwóch układów wykorzystano obliczenia układu oczyszczania gazu, analizę energetyczną, egzergetyczną, kosztu termoeologicznego oraz zaawansowaną analizę egzergetyczną.

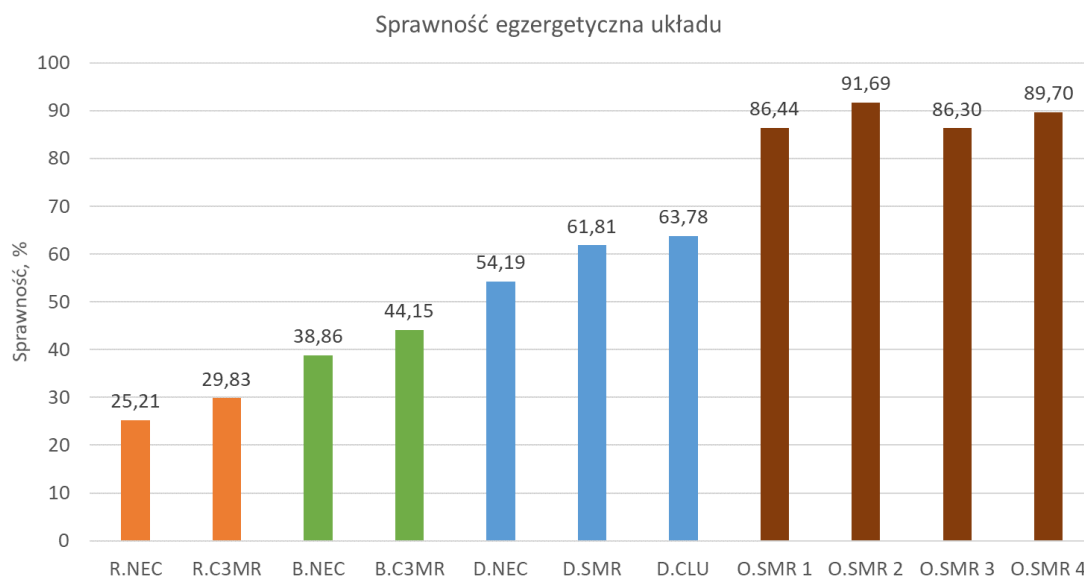
Na ich podstawie stwierdzono, że jest możliwe stworzenie zintegrowanego układu o zerowej energochłonności dla jednostek o skali mini, a w szczególności dla wybranego cyklu SMR. Co więcej, zwiększono sprawność z uprzedniego poziomu 46,33% do poziomu 85,31% (Tabela 12). Jest to znaczne zwiększenie sprawności w porównaniu do poprzedniego etapu. Było to możliwe dzięki głębokiej integracji, gdzie dzięki wstępnemu ochłodzeniu gazu w stacji redukcyjnej, jednostka skraplająca mogła pracować na mniejszej ilości czynnika skraplającego, co zmniejszyło moc napędową sprężarek w układzie. Jednakże wykonana zaawansowana analiza egzergetyczna wskazała, że w proponowanym układzie występuje niszczenie egzergii, które może zostać uniknięte. Największy poziom destrukcji egzergii wyznaczono w ekspanderze, wymienniku wstępnym oraz układzie sprężarek. Poprawa ich sprawności oraz parametrów ich pracy (ciśnienie, temperatura) pozwoli na ograniczenie ilości zniszczonej egzergii w procesie.

Na tym etapie prac spełniono cel pracy, czyli stworzenie modelu jednostki LNG o skali mini z zerową energochłonnością, jednakże jest to wynik bez uwzględnienia energochłonności procesu oczyszczania gazu. Co więcej, wykonana zaawansowana analiza egzergetyczna wskazała, że w proponowanym układzie istnieje potencjał do poprawy procesu. Z tego też powodu zaplanowano optymalizację przyjętego układu. Wyznaczenie optymalnych warunków pracy układu określi wytyczne projektowe do budowy lub modernizacji stacji, tak aby pozwolić na rozproszoną produkcję LNG w zero energochłonnym wysokosprawnym procesie.

W tym celu utworzono nowy model, który umożliwia optymalizację całego procesu. Model ten utworzono za pomocą programu Matlab z wykorzystaniem zewnętrznych bibliotek. Do poprawnego działania modelu zbudowano funkcję odpowiedzialną za znalezienie punktu równowagi fazowej Gibbsa oraz określenie ilości wykraplanego gazu w podanych warunkach. Powstał hybrydowy model skraplania gazu ziemnego na podstawie wykonanego modelu wstępnego oraz modelu gazu rzeczywistego. Dzięki temu zasymulowano pracę jednostki redukcyjno-skraplającej. Optymalizację wykonano w czterech wariantach, pierwszym prostszym, które odzwierciedla prostsze podejście do projektowania lub modernizacji stacji oraz o wariacie bardziej złożonym, który bierze pod uwagę większą ilość zmiennych decyzyjnych. Prostszy wariant optymalizacji miał na celu znalezienie stosunku strumieni mas, przy którym byłaby możliwość utrzymania zerowej energochłonności procesu i zwiększenie sprawności.

Drugi wariant oprócz wymienionych powyżej celów zmieniał również parametry pracy ekspandera, wymiennika wstępnego oraz układu sprężarek, tak aby poprawić warunki ich pracy i zmniejszyć ilość niszczonej egzergii. Wariant 3 i wariant 4 był rozszerzeniem poprzednich wariantów o moduł oczyszczania gazu ziemnego, na podstawie wyników możliwe było określenie wpływu procesu osuszania i usuwania CO₂ z gazu ziemnego na całosciowy proces skraplania gazu ziemnego w zaproponowanej instalacji.

