



AKADEMIA GÓRNICZO-HUTNICZA IM. STANISŁAWA STASZICA W KRAKOWIE

**DZIEDZINA NAUK INŻYNIERYJNO-TECHNICZNYCH**

DYSCYPLINA: INŻYNIERIA ŚRODOWISKA, GÓRNICTWO I ENERGETYKA

## **ROZPRAWA DOKTORSKA**

Podciśnieniowy układ regeneracji glikoli (TEG/TREG) w instalacjach osuszania gazu ziemnego z wykorzystaniem pompy strumieniowej

Autor: mgr inż. Marcin Bernat

Promotor rozprawy: prof. dr hab. inż. Stanisław Nagy

Promotor pomocniczy: dr inż. Rafał Smulski

Praca wykonana:

Akademia Górniczo-Hutnicza im. Stanisława Staszica w Krakowie

Wydział Wiertnictwa Nafty i Gazu

Kraków 2025



**AGH University of Krakow**

**FIELD OF SCIENCE Engineering and technical science**

SCIENTIFIC DISCIPLINE Environmental engineering, mining and energy

## **DOCTORAL DISSERTATION**

Use of a gas ejector to vacuum glycol regeneration (TEG and TREG) as a part of gas dehydration plant.

Author: mgr inż. Marcin Bernat

First supervisor: prof. dr hab. inż. Stanisław Nagy

Second supervisor or Auxiliary supervisor: dr inż. Rafał Smulski

Completed at:  
AGH University of Krakow  
Faculty of Drilling, Oil and Gas

Krakow, 2025

# SPIS TREŚCI

|  |    |
|--|----|
| <b>WYKAZ SYMBOLI I SKRÓTÓW</b> .....   | 3  |
| <b>STRESZCZENIE</b> .....  | 4  |
| <b>ABSTRACT</b> .....  | 5  |
| <b>SPIS RYSUNKÓW</b> .....   | 7  |
| <b>SPIS TABEL</b> .....  | 10 |
| <b>1. WSTĘP</b> .....  | 13 |
| 1.1. Uzasadnienie wyboru tematu .....  | 13 |
| 1.2. Składniki gazu i metody jego oczyszczania – uzdatniania .....                                       | 14 |
| 1.3. Wybór technologii uzdatniania gazu .....  | 23 |
| 1.4. Osuszanie gazu jako podstawowy proces uzdatniania przed transportem... ..                           | 25 |
| <b>2. WPROWADZENIE</b> .....   | 29 |
| 2.1. Stan badań nad osuszaniem gazu .....  | 29 |
| 2.2. Cele pracy .....  | 32 |
| 2.3. Teza pracy .....  | 35 |
| <b>3. METODY OSUSZANIA GAZU</b> .....  | 36 |
| 3.1. Absorpcyjne metody osuszania gazu .....   | 37 |
| 3.1.1. Właściwości sorbentów stosowanych do osuszania gazu .....   | 37 |
| 3.1.2. Opis absorpcyjnego procesu osuszania gazu .....   | 38 |
| 3.1.3. Metody regeneracji glikoli .....  | 41 |
| 3.2. Adsorpcyjne metody osuszania gazu .....   | 47 |
| 3.2.1. Właściwości adsorbentów stosowanych do osuszania gazu .....                                       | 47 |
| 3.2.2. Budowa instalacji osuszania gazu .....  | 52 |
| 3.2.3. Proces adsorpcji wody i węglowodorów w złożu .....  | 55 |
| 3.2.4. Regeneracja złoża .....   | 58 |
| 3.3. Kondensacyjne metody osuszania gazu .....   | 60 |
| 3.3.1. Niskotemperaturowa separacja (NTS) .....  | 60 |
| 3.3.2. Zastosowanie zewnętrznych obiegów chłodniczych .....  | 61 |
| 3.3.3. Zastosowanie separatora naddźwiękowego .....  | 64 |
| 3.4. Osuszanie gazu za pomocą tabletek chlorkowo-wapniowych .....  | 67 |
| 3.5. Osuszanie gazu za pomocą membran .....  | 71 |
| <b>4. KONCEPCJA OSUSZANIA GAZU I REGENERACJI GLIKOLI Z WYKORZYSTANIEM STRUMIENICY</b> .....              | 78 |
| 4.1. Opis przedmiotu badań .....   | 78 |
| 4.2. Opis przygotowanych modeli instalacji i metodyki badań z wykorzystaniem symulacji procesowych ..... | 80 |

|   |            |
|---|------------|
| 4.3. Opis przygotowanych modeli strumienic i metodyki badań z wykorzystaniem obliczeniowej mechaniki płynów (CFD) .....   | 83         |
| <b>5. ANALIZA EGZERGETYCZNA PROCESU OSUSZANIA GAZU DLA MODELU BAZOWEGO ZE STRUMIENICĄ ORAZ MODELI PORÓWNAWCZYCH.....</b>  | <b>86</b>  |
| 5.1. Energochłonność i nieodwracalność procesów przemysłowych.....  | 86         |
| 5.2. Wstęp teoretyczny .....  | 88         |
| 5.2.1. Różne formy energii.....   | 88         |
| 5.2.2. Egzergia.....  | 89         |
| 5.2.3. Otoczenie.....   | 89         |
| 5.2.4. Stan otoczenia .....   | 90         |
| 5.2.5. Stan równowagi termodynamicznej.....   | 91         |
| 5.2.6. Układ bilansowy – wykorzystujący osłony kontrolne .....  | 91         |
| 5.2.7. Różne formy egzergii.....  | 91         |
| 5.3. Opis analizowanych modeli.....   | 93         |
| 5.4. Opis metodyki analizy egzergetycznej .....   | 107        |
| <b>6. WYNIKI BADAŃ SYMULACYJNYCH .....</b>  | <b>120</b> |
| 6.1. Wyniki symulacji procesowych modeli instalacji .....   | 120        |
| 6.2. Wyniki symulacji CFD przeprowadzonych dla modeli strumienic .....  | 128        |
| <b>7. WYNIKI ANALIZY EGZERGETYCZNEJ .....</b>   | <b>134</b> |
| 7.1. Osuszanie gazu i regeneracja glikolu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze.....  | 134        |
| 7.2. Osuszanie gazu i regeneracja glikolu ze strippingiem gazowym.....  | 139        |
| 7.3. Sprężanie i chłodzenie gazu poprzedzające osuszanie i regenerację glikolu przy ciśnieniu bliskim atmosferycznemu.....  | 143        |
| 7.4. Osuszanie gazu i regeneracja glikolu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze. Wariant porównawczy z dodatkowym wymiennikiem ciepła R-TEG/R-TREG – L-TEG/L-TREG i obniżonym ciśnieniem odgazowania glikolu..... | 149        |
| <b>8. EMISJA ZANIECZYSZCZEŃ GAZOWYCH.....</b>   | <b>155</b> |
| <b>9. DYSKUSJA NA TEMAT WYNIKÓW .....</b>   | <b>162</b> |
| <b>10. WNIOSKI .....</b>  | <b>167</b> |
| <b>LITERATURA .....</b>   | <b>170</b> |
| <b>SPIS ZAŁĄCZNIKÓW .....</b>   | <b>177</b> |

## WYKAZ SYMBOLI I SKRÓTÓW

|        |  |
|--------|--|
| BTEX   | – lotne węglowodory aromatyczne: benzen, toluen, etylobenzen i ksylen (ang. Benzene, Toluene, Ethylbenzene, and Xylenes) |
| CAPEX  | – nakłady inwestycyjne (ang. Capital Expenditure)  |
| CBM    | – metan uwalniany podczas odmetanowania dziewiczych pokładów węgla (Coal Bed Methane)                                    |
| CCS    | – proces wychwytu, transportu i sekwestracji dwutlenku węgla (ang. Carbon Capture and Storage)                           |
| CFD    | – obliczeniowa mechanika płynów (ang. Computational Fluid Dynamics)  |
| CHP    | – skojarzona produkcja energii elektrycznej i ciepła (ang. Combined Heat and Power)                                      |
| CMM    | – metan z eksploatacji czynnych kopalń węgla kamiennego (ang. Coal Mine Methane)   |
| DEG    | – glikol dietylenowy   |
| EOR    | – wspomaganie wydobycia ropy naftowej (ang. Enhanced Oil Recovery)   |
| LNG    | – skroplony gaz ziemny (ang. Liquefied Natural Gas)  |
| L-DEG  | – DEG ubogi w wodę – zregenerowany (ang. Lean DEG)   |
| LPG    | – gaz płynny węglowodorowy (ang. Liquefied Petroleum Gas)  |
| L-TEG  | – TEG ubogi w wodę – zregenerowany (ang. Lean TEG)   |
| LTS    | – niskotemperaturowa separacja (ang. Low Temperature Separation)   |
| L-TREG | – TREG ubogi w wodę – zregenerowany (ang. Lean TREG)   |
| MEG    | – glikol monetylenowy  |
| MTZ    | – strefa wymiany masy (ang. Mass Transfer Zone)  |
| NBP    | – normalny punkt wrzenia (ang. Normal Boiling Point)   |
| NGL    | – węglowodory ciekłe (ang. Natural Gas Liquids)  |
| NTS    | – niskotemperaturowa separacja   |
| NVP    | – normalna prężność par (ang. Normal Vapour Pressure)  |
| OPEX   | – koszty operacyjne (ang. Operating Expense)   |
| PEM    | – polimerowe ogniwa paliwowe (ang. Polymer Electrolyte Membrane fuel cell)   |
| PSRK   | – równanie stanu (ang. Predictive Soave-Redlich-Kwong)   |
| RVP    | – prężność par według Reida (ang. Reid Vapour Pressure)  |
| SRK    | – równanie stanu Soave-Redlich-Kwong   |
| TEG    | – glikol trietylenowy  |
| TREG   | – glikol tetraetylenowy  |

## STRESZCZENIE

Przedmiotem rozprawy jest zwiększenie efektywności procesu osuszania gazu ziemnego metodą glikolową poprzez ulepszenie układu regeneracji sorbentu. Autor zaproponował nowatorską metodę regeneracji tri- i tetraetylenoglikolu (TEG i TREG) polegającą na obniżeniu ciśnienia wrzenia roztworu glikolu za pomocą strumienicy gazowej. Wytworzenie podciśnienia w wężownicy kolumny destylacyjnej pozwala uzyskać wyższe stężenie glikolu lean (ubogiego w wodę) niż w tradycyjnej regeneracji przy ciśnieniu atmosferycznym. Dzięki temu osuszany gaz może osiągnąć niższe wartości temperatury punktu rosy fazy wodnej, co oznacza skuteczniejsze usunięcie wilgoci. W ramach pracy wykonano symulacje procesowe modelu instalacji, obliczenia CFD zaprojektowanych strumienic oraz analizę egzergetyczną całego procesu. Wyniki potwierdziły słuszność tezy – użycie strumienicy zwiększa efektywność regeneracji zarówno TEG, jak i TREG, co przekłada się na głębsze osuszanie gazu. W szczególności uzyskano glikol TEG o stężeniu powyżej 98,4% oraz TREG powyżej 99%, co umożliwiło osuszenie gazu do bardzo niskiego punktu rosy. Metoda okazała się szczególnie przydatna przy niskim ciśnieniu gazu złożowego, typowym dla końcowych etapów eksploatacji złóż – w takich warunkach konwencjonalne osuszanie glikolem traci skuteczność, natomiast zastosowanie podciśnieniowej regeneracji glikolu pozwala utrzymać wymagany stopień osuszenia. Analiza egzergetyczna wykazała, że proponowany układ cechuje się niższą destrukcją egzergii (mniejszymi stratami energii) w porównaniu z alternatywnymi metodami iniekcji gazu strippingowego, wstępnym sprężaniem i chłodzeniem gazu itp. Oznacza to, że nowa metoda jest bardziej energooszczędna i może obniżyć koszty operacyjne. Potwierdzono również, że zapotrzebowanie na gaz napędowy strumienicy jest niewielkie w stosunku do uzyskiwanych korzyści procesowych. Zaproponowana technologia została objęta ochroną patentową (PL i UE) i stanowi atrakcyjną alternatywę dla istniejących rozwiązań komercyjnych (GLYNOXX/DRIZO, COLDFINGER, itp.), dzięki niskim nakładom inwestycyjnym oraz łatwej integracji z istniejącymi instalacjami. Praca wnosi zatem istotny wkład w rozwój technik osuszania gazu ziemnego, prezentując nową, efektywną energetycznie i ekonomicznie metodę poprawy procesu glikolowego.

## ABSTRACT

The dissertation focuses on enhancing the efficiency of natural gas dehydration by improving the glycol regeneration stage. The author proposes a novel method of regenerating triethylene and tetraethylene glycol (TEG and TREG) by creating a vacuum in the glycol reboiler using a gas ejector. Lowering the pressure in the distillation column allows the glycol solution to boil at a lower temperature, thus achieving a higher lean glycol concentration than in standard atmospheric regeneration. As a result, the dried gas attains a lower water dew point temperature, indicating more effective moisture removal. The research involved process simulations of the dehydration system, CFD modeling of the ejector, and a thorough exergy analysis of the process. The results confirmed the thesis – using an ejector to induce a vacuum significantly improves the regeneration efficiency of both TEG and TREG, leading to deeper gas dehydration. Lean TEG concentrations above 98.4% and lean TREG above 99% were achieved, enabling the gas to be dried to a very low water dew point. The method proved especially beneficial for low-pressure gas streams typical of late-stage gas field production – under such conditions, conventional TEG dehydration struggles to meet dew-point specifications. In contrast, vacuum glycol regeneration maintains the required performance.

Exergy analysis demonstrated that the proposed system incurs much lower exergy destruction (irreversible energy losses) than alternative enhancement methods such as stripping gas injection or feed gas pre-compression. This indicates superior thermodynamic efficiency and potential reductions in energy consumption and operating costs. The required motive gas for the ejector is relatively small, making the energy trade-off highly favorable. The proposed technology has been patented (Poland and the EU). It represents an attractive alternative to existing commercial solutions (e.g., GLYNOXX/DRIZO, COLDFINGER), thanks to its low capital cost and ease of retrofit into existing installations. In summary, the dissertation makes a significant contribution by introducing a new, energy-efficient, and cost-effective method to improve glycol-based gas dehydration.

*Składam serdeczne podziękowania Panu Profesorowi dr hab. inż. Stanisławowi Nagy za opiekę naukową,  
cenne wskazówki oraz wsparcie w przygotowaniu pracy.*

## SPIS RYSUNKÓW

|   |    |
|---|----|
| Rys. 1. Moduły oczyszczania i uzdatniania gazu ziemnego w typowym systemie wydobywczym, opracowanie własne na podstawie [19] .....  | 15 |
| Rys. 2. Schemat przepływowy dla instalacji uzdatniania/oczyszczania gazu ziemnego, opracowanie własne na podstawie [19].....  | 16 |
| Rys. 3. Schemat ujęcia, oczyszczania i wykorzystania gazu z odmetanowania kopalni węgla kamiennego (CMM), opracowanie własne .....  | 21 |
| Rys. 4. Schemat produkcji, oczyszczania i wykorzystania biogazu do produkcji energii elektrycznej i ciepła, opracowanie własne.....   | 23 |
| Rys. 5. Schemat glikolowej instalacji osuszania gazu, opracowanie własne na podstawie [19].....   | 40 |
| Rys. 6. Schematy różnych wariantów regeneracji glikoli, opracowanie własne na podstawie [13, 19, 27, 30, 32, 34, 78] .....  | 43 |
| Rys. 7. Schemat instalacji z mieszaniem glikolu w wężownicy i dodatkowym wymiennikiem ciepła dogrzewającym bogaty glikol przed wprowadzeniem do kolumny destylacyjnej, opracowanie własne .....     | 46 |
| Rys. 8. Typowy profil temperaturowy płomieniówki w wężownicy glikolu, opracowanie własne na podstawie [19] .....  | 47 |
| Rys. 9. Schemat dwukolumnowej adsorpcyjnej instalacji osuszania gazu, opracowanie własne na podstawie [19, 34, 54, 73] .....  | 53 |
| Rys. 10. Schemat pracy instalacji trzykolumnowej, opracowanie własne na podstawie [19, 99].....   | 55 |
| Rys. 11. Schematyczny przebieg procesu adsorpcji, opr. własne na podstawie [19, 97, 99].....  | 56 |
| Rys. 12. Profil temperaturowy cyklu regeneracji i chłodzenia złoża żelu krzemionkowego, opracowanie własne na podstawie [19, 73] .....  | 59 |
| Rys. 13. Schemat przepływowy procesu niskotemperaturowej separacji (NTS), opracowanie własne na podstawie [19, 73] .....  | 61 |
| Rys. 14. Schemat przepływowy osuszania gazu i oddzielania węglowodorów gazolinowych za pomocą chłodzenia z użyciem zewnętrznego obiegu chłodniczego, opracowanie własne na podstawie [19, 67] ..... | 63 |
| Rys. 15. Schemat przepływowy osuszania – regulacji wilgotności względnej biogazu i gazu kopalnianego o niskim ciśnieniu, opracowanie własne na podstawie [12].....                                  | 64 |
| Rys. 16. Schemat przepływowy instalacji osuszania/oczyszczania gazu z separatorem naddźwiękowym, opracowanie własne na podstawie [9, 40, 88, 102] ..  | 65 |
| Rys. 17. Schemat budowy i działania separatora naddźwiękowego, opracowanie własne na podstawie danych firmy ENGO Engineering Ltd. [40] .....  | 66 |
| Rys. 18. Schemat budowy kolumny osuszającej chlorkiem wapnia, opracowanie własne na podstawie [31, 67] .....  | 69 |
| Rys. 19. Schemat przepływowy tabletkowej instalacji osuszania gazu, opracowanie własne na podstawie [67] .....  | 71 |

|  |     |
|--|-----|
| Rys. 20. Zależność przepuszczalności od objętości molowej cząsteczki dla polimerów szklistych i elastycznych, opracowanie własne na podstawie danych [10]              | 74  |
| Rys. 21. Schemat przepływowego jednostopniowego membranowego procesu osuszania gazu, opracowanie własne na podstawie [10, 45, 48]                                      | 76  |
| Rys. 22. Schemat przepływowego jednostopniowego membranowego procesu osuszania gazu z recyrkulacją i sprężaniem permeatu, opracowanie własne na podstawie [10, 45, 48] | 77  |
| Rys. 23. Schemat przepływowego instalacji regeneracji glikoli z wykorzystaniem strumienicy, opracowanie własne   | 79  |
| Rys. 24. Schemat przepływowego badanego modelu osuszania gazu i regeneracji glikoli  | 82  |
| Rys. 25. Schemat do wstępnych obliczeń geometrii strumienicy   | 84  |
| Rys. 26. Schemat instalacji osuszania gazu w wariancie bazowym ze strumienicą, część pierwsza  | 95  |
| Rys. 27. Schemat instalacji osuszania gazu w wariancie bazowym ze strumienicą, część druga   | 96  |
| Rys. 28. Schemat instalacji osuszania gazu w wariancie porównawczym ze strippingiem gazowym  | 99  |
| Rys. 29. Schemat instalacji osuszania gazu w wariancie porównawczym ze wstępnym sprężaniem gazu  | 102 |
| Rys. 30. Schemat instalacji osuszania gazu w wariancie porównawczym z dodatkowym wymiennikiem ciepła i obniżonym ciśnieniem odgazowania glikolu, część pierwsza        | 105 |
| Rys. 31. Schemat instalacji osuszania gazu w wariancie porównawczym z dodatkowym wymiennikiem ciepła i obniżonym ciśnieniem odgazowania glikolu, część druga           | 106 |
| Rys. 32. Analiza wrażliwości stężenia L-TEG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TEG dla osuszanego gazu o ciśnieniu $P = 26$ barg       | 124 |
| Rys. 33. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu o ciśnieniu $P = 26$ barg w zależności od ciśnienia regeneracji TEG                               | 124 |
| Rys. 34. Analiza wrażliwości stężenia L-TEG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TEG dla osuszanego gazu o ciśnieniu $P = 20$ barg       | 124 |
| Rys. 35. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu o ciśnieniu $P = 20$ barg w zależności od ciśnienia regeneracji TEG                               | 125 |
| Rys. 36. Analiza wrażliwości stężenia L-TEG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TEG dla osuszanego gazu o ciśnieniu $P = 15$ barg       | 125 |
| Rys. 37. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu o ciśnieniu $P = 15$ barg w zależności od ciśnienia regeneracji TEG                               | 125 |

|   |     |
|---|-----|
| Rys. 38. Analiza wrażliwości stężenia L-TREG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TREG dla osuszane go gazu o ciśnieniu $P = 26$ barg.....          | 126 |
| Rys. 39. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszane go gazu o ciśnieniu $P = 26$ barg w zależności od ciśnienia regeneracji TREG.....                                   | 126 |
| Rys. 40. Analiza wrażliwości stężenia L-TREG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TREG dla osuszane go gazu o ciśnieniu $P = 20$ barg.....          | 126 |
| Rys. 41. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszane go gazu o ciśnieniu $P = 20$ barg w zależności od ciśnienia regeneracji TREG.....                                   | 127 |
| Rys. 42. Analiza wrażliwości stężenia L-TREG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TREG dla osuszane go gazu o ciśnieniu $P = 15$ barg.....          | 127 |
| Rys. 43. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszane go gazu o ciśnieniu $P = 15$ barg w zależności od ciśnienia regeneracji TREG.....                                   | 127 |
| Rys. 44. Wartość uzyskiwanego podciśnienia za pomocą poszczególnych modeli strumienic w zależności od ciśnienia gazu napędowego i dla strumienia zasysane go metanu 0,8 kg/h..... | 133 |
| Rys. 45. Zapotrzebowanie powietrza napędowego o różnych wartościach ciśnienia dla poszczególnych modeli strumienic.....   | 133 |
| Rys. 46. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TEG/gaz (Subregion XVII) w układzie współrzędnych E–H.....  | 138 |
| Rys. 47. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TREG/gaz (Subregion XVII) w układzie współrzędnych E–H.....   | 138 |
| Rys. 48. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TEG/gaz (Subregion XI) w układzie współrzędnych E–H.....  | 142 |
| Rys. 49. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TREG/gaz (Subregion XI) w układzie współrzędnych E–H.....   | 142 |
| Rys. 50. Wykres pracy wymiennika ciepła gaz/woda lodowa dla instalacji osuszane go wykorzystujące j TEG (Subregion III) w układzie współrzędnych E–H.....                         | 147 |
| Rys. 51. Wykres pracy wymiennika ciepła gaz/L-TEG dla instalacji osuszane go wykorzystujące j TEG (Subregion XIV) w układzie współrzędnych E–H.....                               | 147 |
| Rys. 52. Wykres pracy wymiennika ciepła gaz/woda lodowa dla instalacji osuszane go wykorzystujące j TREG (Subregion III) w układzie współrzędnych E–H.....                        | 148 |
| Rys. 53. Wykres pracy wymiennika ciepła gaz/L-TREG dla instalacji osuszane go wykorzystujące j TREG (Subregion XIV) w układzie współrzędnych E–H.....                             | 148 |
| Rys. 54. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TEG/gaz (Subregion XVII) w układzie współrzędnych E–H.....  | 153 |
| Rys. 55. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TREG/gaz (Subregion XVII) w układzie współrzędnych E–H.....   | 153 |

## SPIS TABEL

|   |     |
|---|-----|
| Tab. 1. Temperatuty wrzenia składników gazu (dla czystych komponentów).....   | 18  |
| Tab. 2. Zawartość składników w biogazie .....   | 22  |
| Tab. 3. Wymagany stopień osuszenia różnych gazów .....  | 26  |
| Tab. 4 Właściwości fizyczne glikoli na podstawie [19, 34].....  | 38  |
| Tab. 5 Maksymalne gęstości strumieni ciepła przekazywanego w warniku [19] .....   | 45  |
| Tab. 6. Właściwości typowych środków osuszających.....  | 49  |
| Tab. 7. Średnice nominalne cząsteczek [19] .....  | 49  |
| Tab. 8. Maksymalna średnica cząsteczek, które mogą zostać zaadsorbowane przez określone typy sit molekularnych [19, 73].....            | 51  |
| Tab. 9 Maksymalne temperatury punktu rosy fazy wodnej, które można uzyskać przy zastosowaniu różnych środków osuszających [19, 73]..... | 51  |
| Tab. 10. Wartości przepuszczalności czystych gazów dla typowych membran polimerowych [10].....  | 74  |
| Tab. 11 Wartości przepuszczalności i selektywności membran stosowanych w procesie osuszania gazu [4] .....                              | 77  |
| Tab. 12. Skład gazu kierowanego do osuszania.....   | 81  |
| Tab. 13. Wartości egzergii chemicznej właściwej glikoli i tlenku etylenu .....  | 108 |
| Tab. 14. Wyniki obliczeń symulacyjnych instalacji osuszania używającej TEG.....   | 120 |
| Tab. 15. Wyniki dodatkowych symulacji dla zwiększonego strumienia L-TEG.....  | 120 |
| Tab. 16. Wyniki obliczeń symulacyjnych instalacji osuszania używającej TREG oraz wymagane wodne punkty rosy .....                       | 121 |
| Tab. 17. Wyniki dodatkowych symulacji dla zwiększonego strumienia L-TREG .....  | 121 |
| Tab. 18. Wyniki obliczeń symulacyjnych - obniżenie ciśnienia w kolumnie regeneracyjnej.....   | 122 |
| Tab. 19. wyniki obliczeń symulacyjnych - obniżenie ciśnienia w kolumnie regeneracyjnej vs stężenia L-TREG.....                          | 123 |
| Tab. 20. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR1 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....                    | 128 |
| Tab. 21. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR2 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....                    | 128 |
| Tab. 22. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR2_2 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....                  | 129 |
| Tab. 23. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR3 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....                    | 129 |
| Tab. 24. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR4 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....                    | 130 |
| Tab. 25. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR5 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....                    | 130 |
| Tab. 26. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR6 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....                    | 131 |

|  |     |
|--|-----|
| Tab. 27. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR7 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....   | 131 |
| Tab. 28. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR8_2 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....   | 132 |
| Tab. 29. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR9_1 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego.....   | 132 |
| Tab. 30. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu i regeneracji TEG z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze.....   | 134 |
| Tab. 31. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu i regeneracji TREG z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze.....  | 135 |
| Tab. 32. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu, w której podciśnienie w regeneratorze TEG wytworzono za pomocą strumienicy .....          | 136 |
| Tab. 33. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu, w której podciśnienie w regeneratorze TREG wytworzono za pomocą strumienicy.....          | 136 |
| Tab. 34. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TEG/gaz instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TEG .....   | 137 |
| Tab. 35. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TREG/gaz instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TREG ..... | 137 |
| Tab. 36. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TEG.....   | 139 |
| Tab. 37. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TREG.....  | 140 |
| Tab. 38. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TEG.....   | 141 |
| Tab. 39. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TREG.....  | 141 |
| Tab. 40. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TEG/gaz instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TEG.....                                    | 141 |
| Tab. 41. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TREG/gaz instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TREG.....                                  | 141 |
| Tab. 42. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu wykorzystującej TEG i poprzedzającej ją sprężarki .....  | 143 |
| Tab. 43. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu wykorzystującej TREG i poprzedzającej ją sprężarki .....   | 144 |

|  |     |
|--|-----|
| Tab. 44. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu wykorzystującej TEG oraz poprzedzającej ją sprężarki .....                                 | 145 |
| Tab. 45. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu wykorzystującej TREG oraz poprzedzającej ją sprężarki .....                                | 145 |
| Tab. 46. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w chłodnicy gazu oraz wymienniku ciepła L-TEG/gaz instalacji osuszania gazu wykorzystującej TEG i poprzedzającej ją sprężarki .....         | 146 |
| Tab. 47. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w chłodnicy gazu oraz wymienniku ciepła L-TREG/gaz instalacji osuszania gazu wykorzystującej TREG i poprzedzającej ją sprężarki .....       | 146 |
| Tab. 48. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu i regeneracji TEG wraz ze strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze oraz dodatkowym wymiennikiem ciepła R-TEG – L-TEG .....                | 149 |
| Tab. 49. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu i regeneracji TREG wraz ze strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze oraz dodatkowym wymiennikiem ciepła R-TREG – L-TREG.....              | 150 |
| Tab. 50. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TEG .....          | 151 |
| Tab. 51. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TREG .....         | 151 |
| Tab. 52. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TEG/gaz instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TEG .....   | 152 |
| Tab. 53. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TREG/gaz instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TREG ..... | 152 |
| Tab. 54. Porównanie wartości nieodwracalności i efektywności racjonalnej dla modeli poddanych analizie egzergetycznej.....   | 154 |
| Tab. 55. Wykaz rodzaju źródeł zanieczyszczeń gazowych, rodzaju emisji i parametrów emitorów .....  | 156 |
| Tab. 56. Wykaz rodzajów i ilości emisji zanieczyszczeń.....  | 158 |

## 1. WSTĘP

### 1.1. Uzasadnienie wyboru tematu

Gaz ziemny – podobnie jak inne gazy przemysłowe (np. gaz kopalniany, biogaz, CO<sub>2</sub> w łańcuchu CCS) – rzadko spełnia wymagania jakościowe odbiorców i sieci przesyłowych bez uprzedniego uzdatnienia. W praktyce oznacza to konieczność usunięcia lub ograniczenia zawartości wybranych składników (m.in. wody, CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>S, frakcji cięższych, aerozoli) oraz dopasowania parametrów ciśnienia i temperatury do wymagań procesu lub systemu transportowego. Szczególne znaczenie ma usuwanie wody: obecność pary wodnej i/lub wody wolnej prowadzi do ryzyka kondensacji, powstawania hydratów, korozji oraz problemów eksploatacyjnych w rurociągach i aparaturze. W konsekwencji osuszanie jest jednym z podstawowych, najbardziej rozpowszechnionych procesów uzdatniania gazu.

W przemyśle naftowym i gazowniczym dominującą metodą osuszania dużych strumieni gazu pod wysokim ciśnieniem jest absorpcja w glikolach, w szczególności w trietylenoglikolu (TEG). Rozwiązanie to jest technologicznie dojrzałe, stosunkowo proste i ekonomicznie uzasadnione, jednak jego skuteczność jest wprost zależna od jakości (stężenia) glikolu regenerowanego (lean glycol). Regeneracja TEG prowadzona w warunkach zbliżonych do atmosferycznych ma naturalne ograniczenia – w pracy wskazano, że typowe układy destylacji atmosferycznej umożliwiają uzyskanie L-TEG rzędu ok. 98,4% mas., a dla TREG ok. 99%+ mas. Dla wielu zastosowań jest to poziom wystarczający, jednak wraz ze spadkiem ciśnienia wydobywanego gazu (np. w końcowej fazie eksploatacji złoża) i wzrostem obciążenia wilgocią, utrzymanie wymaganej temperatury punktu rosy fazy wodnej staje się coraz trudniejsze.

W praktyce przemysłowej problem pogłębia dodatkowo presja na ograniczenie energochłonności, emisji oraz kosztów eksploatacyjnych. Znane metody podnoszenia stężenia glikolu (i tym samym pogłębiania osuszania) opierają się zasadniczo na obniżaniu ciśnienia cząstkowego pary wodnej w regeneratorze – najczęściej przez wprowadzanie gazu strippingowego, rozwiązania typu COLDFINGER lub wytwarzanie próżni w kolumnie destylacyjnej. Jednocześnie w rozprawie podkreślono, że w literaturze istnieją jedynie nieliczne wzmianki o zastosowaniu strumienicy do obniżania ciśnienia w regeneratorze glikolu oraz bardzo ograniczona liczba opracowań dotyczących użycia TREG jako sorbentu w osuszaniu gazu. To uzasadnia potrzebę pogłębionych badań – zarówno od strony procesowej (wpływ podciśnienia na stężenie glikolu i punkt rosy), jak i od strony inżynierii przepływu (projekt i sprawność strumienicy) oraz efektywności termodynamicznej (analiza egzergetyczna).

W odpowiedzi na tę lukę badawczą w niniejszej rozprawie zaproponowano i przeanalizowano nową metodę wspomaganą regeneracji glikoli, polegającą na wytworzeniu podciśnienia w układzie regeneracji TEG/TREG za pomocą strumienicy (ejektora) gazowej, zasilanej sprężonym powietrzem, zabudowanej na przewodzie

odprowadzającym opary po skraplaczu i separatorze. Zgodnie z koncepcją pracy, obniżenie ciśnienia w regeneratorze umożliwia uzyskanie L-TEG o stężeniu wyższym niż granica destylacji atmosferycznej oraz analogicznie wyższych stężeń L-TREG, co przekłada się na niższą zawartość wody w osuszonym gazie.

Rozprawa ma charakter inżyniersko-badawczy, łączący narzędzia modelowania procesowego i przepływowego z analizą termodynamiczną. Przyjęta metodyka umożliwia zarówno ilościową ocenę efektu podciśnienia w regeneracji glikolu, jak i przełożenie wyników na wymagania projektowe (dobór i geometria strumienicy, parametry powietrza napędowego, warunki pracy instalacji). Jednocześnie praca ma wymiar wdrożeniowy: w rozprawie wskazano, że opracowana metoda podciśnieniowej regeneracji glikoli została objęta ochroną patentową (PL i UE – załączniki 2 i 3) oraz może stanowić alternatywę dla wybranych technologii komercyjnych, oferując potencjalnie niskie nakłady inwestycyjne i ograniczenie zależności licencyjnych.

Praca obejmuje część przeglądową (uzdatnianie i metody osuszania gazu), część koncepcyjno-metodyczną (modele instalacji i strumienic, opis symulacji), część wynikową (symulacje procesowe, CFD, analiza egzergetyczna i emisyjna) oraz część dyskusyjną i wnioski, w których przedstawiono praktyczne rekomendacje dotyczące warunków zastosowania strumienicy w modernizacji istniejących instalacji glikolowych.

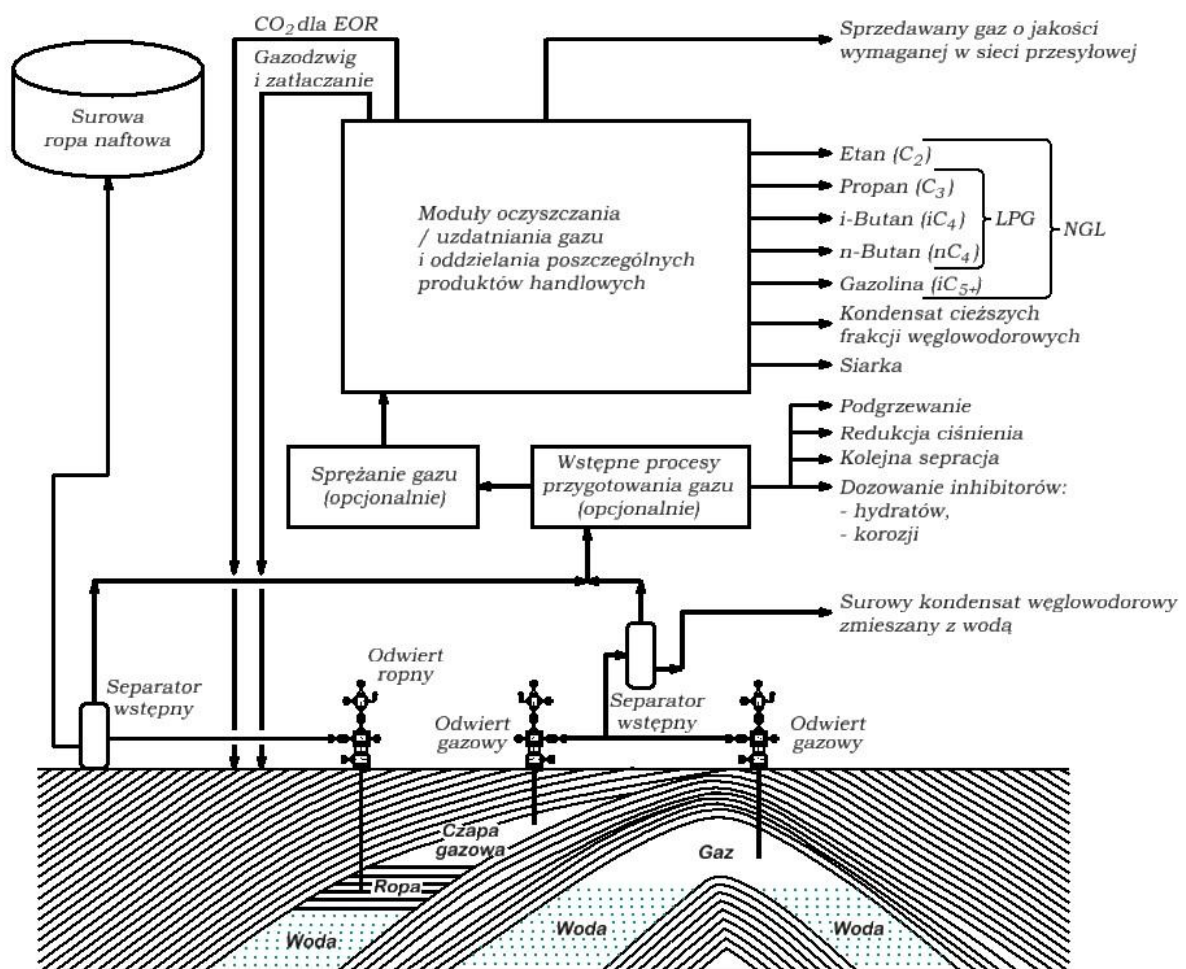
## **1.2. Składniki gazu i metody jego oczyszczania – uzdatniania**

Gaz wydobywany ze złóż węglowodorowych, z procesów odmetanowania węgla lub biogaz (pozyskiwany z biogazowni rolniczych, wysypisk odpadów i oczyszczalni ścieków) posiada szereg zanieczyszczeń oraz składników towarzyszących, które powinny być usunięte przed transportem. Wydobywany lub produkowany gaz wymaga uprzedniego oczyszczenia z zanieczyszczeń oraz dostosowania składu, ciśnienia i temperatury do parametrów pracy sieci przesyłowej albo wymagań odbiorców sektora energetycznego, chemicznego lub producentów LNG.

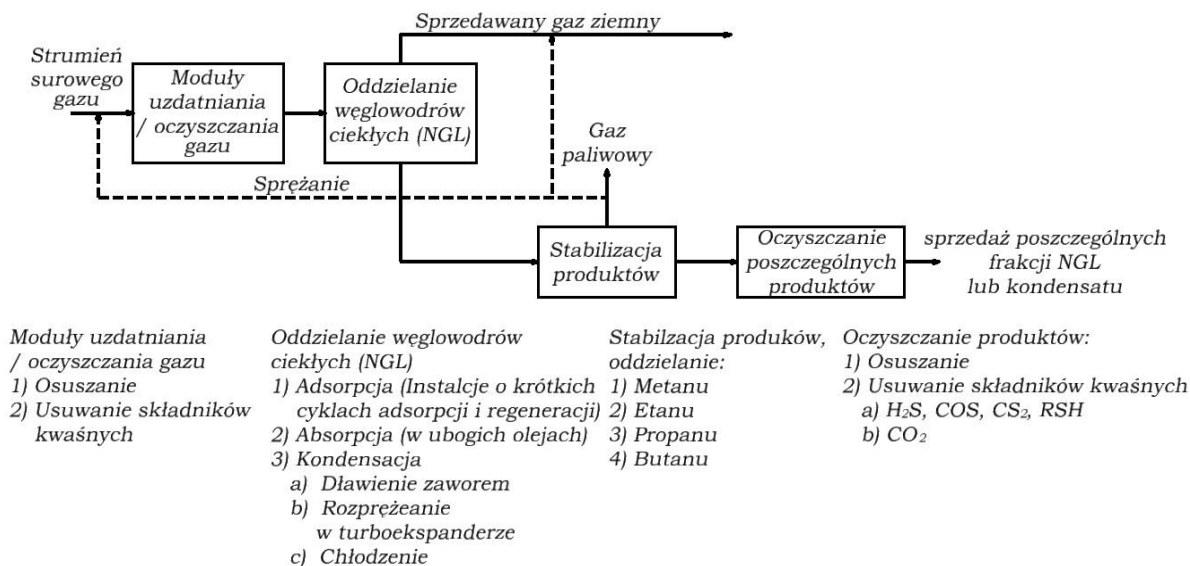
W odniesieniu do gazu ziemnego produkowanego ze złóż gazowych lub ropno-gazowych niezbędne procesy zależą od składu wydobywanego surowca. Obejmują najczęściej jego osuszenie, usunięcie ze składu węglowodorów gazolinowych, H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, He, O<sub>2</sub>, par rtęci, cząstek stałych wynoszonych z odwiertów oraz sprężanie. Moduły sprężarkowe pozwalają podnieść ciśnienie gazu do wartości niezbędnej do transportu rurociągowego, rozfrakcjonowania kriogenicznego poszczególnych składników, powtórnego zatłaczania do złoża w celu intensyfikacji wydobycia głównego produktu (ropy naftowej) oraz kompensacji spadku ciśnienia w rurociągach zbiorczych od odwiertów do ośrodka produkcyjnego.

Moduły oczyszczania/uzdatniania gazu występują zwykle na początku instalacji i są projektowane do usuwania następujących składników gazu ziemnego:

- $H_2O$ ,
- związków siarki:  $H_2S$ ,  $CS_2$ ,  $COS$ , merkaptanów (RSH) itp.,
- $CO_2$ ,
- $N_2$ ,
- $O_2$ ,
- He,
- Hg,
- zanieczyszczeń stałych (piasków, pyłów), asfaltenów
- oraz do zapobiegania tworzeniu się hydratów.



Rys. 1. Moduły oczyszczania i uzdatniania gazu ziemnego w typowym systemie wydobywczym, opracowanie własne na podstawie [19]



Rys. 2. Schemat przepływu dla instalacji uzdatniania/oczyszczania gazu ziemnego, opracowanie własne na podstawie [19]

Usuwanie wody (lub/i pary wodnej) z gazu nazywane jest osuszaniem i jest realizowane za pomocą kilku sprawdzonych procesów przemysłowych. Do najczęściej stosowanych metod osuszania należą:

- osuszanie absorpcyjne – polegające na kontakcie wilgotnego gazu z roztworami glikoli o wysokiej koncentracji (L-DEG/L-TEG/L-TREG). Sorbentem stosowanym w większości pracujących instalacji jest glikol trójetylenowy TEG. Z uwagi na swoją prostotę i stosunkowo niskie koszty proces ten jest najczęściej używany do osuszania dużych ilości gazu o wysokim ciśnieniu;
- osuszanie adsorpcyjne – wykorzystujące jako adsorbent stałe złoża substancji, takich jak: żele krzemionkowe, tlenki glinu lub sita molekularne. Podczas przepływu wilgotnego gazu przez złożę woda adsorbowana jest na powierzchni porów materiału osuszającego. Używa się ich zwykle wtedy, gdy wymagane jest bardzo głębokie osuszenie gazu do wartości  $< 1$  ppm;
- kondensacja wody na skutek ochłodzenia gazu – pozwalająca zwykle na równoczesne oddzielenie z gazu węglowodorów gazolinowych (NGL). Ochłodzenie gazu uzyskiwane jest poprzez redukcję ciśnienia gazu lub za pomocą instalacji ziębniczych. Aby zapobiec tworzeniu się hydratów na skutek ochłodzenia gazu i kondensacji wody, do strumienia gazu procesowego dodawane są inhibitory, takie jak glikol monetylenowy (MEG), metanol lub inhibitory kinetyczne;
- zastosowanie separatora naddźwiękowego wyposażonego w dyszę de Lavalą (jedna z metod kondensacyjnych) – polegające na zwiększeniu prędkości przepływu gazu do wartości naddźwiękowych poprzez zastosowanie dyszy de Lavalą o profilu zbieżno-rozbieżnym. Zamiana energii potencjalnej (ciśnienia i temperatury) w energię kinetyczną (wzrost prędkości gazu) skutkuje gwałtownym ochłodzeniem gazu i kondensacją wody oraz węglowodorów gazolinowych. Metoda ta, w odróżnieniu od dławienia ciśnienia za

pomocą zaworu, pozwala ograniczyć straty ciśnienia gazu (do ok. 30% wartości początkowej) oraz osiągnąć większe wychłodzenie, pozwalające nawet na zgrubne oddzielenie składników kwaśnych, jak CO<sub>2</sub> i H<sub>2</sub>S;

- użycie chlorku wapnia CaCl<sub>2</sub> – w procesie tym gaz nasycony wodą przepływa przez kolumnę wypełnioną tabletkami chlorku wapnia. CaCl<sub>2</sub> jest substancją silnie higroskopijną i na skutek kontaktu z parą wodną zawartą w gazie tworzy się solanka, która jest odbierana ze spodu kolumny. Ze względu na koszty tabletek metoda ta jest zwykle wykorzystywana do osuszania małych ilości gazu w lokalizacjach odległych od głównych instalacji procesowych;
- wykorzystanie membran – półprzepuszczalnych polimerów, które pozwalają określonym cząsteczkom, jak H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>O lub CO<sub>2</sub>, przenikać szybciej niż pozostałym składnikom gazu, jak CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> itp. Siłą napędową przenikania jest ciśnienie parcjale danego składnika. Jeśli w strumieniu oddzielanym (permeat) jest ono niższe niż w strumieniu gazu dopływającego do membrany (nadawa), wówczas składnik będzie przepływał przez membranę. Selektowność membrany zależy od rodzaju zastosowanego materiału.