Optymalizacja w podstawowych wariantach (W1 i W2) pozwoliła na utrzymanie zerowej energochłonności jednostki o skali mini przy zwiększeniu sprawności. Zwiększenie sprawności jest osiągalne zarówno w wariancie pierwszym, wariancie drugim optymalizacji jak i wariantach uwzględniających oczyszczanie gazu (Tabela 18). Sprawność w wariancie drugim 91,69% jest większa niż w wariancie pierwszym 86,44%. Należy zatem stwierdzić, że zmiana parametrów pracy poszczególnych układów pozytywnie wpłynęła na ogólną sprawność całego układu. Pozwala to również stwierdzić, że ilość zniszczonej egzergii w procesie uległa zmniejszeniu. Sprawność układów w przypadku wariantu 3 i wariantu 4 po uwzględnieniu układu oczyszczania gazu wynosi odpowiednio 86,30% oraz 89,70%. W ogólnym rachunku sprawność egzergetyczna zintegrowanej jednostki skraplającej ze stacją redukcyjną została podniesiona z początkowego poziomu uzyskanego na podstawie modelu *black box* 46,33% (Tabela 8) do wartości uzyskanej na podstawie optymalizacji układu głębokiej integracji 91,69% (Tabela 18). W każdym wykonanym etapie pracy można odnotować wzrost sprawności oraz spadek energochłonności proponowanego układu. Każdy wykonany etap zmieniał budowę układu oraz jego parametry przyczyniając się do zmiany charakteru pracy oraz wyników sprawności czy energochłonności. W ramach pracy zwiększono sprawność oraz obniżono energochłonność referencyjnej jednostki przy pomocy głębokiej integracji ze stacją redukcyjną oraz optymalizacji wykonanej w programie Matlab. W ramach postępów prac stwierdzono, że najlepiej nadającą się jednostką skraplania gazu ziemnego do zastosowania w proponowanym układzie jest jednostka z obiegiem SMR. Przy pomocy optymalizacji tej jednostki zintegrowanej ze stacją redukcyjną uzyskano największą zmianę sprawności oraz energochłonności (Rys. 57 oraz Rys. 58).

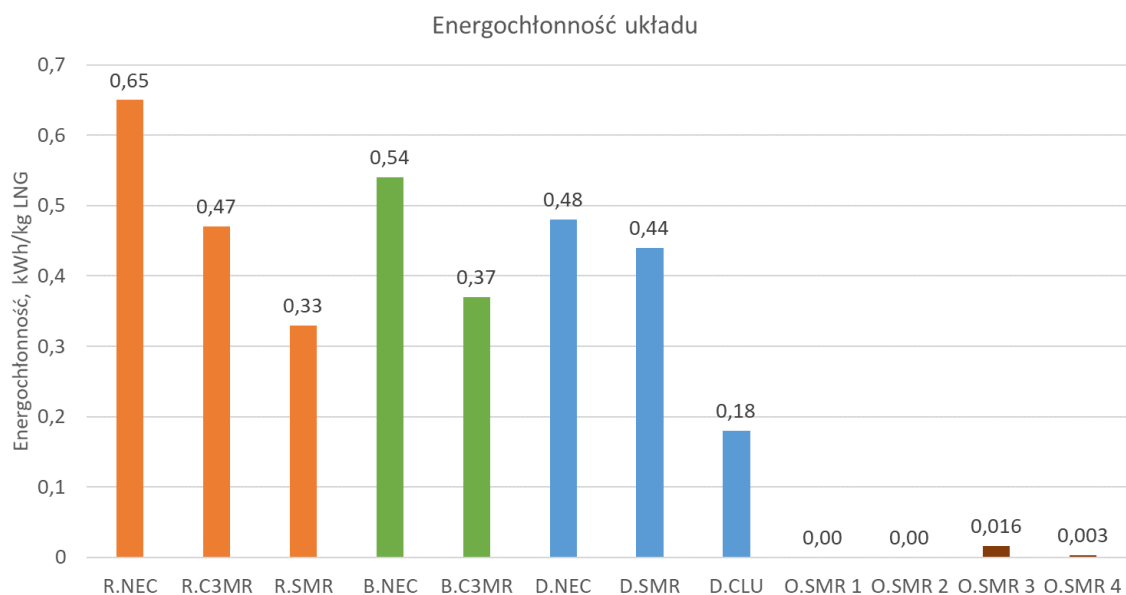


Rys. 57. Wzrost sprawności układu w poszczególnych etapach pracy. (R - stan referencyjny, B - model *black box*, D - model głębokiej integracji, O - wyniki zoptymalizowane)

Na podstawie wyników uzyskanych z wykonanych analiz oraz optymalizacji układu można stwierdzić, że zaprojektowano układ jednostki skraplania gazu ziemnego zintegrowanego ze stacją redukcyjną o zerowej energochłonności i skali mini oraz o możliwie najlepszych parametrach pracy/sprawności uzyskanych na podstawie optymalizacji roju cząstek.

Wyniki optymalizacji oraz przeprowadzonej pracy na proponowanym układzie zostały zawarte i zastrzeżone w zgłoszeniu patentowym przyjętym w Urzędzie Patentowym Rzeczypospolitej.

Należy jednak wspomnieć, iż do pracy zaproponowanej jednostki redukcyjno-skraplającej wymagany jest oczyszczony gaz ziemny. Gaz ziemny o nieprawidłowej zawartości (rtęć, dwutlenek węgla, woda, siarczki) może spowodować uszkodzenie lub zniszczenie aparatury czy całej instalacji. W tym celu należy oczyszczać gaz przed proponowanym układem. Instalacje oczyszczania gazu ziemnego są zawsze obecne w produkcji LNG, jednakże w ramach stosowania tej instalacji oczyszczany musi być również gaz kierowany do dystrybucji, co zgodnie z uzyskanymi wynikami zwiększa energochłonność całej instalacji.



Rys. 58. Spadek energochłonności układu w poszczególnych etapach pracy. (R - stan

referencyjny, B - model *black box*, D - model głębokiej integracji, O - wyniki zoptymalizowane)

W nawiązaniu do wyników optymalizacji wariantów 3 i 4, stwierdzono, że występuje wpływ układu oczyszczania gazu ziemnego na proces skraplania gazu ziemnego. Warianty 3 i 4 wiążą się z niższą sprawnością oraz wyższym kosztem termoeologicznym. Jednakże nie są znaczne różnice pomiędzy tymi wariantami a wariantami 1 i 2. Warianty uwzględniające oczyszczanie gazu ziemnego spowodowały przesunięcie punktu optymalnego do innych wartości zmiennych decyzyjnych, jednakże finalnie dla wariantu 4 energochłonność całego procesu jest bliska zero.

Spis Tablic

TABELA 1. WYMAGANIA JAKOŚCI GAZU ZIEMNEGO PRZED SKROPLENIEM. [23]	25
TABELA 2. PARAMETRY CHARAKTERYZUJĄCE JAKOŚĆ PRZESYŁANEGO GAZU. [33].....	26
TABELA 3. PODSUMOWANIE WYNIKÓW PRODUKCJI ENERGII ELEKTRYCZNEJ W CIĄGU ROKU W ZALEŻNOŚCI OD RODZAJU OBIEKTU, JEGO LOKALIZACJI ORAZ UKŁADU ODZYSKU.	60
TABELA 4. JEDNOSTKI SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO RÓŻNEJ SKALI WYBRANE DO ANALIZY.....	66
TABELA 5. KOSZT KOMPENSACJI WYBRANYCH SUBSTANCJI WYKORZYSTYWANY W ANALIZIE KOSZTU TERMOEKOLOGICZNEGO [90][91].....	78
TABELA 6. WYNIKI OBLICZEŃ INSTALACJI OSUSZANIA I USUWANIA DWUTLENKU WĘGLA Z GAZU ZIEMNEGO W ZAPROPONOWANYCH WARIANTACH ORAZ WIELKOŚCIACH.	79
TABELA 7. EFEKTY ENERGETYCZNE WYBRANYCH KONFIGURACJI PRZY NIŻSZEJ SPRAWNOŚCI EKSPANDERA.	80
TABELA 8. EFEKTY ENERGETYCZNE WYBRANYCH KONFIGURACJI PRZY WYŻSZEJ SPRAWNOŚCI EKSPANDERA.	82
TABELA 9. PRZYKŁADOWE EFEKTY EKONOMICZNE W ZAKRESIE MOŻLIWOŚCI PRODUKCYJNYCH DLA WARIANTU 1, WARTOŚCI MIESIĘCZNE.....	86
TABELA 10. SKŁAD GAZU W WYBRANEJ STACJI REDUKCYJNEJ.....	93
TABELA 11. WYNIKI OBLICZEŃ INSTALACJI OSUSZANIA I USUWANIA DWUTLENKU WĘGLA Z GAZU ZIEMNEGO DLA POSZCZEGÓLNYCH WIELKOŚCI (MOD) MODUŁÓW.	108
TABELA 12. EFEKTY ENERGETYCZNE WYBRANYCH KONFIGURACJI. MOD - WIELKOŚĆ MODUŁU SKRAPLANIA, KON - WYBRANA KONFIGURACJA.....	110
TABELA 13. WYNIKI ZAAWANSOWANEJ ANALIZY EGZERGETYCZNEJ DLA UKŁADU LNG 5 SMR ...	111
TABELA 14. WYNIKI ZAAWANSOWANEJ ANALIZY EGZERGETYCZNEJ DLA UKŁADU LNG 5 NEC	112
TABELA 15. WYNIKI ZAAWANSOWANEJ ANALIZY EGZERGETYCZNEJ DLA UKŁADU LNG 5 CLU	114
TABELA 16. PRZYKŁADOWE WYNIKI SKŁADU FAZY CIEKŁEJ UZYSKANE Z MODELU RÓWNOWAGI FAZOWEJ NAPISANEJ W PROGRAMIE MATLAB ORAZ UZYSKANE Z PROGRAMU ProMax.....	143
TABELA 17. ZAKRESY WARTOŚCI PRZYJĘTYCH ZMIENNYCH DECYZYJNYCH.....	143
TABELA 18. WYNIKI OPTIMALIZACJI	146