Do usuwania składników kwaśnych (H<sub>2</sub>S, CS<sub>2</sub>, COS, merkaptanów (RSH) i CO<sub>2</sub>) z gazu opracowano szereg procesów, z których wiele jest technologiami chronionymi patentami lub wymaga zakupu drogich substancji chemicznych od określonego producenta.

Najogólniej dostępne procesy można podzielić na:

- wykorzystujące chemiczną absorpcję składników kwaśnych w roztworach amin, w kontakcie z węglanem potasu itp. Najszerszej stosowanymi w przemyśle nafty i gazu są procesy usuwania składników kwaśnych za pomocą amin, które pozwalają usuwać zarówno H<sub>2</sub>S, jak i CO<sub>2</sub>;
- wykorzystujące absorpcję fizyczną za pomocą rozpuszczalników fizycznych, takich jak SELEXOL, metanol itp. Procesy te są bardziej opłacalne ekonomicznie w przypadku gazów o wysokiej koncentracji H<sub>2</sub>S i CO<sub>2</sub>. SELEXOL pozwala również na selektywne oddzielenie H<sub>2</sub>S i CO<sub>2</sub> jako dwóch osobnych strumieni;
- wykorzystujące stałe złoża, np. sita molekularne, złoża tlenków żelaza lub tlenków cynku. Metody te pozwalają na oddzielenie i neutralizację wyłącznie H<sub>2</sub>S, a ich opłacalność jest ograniczona do niskich stężeń, nieprzekraczających ok. 1000 ppm;
- inne metody wykorzystujące bezpośrednią konwersję H<sub>2</sub>S do siarki elementarnej, oddzielenie za pomocą membran, stosowanie ciekłych neutralizatorów H<sub>2</sub>S na bazie tyrozyny, destylacji ekstrakcyjnej itp. Przy czym procesy destylacyjne są wykorzystywane wyłącznie do oddzielenia CO<sub>2</sub>.

Oddzielanie azotu i helu odbywa się poprzez kriogeniczne rozfrakcjonowanie komponentów mieszaniny gazowej. Temperatura, do jakiej musi zostać schłodzony gaz, zależy od jego ciśnienia. Jednak w celu oddzielenia azotu konieczne jest schłodzenie gazu do min.  $-185^{\circ}\text{C}$ , natomiast skroplenie helu jest jeszcze trudniejsze i wymaga chłodzenia do temperatur bliskich zeru absolutnemu. W tabeli 1 podano temperatury wrzenia składników gazu ziemnego.

Tab. 1. Temperatury wrzenia składników gazu (dla czystych komponentów)

| Składnik         | Ciśnienie           | Temperatura wrzenia                                 |
|------------------|---------------------|---|
| C <sub>1</sub>   | 13,1 bar [190 psia] | $-120^{\circ}\text{C}$ [ $-180^{\circ}\text{F}$ ]   |
| C <sub>1</sub>   | 1 atm               | $-162^{\circ}\text{C}$ [ $-259^{\circ}\text{F}$ ]   |
| C <sub>2</sub>   | 1 atm               | $-89^{\circ}\text{C}$ [ $-127^{\circ}\text{F}$ ]    |
| C <sub>3</sub>   | 1 atm               | $-42^{\circ}\text{C}$ [ $-44^{\circ}\text{F}$ ]     |
| nC <sub>4</sub>  | 1 atm               | $-1^{\circ}\text{C}$ [ $30^{\circ}\text{F}$ ]       |
| nC <sub>5</sub>  | 1 atm               | $36^{\circ}\text{C}$ [ $97^{\circ}\text{F}$ ]       |
| CO <sub>2</sub>  | 1 atm               | $-79^{\circ}\text{C}$ [ $-110^{\circ}\text{F}$ ]    |
| H <sub>2</sub> S | 1 atm               | $-60^{\circ}\text{C}$ [ $-76^{\circ}\text{F}$ ]     |
| H <sub>2</sub>   | 1 atm               | $-253^{\circ}\text{C}$ [ $-423^{\circ}\text{F}$ ]   |
| N <sub>2</sub>   | 1 atm               | $-196^{\circ}\text{C}$ [ $-320^{\circ}\text{F}$ ]   |
| He               | 1 atm               | $-269,9^{\circ}\text{C}$ [ $-454^{\circ}\text{F}$ ] |

Rtęć jest usuwana z gazu ze względu na swoje toksyczne właściwości oraz możliwość uszkodzenia instalacji technologicznych, w szczególności elementów wykonanych z aluminium, np. niektórych typów wymienników ciepła. Usuwanie rtęci przeprowadza się poprzez adsorpcję na węglu aktywnym, pokrytym siarką lub siarczkami metalu. Przed adsorberem instaluje się zwykle filtr (np. koalescencyjny lub z włókna szklanego) wychytujący wodę, węglowodory cięższe, glikol oraz mikrokrople rtęci, co zapobiega przedwczesnemu zatkaniu mikroporów węgla i utracie właściwości adsorpcyjnych.

Gaz ziemny może zawierać składniki węglowodorowe, które (jako tzw. czyste składniki) w warunkach normalnych występują w fazie ciekłej (NGL). Składniki te są oddzielane w odrębnych modułach instalacji. Oddzielanie tych „cięższych” węglowodorów prowadzi się z dwóch powodów :

- celem zapewnienia właściwej specyfikacji jakościowej sprzedawanego gazu, np. wymaganego normami przesyłowymi punktu rosy fazy węglowodorowej;
- w celu uzyskania dodatkowych produktów handlowych, których sprzedaż pozwala zmaksymalizować zyski z inwestycji w zagospodarowanie złoża i instalację systemu oczyszczania surowca.

W pierwszym przypadku wymagany jest znacznie mniejszy poziom rozdzielnia składników i wystarczające jest zwykle oddzielenie frakcji C<sub>3+</sub>/iC<sub>5+</sub>. Taki sposób

działania pozwala ograniczyć nakłady inwestycyjne i zastosować mniej skomplikowane moduły instalacji oczyszczającej.

W przypadku dużych złóż gazowych i ropno-gazowych, zawierających znaczne ilości węglowodorów  $C_{3+}$  (NGL), oraz możliwości ich sprzedaży klientom oferującym atrakcyjne ceny za poszczególne frakcje węglowodorowe opłacalna jest rozbudowa modułu ich rozdzielania. Najczęściej pozyskiwane produkty NGL i potencjalne rynki zbytu obejmują (składniki cięższe od metanu):

1. etan ( $C_2$ ) – najlżejszy z węglowodorów NGL, posiadający normalny punkt wrzenia NBP, wynoszący  $-89^{\circ}C$ . Zapotrzebowanie na etan występuje praktycznie wyłącznie w przemyśle petrochemicznym, gdzie wykorzystuje się go do produkcji tworzyw sztucznych, alkoholu etylowego, acetylenu itp.;
2. propan ( $C_3$ ) – drugi z kolei węglowódor NGL, posiadający normalny punkt wrzenia NBP, wynoszący  $-42^{\circ}C$ . Propan jest również surowcem dla przemysłu petrochemicznego, gdzie wykorzystuje się go do produkcji lekkich olefin (etylenu i propylenu). Dodatkowo propan używany jest jako paliwo do celów grzewczych i przygotowywania posiłków na obszarach, gdzie nie ma dostępu do gazu sieciowego. Jest również stosowany jako paliwo w transporcie samochodowym. Najczęściej sprzedaje się go w formie mieszaniny propanu i butanu pod nazwą LPG (Liquefied Petroleum Gas). Zapotrzebowanie na propan jako paliwo jest zwykle cykliczne i wzrasta w okresie zimowym;
3. butany ( $iC_4$  i  $nC_4$ ) – sprzedawane jako substrat do produkcji w przemyśle petrochemicznym i jako paliwo. W rafineriach jest również mieszany z innymi komponentami petrochemicznymi w celu uzyskania najniższym kosztem benzyn i paliw spełniających specyfikacje normowe (szczególnie lotności produktów RVP i NVP). Najczęściej wykorzystywany jest do mieszania z oktanem i w celu regulacji lotności benzyn. Właściwości fizyczne obu izomerów butanu różnią się, co determinuje ich zastosowanie. Bardziej wartościowym izomerem jest izobutan ( $iC_4$ ), który ma większą lotność (NBP  $-12^{\circ}C$ ). Jest on używany w rafineriach do mieszania z innymi komponentami w celu uzyskania benzyn o wysokiej liczbie oktanowej. Jeśli wykorzystywany jest jako paliwo, to najczęściej w mieszaninie z propanem (LPG). Natomiast n-butan o niższej lotności (NBP  $-0,5^{\circ}C$ ) jest używany do produkcji monoolefin (etylenu, propylenu) oraz diolefin i butadienu;
4. naturalną gazolinę ( $iC_{5+}$ ) – mieszaninę pentanu i cięższych węglowodorów oddzielonych ze strumienia gazu (czasami używa się również nazwy kondensat węglowodorowy). Zwykle ma ona w swoim składzie głównie węglowodory parafinowe proste i o łańcuchach rozgałęzionych. Produkt ten jest zazwyczaj wykorzystywany w przemyśle petrochemicznym i rafineriach.

Procesy rozdzielania poszczególnych frakcji węglowodorowych można podzielić następująco:

1. metody absorpcyjne przy wykorzystaniu ubogich olejów (lean oil processing) – składniki C<sub>3+</sub> podlegają fizycznej absorpcji w strumieniu lekkich węglowodorów, nazywanym ubogim olejem (lean oil), a następnie poszczególne frakcje są kolejno oddzielane poprzez stripping<sup>1</sup> lub destylację. Efektywność procesu absorpcji jest czasem podnoszona poprzez zastosowanie chłodzenia;
2. metody adsorpcyjne, które są używane raczej do kontroli punktu rosy fazy węglowodorowej gazu niż do przemysłowej produkcji poszczególnych frakcji węglowodorowych – umożliwiają równoczesne oddzielanie węglowodorów C<sub>5+</sub> i wody, co jest atrakcyjne w przypadku niewielkich złóż gazu o stosunkowo niskim ciśnieniu. Często jako złoża adsorbentu wykorzystywane są żele krzemionkowe, a instalacje pracują przy krótkich cyklach adsorpcji i regeneracji złoża z uwagi na szybsze jego przebiecie przez węglowodory C<sub>5+</sub> niż przez wodę;
3. metody kondensacyjne – najczęściej stosowane procesy oddzielania węglowodorów ciekłych NGL. Można je podzielić na dwie grupy:
  - a. pierwsza służy głównie do kontroli i regulacji punktu rosy fazy węglowodorowej gazu. Ochłodzenie gazu i towarzysząca mu kondensacja węglowodorów C<sub>5+</sub> oraz wody są tutaj uzyskiwane na skutek redukcji ciśnienia za pomocą zaworu (NTS – niskotemperaturowa separacja) lub poprzez zmianę energii potencjalnej (ciśnienia i temperatury) w energię kinetyczną (wzrost prędkości gazu) w separatorze naddźwiękowym;
  - b. druga grupa metod kondensacyjnych to procesy wykorzystujące do ochłodzenia strumienia gazu obiegi chłodnicze z czynnikiem propanowym lub R-22. Procesy te są używane zarówno do rozdzielania poszczególnych składników węglowodorowych, jak i do regulacji punktu rosy fazy węglowodorowej i wodnej gazu.

W przypadku złóż o niewielkich zasobach surowca i wysokim ciśnieniu gazu metoda niskotemperaturowej separacji jest preferowana z uwagi na niskie koszty inwestycyjne oraz minimalne koszty eksploatacyjne.

Metan uwalniany podczas odmetanowania dziewiczych pokładów węgla - tzw. CBM (Coal Bed Methane) oraz metan z eksploatacji czynnych kopalń węgla kamiennego (CMM – Coal Mine Methane) występują jako kopalina towarzysząca złożom węgla kamiennego. Jego eksploatacja nie jest celem samym w sobie.

---

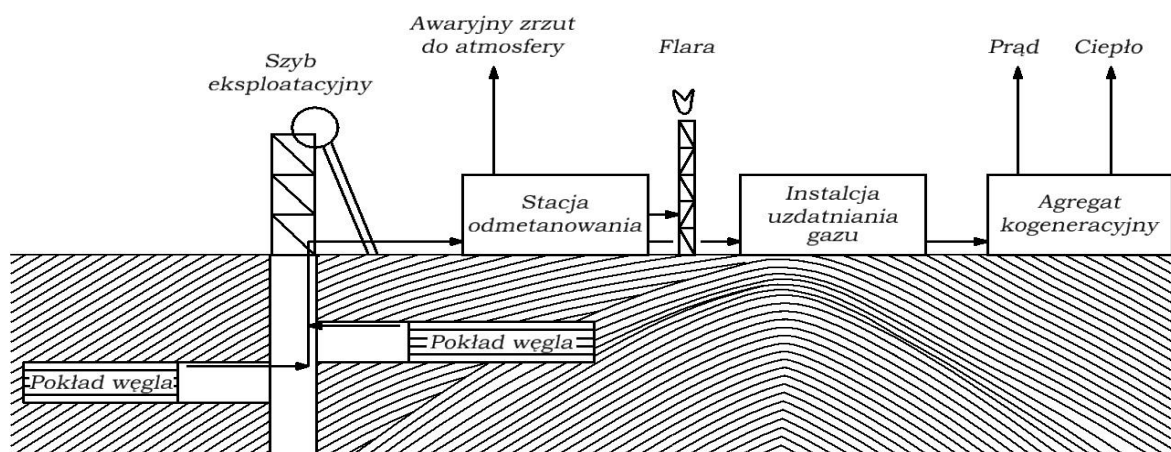
<sup>1</sup> Stripping to proces fizycznej separacji, podczas którego jeden lub więcej składników jest usuwanych z cieczy na skutek przepływu gazu. Gaz strippingowy obniża ciśnienie parcjale danego składnika w fazie gazowej, wskutek czego jego większa ilość odparowuje z roztworu. Stripping jest zwykle prowadzony przy możliwie najwyższej temperaturze i najniższym ciśnieniu procesu, co pozwala na użycie minimalnego strumienia gazu.

Kontrolowane odprowadzanie wydzielonego metanu wynika z potrzeby zapewnienia bezpieczeństwa pracy podczas prowadzenia podziemnej eksploatacji. Ujmowanie gazu kopalnianego odbywa się przede wszystkim za pomocą odmetanowania. Jest to proces technologiczny polegający na podciśnieniowej eksploatacji gazu z otworów drenażowych nawierconych do pokładów węgla lub zrobów, a następnie odprowadzeniu tego gazu na powierzchnię za pomocą systemu rurociągów podłączonych do stacji odmetanowania.

Powierzchniowa stacja odmetanowania kopalni wyposażona jest w zestaw filtrseparatorów wyłapujących cząstki cieczy oraz zanieczyszczenia stałe (głównie pył węglowy) oraz w dmuchawy wytwarzające podciśnienie w systemie rurociągów drenażowych. Gaz kopalniany (CMM) różni się swoim składem od gazu ziemnego, a jego główne składniki stanowią:  $\text{CH}_4$  35–70%,  $\text{N}_2$  22,5–55,5%,  $\text{O}_2$  4,5–11,5%,  $\text{CO}_2$  ok. 3% i  $\text{CO}$  ok. 0,015% (dane typowe dla kopalń Jastrzębskiego Zagłębia Węglowego). Gaz ze stacji odmetanowania charakteryzuje się niskim ciśnieniem oraz dużymi wahaniami koncentracji metanu, zawiera również tlen pochodzący z powietrza wentylacyjnego. Dostosowywanie jego składu do parametrów gazu wysokometanowego oraz włączenie do sieci przesyłowej wiąże się z znacznymi trudnościami technicznymi. Konieczna jest budowa stosunkowo złożonych i rozbudowanych instalacji technologicznych, które projektowane są zwykle dla wolumenów gazu stanowiących wielokrotność wydajności pojedynczych stacji odmetanowujących.

W polskim górnictwie gaz kopalniany CMM/CBM jest przeważnie stosowany jako paliwo dla kotłowni lub jednostek kogeneracyjnych wytwarzających energię elektryczną i ciepło. Są one wykorzystywane na potrzeby zakładów górniczych oraz częściowo sprzedawane odbiorcom zewnętrznym. Gaz kopalniany stosowany jest również do zaopatrywania odbiorców przemysłowych, np. Elektrociepłowni „Zofiówka”.

Ostatnie regulacje EU (tzw. Rozporządzenie Metanowe) wymagają uniknięcia emisji  $\text{CH}_4$  do atmosfery lub jego spalania na flarach. Działanie takie jest nie tylko przyjazne dla środowiska, lecz także pozwala uniknąć opłat z tytułu emisji gazów do atmosfery.



Rys. 3. Schemat ujęcia, oczyszczania i wykorzystania gazu z odmetanowania kopalni węgla kamiennego (CMM), opracowanie własne

W celu energetycznego wykorzystania gazu kopalnianego stosowane są specjalne typy silników gazowych, przystosowane do spalania paliwa o stosunkowo niskiej zawartości metanu i dużych wahań jego zawartości w składzie mieszanki.

Tego typu silniki wymagają, aby dostarczane paliwo było osuszone, co przeciwdziała kondensacji wody w ścieżkach gazowych palników i ich awariom (zwykle wilgotność względna paliwa nie może przekraczać 70–80%). Podstawowym procesem uzdatniania gazu kopalnianego jest więc osuszanie. Realizuje się je zwykle metodą termodynamiczną, polegającą na ochłodzeniu gazu za pomocą czynnikaziębniczego (wody lodowej) i oddzieleniu kondensatu w separatorze. Taki sposób osuszania powoduje obniżenie wilgotności bezwzględnej, jednak wilgotność względna gazu wzrasta i osiąga często wartość 100%. Następnie gaz ogrzewany jest o kilka stopni, aby obniżyć wilgotność względną poniżej 70%. Tak przygotowane paliwo jest kierowane do palników układów kogeneracyjnych.

Innym paliwem uzdatnianym przed transportem jest biogaz. Biogaz jest mieszaniną składającą się głównie z metanu i dwutlenku węgla, produkowaną przez mikroorganizmy z rozkładu substancji organicznych w warunkach beztlenowych. Powstały biogaz składa się w 50–75% z metanu i w 25–45% z dwutlenku węgla, a także z małych ilości siarkowodoru, azotu, tlenu i wodoru. Skład biogazu zależy od procesu technologicznego, w którym jest pozyskiwany, i od zastosowanych substratów. Typową zawartość poszczególnych składników w biogazie przedstawiono w tabeli 2.

Tab. 2. Zawartość składników w biogazie

| <b>Składnik</b>  | <b>Zawartość</b> |
|------------------|------------------|
| CH <sub>4</sub>  | 50–75% obj.      |
| CO <sub>2</sub>  | 25–45% obj.      |
| H <sub>2</sub> S | 20–20 000 ppm    |
| H <sub>2</sub>   | < 1% obj.        |
| CO               | 0–2,1% obj.      |
| N <sub>2</sub>   | < 2% obj.        |
| O <sub>2</sub>   | < 2% obj.        |
| inne             | śladowe ilości   |

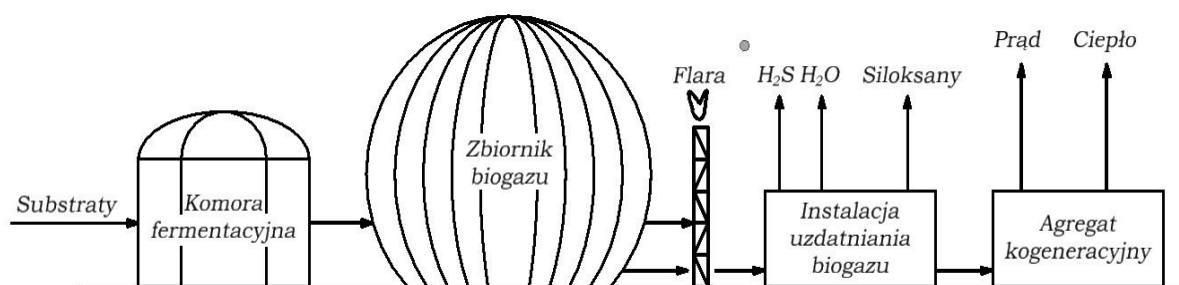
Biogaz wykorzystywany jest przeważnie jako paliwo dla agregatów kogeneracyjnych i kotłowni. Dużo rzadziej jest uzdatniany do postaci biometanu i wtłaczany do sieci gazowej lub używany jako paliwo dla pojazdów. Produkcja energii elektrycznej i cieplnej ze stosunkowo niedużych ilości biogazu wytwarzanego przez pojedynczą instalację jest bardziej opłacalna niż inwestycja w rozbudowaną instalację technologiczną do pełnego oczyszczania do parametrów gazu sieciowego.

Użycie biogazu jako paliwa dla agregatu kogeneracyjnego wymaga jednak przeprowadzania częściowego uzdatniania paliwa do parametrów zapewniających bezawaryjną pracę silnika gazowego.

Podstawowymi procesami, którym musi zostać poddany biogaz, są procesy usunięcia:

1.  $H_2S$  z uwagi na jego wysoką korozyjność dla elementów silników oraz zagrożenie toksyczne dla obsługi;
2. siloksanów stanowiących lotne związki krzemu – produktem ich spalania w silnikach jest osadzający się na powierzchni elementów komory spalania osad (z tlenków krzemów). Jest on chemicznie i fizycznie podobny do piasku i powoduje znaczne wewnętrzne uszkodzenia silników oraz przyspieszoną degradację oleju silnikowego;
3. wody, która, kondensując w ścieżkach gazowych silników, powoduje ich zalewanie i awarie.

Usuwanie  $H_2S$  przeprowadzane jest zwykle jedną z metod wymienionych dla gazu ziemnego i przeważnie wymaga sprężania biogazu. Osuszanie biogazu odbywa się natomiast metodą termodynamiczną, jak w przypadku gazu kopalnianego.



Rys. 4. Schemat produkcji, oczyszczania i wykorzystania biogazu do produkcji energii elektrycznej i ciepła, opracowanie własne

### 1.3. Wybór technologii uzdatniania gazu

Dostępność wielu procesów technologicznych pozwalających osiągnąć podobny efekt oczyszczenia gazu sprawia, że już na samym początku planowania inwestycji stajemy przed koniecznością wyboru optymalnej ekonomicznie technologii uzdatniania gazu. Pomocnymi w dokonaniu wyboru są komputerowe symulacje procesowe oraz usługi doradczo-konsultingowe świadczone przez firmy inżynierskie i biura projektów, posiadające odpowiednie kompetencje oraz wiedzę. Dokumentem podsumowującym rezultaty tych wstępnych prac jest studium wykonalności inwestycji, które zwykle stanowi podstawę podjęcia decyzji inwestycyjnej.

Prace analityczne i symulacje procesowe muszą zostać przeprowadzone na podstawie wiarygodnych danych na temat ilości produkowanego surowca, jego składu chemicznego oraz wymagań odbiorców w zakresie ilości i jakości dostarczanego

paliwa gazowego. Tylko wówczas osiągniemy odpowiednią rentowność inwestycji i unikniemy błędnych decyzji, których skutkiem będzie nieuzasadniony wzrost kosztów, wpływający negatywnie na rentowność projektu.

Tak postawione zadanie polega na wyborze technologii oczyszczania gazu i zaprojektowaniu instalacji na taką przepustowość, aby spełnić wszelkie wymagania kontraktowe lub wymagania techniczne zasilanych instalacji przemysłowych bez ponoszenia nadmiernych kosztów inwestycyjnych i eksploatacyjnych.

Przewymiarowanie instalacji powoduje, że jej pełna przepustowość będzie rzadko wykorzystywana i skutkuje poniesieniem nadmiernych wydatków inwestycyjnych. Problemy wynikające z zaprojektowania instalacji o zbyt małej przepustowości są oczywiste. Podobnie wybór nieodpowiedniej technologii oczyszczania gazu może narazić inwestora na nadmierne wydatki, niekiedy podważające opłacalność całej inwestycji.

Przykładem może być wybór technologii odsiarczania gazu dla stosunkowo małych zasobów gazu (wydobywanych jednym lub dwoma odwiertami) i surowca o stosunkowo niewielkim stężeniu  $H_2S$ . W takim przypadku w interesie inwestora jest maksymalne ograniczenie nakładów inwestycyjnych, nawet kosztem ponoszenia większych nakładów eksploatacyjnych. Ogranicza to ryzyko strat wynikających z szybkiego zmniejszania się produktywności odwiertu i krótkiego czasu eksploatacji. Korzystnym wyborem jest wówczas zastosowanie ciekłych neutralizatorów  $H_2S$  dozowanych bezpośrednio do rurociągu, zamiast budowy kosztownych instalacji absorpcyjnych lub adsorpcyjnych.

Podobnie sytuacja wygląda w przypadku wyboru technologii osuszania gazu. Dla dużych ośrodków oczyszczania gazu, do których podłączone są całe pola wydobywcze, projektowanych dla znacznych wolumenów surowca, preferowaną metodą osuszania gazu jest metoda absorpcyjna z wykorzystaniem glikoli. Zapewnia ona najniższy jednostkowy koszt osuszania gazu, gwarantując jednocześnie utrzymanie parametrów jakościowych wymaganych w transporcie rurociągowym.

Sytuacja wygląda jednak zupełnie inaczej w przypadku małych instalacji wydobywczych w lokalizacjach odległych od głównych instalacji procesowych, które obsługują często pojedyncze odwierty. Tutaj ponoszenie kosztów budowy instalacji glikolowej jest nieuzasadnione i operator będzie preferował instalację niskotemperaturowej separacji (NTS), osuszającą gaz na skutek obniżenia temperatury podczas dławienia ciśnienia za pomocą zaworu. Jeśli ciśnienie złożowe jest zbyt niskie dla zastosowania instalacji NTS, wówczas bardziej opłacalnym rozwiązaniem może być zastosowanie niewielkiej instalacji tabletkowej, osuszającej gaz chlorkiem wapnia  $CaCl_2$ . Tego typu jednostki są zwykle instalowane na skidach umożliwiającym łatwe przewiezienie do nowej lokalizacji po wyczerpaniu się zasobów gazu z danego odwiertu.

Podstawą wyboru i zaprojektowania odpowiednich procesów technologicznych są więc dane zawarte w:

1. analizach składu gazu z poszczególnych odwiertów, stacji odmetanowania oraz przewidywanego składu biogazu;
2. prognozach wydobywania, określających planowane wydajności odwiertów oraz przewidywane ciśnienia głowicowe ruchowe, głowicowe statyczne oraz wykładniki wodne. W przypadku gazu kopalnianego są to prognozy metanowości pokładów i oparte na nich wymagania zakładu górniczego w zakresie minimalnej i maksymalnej wydajności stacji odmetanowania, gwarantującej bezpieczeństwo podczas wydobywania węgla. W przypadku biogazowni to planowana minimalna i maksymalna ilość produkowanego biogazu;
3. warunkach podpisanych kontraktów z odbiorcami gazu, określających:
  - maksymalną i minimalną przepustowość instalacji,
  - minimalne, maksymalne i nominalne ciśnienie w punkcie odbioru,
  - maksymalną zawartość wody (temperaturę punktu rosy fazy wodnej),
  - maksymalną zawartość węglowodorów gazolinowych (temperaturę punktu rosy fazy węglowodorowej),
  - minimalną i maksymalną temperaturę gazu w punkcie odbioru,
  - maksymalną zawartość zanieczyszczeń  $H_2S$ ,  $CS_2$ ,  $COS$ , merkaptanów (RSH),  $CO_2$ ,  $O_2$ , par rtęci oraz pyłów,
  - minimalną i maksymalną wartość ciepła spalania gazu itp.;
4. normach i standardach technicznych regulujących wymaganą jakość gazu sieciowego (w Polsce parametry te są określone w normie PN-C-04752:2011);
5. wymaganiach technicznych instalacji kogeneracyjnych oraz odbiorców przemysłowych w zakresie składu, jakości i ciśnienia dostarczanego paliwa.

#### **1.4. Osuszanie gazu jako podstawowy proces uzdatniania przed transportem**

Osuszanie gazu jest podstawowym i najbardziej rozpowszechnionym procesem uzdatniania gazu ziemnego, gazu kopalnianego i biometanu. Jest także procesem niezbędnym w łańcuchu wytwarzania i magazynowania wodoru w kawernach solnych, wyeksploatowanych złożach węglowodorów oraz strukturach aquiferowych.

Osuszanie gazu stosowane jest również w procesach transportu, sprężania i zatłaczania do górotworu dwutlenku węgla w procesach CCS oraz EOR.

W zależności od potrzeb osuszanie gazów prowadzone jest różnorodnymi metodami, a woda usuwana jest w różnym stopniu. Należy przy tym pamiętać, że określenie „gaz osuszony” jest stwierdzeniem umownym i nie oznacza, że woda została usunięta całkowicie. Gaz osuszony zawiera w swoim składzie parę wodną w ilości dopuszczalnej przez normę przesyłową, akceptowanej przez odbiorcę przemysłowego lub zapewniającej bezawaryjną pracę instalacji palnikowych elektrociepłowni, instalacji do produkcji LNG itp.

W tabeli 3 podano najczęściej stawiane wymagania w zakresie stopnia osuszenia różnych gazów. Przeliczenia pomiędzy różnymi jednostkami wykonano w programie CHEMCAD NXT za pomocą modelu stosującego równanie stanu Soave-Redlich-Kwong (SRK) do obliczeń stałych równowagi K i entalpii.

Osuszanie gazów jest konieczne z kilku przyczyn. W przypadku gazu ziemnego i biometanu jest prowadzone w celu:

1. zapobiegania tworzeniu się hydratów oraz kondensacji wody w rurociągach oraz instalacjach przemysłowych do oczyszczania i przesyłania gazu,
2. zapobiegania korozji,
3. dotrzymania wymagań kontraktów z odbiorcami w zakresie punktu rosy fazy wodnej gazu.

Wymagany stopień osuszania biogazu i gazu kopalnianego, stanowiących paliwo dla instalacji kogeneracyjnych, jest znacznie mniejszy niż gazu ziemnego przesyłanego rurociągami oraz gazu stanowiącego surowiec do produkcji LNG. Ze względu na niskie ciśnienie gazu, wynoszące zwykle kilkanaście kPa, i stosunkowo wysoką temperaturę w granicach 30–50°C nie występuje zagrożenie tworzenia się hydratów.

Tab. 3. Wymagany stopień osuszenia różnych gazów

| Rodzaj gazu i jego przeznaczenie                                 | Maksymalna zawartość wody |                    |   |          |
|--|---------------------------|--------------------|---|----------|
|  | Tpr [°C]                  | ppm <sub>mol</sub> | kg H <sub>2</sub> O/10 <sup>6</sup> nm <sup>3</sup> | RH%      |
| Gaz ziemny sieciowy (30 barg i 20°C)                             | -10,9°C                   | ≤ 120              | 96  | ≤ 15,8%  |
| Gaz ziemny do produkcji LNG (30 barg i 20°C)                     | -90°C                     | < 0,1              | 0,05  | ≤ 0,008% |
| Gaz kopalniany paliwo dla instalacji CHP (15 kPag i 50°C)        | 45,6°C                    | 84 943             | 74 610  | ≤ 80%    |
| Gaz kopalniany paliwo dla instalacji CHP (15 kPag i 40°C)        | 35,9°C                    | 50 784             | 43 002  | ≤ 80%    |
| Biogaz paliwo dla instalacji CHP (15 kPag i 40°C)                | 35,9°C                    | 50 784             | 43 002  | ≤ 80%    |
| Biogaz paliwo dla instalacji CHP (15 kPag i 30°C)                | 26,2°C                    | 29 206             | 24 180  | ≤ 80%    |
| Biogaz produkcja biometanu wtłaczanego do sieci (30 barg i 20°C) | -10,9°C                   | ≤ 120              | 96  | ≤ 15,8%  |
| CO <sub>2</sub> procesy CCS (30 barg i 20°C)                     | -4,5°C                    | ≤ 50               | 40  | ≤ 6,6%   |
| H <sub>2</sub> zasilanie ogniw paliwowych (30 barg i 20°C)       | -48°C                     | ≤ 5                | 4   | ≤ 0,66%  |
| Powietrze sterownicze dla napędów pneumatycznych (6 barg i 20°C) | -40°C                     | ≤ 37               | 30  | ≤ 1,1%   |

Agregaty kogeneracyjne są instalowane w bezpośrednim sąsiedztwie źródła gazu, dlatego problem korozji sieci przesyłowej również nie występuje. Głównymi czynnikami determinującymi konieczność oraz stopień osuszenia gazu są wymagania producentów silników gazowych. Wymagają oni zwykle, aby wilgotność względna gazu nie przekraczała 80% w całym zakresie ciśnień i temperatur dostarczanego paliwa gazowego. Ma to na celu zabezpieczenie ścieżek gazowych i palników przed kondensacją wody oraz powodowanymi przez nią awariami.

Przyczyny osuszania dwutlenku węgla są podobne, jak w przypadku gazu ziemnego:

1. zapobieganie tworzeniu się hydratów i kondensacji wody w rurociągach oraz instalacjach przemysłowych do oczyszczania i przesyłania gazu,
2. zapobieganie korozji, która w przypadku CO<sub>2</sub> stanowi znacznie poważniejszy problem niż w przypadku gazu ziemnego z uwagi na kwaśny odczyn powstający w rurociągach i aparaturze.

Należy zaznaczyć, że dla CO<sub>2</sub> nie ma jednego akceptowalnego standardu określającego wymagany stopień osuszenia. Wynika on raczej z wymagań kolejnych procesów technologicznych i warunków klimatycznych. W tabeli 3 podano najbardziej restrykcyjne kryterium dla instalacji pracujących w warunkach arktycznych (standard EQUINOR) [64].

Wymagany stopień osuszenia wodoru również uzależniony jest od następujących po osuszeniu procesów technologicznych oraz końcowego przeznaczenia gazu. Wodór stanowi paliwo dla dwóch typów instalacji o skrajnie różnych wymaganiach w zakresie jego czystości. W ogniach paliwowych stacjonarnych, jak również stosowanych w pojazdach (PEM) reakcje zachodzą w obecności katalizatorów, które wymagają bardzo wysokiej czystości wodoru. Szczegółowe wymagania jakościowe dotyczące wodoru do zasilania polimerowych ogniw paliwowych (PEM) określone są w normie ISO 14687:2019.

Czystość wodoru przeznaczonego do stosowania w ogniach paliwowych (wodorowych) powinna wynosić 99,97% mol, całkowita zawartość zanieczyszczeń nie może przekraczać 300  $\mu\text{mol/mol}$ , w tym ilość wody musi być poniżej 5  $\mu\text{mol/mol}$ , co odpowiada wartości  $\leq 5 \text{ ppm}_{\text{mol}}$  podanej w tabeli 3. Są to bardzo restrykcyjne wymagania, mające zapobiec uszkodzeniu ogni w zasilanych paliwem o nieodpowiedniej jakości.

Wymagania dotyczące czystości wodoru dla turbin gazowych są znacznie mniej restrykcyjne niż te dla niskotemperaturowych ogniw paliwowych. Nie ma obecnie ustalonych norm dla gazów zasilających turbiny gazowe i należy kierować się

wymaganiami określonymi przez producentów urządzeń. Poprzez analogię z turbinami spalającymi gaz ziemny, gaz kopalniany i biogaz można przyjąć, że jednym z kryteriów będzie odpowiednia wilgotność względna, zapobiegająca kondensacji wody w ścieżkach paliwowych.

Osuszanie powietrza sterowniczego jest konieczne, aby przeciwdziałać kondensacji wody w sieci rurociągów i przedostawaniu się wody ciekłej do napędów zaworów, co może prowadzić do uszkodzeń. Przy ujemnych temperaturach zewnętrznych uszkodzenia urządzeń mogą być również spowodowane przez zamarznięcie kondensującej wody.

## 2. WPROWADZENIE

### 2.1. Stan badań nad osuszaniem gazu

Przemysłowe metody osuszania gazów są rozwijane i opisywane w literaturze od blisko stu lat. Jak podają A.L. Kohl i F.C. Riesenfeld, opis instalacji wykorzystującej glicerynę do usuwania wody z gazu miejskiego przekazał w 1929 r. Tupholme.

W. Swerdloff podaje natomiast, że roztwory chlorku wapnia były pierwszą cieczą zastosowaną w początku lat trzydziestych dwudziestego wieku do osuszania gazu ziemnego. Pierwsze zastosowanie glikolu dwuetylenowego do osuszania gazu ziemnego miało natomiast miejsce w 1936 r. [54].

Dynamiczny wzrost zużycia gazu ziemnego w energetyce, przemyśle chemicznym i w gospodarce komunalnej, który nastąpił w okresie powojennym, spowodował dalszy rozwój metod oczyszczania gazu ziemnego, w tym jego osuszania. Opracowano nowe przemysłowe metody osuszania gazu, takie jak zastosowanie stałych adsorbentów, metody termodynamiczne, membranowe, oraz rozwijano i ulepszano znane już wcześniej metody absorpcyjne.

Pojawiło się również wiele monografii i książek na temat metod osuszania i oczyszczania gazu. Najbardziej znanymi pozycjami literaturowymi, wykorzystywanymi często jako podręczniki akademickie oraz pomoce dla pracowników przemysłu, są „Oczyszczanie gazu” [54], „Gas Conditioning and Processing” [19], „GPSA Data Book” [34] i „Oilfield Processing of Petroleum Volume One: Natural Gas” [67]. Książki te oprócz opisów metod osuszania i oczyszczania gazów podają również szczegółowe informacje na temat projektowania i eksploatacji instalacji wraz z licznymi przykładami obliczeniowymi.

Metody absorpcyjne rozwijane są w dalszym ciągu – głównie w zakresie metod regeneracji roztworów glikolowych. Początkowo wprowadzane ulepszenia polegały na zastąpieniu glikolu dwuetylenowego glikolem trójetylenowym, który może być regenerowany do wyższych stężeń z uwagi na wyższą temperaturę termicznego rozkładu.

Kolejne publikowane wyniki badań wskazują również na możliwość podniesienia efektywności osuszania gazu poprzez zastosowanie glikoli wyższego rzędu, jak glikol tetraetylenowy TREG [13, 51].

Badania zmierzające do zwiększenia skuteczności osuszania gazu w instalacjach glikolowych prowadzone są w dwóch kierunkach. Pierwszy to podniesienie skuteczności procesu absorpcji w kolumnach osuszających, natomiast drugi kierunek to podniesienie efektywności regeneracji glikoli.

Badania mające na celu podniesienie efektywności kolumn absorpcyjnych, zwiększenie ich przepustowości oraz ograniczenie porywania glikolu przez strumień

gazu ukierunkowane są na zastosowanie nowych typów wypełnień kolumn. W tym celu stosuje się wypełnienia strukturalne oraz pakietowe wypełnienia ze zgrzewanych pierścieni, pozwalających uzyskać większą powierzchnię kontaktu gaz–ciecz, bardziej jednolity rozptyw glikolu po złożu (wyeliminowanie przepływu kanałowego lub spychanie cieczy na ścianki kolumny przez strumień gazu) oraz większą przepustowość kolumn.

Oprócz wypełnień opracowywane są również nowe typy dystrybutorów i wtrysków glikolu do kolumny, umożliwiające lepsze rozprowadzenia sorbentu po powierzchni złoża. Projektowane są także nowe konstrukcje kierownic wlotowych gazu, zapewniających jednolite jego rozprowadzenie po całej średnicy kolumny już na samym dole złoża. W celu zwiększenia przepustowości kolumny, która często jest ograniczona przez przepustowość demistera wylotowego, stosowane są nowe typy separatorów wylotowych glikolu, jak np. różne konstrukcje multicyklonów [11, 49, 56, 59, 60, 66, 83, 87].

Badania mające na celu podniesienie efektywności regeneracji glikoli koncentrują się głównie na uzyskiwaniu wyższych stężeń zregenerowanego glikolu oraz na poprawie efektywności wymiany ciepła w wernikach regeneracyjnych. Regeneracja glikoli do pewnej granicy stężenia (której wartość zależy od rodzaju glikolu) jest zadaniem stosunkowo prostym, jednak po osiągnięciu tej granicy dalsze podnoszenie koncentracji glikolu jest coraz trudniejsze i wymaga rozbudowy instalacji o kolejne urządzenia oraz ponoszenia coraz większych nakładów energetycznych. Oczekiwany efekt osiągany jest poprzez wytworzenie podciśnienia w regeneratorze [13] lub obniżenie ciśnienia parcjalego pary wodnej, z użyciem różnego rodzaju gazowych mieszanin strippingowych [27, 86]. Stosowana jest również częściowa kondensacja pary wodnej już w werniku regeneratora i jej wyprowadzenie poza układ regeneracji o handlowej nazwie COLDFINER [32, 80].

Nieustannie podnoszone wymagania legislacyjne w zakresie ochrony powietrza i ograniczenia emisji gazów do atmosfery stały się bodźcem do poszukiwania rozwiązań bardziej przyjaznych dla środowiska. Badania prowadzone w tym zakresie ukierunkowane są głównie na ograniczenie lub całkowite wyeliminowanie emisji węglowodorów używanych do strippingu gazowego podczas regeneracji glikoli oraz węglowodorów BETX zawartych w osuszonym gazie ziemnym. Stosowane w tym celu metody polegają głównie na użyciu zamkniętych obiegów gazu strippingowego, w których wykorzystywane są mieszanki gazowe węglowodorów parafinowych, aromatycznych i olefin z szeregu C<sub>5</sub>–C<sub>10</sub> [26, 27, 30, 86].

Dynamiczny rozwój rynku LNG i budowa wielu nowych zakładów skraplania gazu stworzyły potrzebę znacznie głębszego osuszania gazu niż jest to osiągalne za pomocą instalacji glikolowych. Zastosowanie stałych złóż adsorpcyjnych w postaci sit molekularnych pozwala sprostać wymaganiom procesów kriogenicznych i zapewnia bardzo głębokie osuszenie gazu do punktu rosy fazy wodnej, sięgającego –100°C. Oprócz osuszania gazu, złoża adsorpcyjne pozwalają również kontrolować punkt rosy

fazy węglowodorowej. Do równoczesnego usuwania wody i węglowodorów gazoliny stosowane są głównie żele krzemionkowe pozwalające na osuszenie gazu do punktu rosy fazy wodnej sięgającego  $-60^{\circ}\text{C}$ . Procesy adsorpcyjne są również przydatne do osuszania gazów kwaśnych, w przypadku których rozpuszczalność  $\text{H}_2\text{S}$  i  $\text{CO}_2$  w glikolach powoduje problemy z emisją tych składników do atmosfery oraz powstanie stref zagrożenia toksycznego w sąsiedztwie instalacji [5, 6, 19, 29, 34, 104].