Spis Rysunków

RYS. 1. MAPA SYSTEMU PRZESYŁU GAZU ZIEMNEGO W POLSCE [17]. MAPA NIE OBEJMUJE GAZOCIĄGU JAMAŁSKIEGO	15
RYS. 2. ZASIĘG SIECI DYSTRYBUCJI GAZU WEDŁUG PGNiG [18]	16
RYS. 3. PRZYKŁADOWA JEDNOSTKA SKRAPLAJĄCA GAZ ZIEMNY. PRZEDSTAWIONY JEST CYKL ROZPRĘŻANIA AZOTU. (OPRACOWANO NA PODSTAWIE [26]).....	20
RYS. 4. PRZYKŁAD UPROSZCZONEGO UKŁADU SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO SMR. (OPRACOWANO NA PODSTAWIE [28])	21
RYS. 5. PRZYKŁAD UPROSZCZONEGO UKŁADU SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO C3MR. (OPRACOWANO NA PODSTAWIE [30])	23
RYS. 6. PRZYKŁAD UPROSZCZONEGO UKŁADU SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO MFCEP. (OPRACOWANIE WŁASNE).....	24
RYS. 7. PRZYKŁADOWA KRZYWA HAMMERSCHMIDTA [34].....	28
RYS. 8. SCHEMAT INSTALACJI REDUKCJI CIŚNIENIA GAZU Z WTRYSIEM GLIKOLU [35]	28
RYS. 9. SCHEMAT INSTALACJI ABSORPCYJNEGO SUSZENIA GAZU ZIEMNEGO [35]	30
RYS. 10. SCHEMAT INSTALACJI ADSORPCYJNEGO OSUSZANIA GAZU [35]	32
RYS. 11. SCHEMAT PROCESOWY ABSORPCJI METODĄ CHEMICZNĄ [39].....	34
RYS. 12. UPROSZCZONY SCHEMAT INSTALACJI OCZYSZCZANIA GAZU METODĄ FLUOR-SOLVENT [39]	34
RYS. 13. UPROSZCZONY SCHEMAT STACJI REDUKCYJNEJ: 1 – ARMATURA ODCINAJĄCA, 2 – PODGRZEWACZ, 3 – ZAWÓR SZYBKOSZAMKOWY, 4 – REDUKTOR ROBOCZY	42
RYS. 14. PRZEPŁYW GAZU PRZEZ STACJĘ REDUKCYJNĄ ZASILAJĄCĄ TŁOCZNIE	44
RYS. 15. SR II: PROPONOWANY UKŁAD ODZYSKU EGZERGII CIŚNIENIA GAZU Z WYKORZYSTANIEM SPALIN (OPRACOWANIE WŁASNE)	45
RYS. 16. PRZEPŁYW GAZU PRZEZ WIRTUALNĄ STACJĘ REDUKCYJNĄ	47
RYS. 17. WYKRES UPORZĄDKOWANY POTENCJAŁU CIEPŁA DOSTĘPNEGO DO ODZYSKU ZE SPALIN...50	50
RYS. 18. SCHEMAT OGÓLNY WYBRANEJ TŁOCZNI GAZU.....	53
RYS. 19. PRODUKCJA CIEPŁA: PROFIL WYBRANEGO SILNIKA I ROCZNA KRZYWA OBCIĄŻENIA DLA WSZYSTKICH	54
RYS. 20. LICZBA PRACUJĄCYCH MASZYN W CIĄGU ROKU.....	55
RYS. 21. SCHEMAT IDEOWO BILANSOWY STACJI REDUKCYJNEJ ORAZ JEDNOSTKI SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO BEZ PROPONOWANEJ MODERNIZACJI (OPRACOWANIE WŁASNE).....	62
RYS. 22. INTEGRACJA STACJI REDUKCYJNEJ Z LINIĄ LNG W WARIANCIE PIERWSZYM (OPRACOWANIE WŁASNE).....	63
RYS. 23. INTEGRACJA STACJI REDUKCYJNEJ Z LINIĄ LNG W WARIANCIE DRUGIM (OPRACOWANIE WŁASNE).....	64
RYS. 24. INTEGRACJA STACJI REDUKCYJNEJ Z LINIĄ LNG W WARIANCIE TRZECIM (OPRACOWANIE WŁASNE).....	65

RYS. 25. KRZYWA OKREŚLAJĄCA WARUNKI POWSTAWANIA HYDRATÓW W GAZIE ZIEMNYM	72
RYS. 26. PRZEPŁYW EGZERGII W KONFIGURACJI W1 DLA LNG50 (BEZ UWZGLĘDNIENIA PROCESU OCZYSZCZANIA). SW TO STRUMIEŃ GAZU POD WYSOKIM CIŚNIENIEM (30 BAR), SWP TO PODGRZANY STRUMIEŃ GAZU POD WYSOKIM CIŚNIENIEM, PG TO PODGRZEW GAZU, EKS TO REDUKCJA CIŚNIENIA NA EKSPANDERZE	83
RYS. 27. PRZEPŁYW EGZERGII W KONFIGURACJI W3 DLA LNG50 (BEZ UWZGLĘDNIENIA PROCESU OCZYSZCZANIA). EKS-1 TO EKSPANDER NA PIERWSZYM STOPNIU REDUKCJI CIŚNIENIA, SŚ TO STRUMIEŃ GAZU O ŚREDNIM CIŚNIENIU (12 BAR), PG TO PODGRZEW GAZU, SŚP TO PODGRZANY STRUMIEŃ GAZU O ŚREDNIM CIŚNIENIU, EKS-2 TO EKSPANDER NA DRUGIM STOPNIU REDUKCJI CIŚNIENIA	84
RYS. 28. WARTOŚĆ CZŁONU KOSZTU OPERACYJNEGO W CENIE SPRZEDAŻY LNG W CYKLU C3MR POD WZGLĘDEM WARIANTU SYSTEMU I WIELKOŚCI JEDNOSTKI LNG. SŁUPKI BŁĘDÓW PRZEDSTAWIAJĄ ZMIANY KOSZTU, JEŚLI JEST STOSOWANY EKSPANDER O WYSOKIEJ SPRAWNOŚCI	87
RYS. 29. SCHEMAT MOŻLIWYCH POŁĄCZEŃ STACJI REDUKCYJNEJ ORAZ LINII SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO (OPRACOWANIE WŁASNE)	92
RYS. 30. ZINTEGROWANA STACJA REDUKCJI CIŚNIENIA Z JEDNOSTKĄ SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO, CZĘŚĆ 1: STACJA REDUKCYJNA (OPRACOWANIE WŁASNE)	93
RYS. 31. ZINTEGROWANA STACJA REDUKCJI CIŚNIENIA Z JEDNOSTKĄ SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO, CZĘŚĆ 2A: JEDNOSTKA NEC (OPRACOWANIE WŁASNE)	94
RYS. 32. ZINTEGROWANA STACJA REDUKCJI CIŚNIENIA Z JEDNOSTKĄ SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO, CZĘŚĆ 3A: JEDNOSTKA SMR (OPRACOWANIE WŁASNE)	95
RYS. 33. ZINTEGROWANA STACJA REDUKCJI CIŚNIENIA Z JEDNOSTKĄ SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO, CZĘŚĆ 4A: CLU SEKCJA PROPANU (OPRACOWANIE WŁASNE)	98
RYS. 34. ZINTEGROWANA STACJA REDUKCJI CIŚNIENIA Z JEDNOSTKĄ SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO, CZĘŚĆ 4B: CLU SEKCJA ETANU (OPRACOWANIE WŁASNE)	99
RYS. 35. ZINTEGROWANA STACJA REDUKCJI CIŚNIENIA Z JEDNOSTKĄ SKRAPLANIA GAZU ZIEMNEGO, CZĘŚĆ 4C: CLU SEKCJA METANU (OPRACOWANIE WŁASNE)	100
RYS. 36. ILUSTRACJA METODY GRAFICZNEJ (OPRACOWANO NA PODSTAWIE [96])	106
RYS. 37. ZASADA DZIAŁANIA ALGORYTMU PSO (OPRACOWANO NA PODSTAWIE [100])	123
RYS. 38. SCHEMAT RÓWNOWAGI FAZOWEJ CIECZY I GAZU [105]	127
RYS. 39. SCHEMAT SEPARATORA FAZ (OPRACOWANIE WŁASNE)	132
RYS. 40. PRZYKŁADOWY UKŁAD BINARNY [105]	135
RYS. 41. WYKRES P-T DLA AZOTU. CIŚNIENIE W SKALI LOGARYTMICZNEJ. TEMPERATURA OD 50 DO 200 K	136
RYS. 42. ZAKRES FIZYKALNY CIŚNIENIA NASYCENIA AZOTU NA PODSTAWIE DANYCH Z PROGRAMU REFPROP ORAZ ZAKRES PSEUDO-FIZYKALNY EKSTRAPOLOWANY NA PODSTAWIE ZAKRESU FIZYKALNEGO	137

RYS. 43. SCHEMAT BLOKOWY DZIAŁANIA PROGRAMU DO OBLICZEŃ SKŁADU FAZ PO ICH SEPARACJI	141
RYS. 44. SCHEMAT UKŁADU STACJI REDUKCYJNO-SKRAPLAJĄCEJ Z PARAMETRAMI SPRZED OPTYMALIZACJI (OPRACOWANIE WŁASNE).....	147
RYS. 45. SCHEMAT UKŁADU STACJI REDUKCYJNO-SKRAPLAJĄCEJ Z PARAMETRAMI PO OPTYMALIZACJI WEDŁUG WARIANTU PIERWSZEGO (OPRACOWANIE WŁASNE)	148
RYS. 46. SCHEMAT UKŁADU STACJI REDUKCYJNO-SKRAPLAJĄCEJ Z PARAMETRAMI PO OPTYMALIZACJI WEDŁUG WARIANTU DRUGIEGO (OPRACOWANIE WŁASNE)	150
RYS. 47. ENERGOCHLONNOŚĆ PROCESU OCZYSZCZANIA W ZALEŻNOŚCI OD WARTOŚCI ZMIENNEJ F	152
RYS. 48. ENERGOCHLONNOŚĆ UKŁADU W ZALEŻNOŚCI OD WARTOŚCI ZMIENNEJ F	153
RYS. 49. SPRAWNOŚĆ UKŁADU W ZALEŻNOŚCI OD ZMIENNEJ F.....	153
RYS. 50. WPŁYW ZMIAN ZMIENNEJ F ORAZ SPRĘŻU SPRĘŻARKI PIERWSZEJ NA ENERGOCHLONNOŚĆ PROCESU.....	154
RYS. 51. WPŁYW ZMIAN ZMIENNEJ F ORAZ SPRĘŻU SPRĘŻARKI PIERWSZEJ NA SPRAWNOŚĆ PROCESU	155
RYS. 52. WPŁYW ZMIAN ZMIENNEJ F ORAZ RÓŻNIC TEMPERATUR WYLOTOWYCH NA WYMIENNIKU COLDBox NA ENERGOCHLONNOŚĆ PROCESU	155
RYS. 53. WPŁYW ZMIAN ZMIENNEJ F ORAZ RÓŻNIC TEMPERATUR WYLOTOWYCH NA WYMIENNIKU COLDBox NA SPRAWNOŚĆ PROCESU	156
RYS. 54. WPŁYW ZMIAN ZMIENNEJ F ORAZ STOSUNKU ROZPRĘŻENIA GAZU NA EKSPANDERZE NA ENERGOCHLONNOŚĆ PROCESU.....	157
RYS. 55. WPŁYW ZMIAN ZMIENNEJ F ORAZ STOSUNKU ROZPRĘŻENIA GAZU NA EKSPANDERZE NA SPRAWNOŚĆ PROCESU	157
RYS. 56. SCHEMAT POGLĄDOWY STACJI REDUKCYJNEJ PROPONOWANEJ W ZGŁOSZENIU PATENTOWYM (OPRACOWANIE WŁASNE)	161
RYS. 57. WZROST SPRAWNOŚCI UKŁADU W POSZCZEGÓLNYCH ETAPACH PRACY. (R - STAN REFERENCYJNY, B - MODEL BLACK BOX, D - MODEL GŁĘBOKIEJ INTEGRACJI, O - WYNIKI ZOPTYMALIZOWANE)	167
RYS. 58. SPADEK ENERGOCHLONNOŚCI UKŁADU W POSZCZEGÓLNYCH ETAPACH PRACY. (R - STAN REFERENCYJNY, B - MODEL BLACK BOX, D - MODEL GŁĘBOKIEJ INTEGRACJI, O - WYNIKI ZOPTYMALIZOWANE)	168