Główne kierunki badań w zakresie adsorpcyjnych metod osuszania gazu mają na celu ograniczenie zużycia energii potrzebnej do regeneracji złóż osuszających, wydłużenie ich żywotności oraz wyeliminowanie negatywnych skutków niepożądanego adsorpcji innych składników gazu, jak np.  $\text{H}_2\text{S}$  [2, 7, 36, 42, 91, 97, 98].

W ostatnich latach prowadzone są również szeroko zakrojone badania dotyczące zastosowania membran do rozdzielania różnych komponentów gazu oraz jego osuszania. Sprawdzana jest przydatność rozmaitych materiałów do rozdzielania mieszanin gazowych oraz usuwania z nich wody, a także badany jest wpływ parametrów fizycznych strumieni na uzyskiwany stopień rozdziału. Poszukuje się metod zwiększania współczynnika podziału strumieni i ograniczania strat surowca odprowadzanego wraz ze strumieniem niskociśnieniowego permeatu [4, 10, 24, 28, 37, 41, 44, 45, 46, 47, 48, 50, 53, 71, 75, 84, 85, 92, 95, 96, 97, 106].

W przeciągu dwóch ostatnich dekad prowadzone są również liczne badania w zakresie nowej niskotemperaturowej technologii osuszania gazu, wykorzystującej dyszę de Laval. Proces ten jest odmianą stosowanej od lat niskotemperaturowej separacji (NTS), gdzie redukcja ciśnienia gazu poprzez dławienie zaworem regulacyjnym została zastąpiona przepływem gazu przez dyszę, w której prędkość gazu osiąga wartości naddźwiękowe. Chwilowa konwersja energii potencjalnej ciśnienia gazu w energię kinetyczną strumienia przepływającego z prędkością naddźwiękową pozwala osiągnąć znacznie głębsze ochłodzenie gazu niż w przypadku dławienia zaworem. Podobnie jak w klasycznych instalacjach NTS proces ten umożliwia równoczesne osuszanie gazu i oddzielenie węglowodorów gazoliny. Dzięki schłodzeniu gazu do temperatury znacznie niższej niż w przypadku zwykłego dławienia zaworem instalacja umożliwia również zgrubne oddzielenie kwaśnych składników gazu, jak  $\text{CO}_2$  i  $\text{H}_2\text{S}$  [9, 18, 35, 40, 88, 102, 103].

Eksploatacja licznych złóż kwaśnego gazu ziemnego, zawierającego w swoim składzie znaczne ilości  $\text{CO}_2$  i  $\text{H}_2\text{S}$ , a także coraz liczniejsze projekty sekwestracji podziemnej  $\text{CO}_2$  (CCS) oraz zatłaczania  $\text{CO}_2$  do złóż ropnych w celu wspomaganie wydobycia (EOR) wpłynęły na rozwoju metod osuszania gazów kwaśnych. Rezultaty tych prac pozwoliły znacznie poszerzyć wiedzę na temat parametrów termodynamicznych  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , gazów ziemnych kwaśnych o różnym składzie oraz równowagowej zawartości wody w tych mieszaninach. Opracowano modyfikacje znanych już procesów, które są wykorzystywane do osuszania gazów kwaśnych, a także zaproponowano zupełnie nowe metody [14, 15, 20, 34, 40, 41, 44, 46, 50, 63, 64, 65, 72, 76, 89, 91, 104].

Wzrost zainteresowania wodorem jako zeroemisyjnym paliwem gazowym oraz dostępne metody magazynowania znacznych ilości wodoru w kawernach solnych oraz prawdopodobnie w szcherpanych złożach węglowodorów spowodowały wzrost zainteresowania metodami jego oczyszczania i osuszania. Wodór przeznaczony do zasilania ogniw paliwowych musi mieć bardzo wysoką czystość, w tym zawartość wody nie może przekraczać 5 ppm<sub>mol</sub>. Do osuszania wodoru stosuje się te same metody jak dla gazów węglowodorowych, przy czym najbardziej przydatne są adsorpcyjne metody głębokiego osuszania [3, 28, 48, 55, 96].

Rozwijającym się segmentem rynku gazu jest wykorzystywanie gazu z odmetanowania kopalń węgla kamiennego oraz biogazu produkowanego w biogazowniach rolniczych, powstającego na wysypiskach śmieci i w oczyszczalniach odpadów. Wykorzystywanie tych źródeł gazu również wymaga stosowania rozmaitych procesów oczyszczania, przy czym zawsze konieczne jest osuszanie. Wybór metody osuszania gazu kopalnianego i biogazu jest zwykle uwarunkowany ich niskim ciśnieniem oraz sposobem wykorzystania paliwa. Jeśli gaz wykorzystywany jest w celach energetycznych na miejscu lub w pobliżu miejsca produkcji, to zwykle wystarczająca jest niewielka redukcja wilgotności względnej. Najkorzystniejszym wyborem jest wówczas metoda termodynamiczna polegająca na ochłodzeniu gazu i oddzieleniu kondensującej wody w separatorze, a następnie niewielkim jego podgrzaniu [1, 12, 16, 17, 38, 52, 61, 77, 94].

## 2.2. Cele pracy

Celem niniejszej pracy jest określenie możliwości zastosowania strumienicy do podniesienia efektywności regeneracji glikoli używanych w instalacjach osuszania gazu oraz wyznaczenia parametrów granicznych pracy tak zmodernizowanej instalacji. W pracy skoncentrowano się na problematyce glikolowych instalacji osuszania gazu jako najpowszechniej stosowanych w przemyśle wydobywczym ropy i gazu. Jednostki glikolowe są wyposażone m.in. w blok regeneracji zawodnionego glikolu, który umożliwia użycie sorbentu w obiegu zamkniętym.

Podstawowym ograniczeniem dla głębszego osuszania gazu oraz usuwania zwiększonych ilości pary wodnej zawartej w strumieniach wydobywanego gazu (przy spadającym ciśnieniu złożowym) jest możliwości regenerowania glikolu do coraz wyższych stężeń. Instalacje regeneracji, w których destylacja prowadzona jest przy ciśnieniu atmosferycznym, umożliwiają uzyskanie glikoli o stężeniu ok. 98,4% mas. dla TEG i ok. 99,0%+ mas. dla TREG. W takim przypadku jednym z podstawowych warunków prawidłowego funkcjonowania instalacji osuszania jest utrzymywanie ciśnienia osuszanego gazu na odpowiednio wysokim poziomie.

Gaz o wyższym ciśnieniu ma mniejszą zawartość pary wodnej. Przy spadku ciśnienia gazu poniżej wartości ok. 25–30 barg (co powoduje zwiększenie zawartości

pary wodnej) zaczynają pojawiać się problemy z dotrzymaniem wymaganego punktu rosy fazy wodnej [13, 43].

Wszystkie znane metody podnoszenia koncentracji L-TEG/L-TREG polegają zasadniczo na obniżeniu ciśnienia cząstkowego wody/pary wodnej w regeneratorze. Jeżeli ciśnienie zostanie zredukowane poniżej 1 atm, uzyskamy mniejsze stężenie wody w zregenerowanym L-TEG/L-TREG.

Do osiągnięcia tego celu stosowane są następujące metody przemysłowe:

1. metoda gazu strippingowego – polegająca na wprowadzeniu niewielkiego strumienia osuszonego gazu do komory regeneratora lub do dodatkowej kolumny strippingowej umieszczonej między regeneratorem a zbiornikiem wyrównawczym. Korzystamy w tym przypadku z prawa Daltona mówiącego, że całkowite ciśnienie mieszaniny gazów jest równe sumie ciśnień cząstkowych składników mieszaniny [19, 34]. Stosowane są także modyfikacje polegające na wykorzystaniu zamkniętego obiegu gazu strippingowego, zwykle gazu paliwowego lub pochodzącego z odgazownia TEG/TREG i wody złożowej (metody GLYNOXX, DRIGAS™ i ECOTEG™). Znane są również metody polegające na użyciu zamkniętej pętli gazu strippingowego, wykorzystującej izooktan lub mieszaninę węglowodorów aromatycznych, naftenowych i parafinowych z szeregu C5–C10 (metoda DRIZO);
2. metoda COLDFINGER – wykorzystująca do wzbogacenia L-TEG/L-TREG medium chłodzące (często zawodniony glikol), które przepływa przez wężownicę umieszczoną w przestrzeni gazowej zbiornika wyrównawczego. Powoduje ona kondensację bogatej w wodę mieszaniny pary wodnej – TEG/TREG. Mieszanina woda–TEG/TREG jest zbierana i odprowadzana z zbiornika wyrównawczego za pomocą korytka umieszczonego pod wężownicą chłodzącą – „coldfingerem” i zwracana do regeneratora [32, 80];
3. metoda wytworzenia próżni w kolumnie destylacyjnej za pomocą pompy próżniowej lub strumienicy [13, 19, 54, 78, 79].

Obecnie w literaturze odnaleźć można jedynie nieliczne wzmianki na temat możliwości zastosowania strumienicy do obniżenia ciśnienia w regeneratorze glikolu [13, 19, 54, 78, 79].

Znane są jedynie dwie prace badawcze dotyczące możliwości zastosowania TREG do osuszania gazu ziemnego i powietrza. Pierwsze badania zostały przeprowadzone w Akademii Górniczo-Hutniczej przez autora rozprawy [13], natomiast drugie badania prowadzono w tym samym czasie w Iranie [51]. Wyniki obu prac zostały opublikowane prawie jednocześnie, co stawia AGH w pozycji pioniera tego kierunku badań.

Analiza dostępnych źródeł literaturowych uzasadnia zatem potrzebę przeprowadzenia badań wpływu zastosowania strumienicy na spodziewany wzrost efektywności regeneracji glikoli, a w rezultacie wzrost efektywności procesu osuszania gazu.

Autor przyjął za cel swoich działań opracowanie i zbadanie nowej metody wspomaganie regeneracji TEG i TREG z wykorzystaniem strumienicy gazowej. Strumienica wytwarzająca podciśnienie zabudowana zostanie na wylocie przewodu odprowadzającego parę wodną z kolumny destylacyjnej do atmosfery (po skraplaczu pary wodnej i separatorze).

W proponowanej metodzie strumienica umożliwi wytworzenie podciśnienia w instalacji regeneracji TEG/TREG, a co za tym idzie – uzyskanie L-TEG o stężeniu wyższym od ok. 98,4% (wartość maksymalna dla destylacji atmosferycznej) i w przypadku TREG znacznie przekraczającym 99%. Do wytworzenia podciśnienia użyte zostanie sprężone powietrze, co wymaga dodatkowego nakładu energii i determinuje zakres próżni, która może zostać w sposób ekonomicznie akceptowalny generowana.

### 2.3. Teza pracy

Analiza dostępnej literatury oraz sformułowane uprzednio cele badań uzasadniają przyjęcie poniższej tezy pracy:

**Zastosowanie strumienicy gazowej pozwoli podnieść sprawność<sup>2</sup> regeneracji TEG i TREG oraz uzyskać niższe wartości temperatury punktu rosy fazy wodnej osuszane go gazu.**

---

<sup>2</sup> Sprawność regeneracji TEG i TREG jest rozumiana jako uzyskane stężenie masowe zregenerowanego glikolu, niezbędne w celu osuszenia gazu do tej samej wartości temperatury punktu rosy fazy wodnej w stosunku do całkowitej destrukcji egzergii w procesie osuszania. Tak pojmowana sprawność odnosi się do całkowitej destrukcji egzergii w procesie osuszania ze względu na to, że przy niższych ciśnieniach osuszane go gazu bogaty glikol kierowany do regeneracji posiada wyższą wartość stężenia masowego wody. Sprawność odnosi się również do stałego strumienia glikolu w obiegu osuszania.

### 3. METODY OSUSZANIA GAZU

Woda i węglowodory zawsze sobie współtowarzyszą, gdyż węglowodory powstają w środowisku wodnym i w warunkach złożowych pozostają w równowadze termodynamicznej z wodą. Woda jest natomiast niepożądanym balastem, towarzyszącym wydobyciu gazu ziemnego. Wydobywana wraz gazem z odwiertów występuje w dwóch postaciach: cieczy (nazywanej wodą wolną) oraz pary wodnej pozostającej w równowadze termodynamicznej z gazem ziemnym. Regułą jest wzrost ilości wydobywanej wody wolnej wraz z wydłużaniem się eksploatacji danego odwiertu, czyli wzrost jego wykładnika wodnego. Jest to związane ze spadkiem ciśnienia złożowego oraz z niekorzystnym zjawiskiem zawadniania się odwiertów, którego skutkiem jest także znaczny spadek wydobycia gazu. Udział pary wodnej w gazie zależy natomiast od ciśnienia, temperatury i składu gazu. Regułą jest, że gaz o wyższym ciśnieniu zawiera mniej wody, natomiast gaz o wyższej temperaturze zawiera jej więcej. Zawartość składników niewęglowodorowych ma różny wpływ na zawartość wody. Gazy kwaśne mające w składzie  $H_2S$  i  $CO_2$  zawierają więcej wody w stanie równowagi termodynamicznej niż czyste węglowodory w tych samych warunkach ciśnienia i temperatury. Efekt obecności azotu w składzie gazu ziemnego jest natomiast przeciwny i gaz azotowany zawiera mniej wody niż metan w tych samych warunkach ciśnienia i temperatury. Przykładowo, dla ciśnienia 70 bar czysty azot ma ok. 6–9% mniejszą zawartość pary wodnej niż czysty metan.

Obecność wody w odbieranym z odwiertu gazie ziemnym zmusza przedsiębiorstwa wydobywcze do budowy instalacji separacji wody oraz osuszania gazu. Są one modułami występującymi w kopalniach gazu. Woda wolna jest stosunkowo łatwo usuwana w różnego typu separatorach, natomiast usuwanie wody w postaci pary jest trudniejsze i wymaga zastosowania specjalnych instalacji osuszania gazu.

Osuszanie gazu konieczne jest z następujących powodów:

- przeciwdziałania kondensacji wody w rurociągach i aparaturze procesowej;
- zapobiega tworzeniu się hydratów, które mogą zablokować przepływ w rurociągach i aparaturze procesowej;
- przeciwdziałania korozji związanej z pojawieniem się wody, w szczególności w przypadku gazów kwaśnych zawierających  $CO_2$  i  $H_2S$ .

Zarówno w polskim, jak i światowym przemyśle wydobywczym stosuje się kilka sprawdzonych od lat procesów osuszania gazu. Najczęściej wykorzystywanymi metodami są:

- metody absorpcyjne z użyciem różnego typu sorbentów ciekłych, w szczególności glikoli;
- metody osuszania gazu za pomocą chlorków wapnia i litu w postaci tabletek, nazywane potocznie osuszaniem tabletkowymi;

- metody adsorpcyjne z wykorzystaniem sit molekularnych, silikażeli, boksytów oraz tlenków glinu;
- metody niskotemperaturowej separacji, wykorzystujące efekt Joule'a–Thomsona.

W ostatnich latach są również badane oraz wdrażane nowe metody osuszania gazu, jak: wykorzystanie membran, wykorzystanie separatorów naddźwiękowych.

Decyzja o budowie instalacji osuszania gazu powinna zostać poprzedzona wykonaniem analizy techniczno-ekonomicznej, pozwalającej dobrać technologię, która przy najniższych kosztach pozwoli osiągnąć wymagany stopień osuszenia gazu. Parametrami, jakie należy brać pod uwagę, są: prognozowana ilość wydobywanego gazu, jego ciśnienie, skład oraz zawartość substancji zanieczyszczających, a także wymagania w zakresie punktu rosy. Dla procesów, które będą spełniały postawione kryteria, należy brać pod uwagę inne specyficzne czynniki, jak np.: możliwość zapewnienia stałej obsługi, dostępność energii elektrycznej, możliwość rozbudowy wraz z włączaniem do produkcji kolejnych odwiertów, wpływ spadku ciśnienia gazu oraz pojawienia się w składzie innych komponentów. Jeśli dwie lub więcej technologii będą spełniać postawione wymagania, to czynnikiem decydującym o wyborze jest zawsze najkorzystniejsze dla inwestora połączenie kosztów inwestycyjnych i eksploatacyjnych.

### **3.1. Absorpcyjne metody osuszania gazu**

#### **3.1.1. Właściwości sorbentów stosowanych do osuszania gazu**

W osuszaniu absorpcyjnym wykorzystywane są ciekłe sorbenty, mające dobre własności higroskopijne, niepowodujące korozji, posiadające niską lotność, pozwalające łatwo się regenerować do wysokich stężeń, nierozpuszczalne w ciekłych węglowodorach oraz niewchodzące w reakcje z węglowodorami, CO<sub>2</sub> i związkami siarki. Najlepiej sprawdzającymi się sorbentami, mającymi większość wymienionych cech, są glikole, dlatego ten sposób osuszania gazu często nazywany jest osuszaniem glikolowym [19, 34, 54, 67]. Jest to najczęściej stosowany sposób osuszania gazu w przemyśle wydobywczym, pozwalający obniżyć zawartość wody do poziomu wymaganego w sieciach przesyłowych oraz blokach elektroenergetycznych, kotłowniach itp.

W przemyśle gazowniczym stosowane są następujące rodzaje glikoli:

1. glikol monetylenowy (MEG)<sup>3</sup>,
2. glikol dietylenowy (DEG),
3. glikol trietylenowy (TEG),
4. glikol tetraetylenowy (TREG).

---

<sup>3</sup> Glikol monoetylenowy (MEG) – inna nazwa glikol etylenowy (EG)

Najważniejsze parametry fizyczne glikoli podano w tabeli 4.

Tab. 4 Właściwości fizyczne glikoli na podstawie [19, 34]

|   | <b>Glikol monoetylenowy</b>                  | <b>Glikol dietylenowy</b>                     | <b>Glikol trietylenowy</b>                    | <b>Glikol tetraetylenowy</b>                  |
|---|--|---|---|---|
| Wzór chemiczny  | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> O <sub>5</sub> |
| Masa molowa   | 62,1   | 106,1   | 150,2   | 194,2   |
| Gęstość [25°C]  | 1,110  | 1,111   | 1,120   | 1,123   |
| Lepkość [25°C] cP   | 16,9   | 25,3  | 39,4  | 43,0  |
| Temperatura termicznego rozkładu °C                           | 165  | 164   | 206   | 238   |
| Stężenie bogatego roztworu %wag.                              | 96,0   | 97,1  | 98,7  | > 99  |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej °C (dla gazu o temp. 38°C) | 3  | 3   | -8  | -18   |

Przy czym glikol monoetylenowy, podobnie jak metanol, wykorzystywany jest wyłącznie jako inhibitor zapobiegający tworzeniu się hydratów.

Glikol trietylenowy (TEG) jest obecnie najczęściej wykorzystywanym absorbentem w instalacjach osuszania gazu. Glikol dietylenowy (DEG) jest nieco tańszy i w przeszłości był często stosowany. Porównując jednak właściwości DEG i TEG, można stwierdzić, że poza ceną zakupu nie ma praktycznie żadnych argumentów przemawiających za wyborem DEG. Stosowanie DEG wiąże się z większą stratą absorbentu porywanego z kolumny wraz ze strumieniem gazu. Nie pozwala on także uzyskać tak niskich punktów rosy fazy wodnej osuszanego gazu jak TEG, a jego regeneracja do wysokich stężeń jest dużo trudniejsza.

Ostatni z glikoli – TREG ma większą lepkość, gęstość, wyższą wartość temperatury wrzenia oraz temperatury termicznego rozkładu. Jego cena jest wyższa niż TEG, lecz do zalet należy możliwość regeneracji do wyższych stężeń podczas destylacji przy ciśnieniu atmosferycznym. Pozwala on uzyskać lepsze osuszenie gazu oraz daje możliwość osuszania gazu o nieco wyższych temperaturach.

### 3.1.2. Opis absorpcyjnego procesu osuszania gazu

Schemat glikolowej instalacji osuszania pokazano na rysunku 5. Jeśli tylko jest taka możliwość, to gaz dopływający do kolumny osuszania należy wcześniej chłodzić za pomocą chłodnicy powietrznej, wymiennika ciepła zasilanego wodą lodową lub innych dostępnych mediów. Kondensacja pary wodnej i jej oddzielenie w separatorze zmniejsza obciążenie instalacji glikolowej, stanowiąc jedną z najprostszych i najtańszych form osuszania gazu.

Wilgotny gaz wpływa do kolumny króćcem umieszczonym w jej dolnej części i przepływa przez wypełnienie przeciwnie do glikolu, który jest doprowadzany

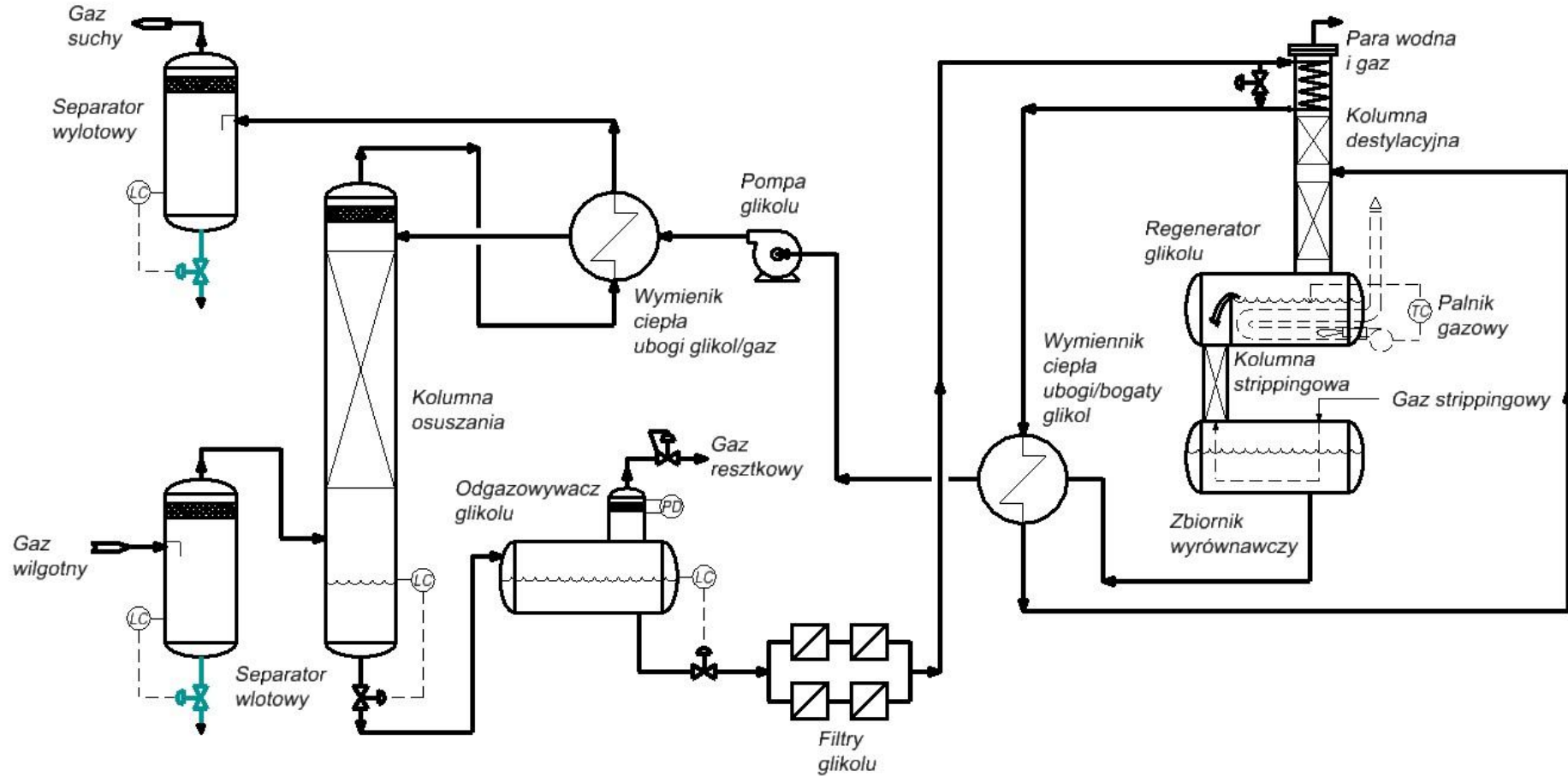
króćcem w górnej części kolumny. Kolumny osuszające mają różnego typu wypełnienia, takie jak: swobodnie zasypane pierścienie (Raschiga, Pall, Bieleckiego), zgrzewane pakiety pierścieni lub wypełnienia strukturalne. Podstawowym zadaniem wszystkich rodzajów wypełnień jest zapewnienie możliwie największej powierzchni kontaktu glikolu z gazem oraz równomiernego rozptywu glikolu po całym przekroju kolumny.

Wypełnienia powinny się również charakteryzować jak najmniejszymi oporami przepływu, zapobiegać porywaniu glikolu przez strumień gazu oraz zapewniać możliwie długą i krętą drogę dla przepływających mediów. Materiały, z których są wykonywane, muszą być odporne chemicznie na przepływające media, nie mogą się kruszyć ani ulegać sproszkowaniu pod wpływem oddziaływań mechanicznych i ciężaru własnego złoża [59, 60, 66, 83].

Ubogi glikol doprowadzany jest do króćca w górnej części kolumny, znajdującego się powyżej wypełnienia. Równomierne rozprowadzenie sorbentu po całym przekroju kolumny jest zapewnione poprzez zastosowanie dysz wtryskowych lub różnej konstrukcji dystrybutorów. Przepływając w dół kolumny, absorbuje on parę wodną zawartą w gazie, zatem w dolnej części kolumny staje się bogaty w wodę. Zwykle w opisach pracy instalacji glikolowych używa się słowa „bogaty” w wodę do określenia glikolu i gazu w dolnej części absorbera oraz słowa „ubogi” w wodę do określenia ich stanu w górnej części absorbera.

Bogaty glikol opuszcza kolumnę króćcem znajdującym się w jej dolnej części i płynie do odgazowywacza. Tam pod ciśnieniem zredukowanym do wartości ok. 3 bar usuwana jest większość lekkich węglowodorów, które wcześniej rozpuściły się lub zostały porwane przez strumień glikolu. Bogaty glikol opuszczający zbiornik odgazowywacza przepływa przez filtr i kierowany jest do chłodnicy oroszenia znajdującej się w górnej części kolumny destylacyjnej. Następnie płynie do wymiennika ciepła bogaty/ubogi glikol, gdzie podgrzewany jest za pomocą ciepła oddawanego przez opuszczający regeneratory glikol ubogi.

Ostatecznie glikol wprowadzany jest do kolumny destylacyjnej regeneratory, gdzie w procesie destylacji oddzielana jest woda. Kolumna destylacyjna ma zwykle dwie sekcje wypełnienia: dolną, nazywaną sekcją wymiany ciepła i górną, określaną jako sekcja rektyfikacji. Kolumna destylacyjna razem z bojlerem, w którym glikol jest ogrzewany, nazywana jest regeneratory.



Rys. 5. Schemat glikolowej instalacji osuszania gazu, opracowanie własne na podstawie [19]

### 3.1.3. Metody regeneracji glikoli

W większość pracujących instalacji destylacja odbywa się przy ciśnieniu bliskim atmosferycznemu. Temperatura glikolu w regeneratorze powinna być utrzymywana możliwie blisko temperatury termicznego rozkładu (w obecności powietrza) podanej w tabeli 4. Przeważnie w regeneratorze nie ma powietrza, dlatego glikol może być rozgrzewany do temperatury bardzo bliskiej jego temperaturze rozkładu. Uzyskiwany w regeneratorze skład ubogiego glikolu odpowiada składowi w temperaturze wrzenia przy ciśnieniu panującym w regeneratorze. Maksymalne wartości stężeń glikoli, które można uzyskać w regeneratorze pracującym przy ciśnieniu atmosferycznym i temperaturze termicznego rozkładu glikoli, również zostały podane w tabeli 4.

Ogrzewanie glikolu odbywa się zwykle poprzez gorące spaliny powstające ze spalania gazu i przepływające przez rurę płomieniową zanurzoną w całości w kąpeli glikolowej. Przeprowadza się również ogrzewania za pomocą oleju mineralnego lub elektryczne, które w przeciwieństwie do palnika gazowego mogą pracować w strefie zagrożenia wybuchem. Stosuje się je zwykle w instalacjach na morskich platformach wydobywczych, gdzie ograniczenia dostępnego miejsca oraz obowiązujące strefy zagrożenia wybuchem powodują problem ze znalezieniem miejsca do zabudowy palnika gazowego.

Ubogi glikol opuszczający wernik przepływa ponownie przez wymiennik ciepła bogaty/ubogi glikol, podgrzewając wstępnie strumień glikolu kierowanego do regeneratora i chłodząc się do temperatury odpowiadającej warunkom pracy pompy dozującej. Odzysk ciepła z ubogiego glikolu może być prowadzony w kilku typach wymienników. Często stosowane są węzownice zanurzone w przestrzeni cieczowej zbiornika wyrównawczego. Takie rozwiązanie jest proste i tanie, lecz skutkuje niską efektywnością wymiany ciepła. Lepsze rezultaty daje zastosowanie wymiennika ciepła typu rura w rurze, umieszczonego poniżej zbiornika wyrównawczego. Najwyższą efektywność wymiany ciepła i najmniejsze gabaryty mają wymienniki ciepła typu płytowego. Pozwalają ogrzać bogaty TEG doprowadzany do kolumny destylacyjnej do temperatury ok. +150°C, a TREG nawet do temperatury bliskiej +180°C, co znacznie ogranicza zapotrzebowanie na ciepło dostarczane przez planik regeneratora. Można stosować jednak wyłącznie stalowe wymienniki, których płyty są łączone z obudową za pomocą spawania lub zgrzewania dyfuzyjnego. Są one oferowane przez nielicznych dostawców (Alfa Laval, Kelvion), co ogranicza dostępność.

Ubogi, częściowo schłodzony glikol przetłaczany jest za pomocą pompy dozującej do kolumny osuszania, co zamyka pętlę obiegu. Pompa dozująca podnosi ciśnienie sorbentu do wartości wyższej od ciśnienia ruchomego gazu procesowego, co umożliwia wtrysk i pokonanie oporów dysz rozpraszających. Pompa pozwala również regulować ilość dozowanego glikolu, utrzymując wartość optymalną dla osuszanego strumienia gazu.

Bezpośrednio przed wtryskiem glikolu do kolumny znajduje się jeszcze jeden wymiennik ciepła schładzający glikol do temperatury bliskiej temperaturze osuszanego gazu. Jako medium chłodnicze stosowany jest najczęściej gaz opuszczający kolumnę. Ten typ chłodzenia glikolu jest prosty i dobrze się sprawdza do momentu, gdy ilość osuszanego gazu nie ulegnie znacznemu ograniczeniu. Stosowane są zwykle wymienniki ciepła typu płaszczowo-rurowego o dużej powierzchni wymiany ciepła z uwagi na laminarny charakter przepływu po stronie glikolu. Mimo bardzo dobrych parametrów wymiany ciepła, w tej aplikacji nie należy stosować wymienników płytowych. Jest to spowodowane pulsacyjnym charakterem przepływu glikolu, który ma pomijalną ściśliwość. Wymienniki płytowe mają niższą wytrzymałość mechaniczną w miejscach łączenia cienkich płyt stalowych z obudową, zatem pulsacje ciśnienia oddziałujące na stosunkowo dużą powierzchnię płyt prowadzą często do szybkiego rozszczelnienia wymiennika.

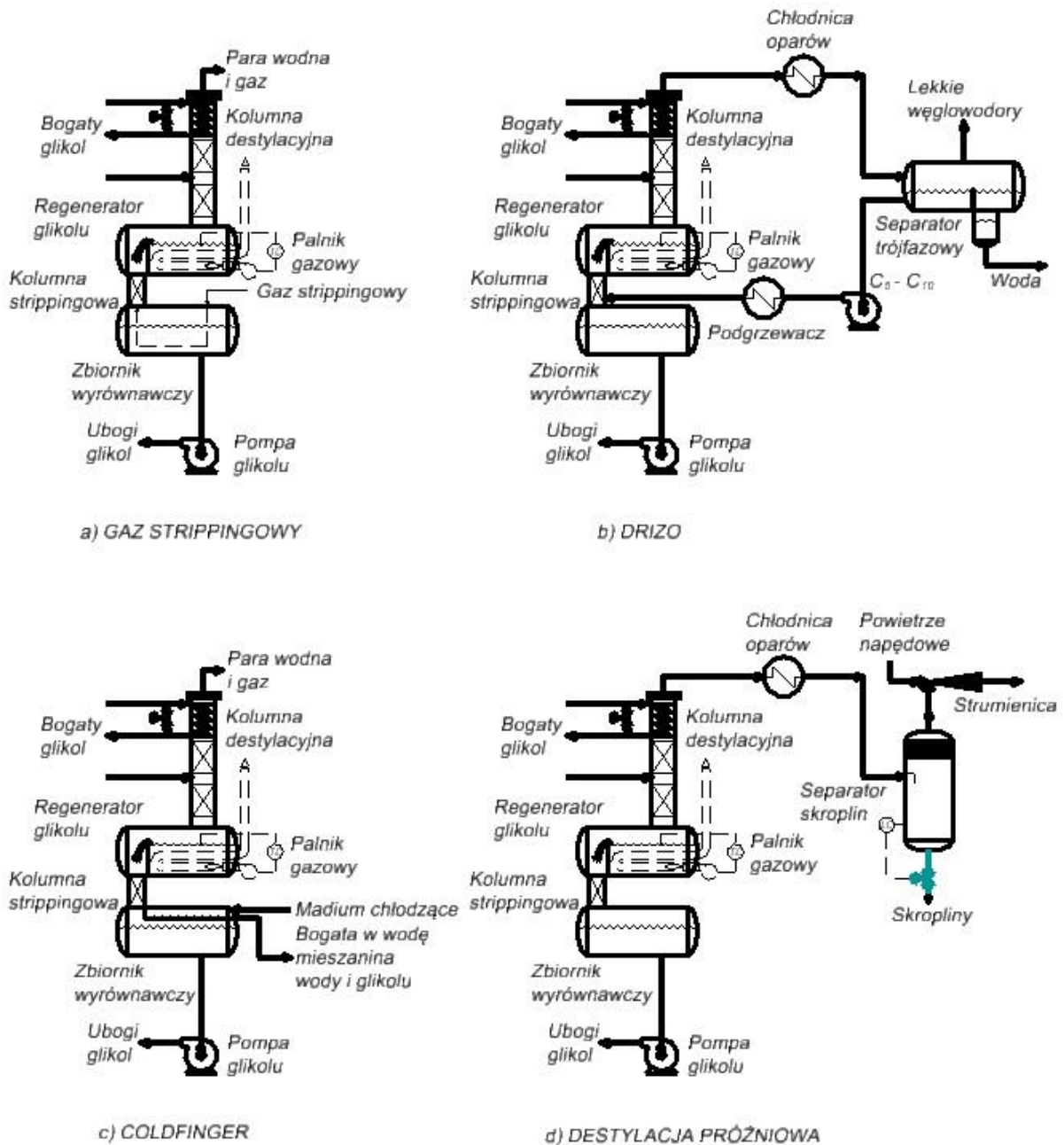
Jeżeli stężenie glikolu ubogiego, potrzebne do osuszania gazu, jest wyższe niż wartości podane w tabeli 4, wówczas stosowane są metody podnoszenia jego koncentracji. Wszystkie znane metody podnoszenia koncentracji ubogich glikoli polegają na obniżeniu ciśnienia cząstkowego wody/pary wodnej w regeneratorze. Jest to realizowane poprzez zredukowanie ciśnienia w regeneratorze poniżej 1 atm. (wytworzenie częściowej próżni) lub doprowadzenie do regeneratora gazu strippingowego, co obniża ciśnienie parcjale pary wodnej.

Schematy różnych wariantów regeneracji glikoli zostały pokazane na rysunku 6. Na rysunku 6a przedstawiono typowy układ regeneracji z wykorzystaniem gazu strippingowego, którym może być gaz inertny lub mała część już osuszonego gazu procesowego.

Wymagana ilość gazu strippingowego jest niewielka i może być doprowadzona bezpośrednio do warnika lub do kolumny strippingowej pomiędzy warnikiem a zbiornikiem wyrównawczym. Wprowadzenie gazu do kolumny strippingowej daje lepsze rezultaty z uwagi na większą powierzchnię kontaktu mediów oraz ich dłuższy czas kontaktu. Jeśli gaz strippingowy jest doprowadzany bezpośrednio do warnika, to należy użyć rury perforowanej umieszczonej na dnie warnika, dzięki której uzyskamy efekt barbotażu.

Alternatywnym rozwiązaniem jest zastosowanie zamkniętej pętli gazu strippingowego pokazanej na rysunku 6b. Rozwiązania tego typu stosowane są w systemach sprzedawanych pod nazwami handlowymi DRIZO, GLYNOXX, DRIGAS™ i ECOTEG™ [26, 27, 30, 33, 86]. Pozwalają ograniczyć straty gazu strippingowego oraz spełnić restrykcyjne wymagania środowiskowe, likwidując emisję węglowodorów do atmosfery. Umożliwiają również wyeliminowanie emisji silnie rakotwórczych i mutagennych, lotnych węglowodorów aromatycznych BTEX, które posiadają dobrą rozpuszczalność w glikolach. Najczęściej opisywanym w literaturze jest proces DRIZO opracowany przez firmę Dow, w którym jako gaz strippingowy stosowana jest

mieszanina węglowodorów parafinowych, aromatycznych i olefin z szeregu C<sub>5</sub>–C<sub>10</sub>. Odparowują one w warku regeneratora i po nasyceniu parą wodną odprowadzane są jako górny produkt destylacji do chłodnicy, w której wraz z wodą ulegają kondensacji. Węglowodory C<sub>5</sub>–C<sub>10</sub> są oddzielane od wody w separatorze trójfazowym i pompowane z powrotem do warku, co zamyka pętlę strippingową. Producent systemu deklaruje możliwość uzyskania 99,99% stężenia ubożego glikolu.



Rys. 6. Schematy różnych wariantów regeneracji glikoli, opracowanie własne na podstawie [13, 19, 27, 30, 32, 34, 78]

Trzecim sposobem podnoszenia koncentracji ubożego glikolu jest zastosowanie metody COLDFINGER, której schemat pokazano na rysunku 6c. Polega ona na

umieszczeniu w przestrzeni gazowej zbiornika buforowego lub w samym wężownicy chłodzącej mieszaninę oparów glikolu i pary wodnej. Pod wężownicą umieszczone jest korytko, w którym zbierany jest kondensat wodno-glikolowy. Następnie odprowadzany jest on poza regenerator. Opary wewnątrz regeneratora oraz zbiornika wyrównawczego są bogate w wodę i, kontaktując się z chłodnicą – coldfingerem, ulegają kondensacji. Głównym składnikiem kondensatu jest woda, co ogranicza jej zawartości w dolnej części aparatury regeneracyjnej. Na skutek obniżenia ciśnienia parcjalnego wody w przestrzeni gazowej zbiornika buforowego (lub regeneratora) uzyskiwane jest wyższe stężenie ubogiego glikolu. Kondensat stanowiący mieszaninę wody oraz glikolu jest wprowadzany ponownie do kolumny i poddawany destylacji. Jako medium chłodzące często wykorzystywany jest bogaty glikol przepływający przez wężownicę kondensacyjną. W celu wyrównania ciśnienia w aparaturze niewielkie ilości gazu doprowadzane są do zbiornika wyrównawczego.

Na rysunku 6d przedstawiono schemat ostatniej z metod podnoszenia koncentracji glikoli, polegającej na destylacji próżniowej. W regeneratorze wytwarzane jest podciśnienie, co skutkuje obniżeniem ciśnienia parcjalnego pary wodnej oraz temperatury jej odparowania/kondensacji. W rezultacie, tak jak w poprzednio prezentowanych metodach, uzyskiwane jest wyższe stężenie ubogiego glikolu. Próżnia jest wytwarzana za pomocą strumienicy lub rzadziej pompy próżniowej (ze względu na trudne warunki pracy). Do napędu strumienicy może zostać użyta część osuszonego gazu ziemnego lub sprężone powietrze. Strumienica umieszczona jest na samym końcu przewodu oparowego za skraplaczem i separatorem skroplin. W rezultacie do jej króćca ssawnego doływają wyłącznie niewielkie ilości lekkich frakcji węglowodorowych. Korzystne jest użycie jako gazu napędowego sprężonego powietrza, gdyż ogranicza to problemy z emisją węglowodorów do atmosfery, która występuje w przypadku wykorzystania do napędu niewielkich ilości gazu ziemnego.

Niezależnie od tego, czy regeneracja glikoli prowadzona jest przy ciśnieniu atmosferycznym, czy też stosowane są opisane wyżej metody wspomagające, należy przestrzegać kilku reguł eksploatacyjnych. Można również zastosować parę prostych rozwiązań technicznych, które zapewnią pracę instalacji w optymalnych warunkach. Głównym problemem występującym w instalacjach regeneracji jest przypalanie glikoli. W żadnym przypadku temperatura kąpieli glikolowej nie może przekraczać temperatury termicznego rozkładu podanej w tabeli 4. Jednocześnie temperatura glikolu w wężownicy powinna być utrzymywana na poziomie możliwie bliskim temperaturze rozkładu, co wymaga, aby temperatura powierzchni rury płomieniowej była nieco wyższa. Może to prowadzić do degradacji termicznej glikolu, którego przepalona warstwa będzie osadzać się w postaci ciemnych plam na powierzchni rury płomieniowej. Miejsca te będą odznaczały się obniżonym współczynnikiem wnikania ciepła, co będzie jeszcze bardziej potęgowało przypalanie glikolu. Produkty degradacji termicznej, krążąc w obiegu glikolu, pogarszają skuteczność osuszania gazu i przyczyniają się do pienienia glikolu w kolumnie osuszającej.

Aby uniknąć tego niekorzystnego zjawiska, maksymalne wartości strumieni ciepła przekazywanego w wurniku nie powinny przekraczać wartości wskazanych w tabeli 5. Podane strumienie pozwalają określić wymaganą powierzchnię wymiany ciepła.