Literatura

- [1] Statistical Review of World Energy, bp, 2020, 69th Edition
- [2] The Oxford Institute For Energy Studies, Natural gas demand in Europe in 2017 and short term expectations, April 2018
- [3] Delbeke J., Vis P., *EU Climate Policy*, Routledge, October 2015
- [4] Rychlicki S., Siemek J., *Gaz ziemny w polityce energetycznej Polski i Unii Europejskiej*, Polityka Energetyczna, Tom 11, Zeszyt 1, 2008
- [5] Smil V., *Natural gas: Fuel for 21st century*, Wiley, 2015
- [6] Kaliski M., Nagy S., Rychlicki S., Siemek J., Szurlej A., *Gaz ziemny w Polsce – wydobywanie, zużycie i import do 2030 roku*, Górnictwo i Geologia, Tom 5, Zeszyt 3, 2010
- [7] Stanek W., Białecki R., *Can natural gas warm the climate more than coal?*, Elsevier Fuel, Volume 136, str. 341-348, 2014
- [8] Speight J., *Natural gas, a basic handbook*, Elsevier, 2018
- [9] Nagy Z., Shirkovski, *AI Mathematical simulation of natural gas condensation process using Peng-Robinson equation of state*, Paper SPE 10982
- [10] Michalski M., *Kierunki wykorzystania zasobów gazu ziemnego na świecie*, Rynek Energii, Tom I, 2007
- [11] Oświadczenie Rządowe z dnia 14 września 1961 r. dotyczące ratyfikacji przez Polskę Układu w sprawie Antarktydy podpisanego w Waszyngtonie dnia 1 grudnia 1959 r., Dz. U. 1961 nr 46 poz. 238.
- [12] Raporty Gazprom, <https://www.gazprom.com/investors/disclosure/reports/2020/> [Dostęp grudzień 2021]
- [13] IEA, *Key World Energy Statistics 2014*, Natural gas
- [14] Chang HM. *A thermodynamic review of cryogenic refrigeration cycles for liquefaction of natural gas*, Cryogenics 2015, Volume 72, str. 127–147
- [15] Dyrektywa Gazowa z 2003 r., wydana przez Radę i Parlament Europejski
- [16] Strona Gaz-System, www.gaz-system.pl [Dostęp grudzień 2021]
- [17] System Wymiany Informacji, https://swi.gaz-system.pl/swi_Gaz-System_S.A. [Dostęp czerwiec 2021]
- [18] Polskie Górnictwo Naftowe i Gazownictwo, <https://pgnig.pl/> [Dostęp czerwiec 2021]
- [19] <https://www.psgaz.pl/inwestycje> [Dostęp 15 IV 2021 r]

- [20] Chamberlain GA., *Management of large LNG hazards 23rd*, World gas conference, Amsterdam, 2006.
- [21] Castillo L, Castillo L, Dorao C., *Consensual decision-making model based on game theory for LNG processes*, Energy Conversion and Management, 2012, Volume 64, str. 387–396.
- [22] Blanchard C., *The Extraction State: A History of Natural Gas in America*, University of Pittsburgh Press; 1st edition, 2021 r
- [23] BS EN 1160:1997 Installations and equipment for liquefied natural gas. General characteristics of liquefied natural gas
- [24] *Handbook of Liquefied Natural Gas*, 2014, ISBN 978-0-12-404585-9
- [25] Austbøa B., Gundersena T., *Optimization of a Single Expander LNG Processes*, Energy Procedia , Volume 64, 2015, str. 63-72
- [26] Pak J., *Nitrogen expansion cycle enhances flexibility of small scale LNG*, Gas Processing , 2013
- [27] Mehrpooya M, Ansarinasab H., *Exergoeconomic evaluation of single mixed refrigerant natural gas liquefaction processes*, Energy Conversion and Management, 2015, Volume 99, str. 400-413.
- [28] Nguyen T., Rothuizen E., Markussen W., Elmegaard B., *Thermodynamic comparison of three small-scale gas liquefaction systems*, Applied Thermal Engineering, Volume 128, 2017
- [29] Wang M, Zhang J, Xu Q., *Optimal design and operation of a C3MR refrigeration system for natural gas liquefaction*, Comput Chem Eng, 2011, Volume 39, str. 84-95.
- [30] Gowid S., Dixon R., Ghani S., *Profitability, reliability and condition based monitoring of LNG floating platforms: A review*, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Volume 27, Part 3, 2015, str., 1495 - 1511
- [31] Jensen J., Skogestad S., *Optimal operation of a mixed fluid cascade LNG plant*, Computer Aided Chemical Engineering, 2006, Volume 21, str. 1569 – 1574
- [32] PN-C-04752 Jakość gazu w sieci przesyłowej
- [33] <https://www.gaz-system.pl/strefa-klienta/system-przesylowy/parametry-charakteryzujace-jakosc-przesylanego-gazu/> [Dostęp 03.12.2021 r]
- [34] Carroll J., *Natural Gas Hydrates. A guide for Engineers*, 4th Edition, 2020 r.
- [35] Netušil M., Ditl P., *Comparison of methods for dehydration of natural gas stored in underground gas storages*, Inż. Ap. Chem., 2010, 49, 2, str. 87-88

- [36] *Mole sieve dehydration selection, sizing and troubleshooting*, Kolmetz Handbook of Process Equipment Design
- [37] Praca zbiorowa, redaktor Stanisław Nagy, *Vademecum Gazownika, Podstawy Gazownictwa Ziarnnego: Pozyskanie, Przygotowanie do Transportu, Magazynowanie, Tom I*, Stowarzyszenie Naukowo-Techniczne Inżynierów i Techników Przemysłu Naftowego i Gazowniczego, Tom I, Kraków, 2014 r.
- [38] Mokhatab S., Mak J., Valappil J., Wood D., *Handbook of liquefied natural gas*, Elsevier, 2014
- [39] Klinkenbijl J., Dillon M., Heyman E., *Gas Pre-Treatment and their Impact on Liquefaction Processes*, Shell International Oil Products, 1999 r.
- [40] Ernst M., Perrella B., Landa H., Mantelli M., *Line-pack management for producing electric power on peak periods*. Applied Thermal Engineering, 2011, Volume 31, str. 42-49
- [41] Nukovic R., Hesko M., Kostan M., *Opportunities of waste heat recovery at nature gas transmission system*. International Gas Union, World Gas Conference papers, 2012, Volume 3, str. 2813-2825.
- [42] Czaja D., Chmielniak T., Lepsi S., *The selection of gas turbine air bottoming cycle for polish compressor station*. Journal of Power Technology, 2013, Volume 93, str. 67-77
- [43] Eu Paper: ORC waste heat recovery in european energy intensive industries. A public dissemination document from the project LIFE10 ENV/IT/000397. Integrated fumes depuration and heat recovery system in energy intensive industries (EII).
- [44] Chaczykowski M., Osiadacz A., Uilhoorn F.E., *Exergy-based analysis of gas transmission system with application to Yamal-Europe pipeline*, Applied Energy, 2011, Volume 88, str. 2219–2230.
- [45] Kostowski W., Kalina J., Bargiel P., Szufleński P. *Energy and exergy recovery in a natural gas compressor station - A technical and economic analysis*, Energy Conversion and Management, 2015, Volume 104, str. 17-31
- [46] Yilmazoglu M.Z., Amirabedin E., Shotorban B., *Waste heat utilization in natural gas pipeline compressor stations by an organic Rankine cycle*, Energy Exploration Exploitation 2014, Volume 32, str. 317–328

- [47] Chen Y., Dong H., Wenhao P., Weifeng H. *Comparative analysis of a bottoming transcritical ORC and a Kalina cycle for engine exhaust heat recovery*, Energy Conversion and Management, 2015, Volume 89, str. 786 – 774
- [48] Kostowski W. *The possibility of energy generation within the conventional natural gas*, Strojartstvo, 2010, Volume 52, str. 429–440
- [49] Barone G., Buonomano A., Calise F., Forzano C., Palombo A., *Energy recovery through natural gas turboexpander and solar collectors: Modelling and thermoeconomic optimization* Energy, 2019, Volume 183, str. 1211-1232
- [50] Iancu A., Tudorache V., Tarean C., Toma N., *Recovery of Wasted Mechanical Energy from the Reduction of Natural Gas*, Pressure Procedia Engineering, 2014, Volume 69, str. 986–990
- [51] Poživil J., *Use of expansion turbines in natural gas pressure reduction stations*, Acta Montan. Slovaca, 2004, str. 258–260
- [52] Lo Cascio E., Ma Z., Schenone C., *Performance assessment of a novel natural gas pressure reduction station equipped with parabolic trough solar collectors*, Renewable Energy, 2018, Volume 128, str.177-187.
- [53] Kostowski W., Usón S., *Thermoeconomic assessment of a natural gas expansion system integrated with a co-generation unit*, Applied Energy, 2013, Volume 101, str.58–66.
- [54] Castillo L., Majzoub Dahouk M., Di Scipio S., Dorao C.A., *Conceptual analysis of the precooling stage for LNG processes*, Energy Conversion and Management, 2013, Volume 66, str. 41-47
- [55] Wang M, Zhang J, Xu Q., *Optimal design and operation of a C3MR refrigeration system for natural gas liquefaction*, Comput Chem Eng, 2011, Volume 39, str. 84-95.
- [56] Wang M., Khalilpour R., Abbas A., *Operation optimization of propane precooled mixed refrigerant processes*, Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2013, Volume 15, str. 93-105
- [57] Hatcher P., Khalilpour R., Abbas A., *Optimisation of LNG mixed refrigerant processes considering operation and design objectives*, Computers and Chemical Engineering 2012, Volume 41, str. 123-133
- [58] Austbøa B., Gundersena T., *Optimization of a single expander LNG process*, 3rd Trondheim Gas Technology Conference, TGTC-3, 2015

- [59] Ting H., Wensheng L., *A novel propane pre-cooled mixed refrigerant process for coproduction of LNG and high purity ethane*, Energy, 2020, Volume 202
- [60] Tianbiao H., Ning M., Zuming L., Qyyum M., Moonyong L., Pravez A., *Impact of mixed refrigerant selection on energy and exergy performance of natural gas liquefaction processes*, Energy, 2020, Volume 199
- [61] Jinrui Z., Meerman H., Benders R., Faaij A., *Technical and economic optimization of expander-based small-scale natural gas liquefaction processes with absorption precooling cycle*, Energy, 2020, Volume 191
- [62] Mehrpooya M., Ansarinasab H., *Exergoeconomic evaluation of single mixed refrigerant natural gas liquefaction processes*, Energy Conversion and Management, 2015, Volume 99, str. 400-413.
- [63] Tesch S., Morosuk T., Tsatsaronis G., *Advanced exergy analysis applied to the process of regasification of LNG integrated into an air separation process*, Energy, 2016, Volume 117, str. 550-561
- [64] Morosuk T., Tsatsaronis G., Boyano A., Gantiva C., *Advanced exergybased analyses applied to a system including LNG regasification and electricity generation*, International Journal of Energy and Environmental Engineering, January 2012
- [65] Vatani A., Mehrpooya M., Palizdar A., *Advanced exergetic analysis of five natural gas liquefaction processes*, Energy Conversion and Management, 2014, Volume 78, str. 720-737
- [66] Alabdulkarem A., Mortazavi A., Hwang Y., Radermacher R., *Optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant*, Applied Thermal Engineering, 2011, Volume 31, str. 1091-1098
- [67] Salehi B., *LNG Plant Modeling and Optimization*, Praca Doktorska, 2018, Uniwersytet Curtin
- [68] Rehman A., Qyyum M., Qadeer K., Zakir F., He X., Nawaz A., Lee M., Wang L., *Single mixed refrigerant LNG process: Investigation of improvement potential, operational optimization, and real potential for further improvements*, Journal of Cleaner Production, 2021, Volume 284
- [69] Primabudi E., Morosuk T., Tsatsaronis G., *Multi-objective optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant (C3MR) LNG process*, Energy, 2019, Volume 185, str. 492-504
- [70] Polska Spółka Gazownictwa, <https://www.psgaz.pl/> [Dostęp czerwiec 2021]