Tab. 5 Maksymalne gęstości strumieni ciepła przekazywanego w wurniku [19]

|                              |                        |
|------------------------------|------------------------|
| Ogrzewanie palnikiem gazowym | 19 kW/m <sup>2</sup>   |
| Ogrzewanie parą              | 24 kW/m <sup>2</sup>   |
| Ogrzewanie olejem mineralnym | 24 kW/m <sup>2</sup>   |
| Ogrzewanie elektryczne       | 12,5 kW/m <sup>2</sup> |

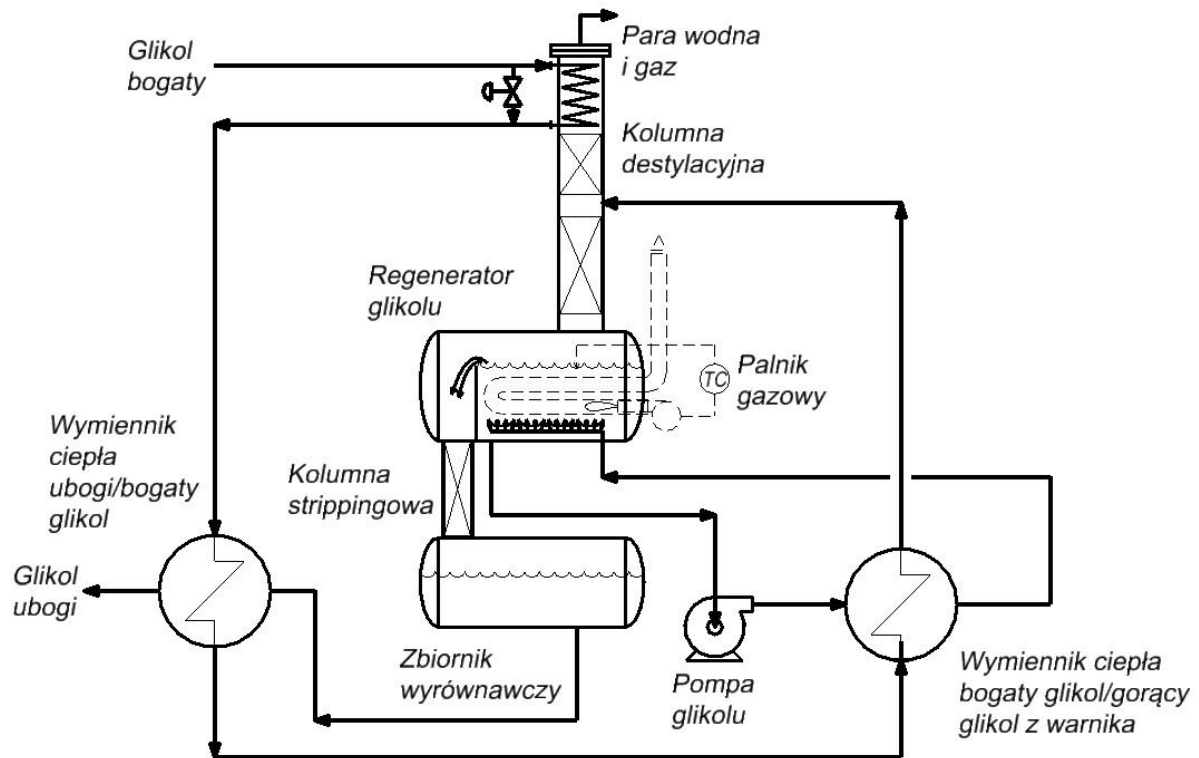
W celu wyeliminowania problemu z przypalaniem glikoli i jednocześnie utrzymaniem optymalnej temperatury kąpeli glikolowej stosuje się kilka metod.

Pierwszą z nich jest ograniczenie ilości ciepła przekazywanego do glikolu poprzez kontakt z rurą płomieniową podczas pracy wurnika w stanie ustalonym. Aby to osiągnąć, konieczne jest maksymalne podgrzanie glikolu, zanim trafi do regeneratora. W tym celu używa się wysokowydajnych wymienników płytowych bogaty/ubogi glikol, które pozwalają podgrzać roztwór dopływający do regeneratora do temperatury ok. +150°C dla TEG i ok. +180°C dla TREG. Niekiedy stosowane są dodatkowe wymienniki dogrzewające glikol, zabudowane na obiegu mieszającym roztwór w wurniku. Schemat takiego rozwiązania pokazano na rysunku 7. Ilość ciepła przekazywanego przez rurę płomieniową jest ograniczona do minimum, co redukuje znacznie gęstość strumienia ciepła i ogranicza przypalanie glikolu.

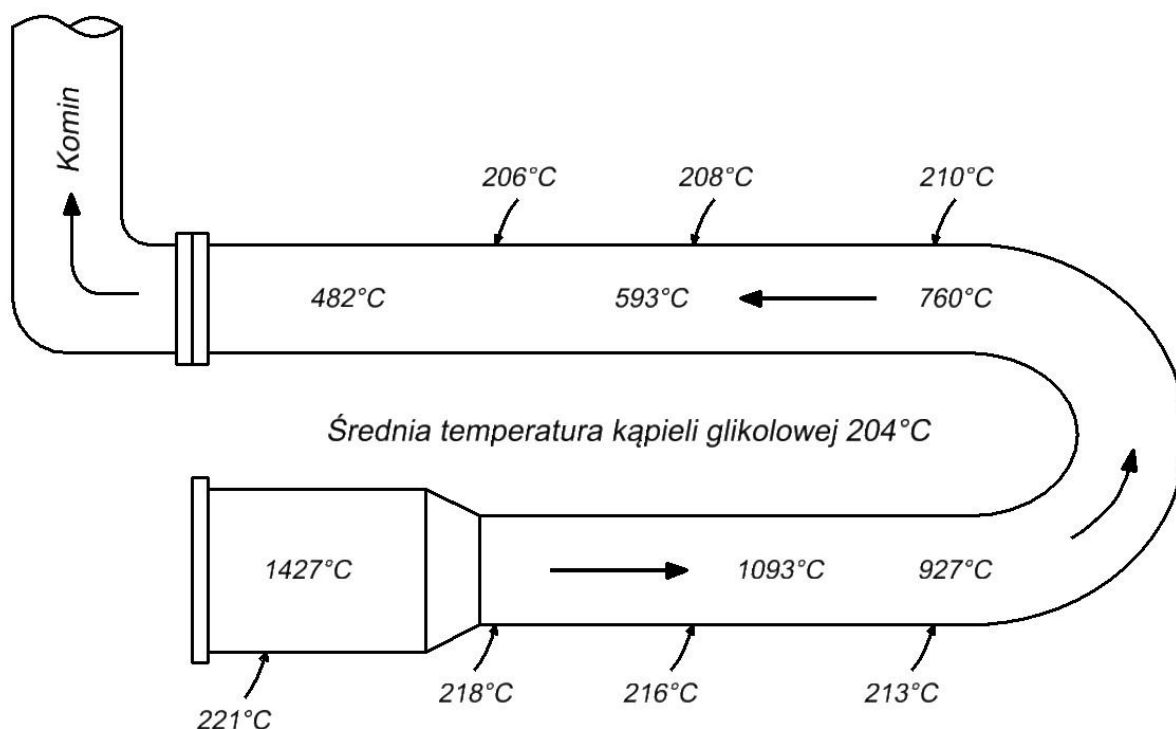
Drugim sposobem jest zastosowanie obiegu mieszającego glikol w wurniku, często zintegrowanego z dodatkowym wymiennikiem ciepła, pokazanym na rysunku 7. Temperatura kąpeli glikolowej w wurniku jest niejednorodna, a powolny ruch cieczy jest wymuszony wyłącznie na skutek różnic gęstości spowodowanych niewielkimi różnicami temperatur. Dodatkowe mechaniczne wymuszenie obiegu glikolu w regeneratorze poprawia warunki wymiany ciepła, gdyż współczynnik wnikania ciepła dla konwekcji wymuszonej ma wyższą wartość niż dla konwekcji naturalnej. Temperatura kąpeli glikolowej jest też bardziej jednorodna, co ogranicza przypalanie glikolu na powierzchni płomienicy.

Kolejnym sposobem ograniczającym degradację glikolu jest zastosowanie płomienicy o zmiennym przekroju. Temperatura spalin podczas przepływu wzdłuż rury płomieniowej ulega szybkim zmianom, co pokazano na rysunku 8. Jest ona najwyższa na początku płomienicy tuż przy palniku, a przy połączeniu z kominem ma wartość kilka razy niższą. Przypalanie glikolu występuje więc najczęściej na powierzchni początkowego odcinka płomienicy. Aby ograniczyć to niekorzystne zjawisko, stosuje się w tym miejscu sekcję o większej średnicy, a zatem i powierzchni wymiany ciepła.

Często używa się również palników modulowanych o dwóch lub trzech stopniach mocy grzewczej. Najwyższy stopień wykorzystywany jest podczas rozruchu i rozgrzewania instalacji, natomiast niższe stopnie są używane przy pracy w stanie ustalonym w zależności od temperatur zewnętrznych oraz strat ciepła. Dobrą praktyką jest stosowanie kilku czujników temperatury umieszczonych w różnych miejscach kąpieli glikolowej, których wskazania sterują pracą palnika.



Rys. 7. Schemat instalacji z mieszaniem glikolu w wężownicy i dodatkowym wymiennikiem ciepła dogrzewającym bogaty glikol przed wprowadzeniem do kolumny destylacyjnej, opracowanie własne



Rys. 8. Typowy profil temperaturowy płomieniówki w warku glikolu, opracowanie własne na podstawie [19]

## 3.2. Adsorpcyjne metody osuszania gazu

### 3.2.1. Właściwości adsorbentów stosowanych do osuszania gazu

Adsorpcyjne metody osuszania gazu stosuje się zwykle wtedy, gdy metody glikolowe nie pozwalają uzyskać wymaganej temperatury punktu rosy fazy wodnej lub gdy osuszany gaz zawiera składniki uniemożliwiające zastosowanie metody glikolowej.

Najczęściej wykorzystywane są w następujących okolicznościach:

- osuszanie gazu do temperatury punktu rosy fazy wodnej znacznie niższej niż  $-40^{\circ}\text{C}$  do  $-50^{\circ}\text{C}$ ;
- jednoczesne osuszanie gazu oraz usuwanie cięższych węglowodorów gazolinowych w celu uzyskania wymaganego punktu rosy fazy węglowodorowej;
- jednoczesne osuszanie gazu i usuwanie składników kwaśnych;
- osuszanie gazu zawierającego  $\text{H}_2\text{S}$  (rozpuszczalność  $\text{H}_2\text{S}$  w glikolach powoduje problemy z jego emisją w trakcie regeneracji oraz powstawanie stref zagrożenia toksycznego);
- osuszanie i usuwanie związków siarki ( $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{COS}$ ,  $\text{CS}_2$ , merkaptanów) z LPG i gazoliny.

Istotą procesu adsorpcji jest zatrzymywanie określonych cząsteczek mieszaniny gazowej na powierzchni ciała stałego, które są wiązane przez siły powierzchniowe.

Adsorbenty muszą odznaczać się następującymi właściwościami [19, 34, 97, 98, 99]:

- duża powierzchnia, zapewniająca wysoką pojemność (większość stosowanych komercyjnie adsorbentów ma powierzchnię 500–800 m<sup>2</sup>/g; tak wysoka wartość jest osiągalna wyłącznie dzięki dużej powierzchni wewnętrznej, będącej rezultatem budowy sieci krystalicznej lub struktury kapilarnej);
- aktywność w stosunku do składnika gazu, który ma być usuwany;
- wysoki współczynnik wymiany masy;
- możliwość prostej i taniej regeneracji;
- utrzymywanie swojej aktywności wraz z upływem czasu w warunkach prowadzonego procesu;
- niskie opory przepływu dla gazu;
- wysoka wytrzymałość mechaniczna oraz odporność na kruszenie się i pyleńie;
- niski koszt zakupu, wysoka gęstość nasypowa, brak toksyczności, korozyjności i obojętność chemiczna w warunkach procesu;
- nieuleganie istotnym zmianom objętości podczas adsorpcji i regeneracji.

Materiały, które spełniają wyżej wymienione wymagania i są używane do osuszania gazu, można podzielić na następujące grupy:

- boksyty – naturalnie występujący minerał składający się głównie z Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>;
- tlenki glinu – czysta, przetworzona wersja boksytów;
- żele – składające się głównie z SiO<sub>2</sub> lub żele aluminiowe otrzymywane w wyniku reakcji chemicznych;
- sita molekularne – wapienno-sodowe lub glinokrzemianowe (zeolit).

Dostępna pojemność adsorpcyjna złoża jest równa iloczynowi gęstości nasypowej i dostępnej powierzchni adsorpcyjnej. W komercyjnie stosowanych złożach występuje zwykle adsorpcja jednowarstwowa. Otwory porów na powierzchni środka osuszającego muszą być odpowiednio duże, aby umożliwić cząsteczkom adsorbowanej substancji dostanie się do swojego wnętrza, gdzie dostępna jest większa część powierzchni adsorbentu. W tabeli 6 podano parametry typowych środków osuszających na podstawie [19].

Tab. 6. Właściwości typowych środków osuszających

|   | <b>Silica gel<br/>rozmiar 03</b> | <b>Molbil-<br/>bead<br/>R</b> | <b>Molbil-<br/>bead<br/>H</b> | <b>Alcoa<br/>F-200<br/>Alumina</b> | <b>Alcoa<br/>H-156<br/>Alumina</b> | <b>4A-5A<br/>Sita mole-<br/>kularne</b> |
|---|----------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|---|
| Powierzchnia,<br>m <sup>2</sup> /g  | 750–830                          | 550–650                       | 740–770                       | 340–360                            | 340–360                            | 650–800                                 |
| Objętość po-<br>rów, cm <sup>3</sup> /g   | 0,40–0,45                        | 0,31–0,34                     | 0,50–0,54                     | 0,5                                | 0,5                                | 0,27                                    |
| Średnica po-<br>rów, A  | 21–23                            | 21–23                         | 27–28                         | 43                                 | 26                                 | Uwaga 1                                 |
| Gęstość nasy-<br>powa, kg/m <sup>3</sup>  | 721                              | 785                           | 721                           | 769                                | 769                                | 689–721                                 |
| Ciepło wła-<br>ściwe, kJ/(kg*K)   | 0,92                             | 1,05                          | 1,05                          | 1,0                                | 1,0                                | 1,0                                     |
| Uwaga 1. Sita molekularne typu 4A i 5A mają pory o średnicy 11,4 A i otworach wlotowych o średnicy 4,2 A. |                                  |                               |                               |                                    |                                    |   |

W tabeli 7 podano średnice nominalne cząsteczek, które mają istotne znaczenie dla działania adsorpcyjnych instalacji osuszania gazu. Cząsteczki nie są jednak kulami i możliwość ich dostania się do wnętrza przestrzeni porowej złoża jest uzależniona od kąta natarcia. Są one również elastyczne i w pewnym stopniu mogą się przeciskać przez otwory prowadzące do wnętrza porów.

Tab. 7. Średnice nominalne cząsteczek [19]

| <b>Cząsteczka</b>  | <b>Średnica (A)</b> | <b>Cząsteczka</b>  | <b>Średnica (A)</b> |
|--|---------------------|--|---------------------|
| Hel  | 2,0                 | Propylen   | 5,0                 |
| Wodór  | 2,4                 | Merkaptan etylowy  | 5,1                 |
| Acetylen   | 2,4                 | 1-buten  | 5,1                 |
| Tlenek węgla   | 2,8                 | Trans-2-buten  | 5,1                 |
| Dwutlenek węgla  | 2,8                 | 1,3-butadien   | 5,2                 |
| Azot   | 3,0                 | Chlorodifluorometan (R22)  | 5,3                 |
| Woda   | 3,2                 | Tiofen   | 5,3                 |
| Amoniak  | 3,6                 | iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> – iC <sub>22</sub> H <sub>46</sub> | 5,6                 |
| Siarkowodór  | 3,6                 | Dichlorodifluorometan (R-12)                                       | 5,7                 |
| Argon  | 3,8                 | Cykloheksan  | 6,1                 |
| Metan  | 4,0                 | Benzen   | 6,7                 |
| Etylen   | 4,2                 | Toluen   | 6,7                 |
| Tlenek etylenu   | 4,2                 | p-ksylen   | 6,7                 |
| Etan   | 4,4                 | Czterochlorek węgla  | 6,9                 |
| Metanol  | 4,4                 | Chloroform   | 6,9                 |
| Etanol   | 4,4                 | Neopentan  | 6,9                 |
| Merkaptan metylowy   | 4,5                 | m-ksylen   | 7,1                 |
| Propan   | 4,9                 | o-ksylen   | 7,4                 |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> – nC <sub>22</sub> H <sub>46</sub> | 4,9                 | Trietyloamina  | 8,4                 |

Komercyjnie stosowane środki do osuszania gazu dzielą się na trzy zasadnicze grupy: tlenki glinu, żele i sита molekularne.

Tlenki glinu są uwodnioną formą tlenku aluminium (III) ( $Al_2O_3$ ). Jego naturalnie występująca postać – boksyt zawiera pewną ilość żelaza, jednak w procesie przetwarzania żelazo jest usuwane. Są one aktywowane poprzez usunięcie części wody hydratacyjnej zaadsorbowanej na ich powierzchni.

Żele są ziarnistymi, bezpostaciowymi ciałami stałymi. Silika żele to ogólna nazwa żeli produkowanych z kwasu siarkowego(IV) i krzemianu sodu. Składają się praktycznie w 100% z dwutlenku krzemu ( $SiO_2$ ). Inne żele, jak np. żele glinowe, są głównie formą uwodnionego  $Al_2O_3 \cdot nH_2O$ . Dostępne są również żele będące połączeniem dwóch poprzednich.

Sita molekularne są krystalicznymi glinokrzemianami metali alkalicznych przypominającymi naturalne gliny. Sita molekularne typu 4A składają się z  $Na_2O_3$ ,  $Al_2O_3$  i  $SiO_2$ . Sita typu 3A i 5A są produkowane poprzez wymianę 75% jonów Na na jony K i Ca. Sita typu 10X są produkowane z sit typu 13X poprzez wymianę ok. 75% jonów Na na jony Ca. Wszystkie typy sit mają odczyn zasadowy i pH ok. 10 oraz są stabilne w zakresie pH 5–12.

Powinowactwo z wodą wynika z wcześniejszego środowiska środków osuszających. Duże znaczenie ma również polarny charakter cząsteczek wody. Sita molekularne mają ładunki elektryczne na wewnętrznej powierzchni wnęk w strukturze krystalicznej, które przyciągają cząsteczki polarne. Cząsteczkami posiadającymi elektryczny moment dipolowy są: siarkowodór, amoniak, tlenek węgla, metyloamina i alkohole. Z tego powodu są one adsorbowane w większym stopniu niż cząsteczki niepolarne. Sita molekularne adsorbują również w większym stopniu węglowodory nienasycone, w których niektóre atomy węgla są połączone przez podwójne lub potrójne wiązania chemiczne. Jest to spowodowane tym, że ich cząsteczki mają luźno związany elektron, nadający im charakter polarny podobny do tego, jaki posiada woda. Jak podaje [19], jeśli przez sito przepływa mieszanina etanu (węglowodoru nasyconego) i etylenu (węglowodoru nienasyconego), to ok. 80% zaadsorbowanych cząsteczek stanowił będzie etylen.

Sita molekularne typu A mają strukturę krystaliczną zeolitu z międzykrystalicznymi pustkami, na których wewnętrznej powierzchni zachodzi adsorpcja. Pustki te posiadają średnicę 11.4Å i są połączone otworami o teoretycznej średnicy 4,2Å. Efektywna średnica porów jest jednak uzależniona od położenia kationów w strukturze krystalicznej. Maksymalne średnice cząsteczek, które są w stanie wnikać do wnętrza struktury i zostać zaadsorbowane, podano w tabeli 8.

Tab. 8. Maksymalna średnica cząsteczek, które mogą zostać zaadsorbowane przez określone typy sit molekularnych [19, 73]

| Typ sita              | Średnica cząsteczek [Å] |
|-----------------------|-------------------------|
| 3A – zeolit potasowy  | 3                       |
| 4A – zeolit sodowy    | 4                       |
| 5A – zeolit wapniowy  | 5                       |
| 10X – zeolit wapniowy | 8                       |
| 13X – zeolit sodowy   | 10                      |

Sita typu X różnią się od sit typu A wewnętrzną strukturą krystaliczną, jednak charakter ich adsorpcji jest taki sam. Są w stanie adsorbować wszystkie te cząsteczki, które są adsorbowane przez sita typu A oraz mają nieco większą pojemność. Sita typu 13X mogą również adsorbować większe cząsteczki, jak ciężkie merkaptany i węglowodory aromatyczne.

W zastosowaniach procesowych niezwykle istotna jest zdolność sit do adsorbowania cząsteczek o określonym rozmiarze, dlatego cząsteczki o średnicach większych od średnicy porów przechodzą przez złożę. Właśnie ta cecha pozwala na zastosowanie sit typu 3A i 4A do osuszania gazu. Sita molekularne mogą być używane przy wyższych temperaturach gazu, gdyż ich pojemność adsorpcyjna nie ulega zmniejszeniu tak bardzo, jaki w przypadku żeli i tlenków glinu (dla temperatur wyższych od 38°C).

Wszystkie z wymienionych stałych środków osuszających pozwalają na osuszenie gazu do temperatury punktu rosy fazy wodnej –60°C i niższych. Maksymalne wartości temperatur punktu rosy fazy wodnej, które można osiągnąć za pomocą poszczególnych środków, podano w tabeli 9.

Tab. 9 Maksymalne temperatury punktu rosy fazy wodnej, które można uzyskać przy zastosowaniu różnych środków osuszających [19, 73]

| Środek osuszający | Temperatura punktu rosy fazy wodnej [°C] |
|-------------------|--|
| Tlenki glinu      | -73                                      |
| Żele krzemionkowe | -60                                      |
| Sita molekularne  | -100                                     |

Wybór złoża osuszającego do określonego procesu jest więc uzależniony od kilku czynników, takich jak: wymagana temperatura punktu rosy, obecność w gazie zanieczyszczeń (szczególnie związków siarki), koadsorpcja cięższych węglowodorów oraz koszty.

W instalacjach poprzedzających niskotemperaturowe procesy oddzielania węglowodorów ciekłych i produkcji gazu skroplonego LNG preferowane będzie zastosowanie sit molekularnych. Pozwalają one uzyskać bardzo niskie temperatury punktu

rosy fazy wodnej oraz mają wysoką pojemność efektywną. Sita molekularne są również używane w instalacjach, w których równocześnie z osuszaniem usuwane są związki siarki. Są droższe od tlenków glinu i żeli oraz wymagają większej ilości ciepła do regeneracji.

W przypadku strumieni gazu nasyconych wodą tlenki glinu mają większą pojemność równowagową dla wody niż sita, lecz ich obciążenie wodą spada szybko wraz z obniżeniem się wilgotności względnej dopływającego gazu. Tlenki glinu mają również niższe ciepło regeneracji niż sita. Czynnikiem ograniczającym ich użycie w procesach niskotemperaturowych jest możliwość do uzyskania wartości temperatury punktu rosy fazy wodnej. Tlenki glinu są czasem używane w złożach składających się z dwóch adsorbentów: tlenku glinu na górze i sita molekularnego na dole. Takie rozwiązanie pozwala wykorzystać większą pojemność równowagową dla wody, którą mają tlenki glinu, i jednocześnie uzyskać bardzo niską wartość temperatury punktu rosy fazy wodnej oferowaną przez sita.

Żele krzemionkowe są używane głównie w instalacjach, których zadaniem jest równoczesna kontrola punktu rosy fazy wodnej oraz węglowodorowej. Niektóre z oferowanych żeli mają dużą pojemność nie tylko dla wody, lecz także dla węglowodorów C<sub>5+</sub>, co pozwala uzyskać pożądaną wartość obu punktów rosy. Równowagowa pojemność żeli dla węglowodorów jest jednak niższa niż dla wody i dlatego nasycają się one węglowodorami znacznie szybciej niż wodą. Są często określane jako instalacje o krótkich cyklach, gdyż długość trwania cyklu adsorpcji może być krótsza niż jedna godzina.

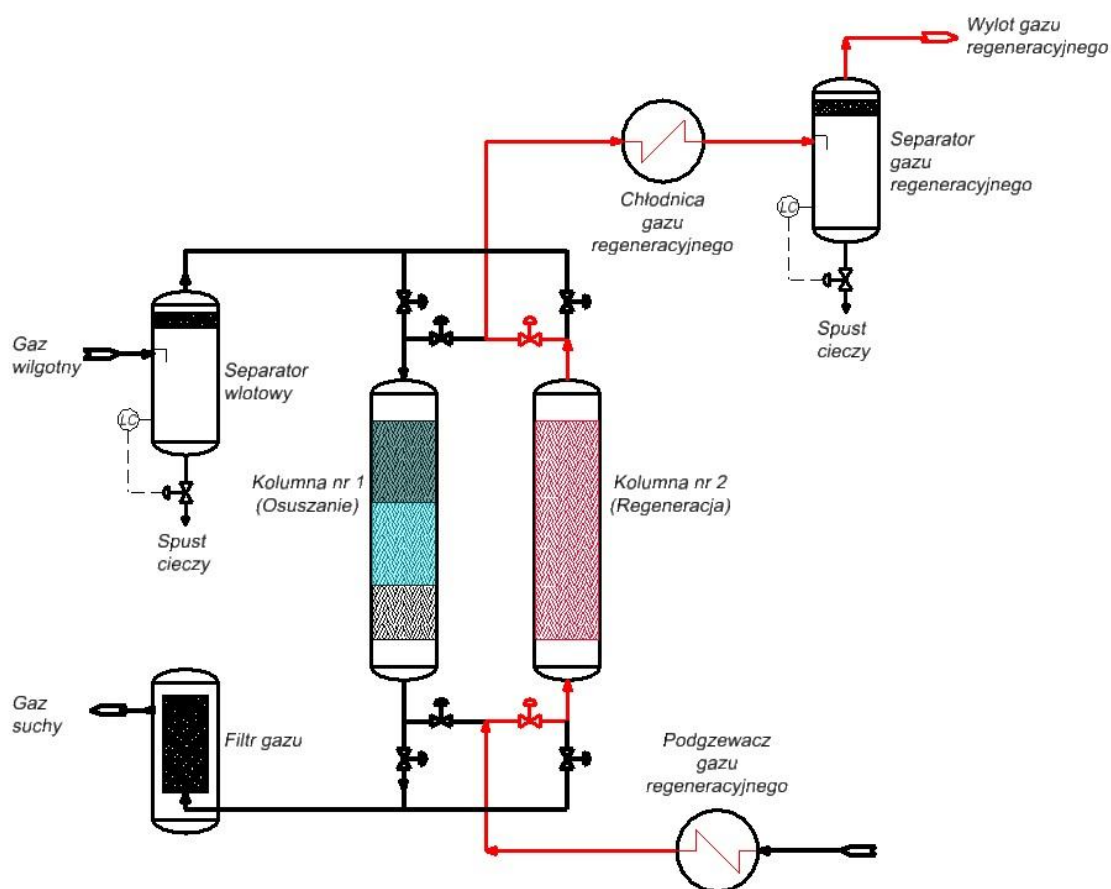
### **3.2.2. Budowa instalacji osuszania gazu**

Na rysunku 9 pokazano schemat najprostszej instalacji osuszania, składającej się z dwóch kolumn wypełnionych adsorbentem. Kiedy jedna kolumna znajduje się w cyklu osuszania, w drugiej odbywa się cykl regeneracji. Regeneracja odbywa się poprzez nagrzanie złoża adsorbentu do temperatury, w której wszystkie zatrzymane cząsteczki wody (oraz innych zanieczyszczeń) ulegną desorpcji i kolumna będzie gotowa do ponownego cyklu osuszania.

Strumień wilgotnego gazu przepływa przez złożo osuszające od góry do dołu, a filtr zainstalowany na wylocie z instalacji ma za zadanie wyłapywać porywane cząstki adsorbentu lub pyły pochodzące ze złoża ulegającego stopniowej degradacji. W tym samym czasie, gdy gaz osuszany jest w pierwszej kolumnie, złożo w drugiej kolumnie jest regenerowane. Proces regeneracji składa się z dwóch etapów: wygrzewania i chłodzenia złoża. Podczas wygrzewania przez złożo przepływa strumień gazu o temperaturze 200–315°C. Dokładna temperatura strumienia gazu regeneracyjnego zależy od rodzaju materiału adsorpcyjnego oraz tego, jakie cząsteczki oprócz wody mają ulec desorpcji.

Gdy złożo zostanie wygrzane i wszystkie zanieczyszczenia ulegną desorpcji, rozpoczyna się etap chłodzenia. Trwa on do momentu, gdy temperatura złoża będzie o 10–15°C wyższa od temperatury osuszanego gazu.

Gończy gaz regeneracyjny, opuszczając kolumnę, wpływa do chłodnicy, w której następuje kondensacja wody (i ewentualnie cięższych węglowodorów). Kondensat oddzielany jest w separatorze, a strumień gazu regeneracyjnego jest zwracany do głównego strumienia osuszanego gazu lub, jeśli spełnia wymagania jakościowe, do strumienia sprzedawanego gazu. W instalacjach, których głównym celem jest osuszanie gazu, strumień gazu regeneracyjnego wynosi ok. 5–15% głównego strumienia osuszanego gazu (najczęściej ok. 10%).



Rys. 9. Schemat dwukolumnowej adsorpcyjnej instalacji osuszania gazu, opracowanie własne na podstawie [19, 34, 54, 73]

Proces osuszania gazu odbywa się praktycznie zawsze przy przepływie gazu z góry do dołu kolumny, co pozwala na stosowanie wyższych prędkości gazu niż w kierunku przeciwnym. Regeneracja złoża odbywa się najczęściej w kierunku przeciwnym z dołu do góry, mimo że wymaga to większej ilości zaworów i orurowania. Ten kierunek jest preferowany, gdyż większość zanieczyszczeń znajduje się w górnej części złoża. Woda odparowująca w dolnej części złoża przepływa w górę, pomagając usunąć znajdujące się tam zanieczyszczenia i nie powoduje ich rozpraszania po dolnej, mniej zanieczyszczonej części.

W instalacjach osuszania stosowane są trzy źródła gazu regeneracyjnego:

- wilgotny gaz dolotowy – jego zastosowanie powoduje ponowne częściowe nasycenie złoża wodą w trakcie chłodzenia, co ogranicza użyteczną pojemność złoża. Jeśli strumień gazu chłodzącego przepływa z dołu do góry kolumny, to ogranicza również osiągalną temperaturę punktu rosy fazy wodnej, gdyż wylot złoża zostanie nasycony wodą w największym stopniu;
- zamknięty obieg gazu oddzielony od strumienia gazu osuszanego – rozwiązanie to wymaga rozbudowy orurowania instalacji oraz zastosowania sprężarki odśrodkowej o dużej prędkości obrotowej;
- suchy gaz wylotowy z instalacji, którego zastosowanie jest najbardziej efektywne i zwykle wykorzystywane w instalacjach osuszających gaz przed procesami kriogenicznymi.

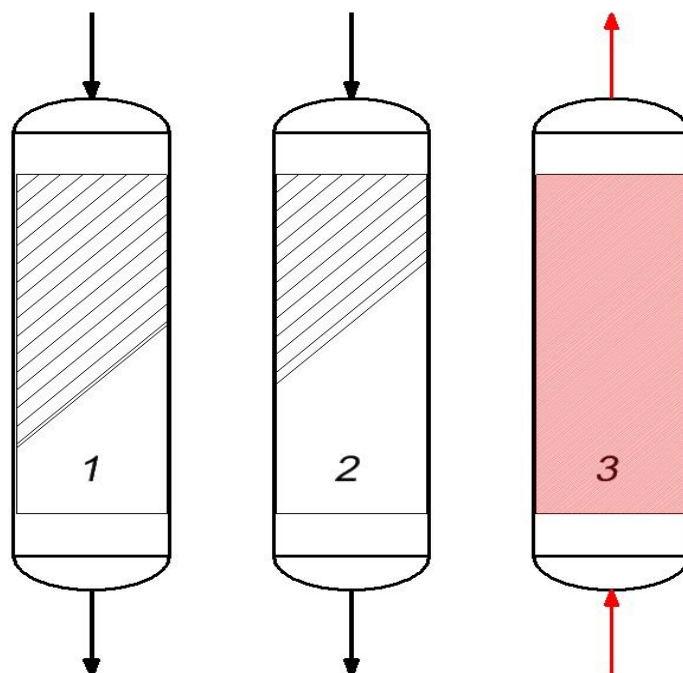
W przypadku dużych ilości osuszanego gazu stosuje się często rozwiązania z większą ilością kolumn. Istnieje kilka schematów pracy instalacji wielokolumnowych pozwalających zoptymalizować proces osuszania.

Pierwszy z nich, przedstawiony na rysunku 10 to równoczesna praca dwóch kolumn w cyklu osuszania i trzeciej kolumny w cyklu regeneracji oraz chłodzenia.

Obszar oznaczony szrafurą w kolumnach 1 i 2 przedstawia postęp frontu adsorpcji wody lub inaczej mówiąc, część złoża, która jest już nasycona wodą. Poniżej znajduje się część złoża, która może jeszcze adsorbować wodę.

Kolumny 1 i 2 rozpoczęły osuszanie z pewnym przesunięciem czasowym, dlatego front adsorpcji w złożu 1 znajduje się niżej niż w złożu 2. Gdy krawędź natarcia frontu w kolumnie 1 osiągnie wylot złoża, kolumna ta zostanie przełączona w cykl regeneracji, a osuszanie odbywać się będzie w kolumnach 2 i 3.

Ten sposób działania sprawia, że zawsze dwie kolumny są nasycone wodą w różnym stopniu. Zanim złożo 2 nasyci się całkowicie wodą, złożo 1 musi być gotowe do ponownego cyklu osuszania.



Rys. 10. Schemat pracy instalacji trzykolumnowej, opracowanie własne na podstawie [19, 99]

Instalacja trzykolumnowa może również pracować w systemie lead/lag, w którym dwie kolumny osuszające pracują szeregowo. Wilgotny gaz przepływa najpierw przez kolumnę 1, a następnie przez kolumnę 2, co pozwala wydłużyć cykle adsorpcji i w pełni wykorzystać pojemność adsorpcyjną złoża. Wymaga to jednak zaprojektowania kolumn o większej średnicy niż w poprzednim rozwiązaniu, jeśli chcemy osuszać tę samą ilość gazu.

Kolejny wariant prac instalacji trzykolumnowej polega na prowadzeniu adsorpcji w jednej kolumnie, regeneracji w drugiej, podczas gdy trzecie złoże jest chłodzone. Ten schemat pracy jest stosowany w instalacjach, w których prowadzone jest jednocześnie osuszanie gazu i oddzielanie węglowodorów  $C_{5+}$ . W tego typu instalacjach cykle pracy są krótsze z uwagi na szybkie przebiecie frontu adsorpcji węglowodorów. Nie dysponujemy więc wystarczającym czasem, aby jedno złoże zostało zregenerowane oraz ochłodzone.

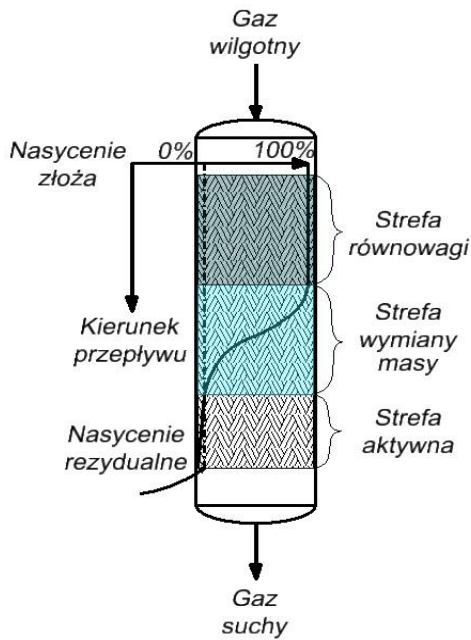
### 3.2.3. Proces adsorpcji wody i węglowodorów w złożu

Na rysunku 11a pokazano przebieg procesu adsorpcji wody w złożu osuszającym. Podczas cyklu osuszania (adsorpcji) w złożu można wyróżnić trzy strefy:

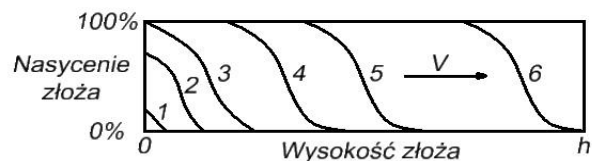
- strefę równowagi, w której adsorbent jest całkowicie nasycony wodą – adsorbent osiągnął już równowagowe nasycenie wodą, odpowiadające parametrom gazu dolotowego i ta część złoża nie pracuje dalej w procesie osuszania;
- strefę wymiany masy (MTZ – Mass Transfer Zone), w obrębie której odbywa się proces osuszania (wymiany masy) – występuje gradient nasycenia złoża wodą, który został pokazany na rysunku 11b, dla różnych punktów

czasowych cyklu osuszania. Krzywe 1–3 na rysunku 11b ilustrują formowanie się strefy wymiany masy. Krzywa 4 ilustruje położenie gradientu nasycenia dla strefy wymiany masy w lokalizacji pokazanej na rysunku 11a. Krzywa 6 pokazuje natomiast gradient stężenia dla momentu przebicia złoża. Nasycenie złoża wodą wynosi 0% dla krawędzi natarcia strefy wymiany masy i 100% dla krawędzi spływu;

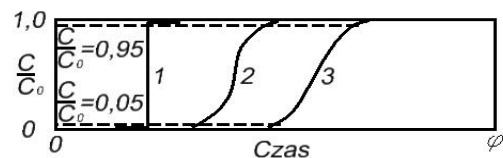
- o strefę aktywną, w której złożo posiada swoją pełną pojemność adsorpcyjną dla wody i zawiera jedynie niewielkie ilości wody resztkowej pozostałej po cyklu regeneracji.



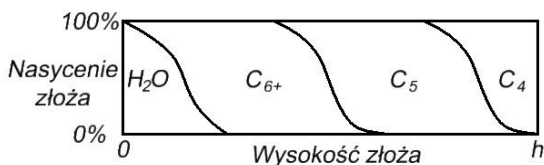
(a)



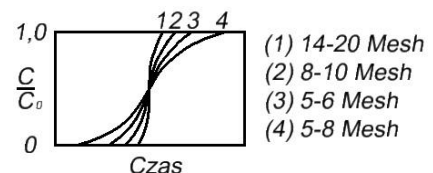
(b) Zmiany położenia frontu adsorpcji wraz z upływem czasu



(c) Kształt krzywej przebicia



(d) Schematyczny wykres nasycenia złoża poszczególnymi komponentami



(e)

Rys. 11. Schematyczny przebieg procesu adsorpcji, opr. własne na podstawie [19, 97, 99]

Kiedy krawędź natarcia strefy wymiany masy osiągnie dolną krawędź adsorbentu, następuje przebicie złoża. Jeśli cykl adsorpcji byłby dalej kontynuowany, to zawartość wody w gazie wylotowym będzie wzrastać, a krzywa przebicia przyjmie kształt litery „S”. Kształt krzywych przebicia dla różnych długości strefy wymiany masy pokazano na rysunku 11c.

Istotny wpływ na przebieg procesu adsorpcji ma skład osuszanego gazu, szczególnie zawartość cięższych węglowodorów. Na rysunku 11d pokazano położenie stref wymiany masy dla jednoczesnej adsorpcji wody i węglowodorów gazolinowych w złoże

żelu krzemionkowego. Wszystkie oddzielane składniki mieszaniny gazowej (woda i węglowodory) są adsorbowane z różnymi prędkościami. Po krótkim czasie w złożu formuje się seria stref wymiany masy, które obejmują części złoża i w których zachodzi adsorpcja określonego składnika mieszaniny gazowej. Za krzywą wymiany masy złożo jest całkowicie nasycone danym składnikiem mieszaniny. Przed krzywą stężenie danego składnika w złożu jest równe zero (poza nasyceniem resztkowym pozostałym po cyklu regeneracji). Strefy wymiany masy formują się i przemieszczają wzdłuż złoża w trakcie cyklu osuszania, a strefa wody powstaje jako ostatnia. Dla wszystkich stosowanych materiałów adsorpcyjnych woda będzie wypierać zaadsorbowane wcześniej w złożu węglowodory, jeśli proces adsorpcji będzie prowadzony przez odpowiednio długi czas. Adsorpcja węglowodorów  $C_4-C_{6+}$  nie wystąpi, jeśli jako adsorbent zastosowane zostaną sита molekularne typu 3A lub 4A, gdyż otwory prowadzące do ich porów są mniejsze od średnicy cząsteczek węglowodorów.

Dany składnik jest adsorbowany w 100% do momentu, gdy front jego strefy wymiany masy osiągnie wylot złoża. Natomiast gdy koniec jego strefy wymiany masy osiągnie wylot złoża, całkowicie ustaje jego adsorpcja i rozpoczyna się wypieranie ze złoża przez składnik mieszaniny, którego strefa wymiany masy jest tuż za nim. Jeśli proces będzie trwał odpowiednio długo, to zostanie on całkowicie wyparty ze złoża.

Czas przebiccia pentanu dla żeli krzemionkowych może wynosić 15–45 minut, natomiast metan i etan ulegają praktycznie natychmiastowemu przebicciu. Jeśli cykl adsorpcji trwa ponad 1–2 godzin, to po tym czasie dla większości instalacji w złożu pozostaną tylko węglowodory  $C_7-C_{8+}$  i od tego momentu następować będzie wyłącznie osuszanie gazu. Przykład ten pokazuje, że działanie instalacji jest uzależnione od długości cyklu adsorpcji i w przypadku bardzo krótkich cykli następuje jednoczesna adsorpcja węglowodorów gazolinowych oraz osuszanie gazu.

Na rysunku 11e pokazano wpływ rozmiaru cząstek złoża osuszającego na długość strefy wymiany masy. Im bardziej stromy jest kształt krzywej, tym dokładniejsze jest rozdzielenie składników mieszaniny i wyższa jest efektywna pojemność adsorpcyjna środka osuszającego. Stosowany środek osuszający powinien być więc dobrany tak, aby rozmiar jego cząstek był jak najmniejszy przy jednoczesnym ograniczeniu oporów przepływu do wymaganej wartości. Najczęściej stosowanymi rozmiarami są 4–8 mesh, czyli nominalnie 3 mm, i 8–12 mesh, nominalnie 1,5 mm.

Innymi czynnikami mającymi wpływ na długość strefy wymiany masy są: prędkość gazu (wzrost prędkości powoduje wydłużenie strefy wymiany masy), zawartość wody w gazie i wilgotność względna gazu wlotowego. Szczególną uwagę należy zwracać na zanieczyszczenia gazu, które mogą spowolnić proces wymiany masy, powodując dodatkowy opór przepływu.

### 3.2.4. Regeneracja złoża

W procesie osuszania gazu i oddzielania węglowodorów gazolinowych regeneracja złoża odbywa się głównie poprzez dostarczanie ciepła za pośrednictwem strumienia gazu regeneracyjnego. Głównym składnikiem zapotrzebowania na energię w procesie osuszania jest ciepło dostarczane w cyklu regeneracji i stanowi on główny koszt eksploatacyjny instalacji. Strumień doprowadzonego ciepła musi być wystarczająco duży, aby pokryć następujące komponenty:

- rozgrzanie złoża do temperatury ok. 204–288°C (w zależności od stosowanego środka osuszającego);
- rozgrzanie zaadsorbowanej wody i jej odparowanie;
- rozgrzanie i odparowanie wszystkich węglowodorów, które mogą zostać zaadsorbowane w złożu;
- rozgrzanie płaszcza kolumny adsorpcyjnej i stalowych elementów jej wyposażenia wewnętrznego (np. rusztu, na którym spoczywa złoże);
- rozgrzanie orurowania procesowego oraz zaworów pomiędzy podgrzewaczem gazu a kolumną osuszania;
- straty ciepła poprzez izolacje zbiornika i orurowania procesowego.

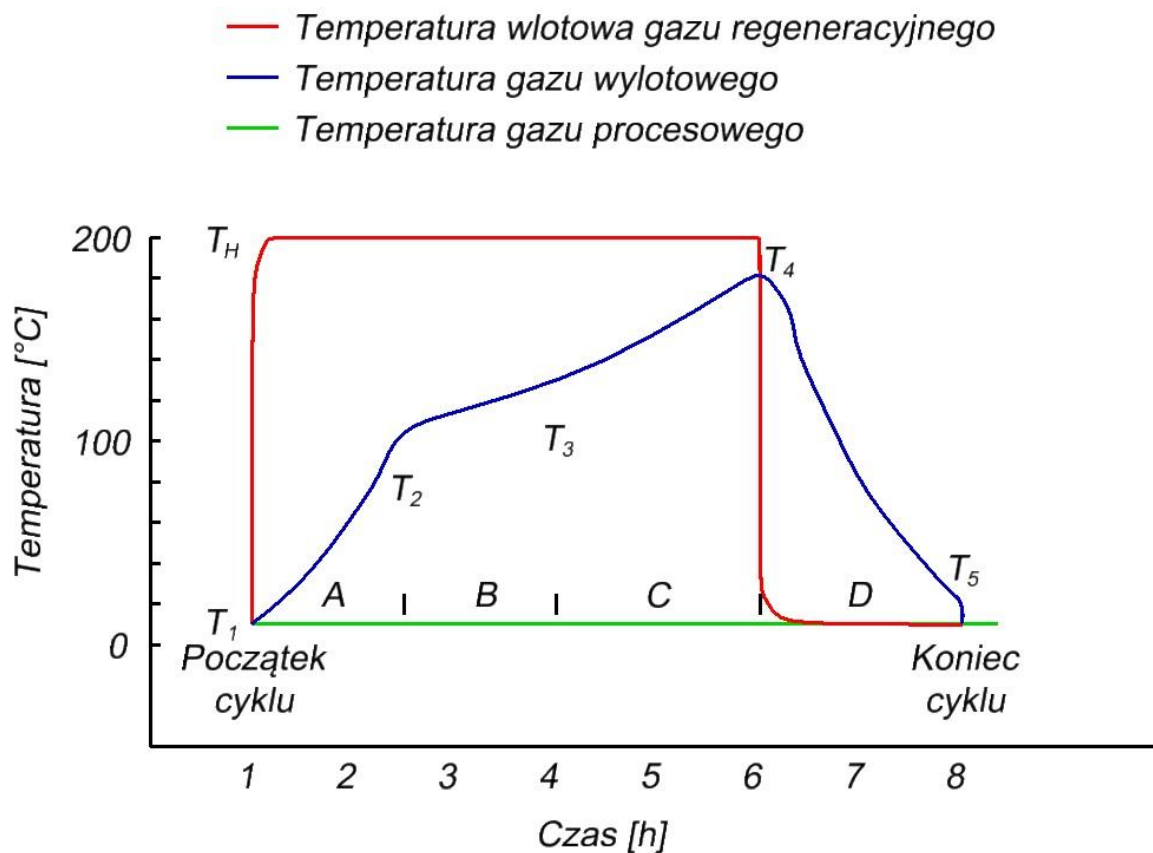
Dla sit molekularnych typu 4A i 5A przyjmuje się, że temperatura złoża na końcu cyklu regeneracji powinna wynosić 260–288°C. Dla sit molekularnych typu 3A, żeli krzemionkowych i tlenków glinu temperatura powinna wynosić 180–220°C. Przyjęta temperatura regeneracji powinna być zawsze wystarczająca, aby dokładnie zregenerować złoże.

Na rysunku 12 przedstawiono profil temperaturowy cyklu regeneracji złoża żelu krzemionkowego.  $T_H$  to temperatura gorącego gazu regeneracyjnego na wlocie do złoża. Temperaturę gazu na wylocie ze złoża od  $T_1$  do  $T_4$  przedstawia krzywa niebieska. Gdy temperatura gazu na wylocie osiągnie wartość ok. 176°C, kończy się cykl regeneracji i rozpoczyna cykl chłodzenia. Krzywa od  $T_4$  do  $T_5$  przedstawia temperaturę gazu wylotowego podczas cyklu chłodzenia.

Cały cykl regeneracji złoża można podzielić na cztery etapy (A–D) przedstawione na profilu rys. 12. Etap A to czas potrzebny do nagrzania złoża, stali i zaadsorbowanej wody od temperatury  $T_1$  do  $T_2$ , gdzie  $T_2$  to temperatura, w której następuje zerwanie wiązań adsorpcyjnych. Dla większości środków osuszających  $T_2$  wynosi ok. 110°C, a  $T_3$  ok. 127°C.

W trakcie etapu B większość wody zostaje usunięta ze złoża. Wymaga to dostarczenia niezbędnej ilości ciepła potrzebnego do odparowania wody i rozerwania wiązań łączących wodę z powierzchnią adsorbentu. Ciepło rozrywające wiązania jest zwykle nazywane ciepłem zwilżania. Suma ciepła utajonego i ciepła zwilżania jest nazywana ciepłem desorpcji i wynosi ok. 4200 kJ/kg dla sit molekularnych i 3200 kJ/kg

dla żeli krzemionkowych oraz tlenków glinu. Profil temperaturowy etapu B przedstawia fragment krzywej od  $T_2$  do  $T_3$ .



Rys. 12. Profil temperaturowy cyklu regeneracji i chłodzenia złoża żelu krzemionkowego, opracowanie własne na podstawie [19, 73]

Gdy większość wody zostanie usunięta ze złoża, rozpoczyna się etap C regeneracji, w którym usuwane są cięższe zanieczyszczenia i woda rezydualna. Etap ten przedstawia fragment profilu od  $T_3$  do  $T_4$ .

Ostatnie etap – D to czas chłodzenia złoża, na koniec którego temperatura tego złoża może być o ok. 15°C wyższa od temperatury osuszanego gazu procesowego.

### 3.3. Kondensacyjne metody osuszania gazu

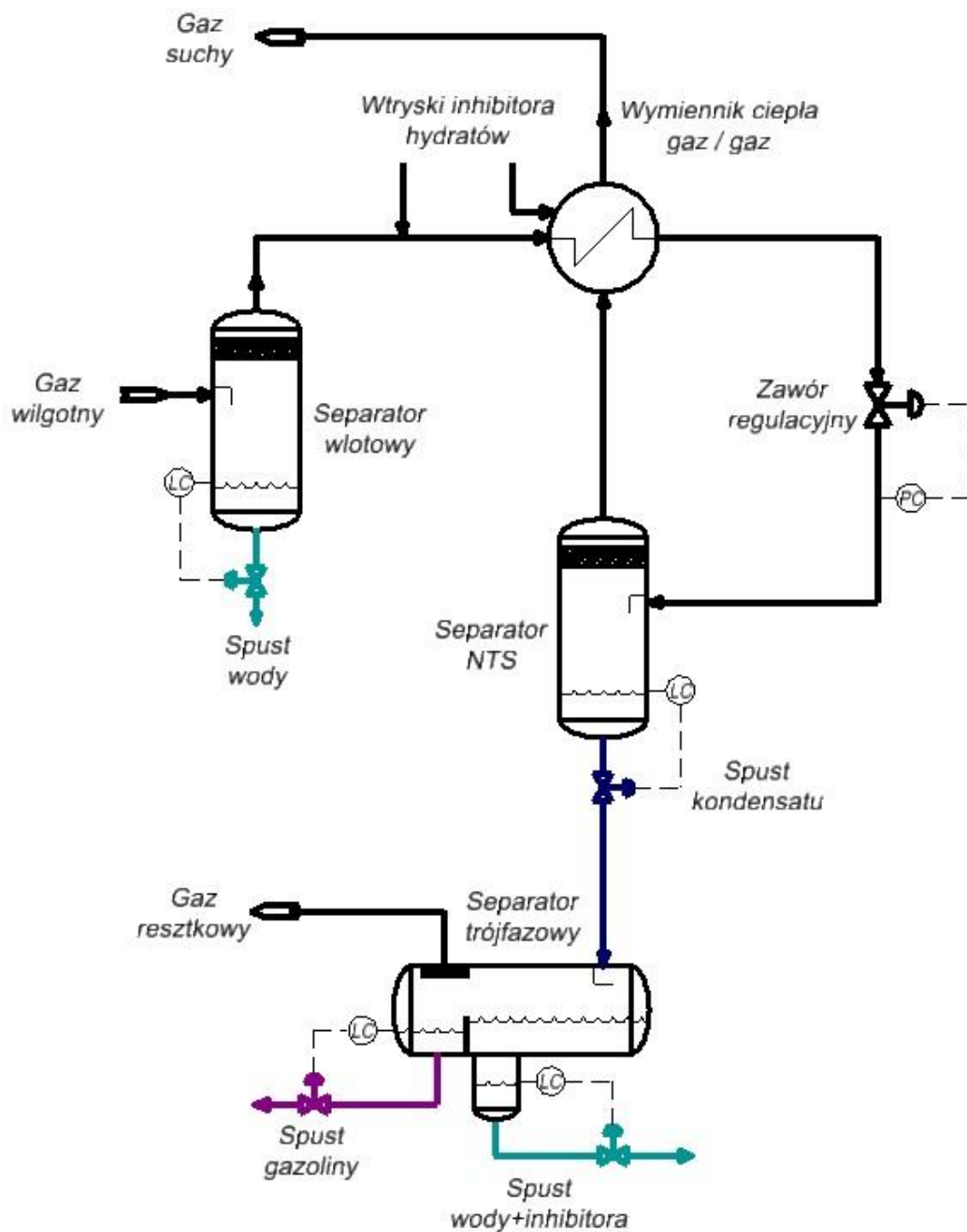
#### 3.3.1. Niskotemperaturowa separacja (NTS)

Metoda ta wykorzystuje efekt Joule'a–Thomsona, którego skutkiem jest znaczne obniżenie temperatury gazu podczas dławienia ciśnienia za pomocą zaworu regulacyjnego. Jest jedną z najstarszych stosowanych metod osuszania gazu ziemnego i z uwagi na swoją prostotę, niezawodność oraz stosunkowo niskie koszty jest szeroko stosowana w przemyśle wydobywczym. Mimo swojej niskiej efektywności termodynamicznej jest to metoda bardzo opłacalna z punktu widzenia inwestora, gdyż nie wymaga dostarczania energii zewnętrznej ani stałej obsługi, co redukuje koszty eksploatacyjne. Stanowi zwykle pierwszy wybór procesu osuszania, zawsze wtedy, gdy ciśnienie gazu dostarczanego z odwiertów jest wysokie (ponad 100 bar) i spodziewamy się, że utrzyma się na takim poziomie przez dłuższy czas. W przypadku gazów o zawartości cięższych węglowodorów NTS pozwala na jednoczesne osuszanie gazu i oddzielanie gazoliny oraz kontrolę punktu rosy fazy węglowodorowej.

Na rysunku 13 przedstawiono schemat przepływową instalacji niskotemperaturowej separacji. Wilgotny gaz przepływa przez separator wstępny, w którym usuwana jest woda w stanie ciekłym i węglowodory ulegające kondensacji w rurociągu. Następnie strumień gazu przepływa przez rekuperacyjny wymiennik ciepła gaz–gaz, w którym jest wstępnie schładzany za pomocą zimnego, osuszonego gazu opuszczającego instalację. Do rurociągu oraz do wymiennika wtryskiwany jest inhibitor (metanol lub glikol etylenowy), aby zapobiec utworzeniu się hydratów i awarii procesu.

Ciśnienie gazu opuszczającego wymiennik jest redukowane za pomocą zaworu regulacyjnego i gaz ulega dalszemu ochłodzeniu. Kondensat wodno–węglowodorowy wraz z inhibitorem jest oddzielany ze strumienia gazu w separatorze NTS i okresowo odprowadzany do separatora trójfazowego. Zimny, osuszony gaz jest zawracany do wymiennika rekuperacyjnego, gdzie schładza wstępnie gaz wilgotny, dopływając do instalacji. Wymiennik ciepła gaz–gaz jest zwykle wyposażony w obejście z zaworem regulacyjnym, służącym do kontrolowania temperatury gazu wylotowego.

Stosowanie metody niskotemperaturowej separacji jest możliwe do momentu, aż ciśnienie gazu dolotowego spadnie poniżej wartości gwarantującej skuteczne osuszenie i odgazolinowanie.



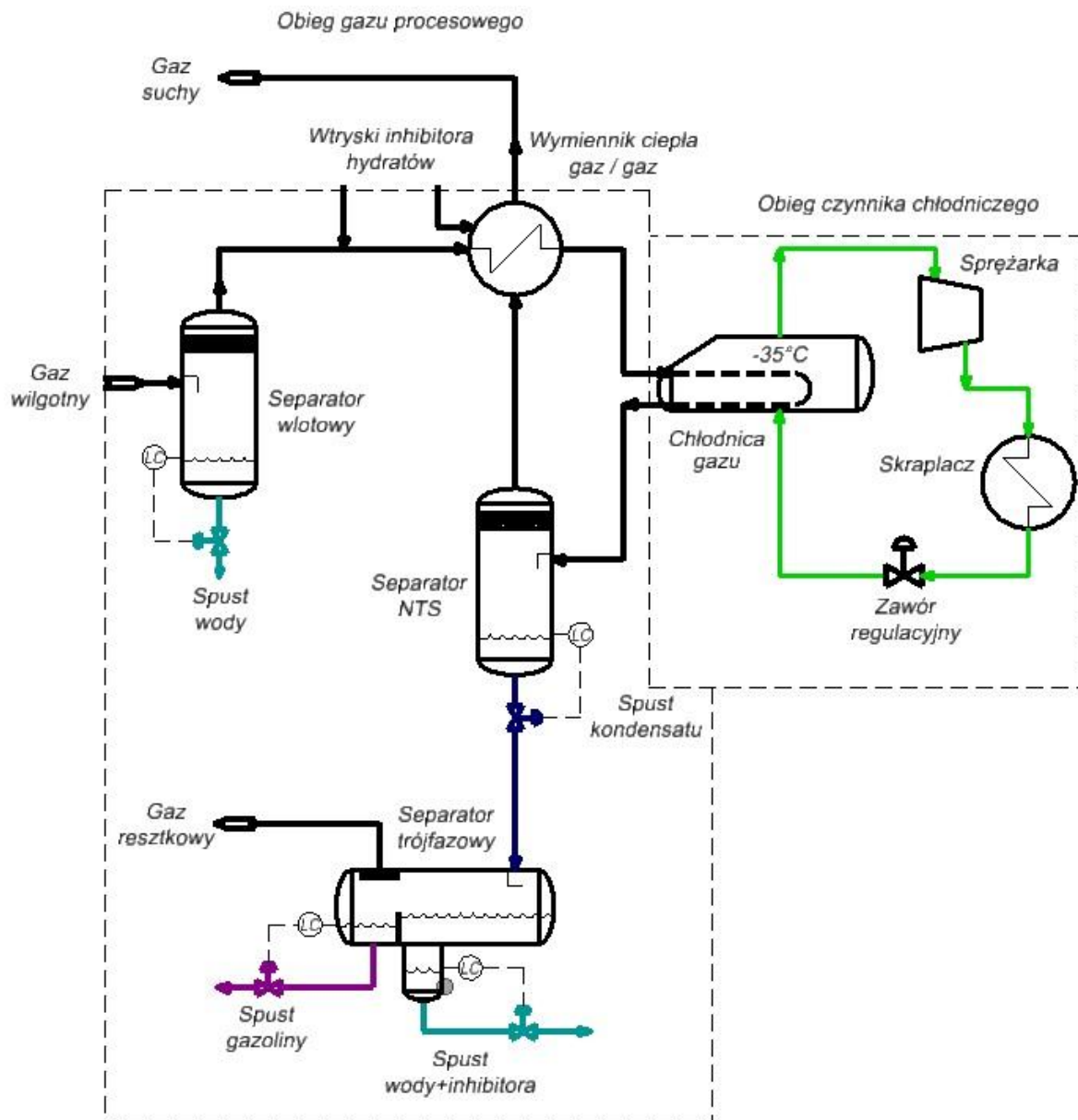
Rys. 13. Schemat przepływowy procesu niskotemperaturowej separacji (NTS), opracowanie własne na podstawie [19, 73]

### 3.3.2. Zastosowanie zewnętrznych obiegów chłodniczych

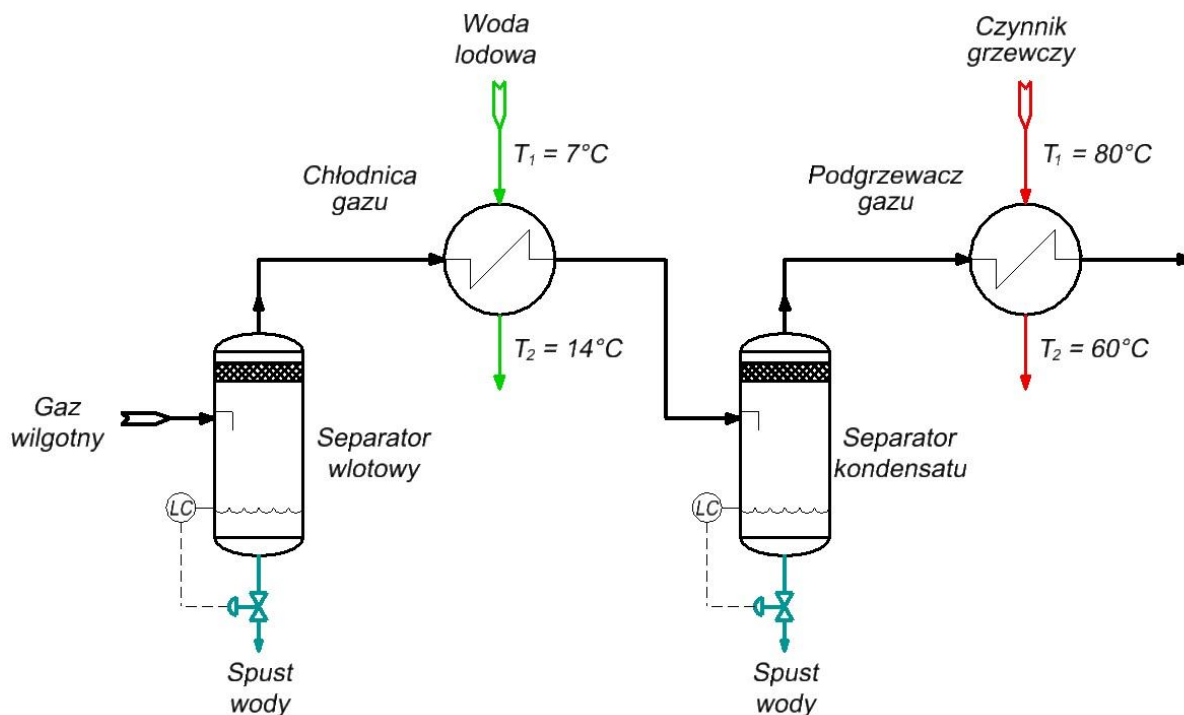
Schemat procesu jest bardzo podobny do niskotemperaturowej separacji, jednak w miejsce zaworu regulacyjnego używana jest chłdnica gazu wraz ze sprężarkowym obiegiem chłodniczym. W instalacjach wydobywczych proces ten nie jest zwykle używany, gdy jedynym celem jest osuszanie gazu ziemnego do standardu gazu sieciowego. Znajduje jednak zastosowanie w instalacjach, których zadaniem jest zarówno osuszanie gazu, jak i oddzielanie cięższych węglowodorów i regulacja punktu rosy fazy węglowodorowej. Stosowane są także jego warianty pozwalające wyodrębnić różne

komponenty węglowodorowe jako odrębne produkty handlowe, np. etan, propan, butan. Schemat procesu ze sprężarkowym obiegiem chłodniczym pokazano na rysunku 14.

Odmiana tego procesu wykorzystująca wodę lodową jako czynnik chłodniczy jest dość często stosowana do regulacji wilgotności względnej biogazu lub gazu kopalnianego o niskim ciśnieniu [12]. Są one następnie spalane w agregatach kogeneracyjnych, co nie wymaga tak głębokiego osuszenia, jak w przypadku transportu rurociągami pod wysokim ciśnieniem. Niezbędne są natomiast regulacja wilgotności względnej gazu oraz utrzymanie jej wartości w granicach ok. 70–80%. Zapobiega to kondensacji wody w ścieżkach zasilania palników i powodowanym przez nią awariom. Regulacja wilgotności względnej prowadzona jest poprzez schłodzenie gazu wodą lodową o temperaturze ok. 7°C, powodującą częściową kondensację pary wodnej. Kondensat odbierany jest w separatorze, a gaz mający wilgotność względną 100% jest podgrzewany o kilka stopni w kolejnym wymienniku ciepła. W przypadku gazu o niskim ciśnieniu podgrzanie o kilka stopni pozwala obniżyć wilgotność względną do wartości ok. 60–70%. Schemat procesu osuszenia – regulacji wilgotności względnej biogazu i gazu kopalnianego o niskim ciśnieniu pokazano na rysunku 15.



Rys. 14. Schemat przepływowy osuszania gazu i oddzielania węglowodorów gazolinowych za pomocą chłodzenia z użyciem zewnętrznego obiegu chłodniczego, opracowanie własne na podstawie [19, 67]



Rys. 15. Schemat przepływowego osuszania – regulacji wilgotności względnej biogazu i gazu kopalnianego o niskim ciśnieniu, opracowanie własne na podstawie [12]

### 3.3.3. Zastosowanie separatora naddźwiękowego

Stosunkowo nową i ciągle rozwijaną metodą osuszania gazu oraz oddzielania węglowodorów gazolinowych jest zastosowanie separatora naddźwiękowego, wyposażonego w dyszę de Lavalą. Dysza o profilu zbieżno-rozbieżnym pozwala na zwiększenie prędkości przepływu gazu do wartości naddźwiękowych ( $M \sim 1,5-2,0$ ).

Temperatura i ciśnienie gazu w części naddźwiękowej przekroju dyszy spadają do bardzo niskich wartości, przy których następuje kondensacja wody, węglowodorów cięższych od etanu  $C_{3+}$ , jak również składników kwaśnych gazu  $CO_2$  i  $H_2S$ . Przed wlotem dyszy zabudowane są łopatki powodujące zawirowanie strumienia gazu i skierowanie cząstek cieczy na ścianki separatora, skąd są zbierane w kanalikach bocznych i odprowadzane poza separator.

W części wylotowej separatora gaz przepływa przez dyfuzor, w którym następuje konwersja energii kinetycznej gazu w potencjalną i odzyskanie części ciśnienia statycznego gazu. Gwałtowne ochłodzenie gazu jest rezultatem zamiany energii potencjalnej (ciśnienia i temperatury) w energię kinetyczną (wzrost prędkości gazu), osiągniętej na skutek odpowiedniego ukształtowania profilu dyszy. W odróżnieniu od dławienia ciśnienia za pomocą zaworu separator naddźwiękowy pozwala ograniczyć straty ciśnienia gazu (ok. 30% wartości początkowej) oraz osiągnąć większe wychłodzenie pozwalające na zgrubne oddzielenie składników kwaśnych, jak  $CO_2$  i  $H_2S$ .

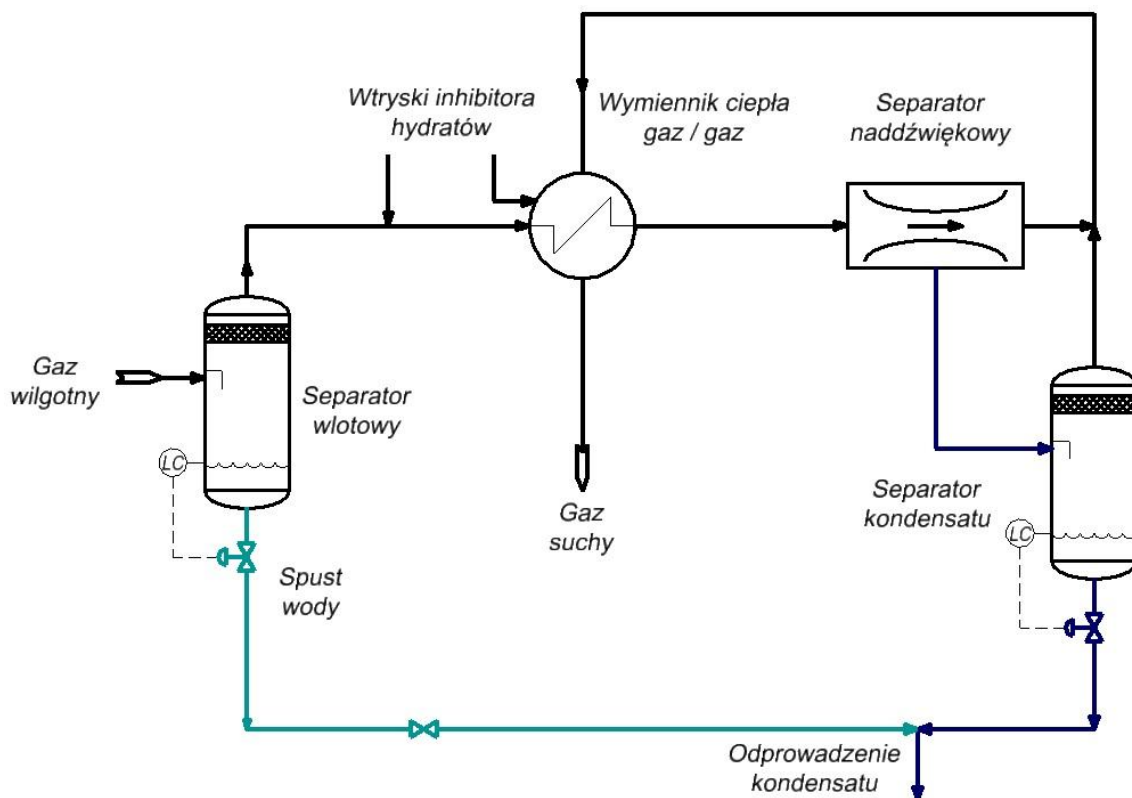
Całkowita efektywność procesu jest uzależniona od efektywności separacji cieczy odbywającej się w rozbieżnej części profilu dyszy i na jej wylocie, gdzie gaz osiąga najniższą wartości temperatury.

Na rysunku 16 przedstawiono schemat przepływowy instalacji z separatorem naddźwiękowym, natomiast na rysunku 17 schemat budowy i działania samego separatora naddźwiękowego na podstawie danych firmy ENGO Engineering Ltd.

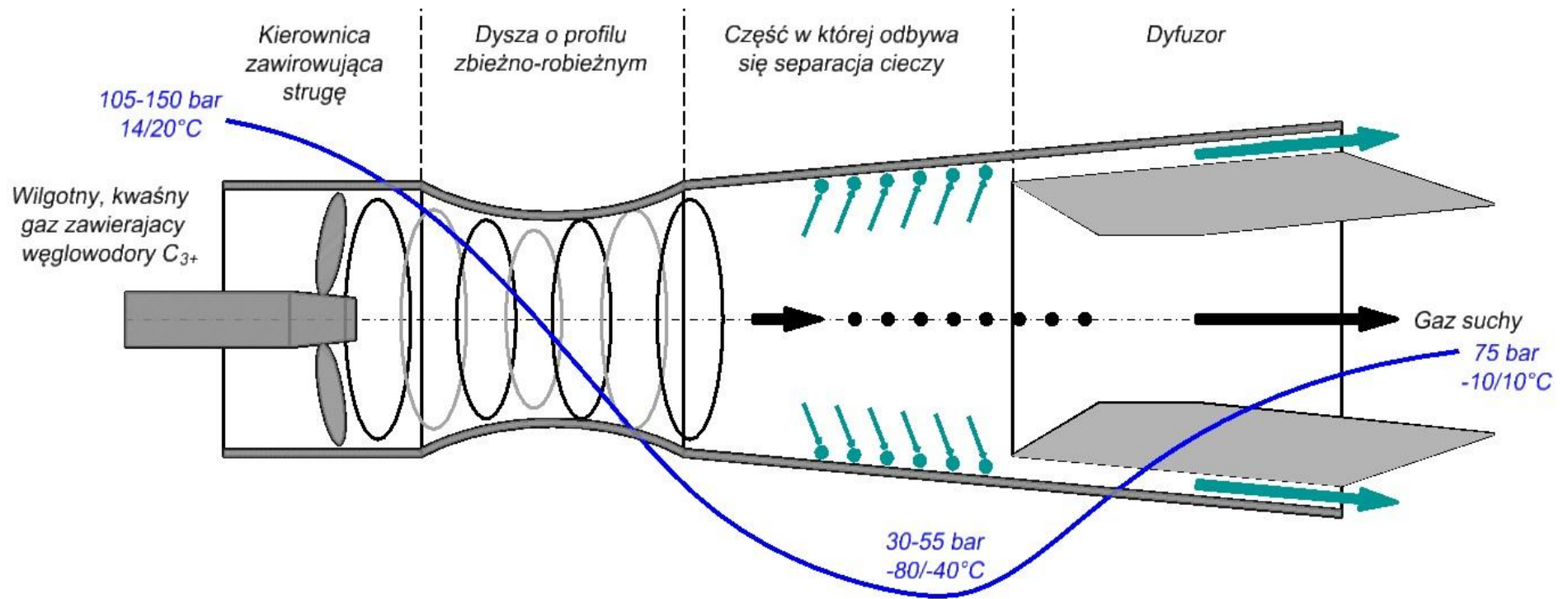
Zastosowanie separacji naddźwiękowej jest szczególnie korzystne w przypadku gazu z dużą zawartością składników kwaśnych  $\text{CO}_2$  i  $\text{H}_2\text{S}$ , dochodzącą do kilkudziesięciu procent molowych.

Zastosowanie absorpcyjnych metod usuwania  $\text{CO}_2$  i  $\text{H}_2\text{S}$  przy tak dużych stężeniach jest mało opłacalne, natomiast zastosowanie separatora naddźwiękowego pozwala na ich zgrubne usunięcie z gazu do zawartości rzędu kilku procent. Krótki czas retencji gazu w separatorze nie pozwala jednak na pełne usunięcie składników kwaśnych, których pozostała część musi zostać oddzielona innymi metodami. Do zalet procesu należą:

- małe wymagania w zakresie powierzchni pod zabudowę i niska waga, co ma istotne znaczenie w przypadku morskich platform wydobywczych;
- duża prędkość gazu i krótki czas retencji ograniczające ryzyko powstania hydratów wewnątrz urządzenia;
- brak emisji gazowych.



Rys. 16. Schemat przepływowy instalacji osuszania/oczyszczania gazu z separatorem naddźwiękowym, opracowanie własne na podstawie [9, 40, 88, 102]



Rys. 17. Schemat budowy i działania separatora naddźwiękowego, opracowanie własne na podstawie danych firmy ENGO Engineering Ltd. [40]

### 3.4. Osuszanie gazu za pomocą tabletek chlorkowo-wapniowych

Technologia osuszania gazu za pomocą solanek chlorkowo-wapniowych jest jedną z najstarszych metod osuszania gazu. Jednak z uwagi na niską sprawność solanki została wyparta przez glikole, które umożliwiają uzyskanie znacznie niższych temperatur punktu rosy.

Modyfikacja procesu polegająca na stosowaniu tabletek chlorkowo-wapniowych, którymi wypełniona jest kolumna osuszania gazu, znalazła szerokie zastosowanie do osuszania niewielkich ilości gazu z odwiertów znajdujących się w odległych lokalizacjach. Z uwagi na zastosowanie zasypów z tabletek nowy typ instalacji nazywany jest potocznie tabletkowymi instalacjami osuszania gazu. Technologia sprawdza się, gdy nie jest wymagane głębokie osuszanie gazu, a zastosowanie instalacji absorpcyjnych lub adsorpcyjnych jest technicznie niemożliwe lub nieopłacalne. Jest stosowana w miejscach, w których brak jest dostępu do energii elektrycznej, nie ma stałej obsługi lub gdy koszty inwestycyjne są zbyt wysokie w stosunku do ilości wydobywanego gazu i prognozowanego czasu wydobywania. Koszty budowy instalacji tabletkowych są kilkukrotnie niższe od kosztów instalacji glikolowych lub adsorpcyjnych, co rekompensuje wyższe koszty eksploatacyjne, wynikające z ceny środka osuszającego. Instalacje są wykonywane w zabudowie skidowo-kontenerowej umożliwiającej łatwy transport do nowych lokalizacji pracy, co również ma istotny wpływ na wyniki ekonomiczne.

Instalacje tabletkowe sprawdzają się znakomicie w osuszaniu bardzo małych strumieni gazu (z odwiertów w końcowym etapie eksploatacji), dla których nie nadają się inne typy instalacji (adsorpcyjne, absorpcyjne itp.). Ilość zużywanych tabletek jest proporcjonalna do strumienia gazu (ilości usuwanej wilgoci). Zasyp złoża starcza na tym dłużej, im mniejsza jest ilość osuszanego gazu, pod warunkiem, że ciśnienie gazu utrzymuje się na wystarczającym poziomie. Chlorek wapnia nie reaguje z  $H_2S$  i  $CO_2$ , więc gazy zawierające składniki kwaśne nie wymagają wcześniejszego oczyszczenia przed skierowaniem do kolumny osuszającej. Instalacja pracuje w całkowicie hermetycznym obiegu gazu, nie powodując emisji gazowych oraz emisji hałasu pochodzących od pomp, kompresorów, zaworów regulacyjnych itp.

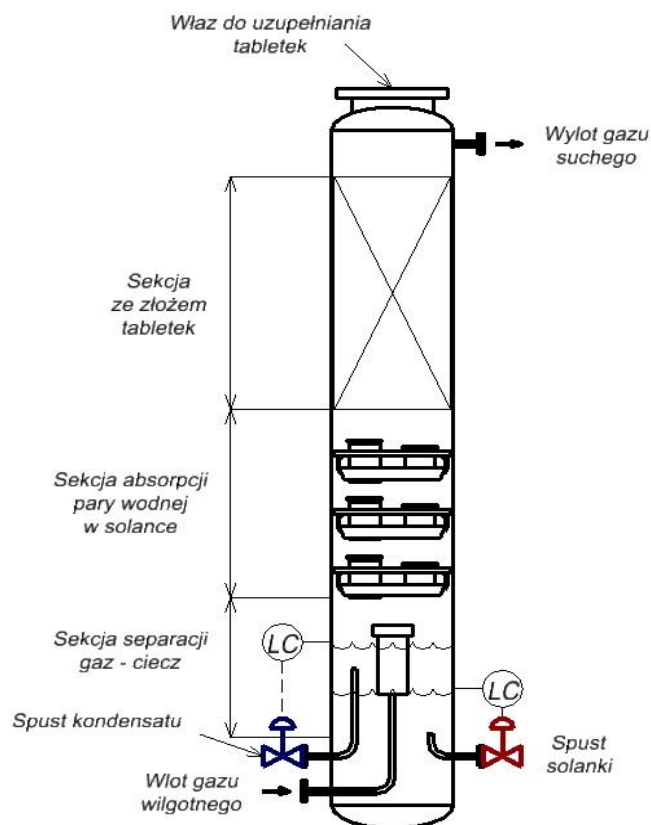
Polskie Górnictwo Naftowe i Gazownictwo zakupiło pod koniec lat dziewięćdziesiątych dwudziestego wieku licencję na budowę tabletkowych instalacji osuszania gazu od firmy Netco-Clearwater. Instalacje tego typu są obecnie szeroko stosowane w krajowym przemyśle wydobywczym do osuszania gazu z małych złóż i pojedynczych odwiertów.

Stały chlorek wapnia  $CaCl_2$  może występować w formie bezwodnej i w czterech stopniach uwodnienia:  $CaCl_2 \cdot H_2O$ ,  $CaCl_2 \cdot 2H_2O$ ,  $CaCl_2 \cdot 4H_2O$  i  $CaCl_2 \cdot 6H_2O$ . Bezwodny chlorek wapnia jest substancją silnie higroskopijną i łatwo wchłania wilgoć z gazu lub otoczenia (magazynowane tabletki muszą być przechowywane

w szczelnych opakowaniach i chronione przed kontaktem z powietrzem). Gaz ziemny przed osuszaniem przepływa przez separator o dużej sprawności (np. filtroseparator koalescencyjny), w którym oddzielane są wolna woda i kondensujące węglowodory. Sprawna separacja cząstek ciekłych jest bardzo istotna dla prawidłowej pracy instalacji tabletkowej. Przedostanie się cieczy do złoża tabletek powoduje ich zlepianie, co skutkuje zbrylaniem się tabletek i kanałowym przepływem gazu, który istotnie pogarsza efekt osuszania.

Dopływ kondensatu węglowodorowego do złoża powoduje natomiast oblepianie tabletek, zmniejszając powierzchnię kontaktu gaz–CaCl<sub>2</sub>. Na rysunku 18 pokazano schemat kolumny osuszającej rekomendowany przez producenta tabletek – firmę DOW. Wilgotny gaz (pozbawiony wolnej cieczy) wpływa dolnym króćcem i przepływa w górę kolumny, osuszając się w wyniku kontaktu z wypełnieniem tabletkowym oraz spływającą z góry solanką. Suchy gaz opuszcza kolumnę króćcem znajdującym się w górnej części ponad złożem tabletek. Niekiedy kolumny wyposażone są w kilka półek zamontowanych w dolnej części zbiornika, poniżej złoża tabletek, po których spływa solanka powstająca w wyniku kontaktu pary wodnej z tabletkami. Wilgotny gaz kontaktujący się przeciwnie do kierunku spływającej solanki jest wstępnie osuszany, a solanka jest dalej rozcieńczana.

Zastosowanie półek znacznie podnosi sprawność osuszania, gdyż większość pary wodnej jest usuwana z gazu podczas kontaktu z solanką, a ostateczne dosuszenie odbywa się podczas kontaktu z tabletkami. Około 70% pary wodnej zawartej w gazie jest usuwane w trakcie kontaktu z solanką w sekcji półek, a solanka rozcieńcza się do ok. 20–25% stężenia CaCl<sub>2</sub>. Ponieważ bardzo małe ilości solanki powstają podczas osuszania stosunkowo dużych strumieni gazu, dlatego półki są zaprojektowane w specjalny sposób, tak że przepływający gaz powoduje recyrkulację solanki w ich obrębie.



Rys. 18. Schemat budowy kolumny osuszającej chlorkiem wapnia, opracowanie własne na podstawie [31, 67]

Główny proces osuszania gazu następuje podczas przepływu gazu przez złożę tabletek chlorkowo-wapniowych. Para wodna zawarta w gazie jest absorbowana na powierzchni tabletek i tworzy się nasycona solanka, która spływa grawitacyjnie na półki. Gaz przepływający w górę ma kontakt z coraz suchszymi tabletkami, czyli chlorkiem wapnia o coraz niższym stopniu uwodnienia. Bezpośrednio po uzupełnieniu złoża tabletki składają się głównie z bezwodnego chlorku wapnia. Podczas kontaktu chlorku wapnia z parą wodną, zanim przekształci się w solankę, tworzą się jego cztery odmiany uwodnione. Tabletki znajdujące się w dolnej części kolumny ulegają stopniowemu zużyciu (rozpuszczają się, stając się nasyconą solanką). Ciężar nadległych warstw złoża powoduje jego stopniowe osiadanie.

Zadawalający efekt osuszania jest osiągnięty do czasu, gdy wysokość pozostałego złoża tabletek wynosi przynajmniej ok. 0,7 m. Gdy wysokość warstwy tabletek spadnie poniżej granicznej wartości, następuje przebicie złoża i opuszczający kolumnę gaz ma zbyt dużą zawartość pary wodnej. Konieczne jest wówczas wyłączenie kolumny z pracy i uzupełnienie złoża tabletek. Średnica kolumny dobierana jest w taki sposób, aby prędkość przepływu gazu przez złożę wynosiła 0,1–0,3 m/s, co pozwala uzyskać optymalny efekt osuszania. Opory przepływu gazu przez kolumnę ze stałym złożem tabletek i dolną sekcją półek wynoszą mniej niż 60 kPa. W trakcie osuszania gazu w zakresie temperatur od +10°C do +50°C oraz ciśnień powyżej 20 barów efekt cieplny procesu absorpcji jest pomijalnie mały. Jeśli ciśnienie gazu jest niższe od ok.

20 barów, a temperatura wyższa od  $+50^{\circ}\text{C}$ , efekt cieplny należy uwzględnić w obliczeniach projektowych.

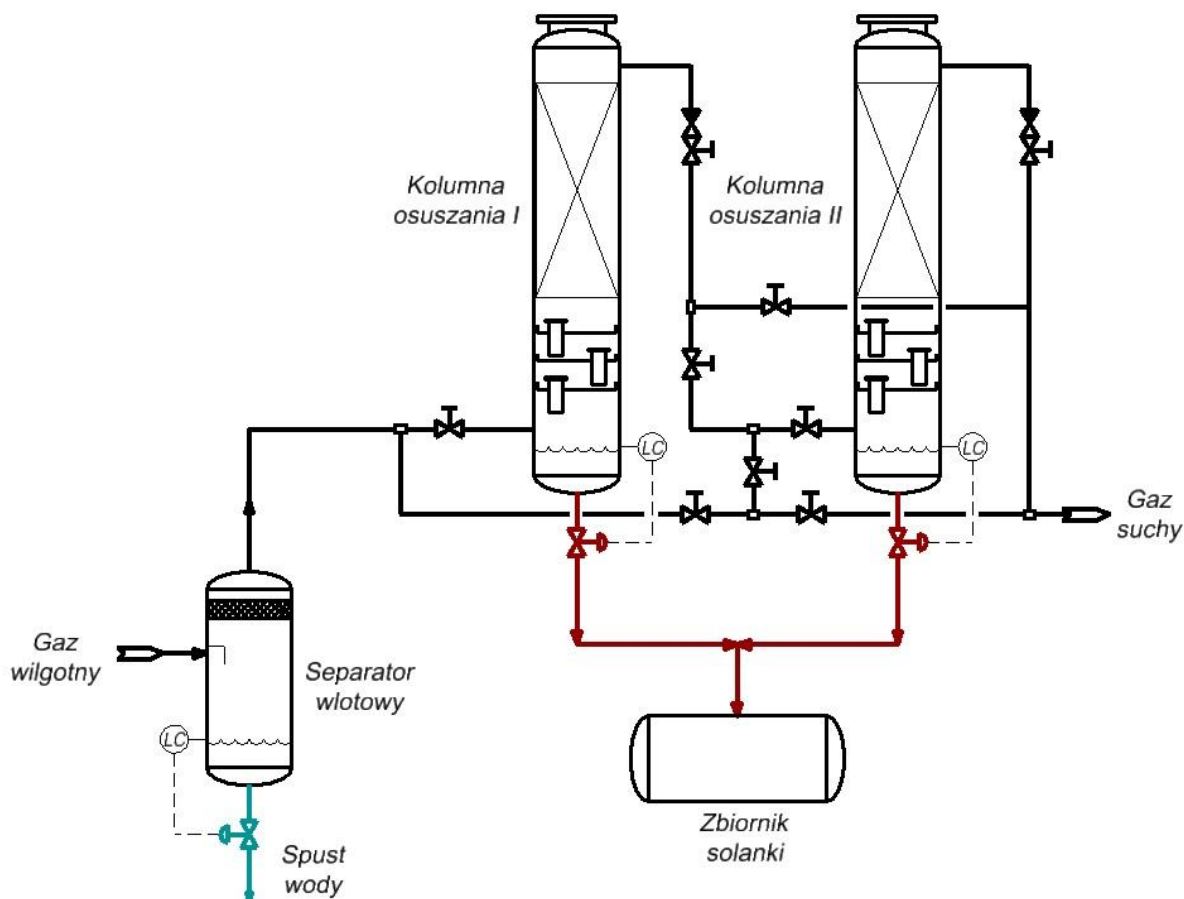
Na podstawie doświadczeń firmy DOW [31] stwierdzono, że zastosowanie kolumny wyposażonej w złożę stałych tabletek ze wstępnym osuszaniem gazu za pomocą solanki w dolnej sekcji zbiornika, wyposażonej w półki recyrkulacyjne, pozwala na usunięcie do  $3,5 \text{ kg H}_2\text{O}/1 \text{ kg CaCl}_2$ . W kolumnach nieposiadających sekcji półek zużycie chlorku wapnia jest znacznie większe i wynosi ok.  $1 \text{ kg H}_2\text{O}/1 \text{ kg CaCl}_2$ . Dokładne zużycie chlorku wapnia, czyli stosunek  $\text{H}_2\text{O}/\text{CaCl}_2$ , zależy w dużej mierze od temperatury gazu, gdyż solanka spływająca ze złoża znajduje się praktycznie w stanie nasycenia. Duży wpływ na pracę instalacji mają dobowe wahania temperatury. Podczas dnia solanka gromadząca się na powierzchni pastylek i spływająca do dolnej części zbiornika jest roztworem nasyconym, natomiast w porze nocnej, przy znacznym ochłodzeniu staje się roztworem przesyconym. Powoduje to wytrącanie się kryształów soli, które opadają na dno zbiornika, zatykając rurę spustową.