- [71] Kostowski W.J., Uson S. *Comparative evaluation of a natural gas expansion plant integrated with an IC engine and an organic Rankine cycle*, Energy Conversion and Management, 2013, Volume 75, str. 509–516
- [72] Skorek J., Kalina J., *Gazowe układy kogeneracyjne*. Wydawnictwa Naukowo Techniczne, Warszawa, 2005
- [73] Szargut J., *Termodynamika Techniczna*, Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, Gliwice 2011,
- [74] Campana F., Bianchi M., Branchini L., A. De Pascale, Peretto A., Baresi M., Fermi A., Rossetti N., Vescovo R., *ORC waste heat recovery in European energy intensive industries: Energy and GHG savings*, Energy Conversion and Management, 2013, Volume 76, str. 244-252
- [75] Lemmens S., Lecompte S., *Case study of an organic Rankine cycle applied for excess heat recovery: Technical, economic and policy matters*, Energy Conversion and Management, 2017, Volume 138, str. 670 – 685
- [76] Heat Recovery Solutions: ORC Technology provider – heatrecoveryolutions.com/cleancycle [Dostęp Grudzień 2018]
- [77] Jouhara H., Khordehgah N., Almahmoud S., Delpech B., Chauhan A., Tassou S.A., *Waste heat recovery technologies and applications*, Thermal Science and Engineering Progress, 2018
- [78] Echogen Power Systems, <https://www.echogen.com/> [Dostęp Styczeń 2019]
- [79] The definitive guide to small-scale liquefied natural gas (LNG) plants, Baker Hughes, a GE company <https://www.bhge.com/modular-solutions/small-scalemodules> [Dostęp marzec 2019].
- [80] Wartsila, miniscale liquefaction technology <https://www.wartsila.com/products/marine-oil-gas/gas-solutions/lng-solutions/lng-plants-mini-scale-liquefaction-technology> [Dostęp marzec 2019].
- [81] Statista, International LNG prices, <https://www.statista.com/statistics/252984/landed-prices-of-liquefied-natural-gas-in-selectedregions-worldwide/> [Dostęp marzec 2019]
- [82] Gas Processors Suppliers Association, *Engineering Data Book*, GPSA, Volumes I & II, 2004 r.
- [83] Hammerschmidt, E.G., *Formation of gas hydrates in natural gas transmission lines*, Ind. Eng. Chem., Vol. 26, 1934

- [84] Zhao B., Liu F., Cui Z., Liu C., Yue H., Tang S., Liu Y., Lu H., Liang B., *Enhancing the energetic efficiency of MDEA/PZ-based CO₂ capture technology for a 650 MW power plant: Process improvement*, Applied Energy, Volume 185, Part 1, str. 362 – 375, 2017
- [85] Lang P., Denes F., Hegely L., *Comparison of different amine solvents for the absorption of CO₂*, Chemical Engineering Transactions, Volume 61, 2017
- [86] Erik L., Kvam S., *Comparison of Energy Consumption for Different CO₂ Absorption Configurations Using Different Simulation Tools*, Energy Procedia, Volume 63, str. 1186 – 1195, 2014
- [87] Szargut J., *Egzergia. Poradnik obliczania i stosowania*, Gliwice, Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, 2007.
- [88] Szargut J., *Exergy analysis: technical and ecological applications*, Southampton:WIT-press; 2005.
- [89] Szargut J, Ziebiak A, Stanek W., *Depletion of the non-renewable natural exergy resources as a measure of the ecological cost*, Energy Conversion and Management, 2002, Volume 42, str.1149-1163.
- [90] Stanek W., *Method of evaluation of ecological effects in thermal processes with the application of exergy analysis*, Silesian University of Technology Press, 2009.
- [91] Stanek W., Czarnowska L., *Environmental externalities and its influence on the thermo-ecological cost*, International Journal of Sustainable Water and Environmental Systems, 2012, Volume 4, str. 51-58.
- [92] Valero A., Valero A., Mudd G., *Exergy : a useful indicator for the sustainability of mineral resources and mining*, January 2009.
- [93] Petrakopoulou F., Tsatsaronis G., Morosuk T., Carassai A., *Conventional and advanced exergetic analyses applied to a combined cycle power plant*, Energy, 2011, str. 1-7
- [94] Morosuk T., Tsatsaronis G., *The “Cycle Method” used in the exergy analysis of refrigeration machines: from education to research*. Konferencja ECOS, Grecja, 2006. str. 157–63
- [95] Morosuk T., Tsatsaronis G., *New approach to the exergy analysis of absorption refrigeration machines* Energy International Journal. 2008, Volume 31, str. 890-907.
- [96] Kelly S., *Energy systems improvement based on endogenous and exogenous exergy destruction*. Praca doktorska. Uniwersytet Techniczny w Berlinie, Niemcy, 2008.

- [97] Sermpinis G., Theofilatos K., Karathanasopoulos A., Georgopoulos E. F., Dunis C., *Forecasting foreign exchange rates with adaptive neural networks using radial-basis functions and Particle Swarm Optimization*, European Journal of Operational Research, 2013, Volume 225, str. 528-540
- [98] Eberhart R., Kennedy J., *A new optimizer using particle swarm theory*, Sixth International Symposium on Micro Machine and Human Science, 1995
- [99] Kennedy J., Eberhart R., *Particle swarm optimization*, Proceedings of ICNN'95 - International Conference on Neural Networks, 1995
- [100] Saini S., Rambli D., Zakaria M., Sulaiman S., *A Review on Particle Swarm Optimization Algorithm and Its Variants to Human Motion Tracking*, Mathematical Problems in Engineering, Volume 2014, 2014
- [101] Sun J., Lai C., Wu X., *Particle Swarm Optimisation Classical and Quantum Perspectives*, Pierwsze Wydanie, CRC Press, 2019
- [102] Shi Y. H., Eberhart R. C., *A modified particle swarm optimizer*, Proceedings of the IEEE International Conferences on Evolutionary Computation, Anchorage, Alaska, USA, May 1998, str. 69–73
- [103] Clerc, M., and J. Kennedy. *The Particle Swarm — Explosion, Stability, and Convergence in a Multidimensional Complex Space*. IEEE Transactions on Evolutionary Computation 6, no. 1 (February 2002): str. 58–73.
- [104] Tablice Coolprop dla programu Matlab <http://www.coolprop.org/coolprop/wrappers/MATLAB/index.html> [Dostęp luty 2021]
- [105] Skogestad S., *Chemical and Energy Process Engineering*, CRC Press, 2009
- [106] Tablice wartości współczynników równania Antoine <https://vacuu-lan.com/vapor-pressure-estimates-antoine-equation/> [Dostęp grudzień 2021]
- [107] Gmehling J., Kolbe B., Kleiber M., Rarey J., *Chemical Thermodynamics for Process Simulation*, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2012