Stopień osuszenia gazu uzyskiwany w obu wersjach kolumny (z półkami, po których spływa solanka i bez nich) jest taki sam. Pełne wykorzystanie zdolności osuszających chlorku wapnia jest jednak możliwe tylko w przypadku zastosowania półek i wstępnego osuszenia gazu poprzez kontakt z solanką.

Instalacje wykonywane są zwykle jako moduły dwu- lub trójkolumnowe w zależności od ilości osuszanego gazu i wymaganego stopnia osuszenia. Schemat przepływowy instalacji dwukolumnowej został pokazany na rysunku 19. Konstrukcja dwu- i więcej kolumnowa pozwala zoptymalizować działanie instalacji. Kolumny mogą pracować zarówno równolegle, dzięki czemu przepustowość zostaje podwojona, jak i szeregowo, co pozwala na optymalizację zużycia tabletek i stopnia osuszenia gazu.

Podczas pracy szeregowej kolumny są często wypełniane dwoma typami tabletek różniącymi się stopniem higroskopijności. Gaz przepływa najpierw przez pierwszą kolumnę z tabletkami chlorkowo-wapniowymi, które usuwają większość pary wodnej, a następnie kierowany jest do kolumny z droższymi tabletkami chlorkowo-litowymi, gdzie następuje dalsze obniżenie jego wilgotności. Stosowane jest również wypełnianie kolumn dwoma warstwami różnych środków, tj. dolnej warstwy tabletek chlorkowo-wapniowych i górnej chlorkowo-litowych lub chlorkowo-wapniowych o niższym stopniu uwodnienia.

Solanka wytwarzana podczas procesu osuszania gazu gromadzi się w dolnej części zbiornika i jest okresowo odprowadzana do zbiornika magazynowego. Zagospodarowanie solanki prowadzone jest najczęściej przez jej zatłoczenie do wytypowanych odwiertów chłonnych wraz z wodą złożową.



Rys. 19. Schemat przepływowy tabletkowej instalacji osuszania gazu, opracowanie własne na podstawie [67]

### 3.5. Osuszanie gazu za pomocą membran

Separacja membranowa jest dotychczas niszowym rozwiązaniem w zakresie osuszania gazu ziemnego. W przypadku dużych strumieni gazu przegrywa pod względem konkurencyjności ekonomicznej z szeroko rozpowszechnionymi metodami glikolowymi oraz osuszaniem za pomocą adsorbentów stałych. Metody membranowe znalazły jednak zastosowanie do oddzielania CO<sub>2</sub> z gazów o jego bardzo wysokim stężeniu oraz w pewnym stopniu do produkcji H<sub>2</sub> o bardzo wysokiej czystości. Prowadzone są intensywne badania nad procesami membranowymi oraz opracowywane są coraz doskonalsze materiały separacyjne, dlatego technologia ta postrzegana jest jako rozwiązanie, które w przyszłości będzie szerzej stosowane w przemyśle wydobywczym.

Obecnie metody membranowego osuszania gazu mogą konkurować z tradycyjnymi metodami głównie w zastosowaniach na morskich platformach wydobywczych, gdzie ich mały rozmiar i ciężar w stosunku do instalacji glikolowych i adsorpcyjnych pozwala oszczędzać dostępne miejsce na pokładzie platformy. Są również konkurencyjne w przypadku osuszania małych strumieni gazu, dla których metody glikolowe i adsorpcyjne nie są opłacalne.

Do osuszania gazu ziemnego oraz rozdzielania jego składników stosowane są głównie membrany polimerowe. W zależności od użytego materiału charakteryzują się selektywnością dla określonego składnika mieszaniny gazowej.

Przenikanie gazu przez membranę jest opisywane za pomocą modelu sorpcyjno-dyfuzyjnego. Cząsteczki gazu adsorbowane są na powierzchni membrany, rozpuszczają się w niej, a następnie dyfundują w poprzek przegrody, ulegając desorpcji po drugiej (niskociśnieniowej) stronie membrany i tworząc tzw. permeat. Strumień wlotowy gazu (nadawa) po kontakcie z membraną zubożony jest o składnik przechodzący przez membranę (np. parę wodną), na wylocie określany jest jako retentat.

Separacja składników gazu jest możliwa dzięki temu, że posiadają one różne współczynniki permeacji  $P$  (przepuszczalności) [10, 45, 48]. Jednostką przepuszczalności ( $P$ ) jest barrer ( $1 \text{ barrer} = 10^{-10} \text{ cm}^3 \text{ (STP)} * \text{cm/cm}^2 * \text{s} * \text{cm Hg}$ ), natomiast stosunek przepuszczalności dwóch gazów  $A$  i  $B$  nazywany jest selektywnością  $\alpha_{A/B}$ :

$$\alpha_{A/B} = \frac{P_A}{P_B} \quad (1)$$

Przepuszczalność membrany jest wynikiem dwóch parametrów, którymi są współczynnik dyfuzji ( $D$ ), będący miarą szybkości, z jaką określone cząsteczki dyfundują (przemieszczają się) przez materiał membrany, oraz współczynnik rozpuszczalności ( $K$ ) danego składnika mieszaniny gazowej w materiale membrany.

$$\alpha_{A/B} = \left[ \frac{D_A}{D_B} \right] * \left[ \frac{K_A}{K_B} \right] \quad (2)$$

$D_A/D_B$  jest stosunkiem współczynników dyfuzji dwóch gazów określającym selektywność dyfuzji (ruchliwości) i jest zależny od wielkości cząsteczek.  $K_A/K_B$  jest stosunkiem współczynników rozpuszczalności dwóch gazów określającym selektywność rozpuszczalności.

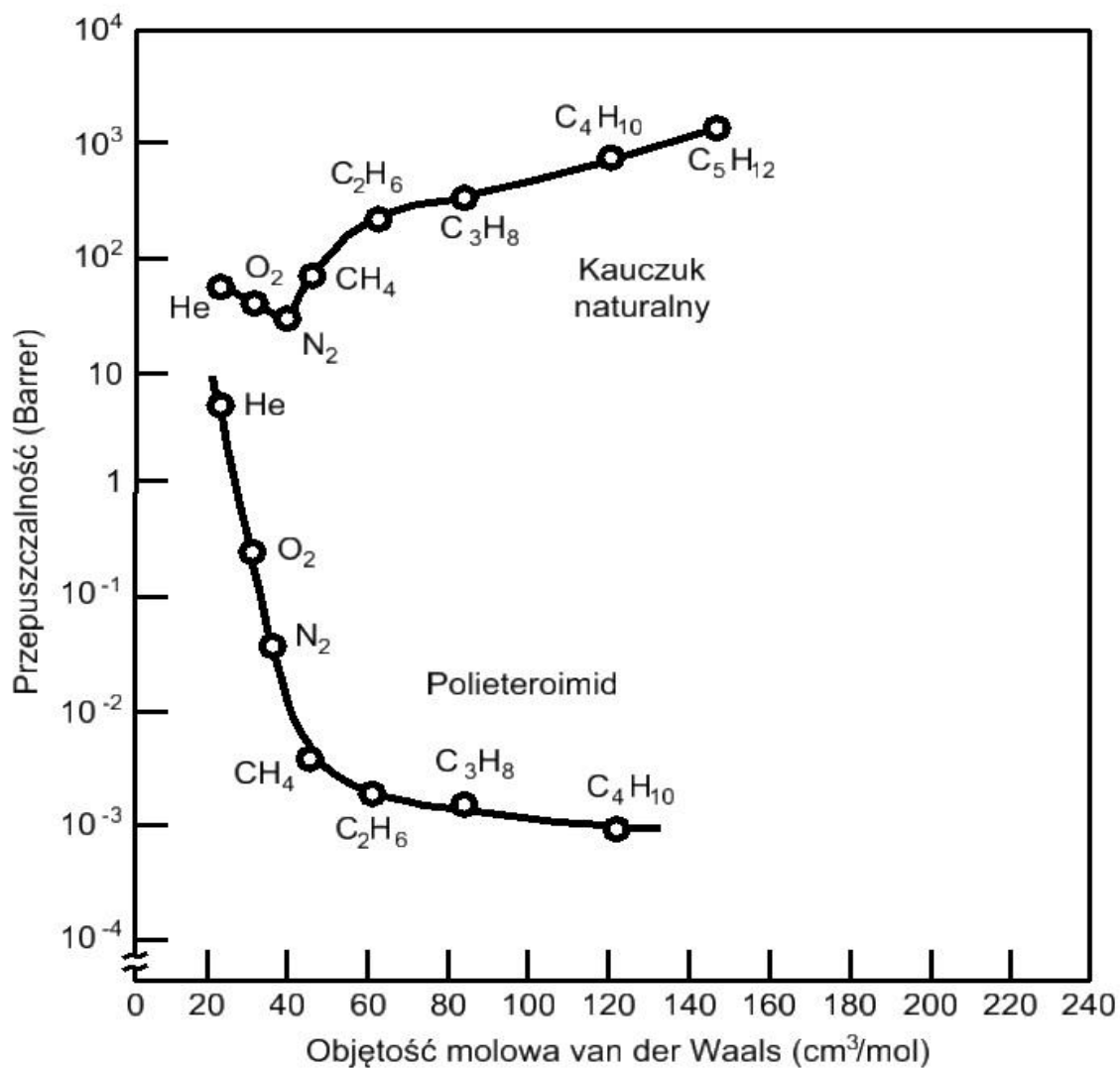
Dla wszystkich membran polimerowych wartość współczynnika dyfuzji ( $D$ ) zmniejsza się wraz ze wzrostem rozmiaru cząsteczek permeatu. Jest to efektem tego, że większe cząsteczki oddziałują z większą ilością segmentów łańcucha polimeru niż cząsteczki mniejsze. Większa wartość selektywności dyfuzji skutkuje zatem intensywniejszym przenikaniem przez membranę cząsteczek o mniejszym rozmiarze. Wartość tego współczynnika bardzo silnie zależy od tego, czy materiał membrany ma temperaturę powyżej czy poniżej przejścia w stan szklisty.

Jeśli materiał ma temperaturę niższą od temperatury granicznej ( $T_g$ ), to nie występują ruchy segmentów łańcucha polimeru, jest on sztywny i nie poddaje się odkształceniu. Jeśli temperatura jest wyższa od temperatury przejścia szklistego, to łańcuchy polimeru mają wystarczającą energię termiczną, aby wykonywać ograniczone ruchy rotacyjne. Zmieniają one w bardzo istotny sposób właściwości mechaniczne

polimeru, który przechodzi w stan elastyczny. Przejście ze stanu szklistego w stan elastyczny jest gwałtowne i występuje przy różnicy temperatur wynoszącej kilka stopni. Stosunek współczynników dyfuzji dwóch gazów różni się bardzo znacząco dla polimerów w stanie szklistym i elastycznym. Współczynniki dyfuzji w polimerach szklistych mają małe wartości i zmniejszają się szybciej wraz ze wzrostem rozmiaru cząsteczek permeatu w porównaniu do polimerów elastycznych. W rezultacie selektywność dyfuzyjna dla polimerów elastycznych jest niższa niż dla szklistych. Przykładowo, jak podaje [10], dla mieszaniny azotu z pentanem selektywność dyfuzyjna polimeru elastycznego wynosi ok. 10, natomiast dla polimeru szklistego ok. 100 000.

Stosunek  $K_A/K_B$  określany jest jako selektywność sorpcyjna gazów i ma wyższą wartość dla tych składników, które łatwiej ulegają kondensacji. „Sklonność” do kondensacji wzrasta wraz ze wzrostem rozmiaru cząsteczki, dlatego selektywność sorpcyjna jest wyższa dla składników mieszaniny o większym rozmiarze cząsteczki, gdyż przeważnie to one łatwiej ulegają kondensacji. Wyższa wartość selektywności sorpcyjnej skutkuje zatem bardziej intensywnym przenikaniem większych cząsteczek, które łatwiej ulegają kondensacji. Przykładowo, dla mieszaniny węglowodorów, tlenu i azotu to pary węglowodorów będą łatwiej ulegały sorpcji. Należy jednak pamiętać, że różnica wartości selektywności sorpcyjnej dla polimerów w stanie szklistym i elastycznym jest znacznie mniejsza niż w przypadku współczynnika dyfuzyjności.

Różnice wartości selektywności dyfuzyjnej i sorpcyjnej, których wzajemny stosunek wpływa na wypadkową przepuszczalność membrany ( $P$ ), są silnie uzależnione od tego, czy polimer występuje w stanie szklistym czy elastycznym. Zależność ta została pokazana na rysunku 20 przygotowanym na podstawie danych opublikowanych przez [10]. W tabeli 10 podano natomiast wartości przepuszczalności kilku powszechnie stosowanych materiałów na podstawie danych opublikowanych przez [10].



Rys. 20. Zależność przepuszczalności od objętości molowej cząsteczki dla polymerów szklitych i elastycznych, opracowanie własne na podstawie danych [10]

Tab. 10. Wartości przepuszczalności czystych gazów dla typowych membran polimerowych [10]

| Gaz                            | Stan elastyczny  |  | Stan szklisty   |   |  |
|--------------------------------|--|--|---|---|--|
|                                | Kauczuk silykonowy (dla 25°C, $T_g = -129^\circ\text{C}$ ) | Kauczuk naturalny (dla 30°C, $T_g = -73^\circ\text{C}$ ) | Octan celulozy (dla 25°C, $T_g = 124^\circ\text{C}$ ) | Polisulfon (dla 35°C, $T_g = 186^\circ\text{C}$ ) | Poliimid - Ube Industries (dla 60°C, $T_g > 250^\circ\text{C}$ ) |
| H <sub>2</sub>                 | 550  | 41   | 24  | 14  | 50   |
| He                             | 300  | 31   | 33  | 13  | 40   |
| O <sub>2</sub>                 | 500  | 23   | 1.6   | 1.4   | 3  |
| N <sub>2</sub>                 | 250  | 9.4  | 0.33  | 0.25  | 0.6  |
| CO <sub>2</sub>                | 2700   | 153  | 10  | 5.6   | 13   |
| CH <sub>4</sub>                | 800  | 30   | 0.36  | 0.25  | 0.4  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>  | 2100   | –  | 0.20  | –   | 0.08   |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>  | 3400   | 168  | 0.13  | –   | 0.015  |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 7500   | –  | 0.10  | –   | –  |

Dla różnych rodzajów materiałów membranowych wartości współczynników selektywności i przepuszczalności zmieniają się w bardzo szerokich granicach. W instalacjach osuszania gazu i rozdzielania poszczególnych składników mieszanin gazowych znajdują zastosowanie membrany tylko o najwyższej przepuszczalności i charakteryzujące się szczególnie wysoką selektywnością. Należy mieć jednak na uwadze, że występuje bardzo silna i odwrotna zależność między przepuszczalnością oraz selektywnością. Dobierając membranę o wyjątkowo wysokiej wartości jednego z parametrów, musimy liczyć się z tym, że drugi będzie miał znacznie niższą wartość. Dokonany wybór jest zawsze kompromisem pomiędzy oczekiwaną selektywnością a możliwą do osiągnięcia przepuszczalnością membrany.

Projektując proces membranowego osuszania gazu, należy brać pod uwagę trzy parametry, które w zasadniczy sposób wpływają na jego przebieg:

- Pierwszym z nich jest selektywność membrany, która została zdefiniowana równaniami (1) i (2).
- Drugim parametrem jest stosunek ciśnień  $\varphi$ :

$$\varphi = \frac{P_0}{P_1} \quad (3)$$

gdzie  $P_0$  to ciśnienie wilgotnego gazu wlotowego, natomiast  $P_1$  to ciśnienie permeatu.

Przepływ pary wodnej przez membranę może nastąpić tylko wtedy, gdy jej ciśnienie parcjalne w strumieniu gazu wlotowego ( $n_{0-H_2O}$ ,  $P_0$ ) jest wyższe niż jej ciśnienie parcjalne w strumieniu permeatu ( $n_{1-H_2O}$ ,  $P_1$ ).

Jeśli selektywność membrany jest znacznie większa od stosunku ciśnień ( $\alpha \gg \varphi$ ), wówczas działanie membrany podczas osuszania jest zależne wyłącznie od stosunku ciśnień po obu stronach membrany.

W przeciwnym przypadku, gdy selektywność membrany jest dużo niższa od jej przepuszczalności ( $\alpha \ll \varphi$ ), wówczas działanie membrany jest zależne wyłącznie od jej selektywności i jest niezależne od stosunku ciśnień.

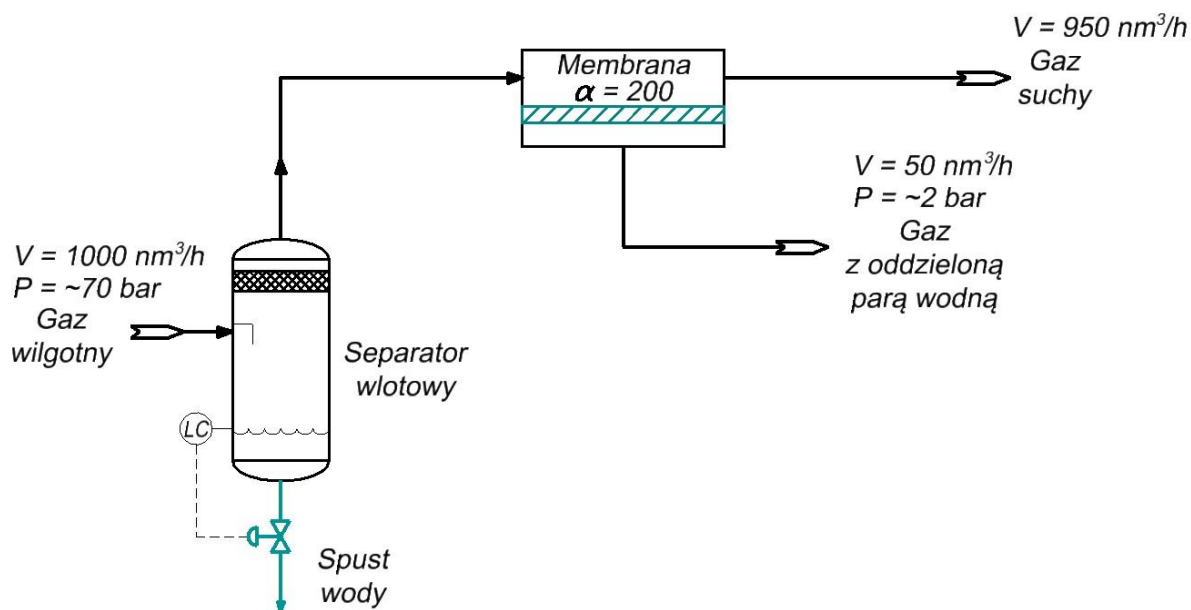
W obszarze wartości pomiędzy powyższymi skrajnymi przypadkami zarówno selektywność, jaki i stosunek ciśnień wpływają na działanie membrany.

Trzecim parametrem jest współczynnik podziału  $\theta$  zdefiniowany jako:

$$\theta = \frac{\text{Strumień permeatu}}{\text{Strumień gazu wlotowego}} \quad (4)$$

Celem procesu membranowego osuszania jest uzyskanie strumienia gazu (retentatu) pozbawionego pary wodnej oraz drugiego strumienia, mieszaniny pary wodnej i gazu o możliwie wysokiej koncentracji  $H_2O$  (permeatu). Osiągnięcie tych dwóch celów jednocześnie poprzez jednostopniowy proces membranowy przedstawiony na rysunku 21 nie jest możliwe. Musi zostać zaakceptowany pewien kompromis pomiędzy

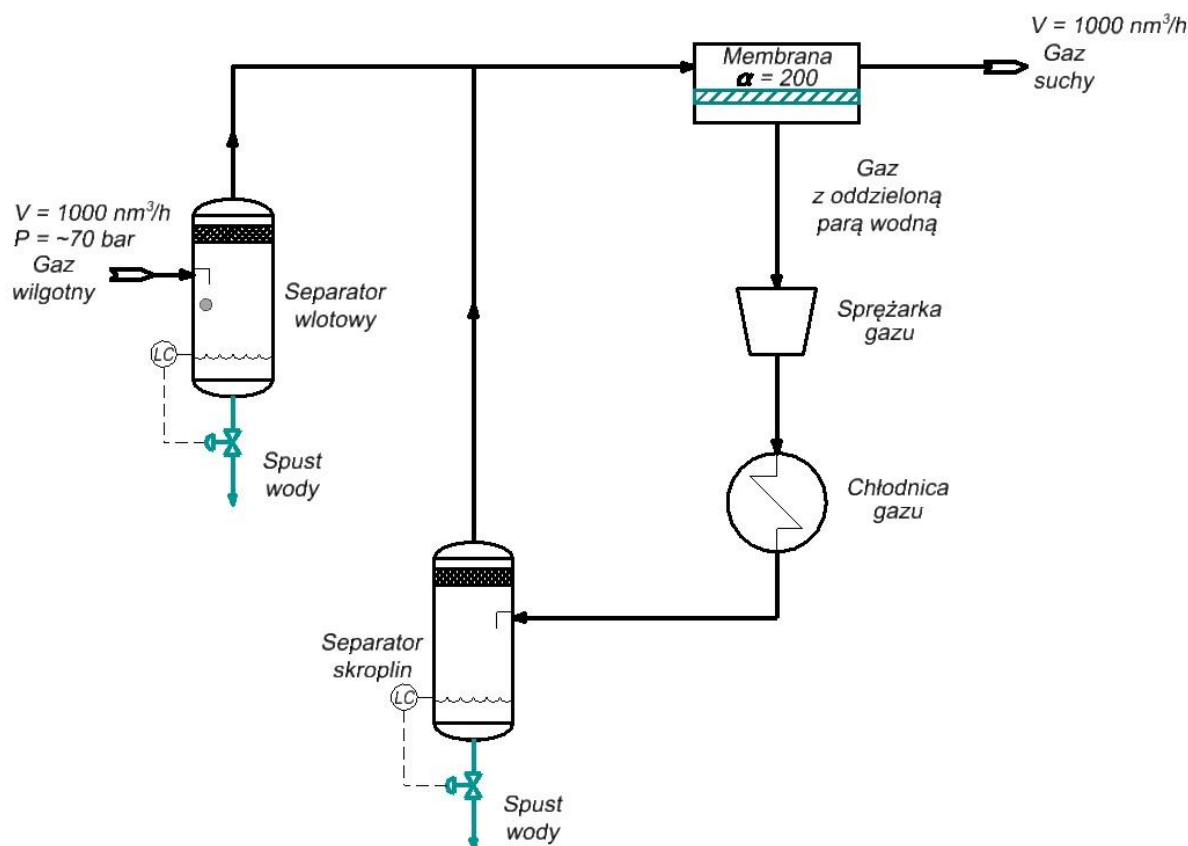
stopniem osuszenia gazu (retentatu) a stratą gazu ziemnego w niskociśnieniowej mieszance z parą wodną (permeatem).



Rys. 21. Schemat przepływu jednostopniowego membranowego procesu osuszania gazu, opracowanie własne na podstawie [10, 45, 48]

Do osuszania gazu używa się membrany o wysokich wartościach selektywności wody w stosunku do metanu. Na rysunku 21 zaprezentowano układ z membran o selektywności  $\alpha = 200$ , której wartość znacznie przewyższa stosunek ciśnień  $\phi$  ( $\alpha \gg \phi$ ). Działanie takiej membrany zależy więc wyłącznie od stosunku ciśnień  $\phi$ . Jeśli ciśnienie wydobywanego gazu utrzymuje się na wysokim poziomie i mamy możliwość efektywnego zagospodarowania strumienia wilgotnego permeatu (np. jako paliwa dla agregatu kogeneracyjnego), to taki proces jest ekonomicznie opłacalny w porównaniu z osuszaniem glikolowym lub adsorpcyjnym.

Na rysunku 22 przedstawiono schemat membranowego procesu osuszania gazu z recyrkulacją i sprężaniem strumienia permeatu. Instalacja taka może zostać zastosowana, gdy nie ma możliwości zagospodarowania niskociśnieniowego strumienia permeatu. Jest on wówczas sprężany, a następnie chłodzony. Kondensująca woda jest oddzielana w dodatkowym separatorze skroplin, a strumień permeatu o wysokim ciśnieniu jest łączony z głównym strumieniem wilgotnego gazu procesowego i ponownie kierowany do modułu membranowego. Straty gazu są praktycznie wyeliminowane, jednak instalacja posiada znacznie więcej komponentów, takich jak sprężarka, chłodnica i separator skroplin, co znacznie podnosi koszty inwestycyjne oraz zapotrzebowanie na energię. Cały proces przestaje być opłacalny ekonomicznie w stosunku do tradycyjnych metod osuszania. Jego zastosowanie jest uzasadnione tylko w szczególnych przypadkach, gdy np. osuszanie glikolowe nie może być zastosowane z uwagi na konieczność ograniczenia emisji węglowodorów BTEX,  $C_{3+}$  lub zawartość gazów kwaśnych  $CO_2$  i  $H_2S$ .



Rys. 22. Schemat przepływowego jednostopniowego membranowego procesu osuszania gazu z recyrkulacją i sprężaniem permeatu, opracowanie własne na podstawie [10, 45, 48]

W tabeli 11 podano wartości przepuszczalności i selektywności membran hydrofobowych (przepuszczalnych dla gazu i odrzucających wodę) oraz hydrofilowych (przepuszczalnych dla wody) stosowanych do osuszania gazu [4].

Tab. 11 Wartości przepuszczalności i selektywności membran stosowanych w procesie osuszania gazu [4]

| Polimer                               | $P_{H_2O}$ (Barrer) | $\alpha_{H_2O/CH_4}$ | T (°C) |
|---------------------------------------|---------------------|----------------------|--------|
| Membrany hydrofobowe                  |                     |                      |        |
| Polietylen (PE)                       | 90                  | 31                   | 25     |
| Poliimid (Kapton)                     | 640                 | 14 000               | 30     |
| Polycarbonate (PC)                    | 1100                | 3100                 | 25     |
| Polistyren                            | 1200                | 1500                 | 30     |
| Kauczuk dimetylosilikonowy            | 3600                | 39                   | 25     |
| Tlenek polifenylenu (PPO)             | 4060                | 780                  | 30     |
| Poli(dimetylosiloksan) (PDMS)         | 45 000              | 38                   | 30     |
| Membrany hydrofilowe                  |                     |                      |        |
| Poli(2,6-dimetylofenylo tlenek) (PPO) | 4060                | 944                  | 30     |
| Polisulfon                            | 8000                | 44 444               | 30     |
| Octan celulozy                        | 10 000              | 190 000              | 30     |
| Etyloceluloza                         | 20 000              | 2500                 | 30     |
| Polieter-amid blokowy (PEBA)          | 50 000              | 6060                 | 30     |
| Nafion 117                            | 450 000             | 4 100 000            | 30     |

## 4. KONCEPCJA OSUSZANIA GAZU I REGENERACJI GLIKOLI Z WYKORZYSTANIEM STRUMIENICY

### 4.1. Opis przedmiotu badań

Przedmiotem prowadzonych badań jest opracowanie nowej metody zwiększania efektywności regeneracji glikoli poprzez wytworzenie podciśnienia w warniku regeneracyjnym z użyciem strumienicy gazowej.

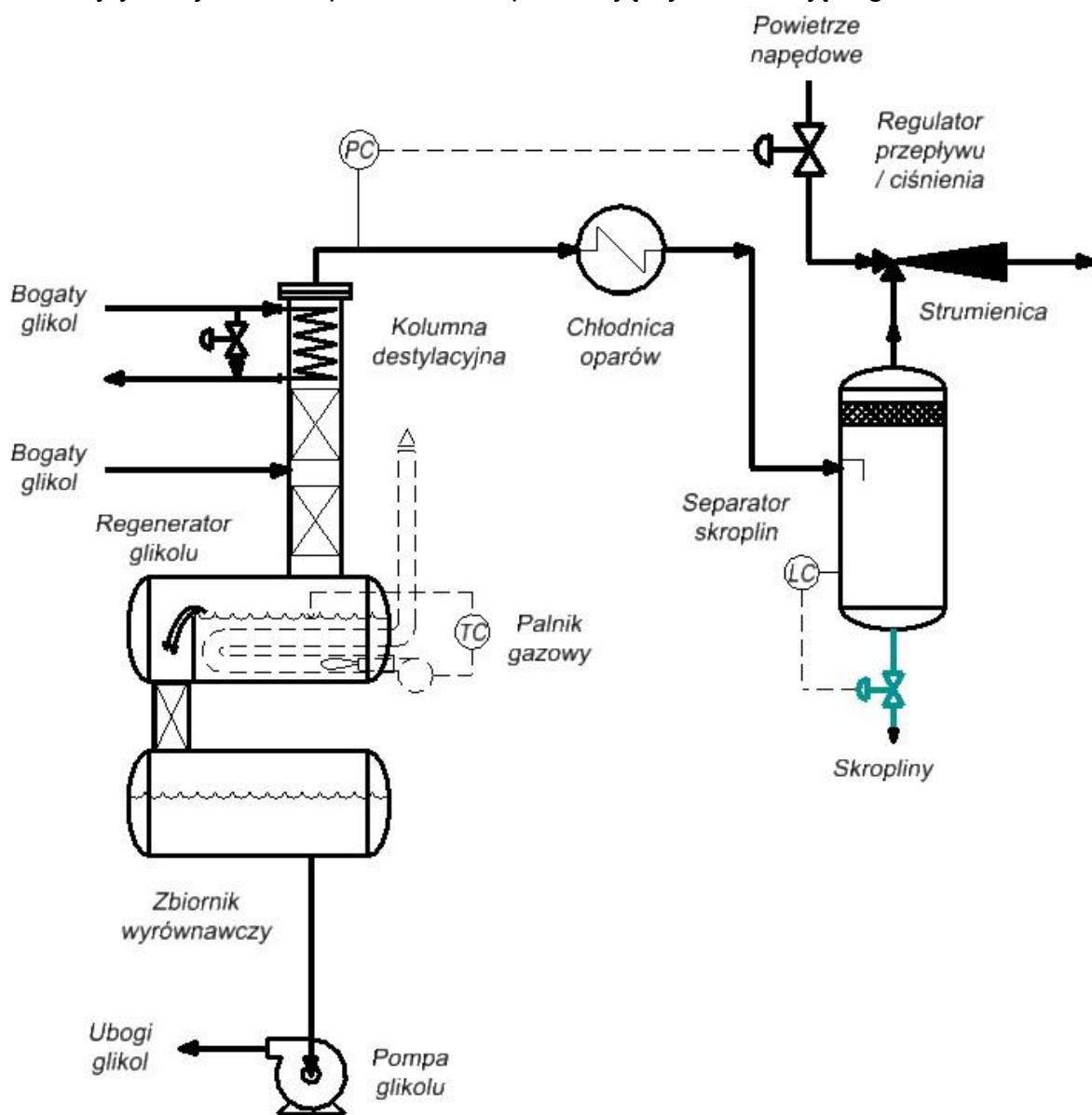
Mimo stosunkowo niskiej sprawności strumienice w odróżnieniu od pomp próżniowych są urządzeniami bardzo prostymi w budowie i wytrzymałymi na trudne warunki pracy. Jako proste urządzenia mechanicznie, pozbawione elementów rotacyjnych nie wymagają certyfikacji ATEX do zastosowania w obrębie stref zagrożenia wybuchem, a ich koszty są znacznie niższe od kosztu pomp. Mogą być również stosowane w trudnych warunkach atmosferycznych i środowiskowych, przy ujemnych temperaturach oraz na morskich platformach wydobywczych.

Wykonanie koniecznych modyfikacji instalacji regeneracji glikoli jest możliwe bez ingerowania w konstrukcję regeneratora oraz pozostałych elementów bloku regeneracji. Podstawowym ograniczeniem jest wytrzymałość regeneratora, w szczególności płaszcz warnika, na projektowany zakres podciśnienia. Obliczenia wskazują, że dla typowych warników pracujących przy ciśnieniu atmosferycznym dopuszczalne jest stosowanie podciśnienia do ok.  $-40$  kPa, po wcześniejszym upewnieniu się, że owalizacja płaszcza nie przekracza 5 mm. W przypadku zastosowania strumienicy w nowo projektowanej instalacji, w konstrukcji regeneratora należy uwzględnić dodatkowe wzmocnienia (ożebrowania) płaszcza zbiornika, co umożliwi zastosowanie niższych wartości podciśnienia. Strumienica powinna zostać podłączona do przewodu odprowadzającego parę wodną z kolumny destylacyjnej do separatora i dalej do atmosfery. Wymaga to wymiany jedynie krótkiego fragmentu niskociśnieniowego rurociągu, a sama strumienica jest traktowana jako element układu rurowego. Zmiana ta nie będzie zwykle wymagała pozyskiwania zgód i pozwoleń administracyjnych, ani rewizji dokumentacji rejestracyjnej zbiorników i rurociągów podlegających PED. Same roboty montażowe przy odpowiedniej organizacji prac oraz wcześniejszym przygotowaniu niezbędnych materiałów mogą zostać wykonane w ciągu kilkunastu godzin.

Jako źródło energii napędowej dla strumienicy wykorzystane zostanie sprężone powietrze sterownicze. Instalacje powietrza sterowniczego są budowane na większości krajowych kopalń i służą jako źródło energii do napędu urządzeń automatyki przemysłowej, jak np. zawory odcinające lub regulacyjne w instalacji osuszania. W większości przypadków rurociąg sprężonego powietrza jest już więc doprowadzony do instalacji osuszania i strumienica wymaga jedynie podłączenia za pomocą krótkiego odcinka nowego rurociągu lub przewodów elastycznych.

Strumienica pozwala zatem w prosty i stosunkowo tani sposób zwiększyć efektywność pracy instalacji glikolowych. Wytworzone w regeneratorze podciśnienie umożliwia uzyskanie wyższego stężenia regenerowanego L-TEG/L-TREG, a co za tym idzie, niższej temperatury punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu.

Na rysunku 23 przedstawiono schemat bloku regeneracji glikoli z wykorzystaniem strumienicy. Sterowanie ilością powietrza napędowego strumienicy i jego ciśnieniem odbywa się na podstawie sygnału z przetwornika ciśnienia zabudowanego na wylocie przewodu oparowego z kolumny destylacyjnej. Taki sposób sterowania pozwala na utrzymanie stałej wartości podciśnienia w regeneratorze i w połączeniu z odpowiednio zaprojektowaną strumienicą zabezpiecza instalację przed przekroczeniem krytycznej wartości podciśnienia, powodującej deformację regeneratora.



Rys. 23. Schemat przepływowy instalacji regeneracji glikoli z wykorzystaniem strumienicy, opracowanie własne

Przeprowadzone badania procesu regeneracji glikoli zostały podzielone na dwa zasadnicze etapy. W pierwszym etapie przeprowadzono symulacje procesowe wpływu podciśnienia wytwarzanego w regeneratorze glikolu na stężenie uzyskiwanego glikolu ubogiego oraz stopień osuszenia gazu. W drugim etapie przeprowadzono optymalizację zaprojektowanej konstrukcji strumienicy metodami numerycznymi CFD.

#### **4.2. Opis przygotowanych modeli instalacji i metodyki badań z wykorzystaniem symulacji procesowych**

W celu sprawdzenia rezultatów zastosowania strumienicy gazowej do wytwarzania podciśnienia w regeneratorze TEG/TREG wspomagającego proces destylacji sorbentów przygotowano trzy modele w symulatorze procesowym CHEMCAD i wykonano kilka serii obliczeń sprawdzających. Na rysunku 24 przedstawiono schemat przepływowy testowanych modeli. Dla potrzeb symulacji instalacji używającej TEG przyjęto model TEG do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model SRK do obliczeń entalpi. Dla instalacji używającej TREG przyjęto natomiast model Predictive Soave-Redlich-Kwong (PSRK) do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model Latent Heat do obliczeń entalpi. We właściwościach termodynamicznych modeli założono również, że woda i węglowodory się nie mieszają.

Obliczenia przeprowadzono dla instalacji o przepustowości osuszanego gazu wynoszącej 7200 nm<sup>3</sup>/h, temperaturze osuszanego gazu ok. 18,8°C, wilgotności względnej 100% oraz następujących parametrów technicznych kolumny osuszania i regeneratora:

##### **Kolumna osuszania**

1. średnica DN600 (610 x 12,5 mm)
2. wysokość wypełnienia ok. 3 m
3. typ wypełnienia – usypowe, pierścienie Białeckiego
4. wymagane minimalne stężenie zregenerowanego L-TEG 98%
5. wymagane minimalne stężenie zregenerowanego L-TREG 99%
6. ciśnienie obliczeniowe kolumny (PS) 40 barg

##### **Regenerator TEG**

1. średnica kolumny destylacyjnej DN150 (168,3 x 8,0 mm)
2. wysokość górnej sekcji wypełnienia ok. 1,47 m
3. wysokość dolnej sekcji wypełnienia ok. 0,44 m
4. średnica płaszcza warnika DN900 (914 x 10 mm)
5. moc palnika ok. 15–55 kW
6. wymagane minimalne stężenie zregenerowanego L-TEG 98%
7. wymagane minimalne stężenie zregenerowanego L-TREG 99%

Przyjęto, że osuszany surowiec jest gazem słodkim, o zawartości metanu wynoszącej ok. 99% oraz o śladowej zawartości węglowodorów gazolinowych.

Skład gazu został podany w tabeli 12.

Dla TEG średnia temperatura regeneracji w wurniku wynosiła ok. 180°C, czyli była o 26°C niższa od temperatury termicznej degradacji TEG (206°C). Natomiast dla TREG średnia temperatura regeneracji w wurniku wynosiła ok. 213°C, czyli była o 25°C niższa od temperatury termicznej degradacji TREG (238°C).

Tab. 12. Skład gazu kierowanego do osuszania

| Składnik        | % molowy | % masowy |
|-----------------|----------|----------|
| Metan           | 98.90454 | 97.89032 |
| Etan            | 0.203762 | 0.378003 |
| Propan          | 0.048943 | 0.133146 |
| Izobutan        | 0.025882 | 0.092807 |
| N-butan         | 0.009955 | 0.035695 |
| N-pentan        | 0.000299 | 0.001329 |
| Izopentan       | 0.013085 | 0.058242 |
| Neopentan       | 0.0003   | 0.001334 |
| Heksan          | 0.005893 | 0.031331 |
| Heptan          | 0.003396 | 0.020994 |
| Oktan           | 0        | 0        |
| Azot            | 0.569335 | 0.983968 |
| Dwutlenek węgla | 0.082902 | 0.225089 |
| Woda            | 0.131384 | 0.146021 |

1. W pierwszej serii symulacji sprawdzono wpływ spadku ciśnienia wydobywanego gazu na osiągnięte temperatury punktu rosy fazy wodnej dla ciśnień roboczych: 30 barg, 26 barg, 20 barg i 15 barg. Symulacje odzwierciedlają naturalny spadek ciśnienia wydobywanego gazu i związane z tym problemy z jego osuszaniem.
2. W drugiej serii symulacji sprawdzono wpływ obniżenia ciśnienia regeneracji glikoli na uzyskiwane stężenia bogatego sorbentu (L-TEG/L-TREG) oraz otrzymywane w rezultacie temperatury punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu. Symulacje przeprowadzono dla czterech wartości ciśnień roboczych osuszanego gazu: 30 barg, 26 barg, 20 barg i 15 barg oraz dla siedmiu wartości ciśnień regeneracji TEG/TREG: 0,07 barg, 0 barg, -0,1 barg, -0,2 barg, -0,3 barg, -0,4 barg, -0,5 barg.
3. W trzeciej serii symulacji sprawdzono wpływ zwiększenia strumienia obiegowego sorbentu do wartości 450 kg/h dla ciśnienia osuszanego gazu wynoszącego 15 barg. Należy przy tym zaznaczyć, że bazowy strumień sorbentu 280 kg/h stanowi wartość optymalną dla przyjętej instalacji osuszania, natomiast strumień 450 kg/h stanowi wartość maksymalną z uwagi na wydajność zainstalowanej pompy dozującej.



### 4.3. Opis przygotowanych modeli strumienicy i metodyki badań z wykorzystaniem obliczeniowej mechaniki płynów (CFD)

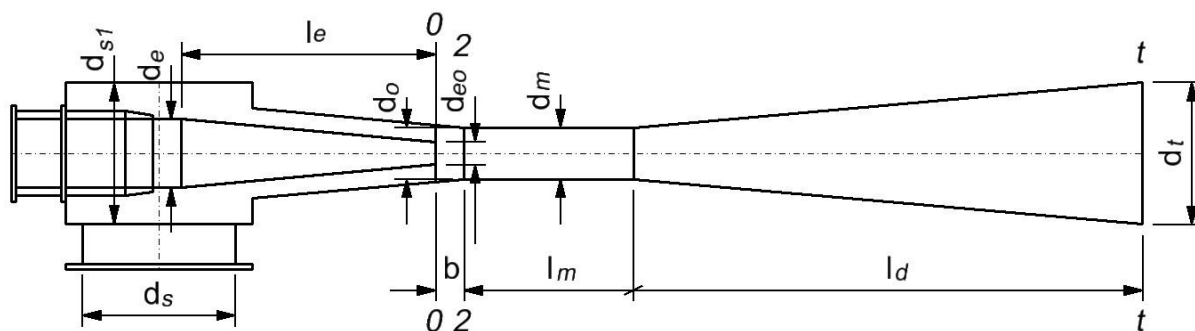
Strumienica jest najważniejszym elementem zaprojektowanej instalacji wspomagającej regenerację glikoli i od sprawności jej działania w dużym stopniu będzie zależeć efektywność całego procesu. W kolejnym etapie badań opracowano model strumienicy współpracującej z badaną wcześniej instalacją regeneracji glikoli i dokonano jego optymalizacji metodą obliczeniowej mechaniki płynów (CFD). Model bazowy strumienicy został opracowany na podstawie metodyki obliczeniowej przedstawionej przez Golińskiego i Troskoleńskiego [33]. Poniżej przedstawiono założenia przyjęte do konstrukcji modelu bazowego oraz podstawowe parametry geometryczne strumienicy bazowej, natomiast na rysunku 25 pokazano szkic strumienicy z oznaczeniami jej wymiarów.

#### Założenia przyjęte do obliczeń:

|  |  |
|--|--|
| Strumień gazu zasysanego                           | $Q_s = 0,73 \text{ m}^3/\text{h}$            |
| Strumień powietrza napędowego                      | $Q_{\text{pow}} = 1,67 \text{ m}^3/\text{h}$ |
| Podciśnienie zasysanych oparów                     | $p_{\text{sc}} = -20 \text{ kPa}$            |
| Nadciśnienie w płaszczyźnie wylotu dyfuzora        | $p_{\text{tc}} = 1 \text{ kPa}$              |
| Współczynnik sprawności dyfuzora                   | $\eta_d = 0,6$                               |
| Współczynnik tarcia                                | $\zeta_m = 0,1$                              |
| Prędkość gazu w przekroju wylotowym dyfuzora       | $c_t = 2 \text{ m/s}$                        |
| Prędkość gazu w przekroju wlotowym króćca ssawnego | $c_s = 1 \text{ m/s}$                        |

#### Wyniki obliczeń bazowych:

|  |  |
|--|--|
| Współczynnik strat ejektora  | $\zeta = 1,5$                                      |
| Prędkość optymalna w przekroju ssawnym   | $(C_{\text{so}})_{\text{opt}} = 45,33 \text{ m/s}$ |
| Prędkość optymalna w komorze mieszania   | $(C_3)_{\text{opt}} = 148,67 \text{ m/s}$          |
| Prędkość optymalna w przekroju wylotowym dyszy   | $(C_{\text{eo}})_{\text{opt}} = 300,9 \text{ m/s}$ |
| Średnica komory mieszania  | $d_m = 2,4 \text{ mm}$                             |
| Średnica przekroju wylotowego dyszy zasilającej  | $d_{\text{eo}} = 1,4 \text{ mm}$                   |
| Minimalna średnica komory ssawnej w przekroju wylotowym dyszy  | $d_o = 2,8 \text{ mm}$                             |
| Średnica dyfuzora w płaszczyźnie t-t   | $d_t = 21 \text{ mm}$                              |
| Średnica króćca ssawnego   | $d_s = 16 \text{ mm}$                              |
| Średnica króćca przewodu zasilającego  | $d_e = 24,3 \text{ mm}$                            |
| Średnica przekroju komory ssawnej  | $d_{s1} = 29,1 \text{ mm}$                         |
| Odległość między płaszczyzną przekroju wylotowego dyszy o-o a płaszczyzną wlotową komory mieszania 2-2 | $b = 2,4 - 3,6 \text{ mm}$                         |
| Długość komory mieszania   | $l_m = 12 \text{ mm}$                              |
| Długość stożka dyszy zasilającej   | $l_e = 115 \text{ mm}$                             |
| Długość stożka dyfuzora  | $l_d = 133 \text{ mm}$                             |



Rys. 25. Schemat do wstępnych obliczeń geometrii strumienicy

Na podstawie wyników wstępnych obliczeń analitycznych przygotowano w programie Autodesk Inventor Professional dziesięć modeli strumienicy: STR1, STR2, STR2\_2, STR3, STR4, STR5, STR6, STR7, STR8\_2, STR9\_1 różniących się szczegółami geometrii (rysunki wszystkich modeli stanowią załącznik 1 do pracy).

Modele STR2, STR3, STR4, STR5, STR6 są tą samą konstrukcją strumienicy, lecz w poszczególnych wariantach różnią się odległością otworu wylotowego dyszy napędowej od wlotu do komory mieszania oraz długością komory mieszania [33, 90, 100, 107]. Dla modeli STR2, STR3, STR4 odległość otworu wylotowego dyszy od wlotu do komory mieszania wynosi odpowiednio 4 mm, 1 mm, 7 mm, przy stałej długości komory mieszania wynoszącej 15 mm. Modele STR2, STR5, STR6 mają stałą odległość wylotu dyszy napędowej od wlotu do komory mieszania, wynoszącą 4 mm, jednak różnią się długością komory mieszania, wynoszącą odpowiednio 15 mm, 20 mm, 10 mm. Modele STR2 i STR2\_2 różnią się wyłącznie kształtem komory ssawnej. W pierwszym modelu ma ona kształt cylindryczny, natomiast w drugim kształt stożkowy.

W przypadku modelu STR1 wszystkie elementy: dysza, komora mieszania i dyfuzor mają kształt stożkowy. Konstrukcja posiada prostą geometrię, jednak jej wykonanie metodami tokarskimi jest trudne i wymaga opracowania indywidualnej technologii produkcji ze względu na małe rozmiary urządzenia.

Modele STR7, STR8\_2 i STR9\_1 zostały opracowane z myślą o uproszczeniu technologii wykonania i uwzględniają dostępność narzędzi skrawających. Korpusy strumienicy zaprojektowane zostały z prętów aluminiowych sześciokątnej A80 mm (STR7) i okrągłego  $\Phi 80$  mm (STR8\_2 i STR9\_1). Korpus modelu STR7 jest jednoczęściowy i wymaga bardzo dokładnego wiercenia otworów komory mieszania i dyfuzora, natomiast korpusy strumienicy STR8\_2 i STR9\_1 są dwuczęściowe – skręcane, co znacznie ułatwia ich wykonanie.

W modelu STR7 otwory dyszy, komory mieszania i dyfuzora wykonywane są za pomocą wiertel prostych o kolejno zwiększających się średnicach, co wymaga zachowania współosiowości i bardzo dużej precyzji wykonania.

W modelu STR8\_2 otwory dyszy i dyfuzora wykonywane są za pomocą rozwiertaków stożkowych i pogłębiaczy, natomiast otwór komory mieszania za pomocą wiertła prostego. Wykonanie otworu dyszy wymaga jednak zastosowania rozwiertaka przygotowanego na indywidualne zamówienie.

Model STR9\_1 został zaprojektowany w sposób umożliwiający wykonanie za pomocą dostępnych w sprzedaży wiertel i rozwiertaków. Dysza i komora mieszania wykonywane są wiertłami prostymi o kolejnych, coraz większych średnicach, natomiast dyfuzor rozwiertakiem stożkowym i pogłębiaczem. Model ten jest zdaniem autora optymalny pod względem kosztów i łatwości wykonania.

Wszystkie modele zostały zaimportowane do programu Ansys Workbench, gdzie nałożono na nie siatki obliczeniowe. Tak przygotowane modele, gotowe do przeprowadzenia obliczeń numerycznych zaimportowano do programu Ansys Fluent.

Symulacje CFD przeprowadzono, używając modelu species transport dla metanu jako gazu zasysanego i powietrza jako gazu napędowego. W badaniach CFD przyjęto stały strumień zasysanego metanu, wynoszący ok. 0,8 kg/h, co odpowiada ilości oparów węglowodorów uwalnianych podczas regeneracji TEG. Wartość tę uzyskano na podstawie symulacji procesowych przeprowadzonych w poprzednim etapie badań. Dla modelu STR9\_1 wykonano dodatkową serię symulacji, w której przyjęto mniejszy strumień zasysanego metanu, wynoszący ok. 0,3 kg/h, co odpowiada wartości otrzymanej z symulacji procesowych regeneracji TREG.

Dla wszystkich symulacji CFD przyjęto stałą wartość ciśnienia wylotowego mieszaniny gazów, wynoszącą 1 kPa, stałą temperaturę powietrza napędowego 25°C oraz stałą temperaturę zasysanego metanu +35°C.

1. Dla poszczególnych modeli strumienic sprawdzano uzyskiwane wartości podciśnienia w króćcu ssawnym w zależności od ciśnienia powietrza napędowego. Króciec ssawny strumienicy jest połączony z regeneratorem glikolu przewodem oparowym, chłodnicą i separatorem, dlatego wartość podciśnienia we wszystkich elementach instalacji jest jednakowa.
2. Dla różnych geometrii strumienic, a w szczególności różnych kształtów dysz, sprawdzano, jak zmienia się zapotrzebowanie powietrza napędowego w zależności od ciśnienia. Symulacje przeprowadzono dla sześciu wartości ciśnień powietrza napędowego, wynoszących: 70 kPa, 100 kPa, 200 kPa, 300 kPa, 400 kPa, 600 kPa oraz dla strumienia zasysanego metanu 0,8 kg/h (odpowiadającego regeneracji TEG). Wykonano również symulacje dla czterech wartości ciśnień: 100 kPa, 200 kPa, 300 kPa i 400 kPa oraz dla strumienia metanu 0,3 kg/h (odpowiadającego regeneracji TREG).

## 5. ANALIZA EGZERGETYCZNA PROCESU OSUSZANIA GAZU DLA MODELU BAZOWEGO ZE STRUMIENICĄ ORAZ MODELI PORÓWNAWCZYCH

### 5.1. Energochłonność i nieodwracalność procesów przemysłowych

W procesach osuszania gazu, podobnie jak we wszystkich procesach przemysłowych, podstawowym wskaźnikiem ocenianym w analizach termodynamicznych jest energochłonność. Prowadzenie ciągłej pracy instalacji osuszania gazu wymaga dostarczenia niezbędnej ilości energii, potrzebnej do prowadzenia procesu destylacji, napędu pomp, dmuchaw powietrza, sprężarek gazu i powietrza oraz wygrzewania i chłodzenia złożeń adsorpcyjnych w procesach ich regeneracji. Koszt energii, koszty pracy oraz koszty środków eksploatacyjnych (zużywające się części pomp, dmuchaw, sprężarek, wymieniane wkłady filtracyjne, smary, wymagające okresowej wymiany glikole, zużyte stałe złoża adsorpcyjne, tabletki osuszające) stanowią podstawowe koszty eksploatacyjne. Inwestorzy planujący realizację nowej instalacji oraz analizujący jej opłacalność szacują przewidywane koszty inwestycyjne CAPEX i eksploatacyjne OPEX. Wzajemna relacja tych dwóch wskaźników, w odniesieniu do przewidywanego okresu pracy instalacji, pozwala oszacować potencjalne zyski i ocenić opłacalność inwestycji.

Potocznie mówi się, że energia jest zużywana przez instalację do osuszania gazu, czyli uzyskiwania parametru jakościowego umożliwiającego transport i sprzedaż paliwa gazowego. Z punktu widzenia praw termodynamiki sformułowanie „zużycie energii” nie jest poprawnym określeniem. Zgodnie z pierwszą zasadą termodynamiki (zasada zachowania energii) energia jest niezniszczalna i w procesie osuszania gazu nie „zużywa się energii”, lecz jej zdolność do przemiany w inne postacie (np. zdolność przemiany energii elektrycznej w energię kinetyczną i potencjalną podczas pracy pompy lub zdolność energii termicznej czynnika grzewczego do ogrzewania gazu):

$$\Delta E_{systemu} + \Delta E_{otoczenia} = 0 \quad (5)$$

Pierwsza zasada termodynamiki stanowi podstawę analizy energetycznej zakładającej, że energia nie ulega destrukcji, i traktującej wszystkie formy energii jako równorzędne. Przykładowo, energia termiczna o wysokim parametrze temperatury jest traktowana jako równoważna energii termicznej o niskim parametrze temperatury. Analiza energetyczna nie daje również informacji na temat strat wewnętrznych powodowanych przez nieodwracalność, dlatego procesy, takie jak: dławienie ciśnienia płynu na zworze, wymiana ciepła w idealnie zaizolowanym wymienniku lub wymiana energii pomiędzy dwoma strugami płynu w strumienicy mogą się wydawać pozbawione strat energii.

Wszystkie procesy przemysłowe przebiegają natomiast w sposób nieodwracalny, a każda taka nieodwracalność stanowi przyczynę obniżenia doskonałości procesu. Zmniejszenie doskonałości nie wynika z utraty energii, lecz z obniżenia jej jakości. Różne postacie energii i różne sposoby jej przekazywania mają niejednakową

przydatność praktyczną. Przykładowo, ciepło ma tym mniejszą praktyczną przydatność, im bardziej temperatura źródła ciepła jest zbliżona do temperatury otoczenia. Podobnie sprężone gazy są tym mniej przydatne (do transportu rurociągowego, napędu silowników, ogrzewania lub chłodzenia itp.), im bardziej ich ciśnienie i temperatura są zbliżone do ciśnienia oraz temperatury otoczenia. Analizując procesy przemysłowe, dochodzimy więc do potrzeby znalezienia uniwersalnego wskaźnika jakości różnych postaci energii. Wskaźnikiem takim jest egzergia, która stanowi maksymalną zdolność materii do wykonania pracy w takim procesie, w którym stan końcowy jest określony warunkami równowagi termodynamicznej z otoczeniem.

W przeciwieństwie do energii, egzergia jest wielkością niepodlegającą prawu zachowania i pozwala oszacować jakość różnych form energii, która jest charakteryzowana przez ich entropię.

Ocena jakości nieuporządkowanych form energii i nieodwracalności procesów bazuje na drugiej zasadzie termodynamiki mówiącej, że wszystkie rzeczywiste procesy są procesami nieodwracalnymi, w których następuje wzrost entropii:

$$(\Delta S)_{izolowany\ system} \geq 0 \quad (6)$$

Oznacza to, że potencjał takiego układu do wykonania pracy maleje. W przypadku procesów odwracalnych przyrost entropii jest równy zero, co oznacza, że potencjał do wykonania pracy pozostaje niezmienny.

Jeśli rozważany system nie jest wyizolowany, to konieczne jest łączne rozpatrywanie wszystkich systemów biorących udział w przemianie, tak aby tak utworzony nowy system mógł być uznany za system wyizolowany. Dla takiego złożonego systemu, składającego się z pierwotnego systemu i jego otoczenia, możemy napisać:

$$(\Delta S)_{system} + (\Delta S)_{otoczenie} \geq 0 \quad (7)$$

Połączenie pierwszej i drugiej zasady termodynamiki pozwala mierzyć potencjał układu do wykonania pracy, a metodyka jego szacowania jest określana jako analiza egzergetyczna.

W pracy przedstawiono model, metodykę obliczeń i wyniki zastosowania analizy egzergetycznej dla prezentowanej instalacji osuszania gazu, wykorzystującej strumienicę, oraz dwóch instalacji porównawczych.

Zaprezentowano również czwarty model. Na jego przykładzie pokazano, jak określone zmiany techniczne w instalacji bazowej mogą wpłynąć na ograniczenie nieodwracalności procesów i obniżenie zużycia egzergii.

Prezentowane badania stanowią oryginalną pracę w zakresie zastosowania analizy egzergetycznej dla instalacji osuszania gazu ziemnego. Pozwalają również w obiektywny sposób porównać efektywność opatentowanej przez autora metody usprawniającej glikolowe osuszanie gazu w stosunku do innych powszechnie stosowanych procesów osuszania gazu. Wykonane analizy pozwalają też w dokładniejszy sposób oszacować zużycie dostępnych zasobów, a także wskazać regiony, w których występuje najniższa efektywność procesu, wynikająca z wewnętrznej nieodwracalności lub strat do otoczenia.

W celu przybliżenia pojęć stosowanych w metodzie analizy egzergetycznej oraz przedstawienia założeń przyjętych dla zaprezentowanych modeli w kolejnym punkcie zaprezentowano krótki wstęp teoretyczny, opracowany na podstawie prac [57, 74, 93, 101].

## **5.2. Wstęp teoretyczny**

### **5.2.1. Różne formy energii**

Energia może występować w różnych formach, posiadających swoją charakterystykę i jakość. Jakość energii może być utożsamiana z jej zdolnością do spowodowania zmiany. Przykładowo, zdolność 1 kJ energii elektrycznej do ogrzania pomieszczenia, sprężania gazu lub podtrzymania przebiegu reakcji endotermicznej jest większa niż 1 kJ dostępnej energii termicznej o temperaturze 800°K. Zdolność 1 kJ energii elektrycznej jest jeszcze większa w stosunku do dostępnego 1 kJ energii termicznej o temperaturze 400°K, gdy temperatura otoczenia wynosi 298,15°K. Różnice w jakości energii muszą być brane pod uwagę podczas analizowania procesów przemysłowych, aby uniknąć wyciągania mylnych wniosków.

Jakość danej formy energii zależy od sposobu jej przechowywania. Różne formy energii można podzielić na formy energii uporządkowanej i nieuporządkowanej (dla tej drugiej występują różne stopnie nieuporządkowania). Miarą mikroskopowego nieuporządkowania i rozproszenia energii jest natomiast entropia, która jest również miarą „niezdolności” do przekształcania się danej formy nieuporządkowanej energii w formę uporządkowaną.

Formami energii uporządkowanej są energia potencjalna i kinetyczna. Odwrotny transfer uporządkowanych form energii występuje bez zmian entropii oddziaływających ze sobą układów i dlatego może być analizowany za pomocą pierwszej zasady termodynamiki, bez brania pod uwagę drugiej zasady termodynamiki. Dodatkowo, parametry otoczenia nie są potrzebne do obliczenia przepływu energii uporządkowanej pomiędzy dwoma układami.

Formami energii nieuporządkowanej są energia wewnętrzna materii, energia termiczna i energia chemiczna. W odwracalnym procesie transferowi nieuporządkowanych form energii do form uporządkowanych zawsze towarzyszy zmiana entropii i dlatego przemiany te muszą być analizowane za pomocą pierwszej i drugiej zasady termodynamiki. Górny limit konwersji energii jest uzależniony od termodynamicznych parametrów analizowanego systemu i parametrów otoczenia.

### 5.2.2. Egzergia

Uporządkowane formy energii, których przemianom nie towarzyszy zmiana entropii, mają niezmienną jakość i mogą w pełni ulegać przekształceniu w inne formy energii poprzez wykonanie pracy. Jakość nieuporządkowanych form energii, charakteryzowana przez entropię, jest zmienna i zależy zarówno od parametrów nośnika energii, jak i od parametrów otoczenia.

W celu jednoznacznej oceny różnych form nieuporządkowanej energii instalacji termicznych i chemicznych konieczne jest wprowadzenie uniwersalnego standardu jakości. Najwygodniejszym i najbardziej naturalnym standardem jest natomiast maksymalna praca, która może zostać uzyskana z danej formy energii, gdy jako stan odniesienia przyjmujemy parametry otoczenia. Taki standard jakości energii nazywany jest egzergią.

Bilans egzergii jest podobny do bilansu energii, lecz posiada jedną fundamentalną różnicę. Bilans energii opiera się na prawie zachowania energii, natomiast bilans egzergii stanowi niejako stwierdzenie istnienia prawa degradacji energii. Degradacja energii jest równa nieodwracalnym stratom egzergii podczas rzeczywistych, nieodwracalnych procesów.

Szersze rozważania na temat form energii i analizy egzegetycznej można znaleźć w pracach [57, 93, 101].

### 5.2.3. Otoczenie

Otoczenie<sup>4</sup> jest pojęciem szczególnym dla metod analizy egzergetycznej. Jest to bardzo duże ciało lub medium znajdujące się w stanie doskonałej równowagi termodynamicznej. Przyjmuje się, że otoczenie nie posiada gradientów ciśnienia, temperatury, potencjałów chemicznych, a także gradientu energii kinetycznej lub potencjalnej i dlatego nie jest możliwe uzyskanie pracy w wyniku jakiegokolwiek interakcji pomiędzy

---

<sup>4</sup> Dla potrzeb analizy egzergetycznej procesów przemysłowych otoczenie zostało zdefiniowane przez J. Szarguta i R. Petela [93] jako ta część przyrody, która występuje w bezpośredniej bliskości rozpatrywanego urządzenia przemysłowego i wskutek tego wywiera duży wpływ na działanie tego urządzenia. W energetycznych procesach przemysłowych spełnia ono zatem zadanie źródła bezwartościowego (w sensie ekonomicznym) ciepła i bezwartościowych substancji.

poszczególnymi częściami otoczenia. Każdy układ znajdujący się na zewnątrz otoczenia i mający jeden lub więcej parametrów, takich jak ciśnienie, temperatura, potencjał chemiczny, różniących się od parametrów otoczenia, posiada potencjał do wykonania pracy w odniesieniu do otoczenia. Otoczenie jest więc naturalnym medium odniesienia do oceny potencjału pracy różnego rodzaju systemów.

W analizie egzergetycznej jako otoczenie przyjmowane są zwykle atmosfera, morza i oceany, a także skorupa ziemska. Otoczenie może oddziaływać na system na trzy różne sposoby – poprzez:

- oddziaływanie termiczne jako rezerwuar energii termicznej o temperaturze  $T_0$  (jako źródło lub odbiornik energii termicznej) – otoczenie posiada ogromną pojemność cieplną i może wymieniać ciepło z każdym systemem stworzonym przez człowieka bez zauważalnej zmiany własnej temperatury;
- oddziaływanie mechaniczne jako rezerwuar bezużytecznej pracy – tego typu oddziaływanie ma miejsce jedynie w systemach, które doznają zmiany objętości podczas analizowanego procesu. Przykładem jest zamknięty system, dla którego otoczeniem jest atmosfera o ciśnieniu  $P_0$ . Zmiana objętości systemu o  $\Delta V$  w kwazistatycznym procesie powoduje wykonanie pracy o wartości  $P_0 \cdot \Delta V$  oddziaływującej na atmosferę, w której system jest zanurzony. Praca wykonana przez system nie może być wykorzystana w technicznie użyteczny sposób, jednak może zostać odzyskana, gdy system wróci w kwazistatycznym procesie do swojej pierwotnej objętości. Oddziaływania mechaniczne nie mają znaczenia w procesach przepływowych przebiegających w stanie ustalonym;
- oddziaływanie chemiczne jako źródło substancji o niskim potencjale chemicznym, znajdujących się w stabilnej równowadze – tego typu oddziaływania mają miejsce, gdy otwarty system odrzuca materię do otoczenia lub pobiera z otoczenia substancję o niskim potencjale chemicznym. Przyjmuje się, że otoczenie składa się z takich substancji, które pozostają ze sobą w równowadze chemicznej.

Dla potrzeb analizy egzergetycznej otoczenie określa zerowy poziom ciśnienia, temperatury i potencjału chemicznego.

#### **5.2.4. Stan otoczenia**

Stan ograniczonej równowagi między systemem a otoczeniem jest określany jako stan otoczenia. W takich warunkach nie występuje równowaga chemiczna systemu i otoczenia, występuje natomiast bariera fizyczna, która uniemożliwia wymianę materii pomiędzy systemem a otoczeniem. W warunkach ograniczonej równowagi

spełnione są warunki równowagi mechanicznej i termicznej między systemem a otoczeniem, co wymaga, aby ich ciśnienie i temperatura były równe.

### 5.2.5. Stan równowagi termodynamicznej

Gdy pomiędzy systemem a otoczeniem występuje równowaga mechaniczna, termiczna i chemiczna, możemy powiedzieć, że system jest w stanie nieograniczonej równowagi. Aby spełnić ten warunek, oprócz parametrów ciśnienia i temperatury również potencjał chemiczny substancji tworzących dany system musi być równy wartościom występującym w stanie otoczenia. W warunkach takiej pełnej równowagi termodynamicznej pomiędzy systemem a otoczeniem system nie może ulec żadnym przemianom w wyniku oddziaływania z otoczeniem.

### 5.2.6. Układ bilansowy – wykorzystujący osłony kontrolne

Zgodnie z definicją podaną przez J. Szarguta i R. Petela [93] układ bilansowy jest to część przestrzeni wyodrębniona za pomocą abstrakcyjnej (pomyślanej) osłony bilansowej (kontrolnej). Osłona bilansowa może być nieruchoma lub może poruszać się względem otoczenia, jednak jej kształt nie powinien ulegać zmianie. Przy niezmiennym kształcie osłony bilansowej łatwiej jest sformułować ogólną postać równania bilansu energetycznego i egzergetycznego. Wszystkie pomiary strumienia, składu, temperatury i ciśnienia substancji doprowadzonych do układu i wyprowadzonych z niego powinno się wykonywać w miejscu przejścia przez osłonę bilansową.

### 5.2.7. Różne formy egzergii

Podobnie jak w przypadku energii, egzergia strumienia materii ( $E$ ) może zostać podzielona na odrębne składniki. W przypadku braku oddziaływań jądrowych, magnetycznych, elektrycznych oraz wpływu napięcia powierzchniowego egzergia posiada następujące komponenty: egzergię kinetyczną, potencjalną, fizyczną oraz chemiczną:

$$E = E_k + E_p + E_{ph} + E_o \quad (8).$$

Egzergia kinetyczna strumienia substancji  $E_k$  jest uporządkowaną formą egzergii i może być całkowicie zamieniona w pracę. Jej wartość jest równa energii kinetycznej, gdy jest szacowana w odniesieniu do warunków otoczenia:

$$E_k = \dot{m} * \frac{c_0^2}{2} \quad (9).$$

Egzergia potencjalna strumienia substancji  $E_p$  również jest uporządkowaną formą egzergii i może być całkowicie zamieniona w pracę. Jej wartość jest równa energii potencjalnej, gdy jest szacowana w odniesieniu do warunków otoczenia:

$$E_p = \dot{m} * h_E * Z_0 \quad (10).$$

Egzergia fizyczna  $E_{ph}$  jest równa maksymalnej pracy, jaką można uzyskać, gdy strumień substancji przechodzi ze swojego aktualnego stanu do stanu otoczenia zdefiniowanego przez  $P_0$  i  $T_0$  i przemiana ta zachodzi w procesie, w którym występuje jedynie termiczna interakcja z otoczeniem:

$$E_{ph} = \dot{m} * [h_1 - h_0 - T_0 * (s_1 - s_0)] \quad (11).$$

Przy czym egzergię fizyczną można podzielić na dwa składniki. Pierwszy to komponent termiczny wynikający z różnicy temperatury pomiędzy analizowanym strumieniem a otoczeniem:

$$E_{ph}^T = \dot{m} * [h_1 - h(T_0) - T_0 * (s_1 - s(T_0))] \quad (12).$$

Drugi to komponent ciśnieniowy wynikający z różnicy ciśnienia pomiędzy analizowanym strumieniem a otoczeniem:

$$E_{ph}^P = \dot{m} * [h(T_0) - h_0 - T_0 * (s(T_0) - s_0)] \quad (13)$$

gdzie  $h(T_0)$  i  $S(T_0)$  to wartości entalpii i entropii wyliczone dla aktualnego ciśnienia strumienia i temperatury otoczenia  $T_0$ :

$$E_{ph} = E_{ph}^T + E_{ph}^P \quad (14).$$

Egzergia chemiczna  $E_o$  jest równa minimalnej pracy potrzebnej, aby syntetyzować i dostarczyć daną substancję w stanie otoczenia ( $P_0$  i  $T_0$ ) ze składników otoczenia w procesach obejmujących jedynie wymianę ciepła i masy z otoczeniem. Egzergia chemiczna jest również definiowana jako maksymalna ilość pracy możliwej do uzyskania, gdy rozważana substancja przechodzi ze stanu otoczenia do stanu równowagi termodynamicznej w procesie, w którym dochodzi do wymiany ciepła i masy jedynie z otoczeniem.

Dla gazów, dla których początkowy stan otoczenia jest zdefiniowany przez parametry  $P_0$  i  $T_0$ , a stanem końcowym jest stan równowagi termodynamicznej zdefiniowany przez  $T_0$  i ciśnienie parcjalne  $P_{00}$  gazowej substancji odniesienia jako składnika atmosfery, molowa egzergia chemiczna pojedynczej substancji może być przedstawiona następującym wzorem:

$$\varepsilon_o = \bar{R} * T_0 * \ln \frac{P_0}{P_{00}} \quad (15).$$

Dla mieszanin gazów i roztworów egzergia chemiczna ma natomiast wartość:

$$E_o = m_{mol} * (\sum_i x_i * \varepsilon_{oi} + \bar{R} * T_0 * \sum_i x_i * \ln(\gamma_i * x_i)) \quad (16),$$

gdzie  $\gamma_i$  oznacza współczynnik aktywności składnika „i”, a  $x_i$  jego udział molowy w mieszaninie.

Ponieważ drugi składnik prawej strony równania ma zawsze wartość ujemną, egzergia chemiczna mieszaniny jest zawsze mniejsza niż suma egzergii chemicznej składników. Komponent ten może być interpretowany jako minimalna praca potrzebna do rozdzielenia składników mieszaniny oraz dostarczenia ich pod ciśnieniem i temperaturą otoczenia. Interpretacja ta będzie przydatna w analizie egzergetycznej zaprezentowanych procesów osuszania gazu.

### 5.3. Opis analizowanych modeli

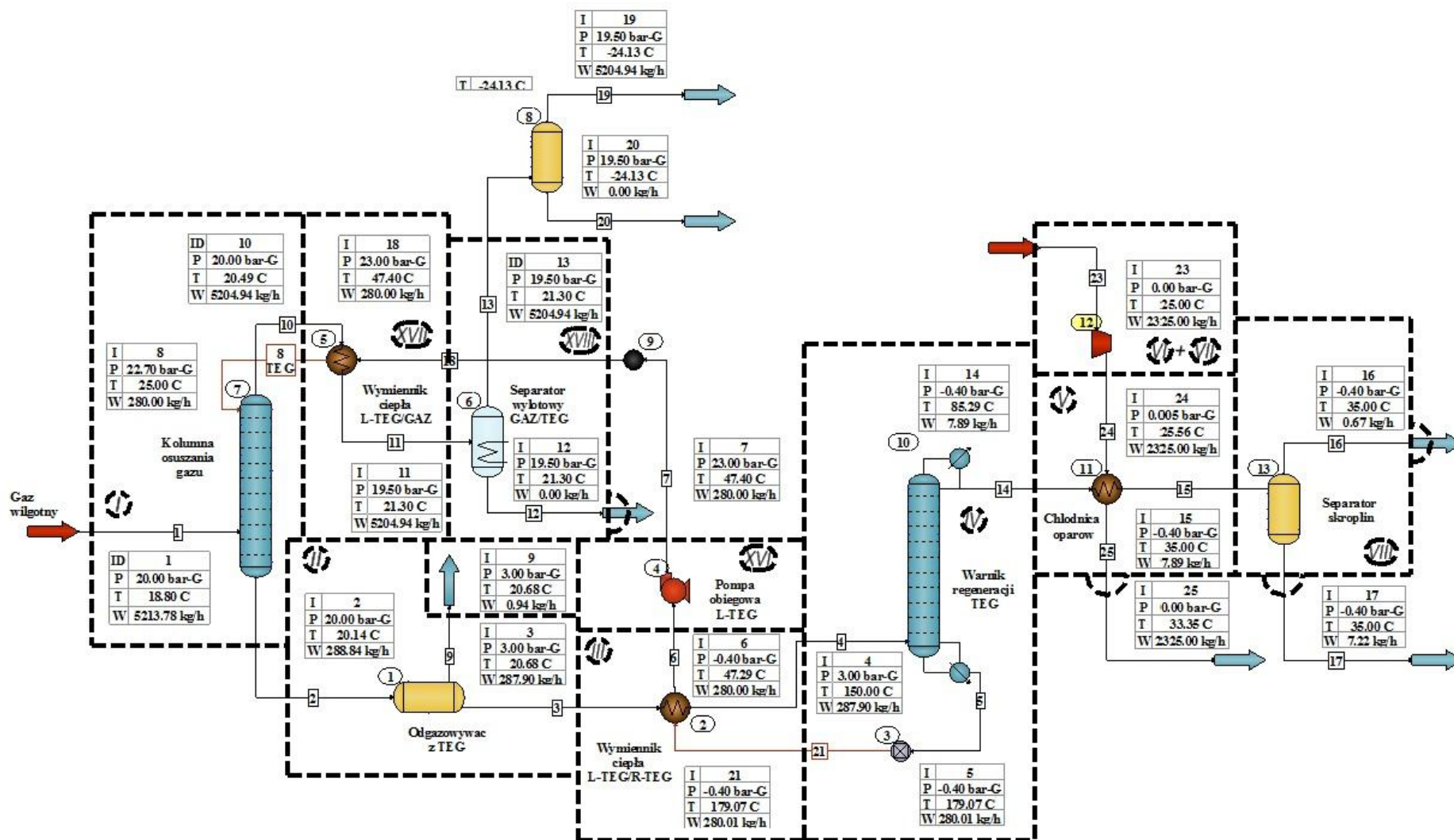
Analiza egzergetyczna została przeprowadzona dla modelu podstawowego osuszania gazu oraz trzech modeli porównawczych. Jako model podstawowy przyjęto glikolową instalację osuszania gazu, w której blok regeneracji glikolu pracuje w warunkach podciśnienia. Podciśnienie jest wytwarzane za pomocą strumienicy napędzanej sprężonym powietrzem. Analizę egzergetyczną modelu bazowego, jak i każdego z pozostałych modeli porównawczych, wykonano dla dwóch wariantów pracy. W wariacie pierwszym jako absorbent używany do osuszania gazu zastosowano glikol trójetylenowy (TEG), natomiast w drugim wariacie glikol tetraetylenowy (TREG). Dla wszystkich analizowanych modeli gaz kierowany do osuszania ma ciśnienie robocze 20 barg i temperaturę ok. 18,8°C w przypadku zastosowania do osuszania TEG oraz ciśnienie robocze 15 barg i temperaturę 18,8°C w przypadku zastosowania TREG. We wszystkich analizowanych przypadkach osuszany gaz ma jednakowy skład chemiczny, podany w tabeli 12.

W każdym z badanych modeli kryterium uznania wyniku za pozytywny jest osiągnięcie wymaganej normą PN-C-04752:2011 temperatury punktu rosy fazy wodnej wynoszącej –18,1°C dla ciśnienia 15 barg i –15,0°C dla ciśnienia 20 barg. Każdy z prezentowanych modeli składa się z serii powiązanych ze sobą operacji jednostkowych. Na rysunkach 26–31 pokazano schematy przepływowe analizowanych modeli wraz z parametrami ciśnienia, temperatury oraz masowymi strumieniami przepływu poszczególnych mediów. Na rysunkach pokazano również granice subregionów zawierających poszczególne operacje jednostkowe, w obrębie których przeprowadzono bilanse egzergii i obliczenia efektywności racjonalnej. Dla modelu podstawowego regeneracja glikolu prowadzona jest w warunkach podciśnienia –0,4 barg generowanego za pomocą strumienicy oraz przy średniej temperaturze w wężu wynoszącej ok. 179°C dla TEG i ok. 211°C dla TREG.

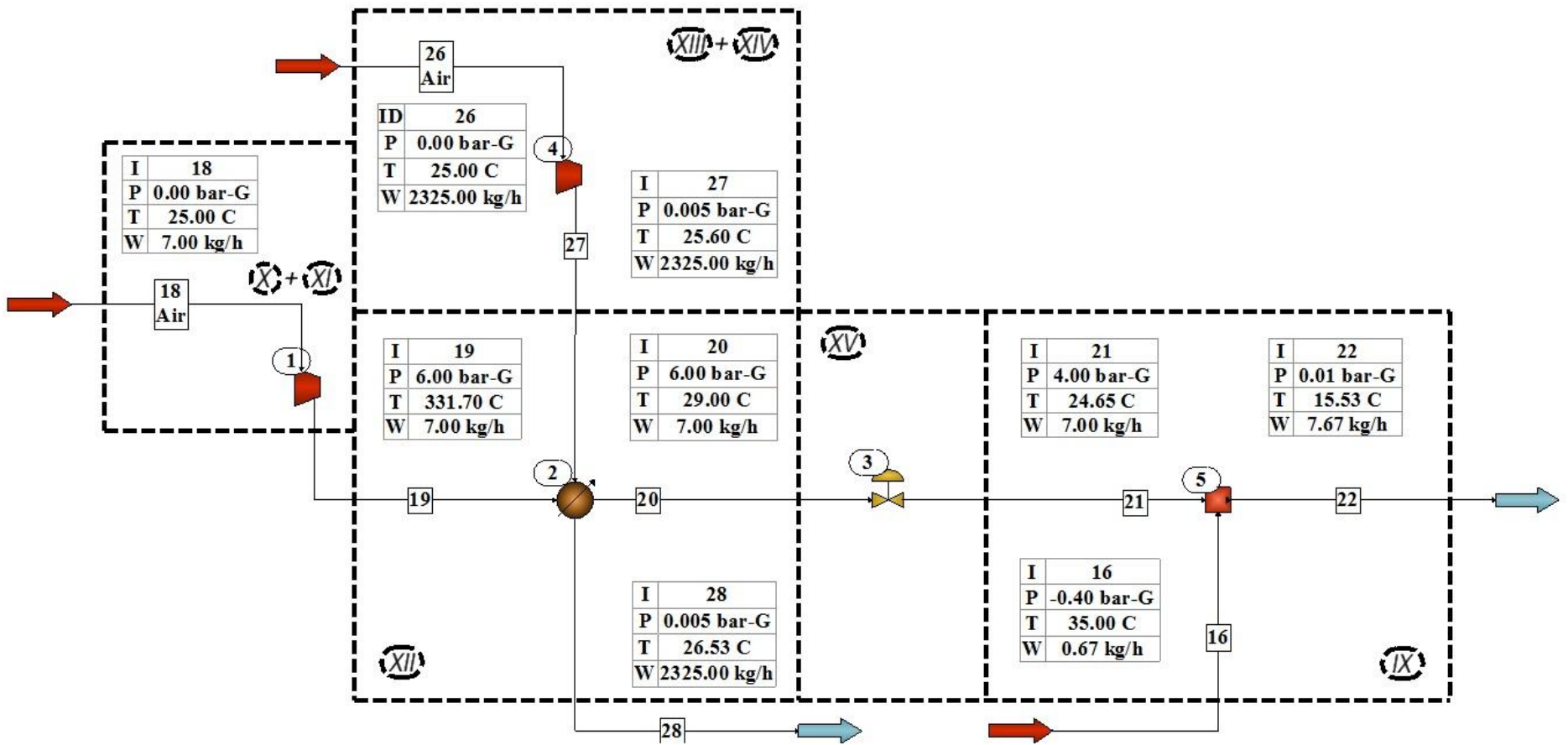
Dla potrzeb symulacji instalacji używającej TEG przyjęto model TEG do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model SRK do obliczeń entalpii. Dla instalacji używającej TREG przyjęto natomiast model PSRK do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model Latent Heat do obliczeń entalpii. Symulację sprężania i dławienia ciśnienia powietrza napędowego strumienicy oraz pracy dmuchaw zapewniających powietrze do chłodzenia oparów podestylacyjnych i sprężonego powietrza dla instalacji pracującej z TEG wykonano za pomocą modelu PSRK do obliczania wartości stałych równowagi K oraz modelu Latent Heat do obliczeń entalpii. Zmiana modelu termodynamicznego dla tych modułów instalacji była konieczna z uwagi na błędne wartości entalpii i entropii strumieni powietrza wyliczane za pomocą modelu TEG.

I. **Model podstawowy.** Instalacja osuszania gazu i regeneracji glikolu wraz ze strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze:

- absorpcja w kolumnie osuszania (I),
- odgazowanie strumienia R-TEG/R-TREG w odgazowywaczu/separatorze (II),
- wymiana ciepła pomiędzy gorącym strumieniem L-TEG/L-TREG a chłodnym strumieniem R-TEG/R-TREG (III),
- destylacja w regeneratorze glikolu, w wyniku której otrzymujemy jako dolny produkt L-TEG/L-TREG oraz jako górny produkt mieszaninę pary wodnej z gazem resztkowym (IV),
- chłodzenie górnego produktu i skraplanie pary wodnej (V),
- silnik elektryczny dmuchawy powietrza (VI),
- politropowe sprężanie powietrza służącego do chłodzenia oparów – górnego produktu destylacji (VII),
- separacja skroplin podestylacyjnych (VIII),
- generowanie podciśnienia za pomocą strumienicy napędzanej sprężonym powietrzem (IX),
- silnik elektryczny sprężarki powietrza (X),
- adiabatyczne sprężanie powietrza potrzebnego do napędu strumienicy (XI),
- chłodzenie sprężonego powietrza (XII),
- silnik elektryczny dmuchawy powietrza (XIII),
- politropowe sprężanie powietrza służącego do chłodzenia powietrza napędowego strumienicy (XIV),
- redukcja ciśnienia sprężonego powietrza do wartości optymalnej dla pracy strumienicy (XV),
- podnoszenie ciśnienia L-TEG/L-TREG do wartości umożliwiającej wtrysk do kolumny osuszania za pomocą pompy dozującej (XVI),
- chłodzenie L-TEG/L-TREG gazem opuszczającym kolumnę absorpcyjną (XVII),
- separacja resztek TEG/TREG ze strumienia gazu opuszczającego kolumnę osuszania (XVIII).



Rys. 26. Schemat instalacji osuszania gazu w wariantcie bazowym ze strumienicą, część pierwsza



Rys. 27. Schemat instalacji osuszania gazu w wariacie bazowym ze strumienicą, część druga

Dla modelu porównawczego nr 1 regeneracja glikolu prowadzona jest w warunkach minimalnego nadciśnienia, wynoszącego ok. 0,07 kPag, które odpowiada oporom przepływu generowanym przez część instalacji odprowadzającej opary podestylacyjne do atmosfery. Do wurnika regeneracyjnego doprowadzony jest gaz strippingowy w ilości ok. 5,5 nm<sup>3</sup>/h dla TEG i ok. 8,2 nm<sup>3</sup>/h dla TREG. Gaz strippingowy dostarczany jest jako część osuszonego gazu procesowego, którego ciśnienie redukowane jest do wartości 7 kPag. W analizowanych modelach założono, że gaz strippingowy jest czystym metanem. Regeneracja glikoli prowadzona jest przy średniej temperaturze w wurniku ok. 176°C dla TEG i ok. 212°C dla TREG.

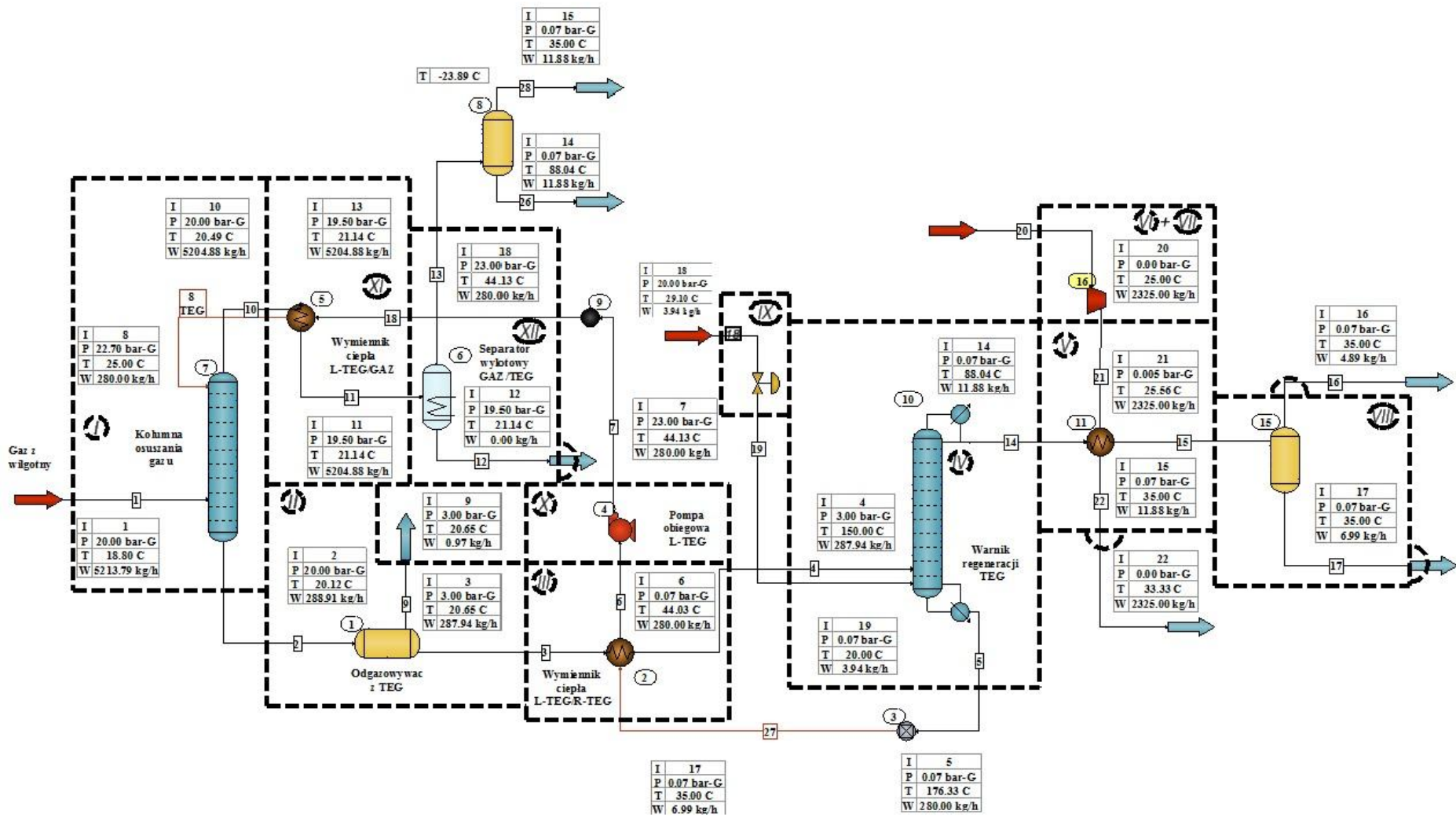
Na potrzeby symulacji instalacji używającej TEG przyjęto model termodynamiczny TEG do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model SRK do obliczeń entalpi. Dla instalacji używającej TREG przyjęto natomiast model PSRK do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model Latent Heat do obliczeń entalpi.

Symulację pracy dmuchawy zapewniającej powietrze do chłodzenia oparów podestylacyjnych dla instalacji pracującej z TEG oraz redukcji ciśnienia gazu strippingowego dla potrzeb regeneracji TEG i TREG wykonano za pomocą modelu PSRK do obliczania wartości stałych równowagi K oraz modelu Latent Heat do obliczeń entalpi. Zmiana modelu termodynamicznego dla tych modułów instalacji była konieczna z uwagi na błędne wartości entalpii i entropii strumieni powietrza i gazu wyliczane za pomocą modelu TEG.

## II. **Model porównawczy nr 1.** Instalacja osuszania gazu i regeneracji glikolu wspomaganą strippingiem gazowym:

- absorpcja w kolumnie osuszania (I),
- odgazowanie strumienia R-TEG/R-TREG w odgazowywaczu/separatorze (II),
- wymiana ciepła pomiędzy gorącym strumieniem L-TEG/L-TREG a chłodnym strumieniem R-TEG/R-TREG (III),
- destylacja w regeneratorze glikolu, w wyniku której otrzymujemy jako dolny produkt L-TEG/L-TREG oraz jako górny produkt mieszaninę pary wodnej z gazem resztkowym (IV),
- chłodzenie górnego produktu i skraplanie pary wodnej (V),
- silnik elektryczny dmuchawy powietrza (VI),
- politropowe sprężanie powietrza służącego do chłodzenia oparów – górnego produktu destylacji (VII),
- separacja skroplin podestylacyjnych (VIII),
- redukcja ciśnienia gazu strippingowego od wartości 20 barg do 7 kPag dla TEG i od 15 barg do 7 kPa dla TREG (IX),
- podnoszenie ciśnienia L-TEG/L-TREG do wartości umożliwiającej wtrysk do kolumny osuszania za pomocą pompy dozującej (X),

- chłodzenie L-TEG/L-TREG gazem opuszczającym kolumnę absorpcyjną (XI),
- separacja resztek TEG/TREG ze strumienia gazu opuszczającego kolumnę osuszania (XII).



Rys. 28. Schemat instalacji osuszania gazu w wariantcie porównawczym ze strippingiem gazowym

Dla modelu porównawczego nr 2 gaz ziemny o temperaturze ok. 18,8°C przed skierowaniem do kolumny osuszania jest sprężany od ciśnienia 20 barg do 30,5 barg dla osuszania prowadzonego przy użyciu TEG i od 15 barg do 20,5 barg dla osuszania za pomocą TREG. W każdym z przypadków sprężanie gazu odbywa się zgodnie z przemianą politropową i powoduje wzrost temperatury gazu.

Sprężony gaz jest chłodzony w wymienniku ciepła za pomocą wody lodowej do początkowej temperatury 18,8°C. Woda lodowa zawiera 40% obj. glikolu etylenowego. Na wlocie do chłodnicy ma temperaturę 7°C, a na wylocie 14°C. Zarówno po stronie gazu, jak i po stronie wody lodowej opory przepływu chłodnicy wynoszą 0,5 barg. Wzrost ciśnienia gazu, przy jednoczesnym utrzymaniu jego stałej temperatury, powoduje skroplenie znacznej części pary wodnej. Kondensat wodny oddzielany jest w separatorze znajdującym się przed kolumną osuszania gazu. Regeneracja glikolu prowadzona jest podobnie jak w poprzednim przypadku w warunkach minimalnego nadciśnienia, wynoszącego ok. 0,07 kPag. Proces prowadzony jest przy średniej temperaturze w wanniku ok. 180°C dla TEG i ok. 213°C dla TREG.

Na potrzeby symulacji instalacji używającej TEG przyjęto model termodynamiczny TEG do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model SRK do obliczeń entalpi. Dla instalacji używającej TREG przyjęto natomiast model PSRK do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model Latent Heat do obliczeń entalpi. Symulację pracy dmuchawy zapewniającej powietrze do chłodzenia oparów podestylacyjnych dla instalacji pracującej z TEG wykonano z wykorzystaniem modelu PSRK do obliczania wartości stałych równowagi K oraz modelu Latent Heat do obliczeń entalpi.

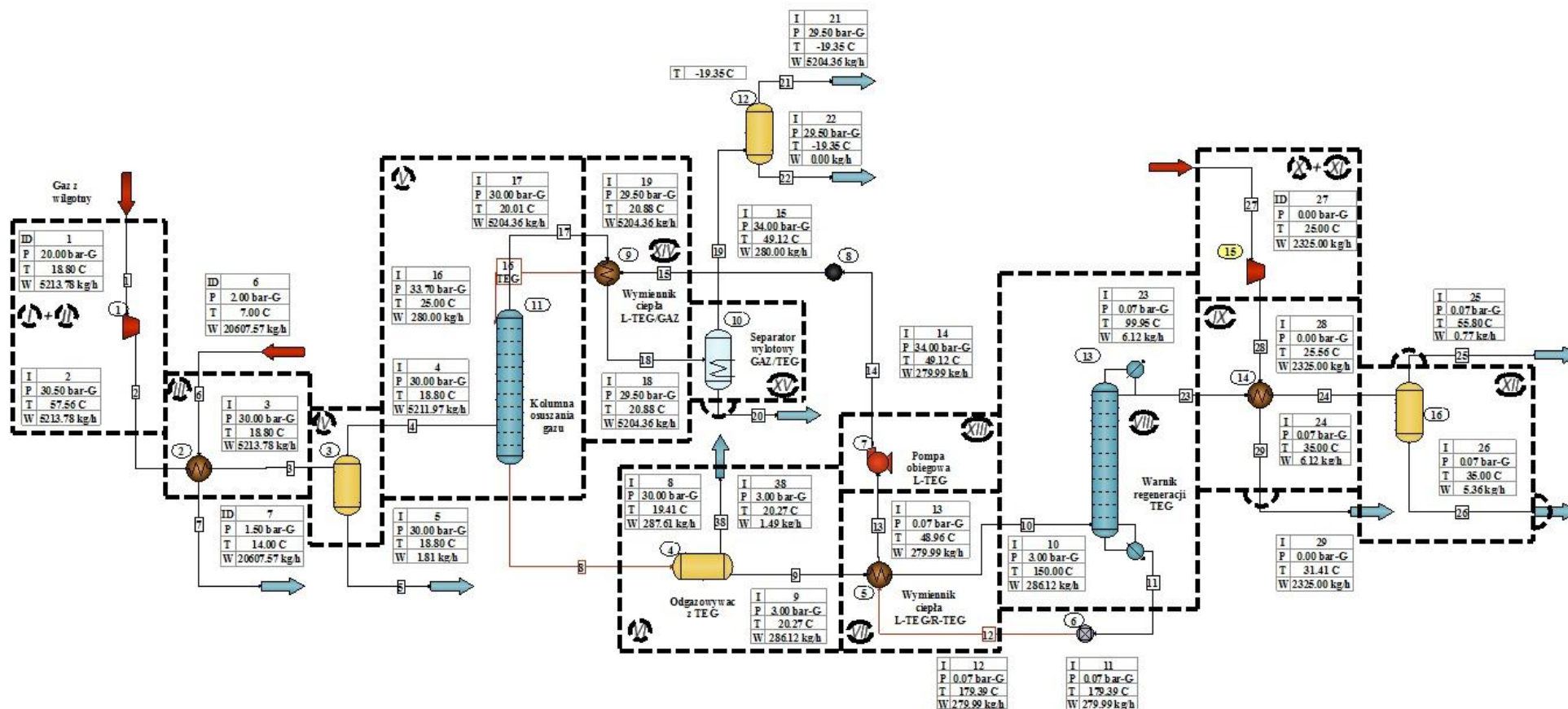
Obliczenia sprężania gazu o 100% wilgotności względnej wykonano za pomocą modelu wykorzystującego równanie stanu Peng–Robinson do obliczeń wartości stałych równowagi K oraz entalpi.

Zmiana modelu termodynamicznego dla tych modułów instalacji była konieczna z uwagi na błędne wartości entalpii i entropii strumieni powietrza wyliczane z użyciem modelu TEG oraz błędne wartości entalpii i entropii strumieni sprężanego gazu wilgotnego wyliczane za pomocą modeli TEG i PSRK.

### III. **Model porównawczy nr 2.** Sprężanie i chłodzenie gazu poprzedzające osuszanie i regenerację glikolu przy ciśnieniu bliskim atmosferycznemu:

- silnik elektryczny sprężarki gazu (I),
- politropowe sprężanie gazu przed osuszaniem do ciśnienia 30,5 barg dla TEG i 20,5 barg dla TREG (II),
- chłodzenie gazu i skraplanie pary wodnej (III),
- separacja skroplin (IV),
- absorpcja w kolumnie osuszania (V),

- odgazowanie strumienia R-TEG/R-TREG w odgazowywaczu/separatorze (VI),
- wymiana ciepła pomiędzy gorącym strumieniem L-TEG/L-TREG a chłodnym strumieniem R-TEG/R-TREG (VII),
- destylacja w regeneratorze glikolu, w wyniku której otrzymujemy jako dolny produkt L-TEG/L-TREG, a jako górny produkt mieszaninę pary wodnej z gazem resztkowym (VIII),
- chłodzenie górnego produktu i skraplanie pary wodnej (IX),
- silnik elektryczny dmuchawy powietrza (X),
- politropowe sprężanie powietrza służącego do chłodzenia oparów – górnego produktu destylacji (XI),
- separacja skroplin podestylacyjnych (XII),
- podnoszenie ciśnienia L-TEG/L-TREG do wartości umożliwiającej wtrysk do kolumny osuszania za pomocą pompy dozującej (XIII),
- chłodzenie L-TEG/L-TREG gazem opuszczającym kolumnę absorpcyjną (XIV),
- separacja resztek TEG/TREG ze strumienia gazu opuszczającego kolumnę osuszania (XV).



Rys. 29. Schemat instalacji osuszania gazu w wariacie porównawczym ze wstępnym sprężaniem gazu

Model porównawczy nr 3 to niewielka modyfikacja modelu podstawowego, w którym strumienica jest używana do wytwarzania podciśnienia w regeneratorze. Pierwsza zmiana polega na obniżeniu ciśnienia odgazowania R-TEG/R-TREG z 3 barg do 2 barg, co skutkuje oddzieleniem większej ilości gazu rozpuszczonego w glikolu.

Należy przy tym zaznaczyć, że gaz ten jest kierowany do sieci gazu opałowego kopalni i zużywany do zasilania kotłowni oraz palnika w układzie grzewczym regeneratora. Nie jest więc traktowany jako strata.

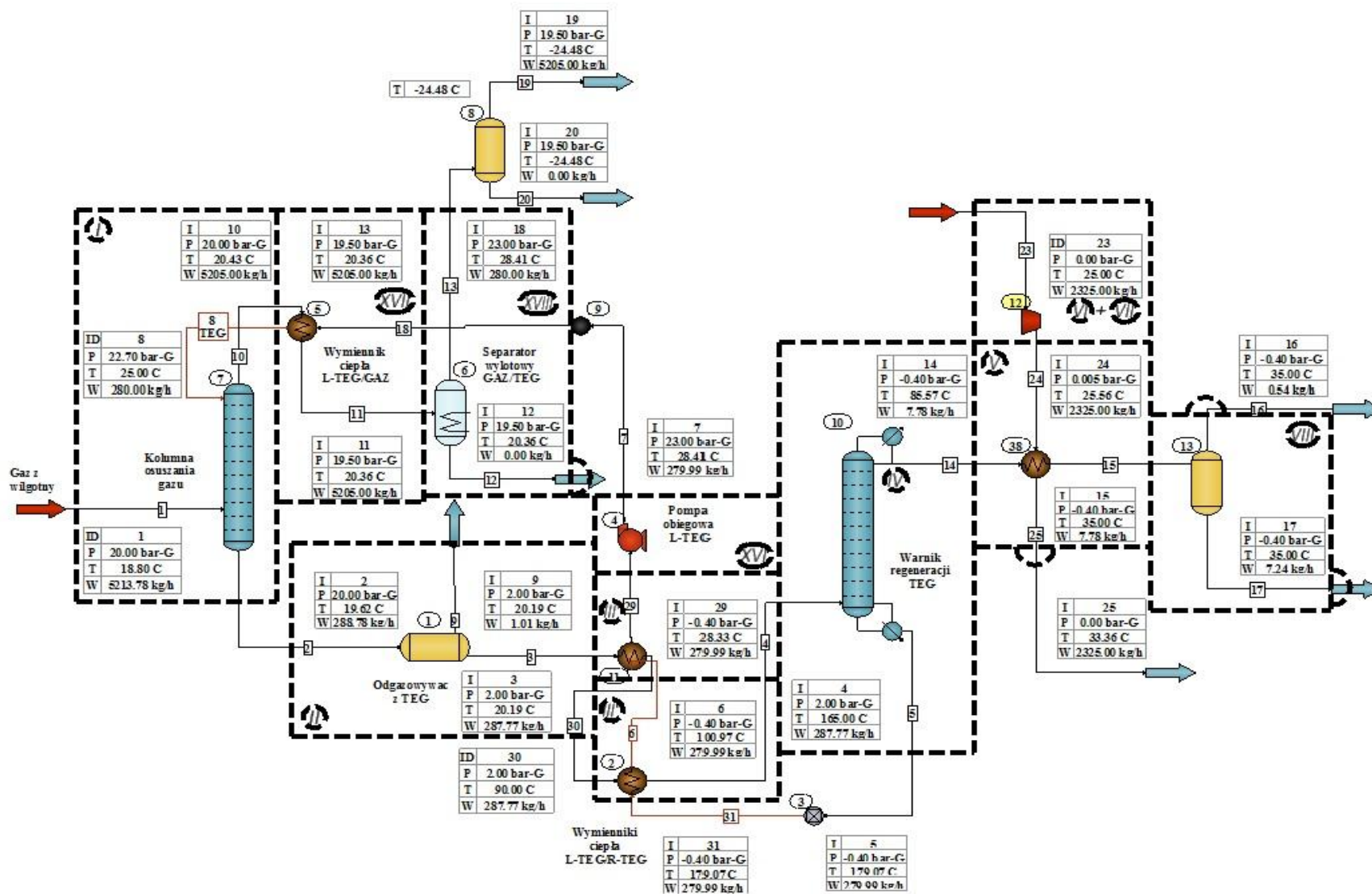
Druga zmiana polega na zastąpieniu jednego wymiennika ciepła R-TEG/R-TREG – L-TEG/L-TREG dwoma szeregowo współpracującymi wymiennikami.

#### IV. **Model porównawczy nr 3.** Instalacja osuszania gazu i regeneracji glikolu ze strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze.

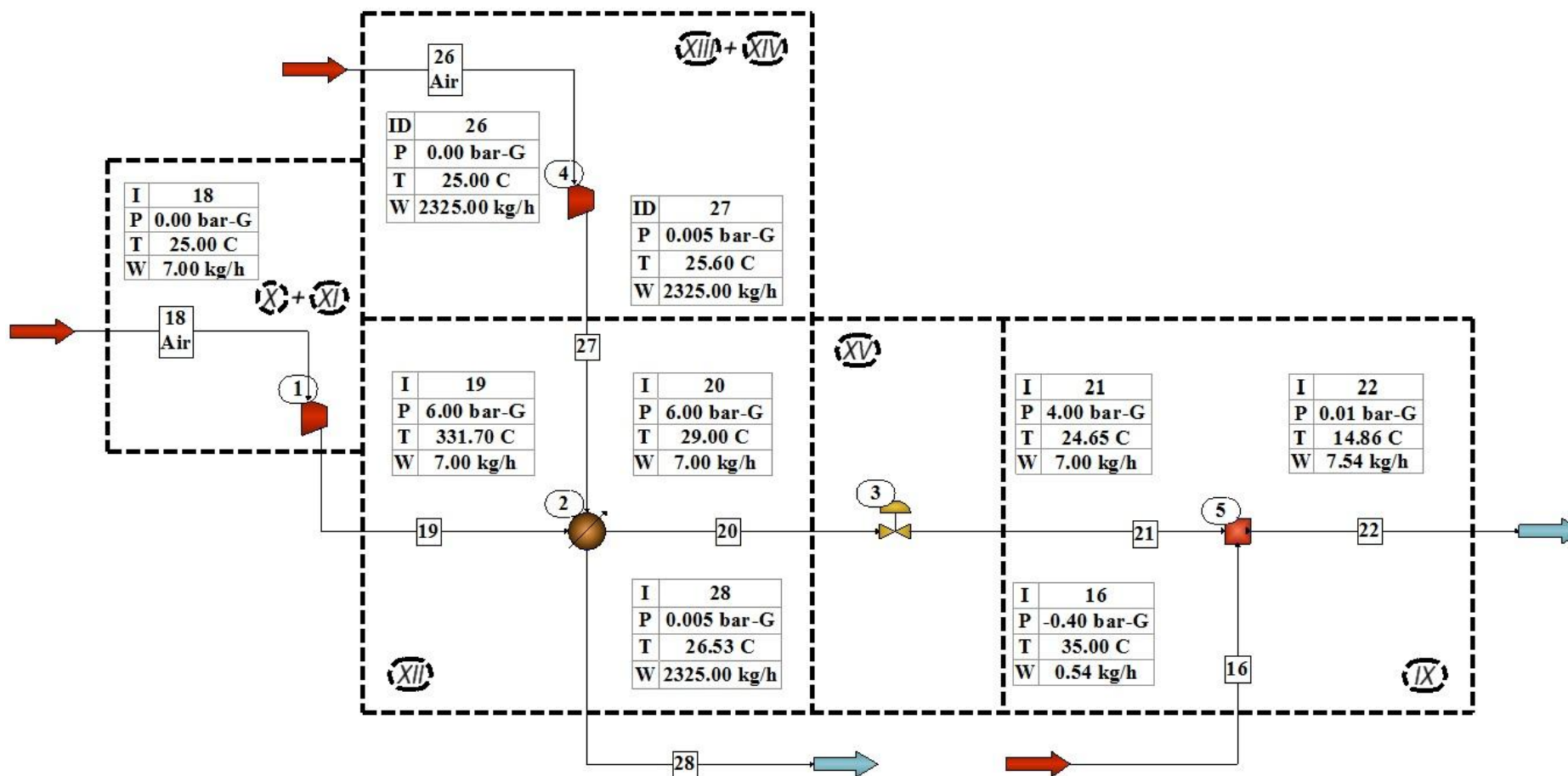
Wariant porównawczy z dwoma pracującymi szeregowo wymiennikami ciepła R-TEG/R-TREG –L-TEG/L-TREG i ciśnieniem odgazowania R-TEG/R-TREG obniżonym do 2 barg:

- absorpcja w kolumnie osuszania (I),
- odgazowanie strumienia R-TEG/R-TREG w odgazowywaczu/separatorze (II),
- wymiana ciepła pomiędzy gorącym strumieniem L-TEG/L-TREG a chłodnym strumieniem R-TEG/R-TREG w pierwszym wymienniku (III'),
- wymiana ciepła pomiędzy gorącym strumieniem L-TEG/L-TREG a chłodnym strumieniem R-TEG/R-TREG w drugim wymienniku (III''),
- destylacja w regeneratorze glikolu, w wyniku której otrzymujemy jako dolny produkt L-TEG/L-TREG, a jako górny produkt mieszaninę pary wodnej z gazem resztkowym (IV),
- chłodzenie górnego produktu i skraplanie pary wodnej (V),
- silnik elektryczny dmuchawy powietrza (VI),
- politropowe sprężanie powietrza służącego do chłodzenia oparów – górnego produktu destylacji (VII),
- separacja skroplin podestylacyjnych (VIII),
- generowanie podciśnienia za pomocą strumienicy napędzanej sprężonym powietrzem (IX),
- silnik elektryczny sprężarki powietrza (X),
- adiabatyczne sprężanie powietrza potrzebnego do napędu strumienicy (XI),
- chłodzenie sprężonego powietrza (XII),
- silnik elektryczny dmuchawy powietrza (XIII),
- politropowe sprężanie powietrza służącego do chłodzenia powietrza napędowego strumienicy (XIV),

- redukcja ciśnienia sprężonego powietrza do wartości optymalnej dla pracy strumienicy (XV),
- podnoszenie ciśnienia L-TEG/L-TREG do wartości umożliwiającej wtrysk do kolumny osuszania za pomocą pompy dozującej (XVI),
- chłodzenie L-TEG/L-TREG gazem opuszczającym kolumnę adsorpcyjną (XVII),
- separacja resztek TEG/TREG ze strumienia gazu opuszczającego kolumnę osuszania (XVIII).



Rys. 30. Schemat instalacji osuszania gazu w wariacie porównawczym z dodatkowym wymiennikiem ciepła i obniżonym ciśnieniem odgazowania glikolu, część pierwsza



Rys. 31. Schemat instalacji osuszania gazu w wariancie porównawczym z dodatkowym wymiennikiem ciepła i obniżonym ciśnieniem odgazowania glikolu, część druga

#### 5.4. Opis metodyki analizy egzergetycznej

Obliczenia procesów osuszania gazu dla wszystkich analizowanych modeli zostały wykonane w symulatorze procesowym CHEMCAD NXT. Obliczenia stałych równowagi K oraz wartości entalpii przeprowadzono za pomocą następujących modeli termodynamicznych:

- model TEG Dehydration do obliczania stałych równowagi K oraz model Latent Heat do obliczeń entalpii, w przypadku osuszania gazu za pomocą glikolu trójetylenowego i jego regeneracji;
- model PSRK do obliczania wartości stałych równowagi K oraz model Latent Heat do obliczeń entalpii, w przypadku osuszania gazu za pomocą glikolu tetraetylenowego i jego regeneracji oraz pracy sprężarki powietrza, dmuchaw zapewniających powietrze do chłodzenia oparów podestylacyjnych i redukcji ciśnienia suchego gazu strippingowego dla potrzeb regeneracji TEG i TREG;
- model wykorzystujący równanie stanu Peng–Robinson do obliczeń wartości stałych równowagi K oraz entalpii przy sprężaniu wilgotnego gazu procesowego.

We właściwościach termodynamicznych modelu Peng–Robinson przyjęto, że woda i węglowodory się nie mieszają. Instalacje podzielono na subregiony oznaczone na rysunkach 26–31 cyframi rzymskimi. Subregiony odpowiadają poszczególnym komponentom instalacji, a ich analiza pozwala wykryć miejsca o najniższej efektywności egzergetycznej.

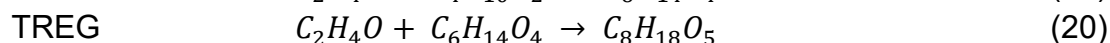
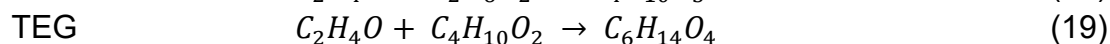
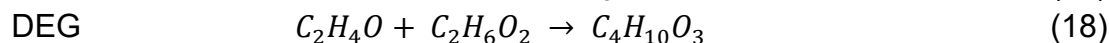
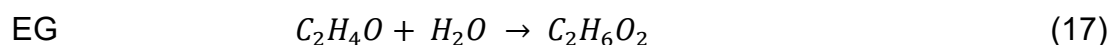
Analizę egzergetyczną przeprowadzono metodą bilansową, której metodyka została opisana w pracach [57, 93, 101].

Parametry strumieni, w szczególności wartości entalpii, entropii, wielkości strumieni przepływu, ich temperatur i ciśnień w stanie rzeczywistym ( $P$  i  $T$ ) oraz w stanie otoczenia ( $P_0$  i  $T_0$ ), zostały wyeksportowane z CHEMCAD NXT do arkusza kalkulacyjnego i posłużyły do obliczeń wartości egzergii fizycznej każdego strumienia.

Egzergia chemiczna właściwa większości komponentów strumieni została przyjęta na podstawie wartości tabelarycznych podanych przez Kotasa [57]. Wartości egzergii chemicznej właściwej glikoli wyższego rzędu TEG i TREG używanych do osuszania gazu zostały obliczone na podstawie wartości egzergii chemicznej właściwej substratów i produktów biorących udział w reakcji ich powstawania oraz wartości standardowej swobodnej energii tworzenia związku Gibbsa. Jako podstawę obliczeń przyjęto opis metody produkcji glikoli przedstawiony w pracy [69]. Produkcja glikoli wyższego rzędu odbywa się w wyniku reakcji tlenku etylenu  $C_2H_4O$  z wodą  $H_2O$  oraz glikolem etylenowym  $C_2H_6O_2$ , poprzez polimeryzację addycyjną. Glikol etylenowy jest produkowany w wyniku reakcji tlenku etylenu z wodą, natomiast wyższe glikole są

produkowane w wyniku sukcesywnego dodawania tlenu etylenu do utworzonych już glikoli.

Reakcje możemy zapisać w następującej postaci:



Egzergia chemiczna właściwa glikoli została obliczona z następujących zależności:

$$\text{DEG} \quad (\varepsilon_0)_{C_4H_{10}O_3} = (\Delta G)_{C_4H_{10}O_3} + (\varepsilon_0)_{C_2H_4O} + (\varepsilon_0)_{C_2H_6O_2} \quad (21)$$

$$\text{TEG} \quad (\varepsilon_0)_{C_6H_{14}O_4} = (\Delta G)_{C_6H_{14}O_4} + (\varepsilon_0)_{C_2H_4O} + (\varepsilon_0)_{C_4H_{10}O_3} \quad (22)$$

$$\text{TREG} \quad (\varepsilon_0)_{C_8H_{18}O_5} = (\Delta G)_{C_8H_{18}O_5} + (\varepsilon_0)_{C_2H_4O} + (\varepsilon_0)_{C_6H_{14}O_4} \quad (23)$$

Wartości egzergii chemicznej właściwej glikoli i tlenu etylenu zostały zestawione w tabeli 13. Gwiazdką „\*” oznaczono wartości egzergii chemicznej właściwej podanej przez Kotasa [57].

Tab. 13. Wartości egzergii chemicznej właściwej glikoli i tlenu etylenu

|  | Tlenek etylenu                  | EG   | DEG   | TEG   | TREG  |
|--|---------------------------------|--|---|---|---|
| Wzór chemiczny                           | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> O <sub>5</sub> |
| Masa molowa                              | 44,1                            | 62,1   | 106,1   | 150,2   | 194,2   |
| Standardowa egzergia chemiczna [kJ/kmol] | 1 288 990*                      | 1 214 210*                                   | 2 502 804                                     | 3 791 310                                     | 5 079 728                                     |

Wartość egzergii kinetycznej i potencjalnej wszystkich strumieni przyjęto jako równą zero ze względu na pomijalnie mały udział w sumie wszystkich komponentów egzergii.

Wartości temperatury i ciśnienia otoczenia zostały przyjęte jako T<sub>0</sub> = 25°C i P<sub>0</sub> = 1 bara. Na podstawie bilansu egzergii dla każdego subregionu wyliczono destrukcję egzergii na skutek nieodwracalności procesu I<sub>i</sub> oraz efektywność racjonalną. Należy przy tym podkreślić, że destrukcja i strata egzergii są traktowane jako dwie różne wartości. Strata egzergii występuje na skutek transferu egzergii do otoczenia, natomiast destrukcja egzergii jest wynikiem nieodwracalności procesu (wzrostu entropii) w obrębie granic sytemu.

Egzergia strumieni czynników grzewczego i chłodniczego opuszczających wymienniki ciepła nie jest traktowana jako strata z uwagi na ich przepływ w obiegu zamkniętym sieci grzewczej z kotłownią i agregatu wody lodowej. Podobnie egzergia strumienia gazu pochodzącego z odgazowania R-TEG/R-TREG nie jest traktowana

jako strata, gdyż gaz ten jest zwykle mieszany z gazem opałowym zaspokajającym potrzeby własne ośrodka wydobywczego (kotłownia technologiczna, palnik regeneratora glikolu itp.).

We wszystkich prowadzonych analizach przyjęto zerową wartość nieodwracalności dla separatorów grawitacyjnych i nie wyliczano dla nich efektywności racjonalnej. Separator grawitacyjny należy do komponentów instalacji, które nie mają użytecznego produktu w rozumieniu analizy egzergetycznej. Strumienie materii, przepływając przez tego typu komponent, doznają redukcji lub nie doznają wcale zmiany egzergii. Jest to przykład układu dysypatywnego, czyli układu fizycznego, w którym energia uporządkowanego procesu zmniejsza się (dyssypacja, rozpraszanie energii), przechodząc w energię procesu nieuporządkowanego.

Przyjęto również, że egzergia chemiczna mieszaniny dwufazowej jest równa sumie egzergii chemicznej jej składnika ciekłego i gazowego. Mechaniczne rozdzielanie mieszaniny dwufazowej nie powoduje wzrostu egzergii chemicznej jej składników, gdyż występują one w mieszaninie pod ciśnieniem równym ciśnieniu mieszaniny i jedynie składniki fazy gazowej występują w niej pod swoimi ciśnieniami parcjalnymi.

W równaniu (16) służącym do obliczania egzergii chemicznej mieszanin gazowych i roztworów ciekłych, drugi człon jest równy pracy sprężania.

Jest on interpretowany jako minimalna praca potrzebna do rozdzielania składników mieszaniny oraz doprowadzenia ich powrotnie do stanu odpowiadającego ciśnieniu i temperaturze otoczenia.

W przypadku separatora grawitacyjnego człon odpowiadający pracy sprężania składników jest równy zeru. Strata egzergi jest minimalna i składają się na nią strata egzergi kinetycznej strumienia na skutek uderzenia strugi płynu o elementy separacyjne (lamle lub demister) oraz minimalna strata egzergii fizycznej na skutek spadku ciśnienia.

Straty egzergii na skutek tych zjawisk są znikome w porównaniu do całkowitej wartości egzergii strumieni wlotowego i wylotowych, a ich dokładne oszacowanie metodami analitycznymi jest mało precyzyjne. Dlatego wartość nieodwracalności zjawisk zachodzących w separatorze grawitacyjnym przyjmuje się jako równą zeru.

Poniżej przedstawiono równania bilansowe, na podstawie których dokonano obliczeń wewnętrznych strat egzergii ( $I_i$ ) i efektywności racjonalnej ( $\psi$ ) dla poszczególnych subregionów wraz z przyjętymi założeniami.

**Model podstawowy.** Instalacja osuszania gazu i regeneracji glikolu wraz ze strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze

**Subregion I** – kolumna osuszania gazu

Przyjęto założenie, że kolumna jest doskonale zaizolowana i nie występują straty ciepła do otoczenia. Dla kolumny osuszania nie obliczano efektywności racjonalnej, gdyż nie posiada ona użytecznego produktu w rozumieniu analizy egzergetycznej:

$$I_I = (E_2 - E_8) - (E_1 - E_{10}) \quad (24).$$

**Subregion II** – odgazowywacz glikolu

Przyjęto założenie, że zbiornik odgazowywacza jest doskonale zaizolowany i nie występują straty ciepła do otoczenia. Destrukcja egzergii jest związana z redukcją ciśnienia roztworu glikolu i wody, w którym rozpuszczony jest metan. Ciśnienie roztworu zostaje zredukowane z 20 barg do 3 barg dla TEG i z 15 barg do 3 barg dla TREG.

W rezultacie uwolniony zostaje metan rozpuszczony pod ciśnieniem w roztworze wodnym glikolu. Odgazowywacz jest traktowany jako element dyssypacyjny, dla którego nie jest obliczana efektywność racjonalna:

$$I_{II} = E_2 - (E_3 + E_9) \quad (25).$$

**Subregion III** – wymiennik ciepła R-TRG/R-TREG – L-TEG/L-TREG

Przyjęto założenie, że wymiennik jest doskonale zaizolowany i nie występują straty ciepła do otoczenia. Zadaniem wymiennika ciepła jest transfer egzergii ze strumienia gorącego (zregenerowanego glikolu) do strumienia chłodnego (zawodnionego glikolu) z jak najmniejszą stratą (nieodwracalnością):

$$I_{III} = (E_5 - E_6) - (E_4 - E_3) \quad (26).$$

Efektywność racjonalna wymiennika przyjmuje wartość:

$$\psi_{III} = \frac{E_4 - E_3}{E_5 - E_6} \quad (27).$$

**Subregion IV** – regeneracja glikoli

Proces destylacji przebiega w warunkach adiabatycznych poprzez wymianę masy i ciepła pomiędzy dolnym strumieniem cieczy oraz górnym strumieniem par. Energia cieplna niezbędna do prowadzenia procesu jest dostarczana w całości w boilerze, gdzie część mniej lotnych produktów jest odparowywana. Opary te wznoszą się poprzez kolejne stopnie kolumny, zapewniając potrzebne „ogrzewanie”, podczas gdy reszta mniej lotnych składników jest odprowadzana jako dolny produkt destylacji. Na

szczyście kolumny część par bardziej lotnego produktu jest skraplana i opada poprzez poszczególne stopnie kolumny, zapewniając „chłodzenie”. Ten powrotny strumień płynu nosi nazwę reflux. W adiabatycznym procesie destylacji całe ciepło  $Q_B$  doprowadzane jest przy temperaturze  $T_B$ , która jest maksymalną temperaturą procesu destylacji, natomiast chłodzenie  $Q_T$  prowadzone jest przy temperaturze  $T_T$ , która jest temperaturą minimalną. Procesy zachodzące w adiabatycznej kolumnie destylacyjnej są z natury nieodwracalne. Wewnętrzna nieodwracalność  $I_{INTR}$  może zostać oszacowana ilościowo na podstawie następującego bilansu egzergii:

$$E_B^Q + E_T^Q = E_5 + E_{14} - E_4 + I_{INTR} \quad (28).$$

Lewa strona bilansu ( $E_B^Q + E_T^Q$ ) reprezentuje dopływ egzergii termicznej do kolumny destylacyjnej. Prawa strona bilansu ( $E_5 + E_{14} - E_4$ ) przedstawia różnicę pomiędzy łączną egzergią produktów destylacji oraz egzergią mieszaniny:

$$I_{INTR} = \Delta E_{NET}^Q - \Delta E_{MIN} \quad (29)$$

$$\Delta E_{MIN} = E_5 + E_{14} - E_4 \quad (30)$$

$$\Delta E_{NET}^Q = E_T^Q + E_B^Q = Q_T * \tau_T + Q_B * \tau_B = Q_T * \frac{T_T - T_0}{T_T} + Q_B * \frac{T_B - T_0}{T_B} \quad (31)$$

Efektywność racjonalna obliczana jest natomiast z następującej zależności:

$$\psi_{IV} = \frac{\Delta E_{MIN}}{\Delta E_{NET}^Q} \quad (32).$$

W obliczeniach uwzględniono również nieodwracalność procesu wymiany ciepła w bojlerze i w skraplaczu reflux. Do obliczeń przyjęto, że chłodzenie oparów w skraplaczu odbywa się za pomocą R-TEG/R-TREG o temperaturze  $T_T^X = 22^\circ\text{C}$ . Czynnikiem grzewczym w bojlerze są spaliny pochodzące ze spalania gazu ziemnego.

Mimo wysokiej temperatury gazów spalinowych, wynoszącej w początkowym odcinku rury płomieniowej ok.  $1500^\circ\text{C}$  [19], średnia temperatura powierzchni rury płomieniowej przy prawidłowej eksploatacji bojlera jest zaskakująco niska i wnosi ok.  $T_B^X = 214^\circ\text{C}$  dla TEG i  $T_B^X = 230^\circ\text{C}$  dla TREG.

Nieodwracalność na skutek wymiany ciepła przy stałej różnicy temperatur w skraplaczu obliczamy ze wzoru:

$$I_T^{\Delta T} = Q_T * T_0 * \left[ \frac{1}{T_T} - \frac{1}{T_T^X} \right] \quad (33).$$

W analogiczny sposób nieodwracalność obliczana jest dla wymiany ciepła w bojlerze:

$$I_B^{\Delta T} = Q_B * T_0 * \left[ \frac{1}{T_B} - \frac{1}{T_B^X} \right] \quad (34).$$

W obliczeniach uwzględniono również utratę egzergii na skutek strat ciepła z kolumny do otoczenia. Z uwagi na geometrię aparatury do destylacji glikoli, składającej się z wężownicy o średnicy ok. 0,9 m i długości ok. 3,2 m oraz cienkiej kolumny destylacyjnej o średnicy ok. 0,15 m i długości ok. 3,8 m, większość strat ciepła odbywa się przez zaizolowaną powierzchnię płaszcza bojlera.

Na potrzeby obliczeń przyjęto, że do całości strat ciepła dochodzi w bojlerze przy temperaturze TEG wynoszącej ok.  $T_s = 179,07^\circ\text{C}$  i temperaturze TREG wynoszącej ok.  $T_s = 211,82^\circ\text{C}$ . Na podstawie danych literaturowych i doświadczeń z pracującymi instalacjami przyjęto, że straty ciepła podczas pracy w stanie ustalonym wynoszą ok. 30% mocy cieplnej dostarczanej przez bojler:

$$I_S^Q = Q_S * \left[ \frac{T_s - T_0}{T_s} \right] \quad (35).$$

Suma strat egzergii na skutek nieodwracalności procesu wymiany ciepła w bojlerze, w skraplaczu reflux i strat ciepła do otoczenia wynosi:

$$I^{\Delta T} = I_T^{\Delta T} + I_B^{\Delta T} + I_S^Q \quad (36).$$

Całkowita nieodwracalność procesów zachodzących w wężownicy regeneracyjnym glikolu wynosi więc:

$$I_{IV} = I_{INTR} + I^{\Delta T} \quad (37).$$

#### **Subregion V** – chłodnica wentylatorowa oparów poddestylacyjnych

Powietrze dostarczane przez wentylator po ochłodzeniu oparów miesza się z powietrzem atmosferycznym (otoczeniem). Dla subregionu V nie jest wyznaczana efektywność racjonalna, gdyż chłodnica powietrzna jest elementem dysypacyjnym:

$$E_{23} = E_{25} = 0 \quad (38),$$

$$I_V = E_{14} + E_{24} - E_{15} \quad (39).$$

#### **Subregion VI** – silnik elektryczny dmuchawy powietrza

Odwracalna izotermiczna moc dmuchawy obliczona została z następującego wzoru:

$$P_{ISO1} = m_a * \bar{R} * T_0 * \ln \frac{P_{24}}{P_{23}} \quad (40)$$

Moc indykowana – wewnętrzna:

$$P_{IND1} = P_{ISO1}/\eta_{ISO} \quad (41)$$

Moc na wale:

$$P_{C1} = P_{IND1}/\eta_m \quad (42)$$

Moc elektryczna:

$$P_{el1} = P_{C1}/\eta_{el} \quad (43)$$

Nieodwracalność procesów zachodzących w silniku elektrycznym dmuchawy powietrza wynosi więc:

$$I_{VI} = P_{el1} - P_{C1} \quad (44).$$

### **Subregion VII – dmuchawa powietrza**

Ponieważ powietrze dostarczane do dmuchawy znajduje się w stanie otoczenia  $E_{23} = 0$ , nieodwracalność procesów zachodzących w dmuchawie działającej w sposób politropowy wynosi:

$$I_{VII} = P_{C1} - E_{24} \quad (45)$$

Natomiast efektywność racjonalna wynosi:

$$\psi_{VII} = \frac{E_{24} - E_{23}}{P_{C1}} \quad (46)$$

Nieodwracalność  $I_{VII}$  składa się z dwóch komponentów. Pierwszy, związany ze stratami mechanicznymi, jest równy różnicy pomiędzy mocą na wale a mocą indykowaną (właściwą pracą wykonywaną przez gaz w jednostce czasu). Drugi komponent, nazywany nieodwracalnością wewnętrzną, jest równy różnicy pomiędzy mocą indykowaną a odwracalną mocą sprężania strumienia nr 24 –  $E_{24}$ .

$$I_{VII} = (I_{VII})_{mech} + (I_{VII})_{int} \quad (47)$$

$$(I_{VII})_{mech} = P_{C1} - P_{IND1} \quad (48)$$

$$(I_{VII})_{int} = P_{IND1} - E_{24} \quad (49).$$

### **Subregion VIII – separator gaz/ciecz**

Jako nieodwracalność dla separatora grawitacyjnego przyjmujemy:  $I_{VIII} = 0$ .

### Subregion IX – strumienica

Mieszanka oparów usuwanych z separatora i sprężonego powietrza usuwana jest na zewnątrz systemu i miesza się z powietrzem atmosferycznym (otoczeniem)  $E_{22} = 0$ . Dla subregionu IX nie jest wyznaczana efektywność racjonalna, gdyż strumienica w tym przypadku jest elementem dyssypacyjnym.

Nieodwracalność procesów zachodzących w strumienicy przyjmuje wartość:

$$I_{IX} = E_{16} + E_{21} \quad (50).$$

### Subregion X – silnik elektryczny sprężarki powietrza

Odwracalna izotermiczna moc sprężarki obliczona została z następującego wzoru:

$$P_{ISO2} = m_a * \frac{T_9 * z_a * R}{\left(\frac{k-1}{k}\right) * (MW)} * \left[ \left(\frac{P_{19}}{P_{18}}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (51)$$

Moc indykowana – wewnętrzna:

$$P_{IND2} = P_{ISO2} / \eta_{ISO} \quad (52)$$

Moc na wale:

$$P_{C2} = P_{IND2} / \eta_m \quad (53)$$

Moc elektryczna:

$$P_{el2} = P_{C2} / \eta_{el} \quad (54)$$

Nieodwracalność procesów zachodzących w silniku elektrycznym sprężarki powietrza wynosi:

$$I_X = P_{el2} - P_{C2} \quad (55).$$

### Subregion XI – sprężarka powietrza

Ponieważ powietrze dostarczane do sprężarki znajduje się w stanie otoczenia  $E_{18} = 0$ . Nieodwracalność procesów zachodzących w sprężarce działającej w sposób izotermiczny wynosi:

$$I_{XI} = P_{C2} - E_{19} \quad (56).$$

Natomiast efektywność racjonalna wynosi:

$$\psi_{XI} = \frac{E_{19} - E_{18}}{P_{C2}} \quad (57).$$

Nieodwracalność  $I_{XI}$  składa się z dwóch komponentów.

Pierwszy, związany ze stratami mechanicznymi, jest równy różnicy pomiędzy mocą na wale a mocą indykowaną (właściwą pracą wykonywaną przez gaz w jednostce czasu).

Drugi komponent, nazywany nieodwracalnością wewnętrzną, jest równy różnicy pomiędzy mocą indykowaną a odwracalną mocą strumienia nr 19 –  $E_{19}$ .

$$I_{XI} = (I_{XI})_{mech} + (I_{XI})_{int} \quad (58)$$

$$(I_{XI})_{mech} = P_{C2} - P_{IND2} \quad (59)$$

$$(I_{XI})_{int} = P_{IND2} - E_{19} \quad (60).$$

### **Subregion XII** – chłodnica wentylatorowa sprężonego powietrza

Powietrze dostarczane przez wentylator po ochłodzeniu sprężonego powietrza miesza się z powietrzem atmosferycznym (otoczeniem)  $E_{28} = 0$ . Dla subregionu XII nie jest wyznaczana efektywność racjonalna, gdyż chłodnica powietrzna jest elementem dysypacyjnym;

$$I_{XII} = E_{19} + E_{27} - E_{20} \quad (61).$$

### **Subregion XIII** – silnik elektryczny dmuchawy powietrza

Odwracalna izotermiczna moc dmuchawy obliczona została z następującego wzoru:

$$P_{ISO3} = m_a * \bar{R} * T_0 * \ln \frac{P_{27}}{P_{26}} \quad (62)$$

Moc indykowana – wewnętrzna:

$$P_{IND3} = P_{ISO3} / \eta_{ISO} \quad (63)$$

Moc na wale:

$$P_{C3} = P_{IND3} / \eta_m \quad (64)$$

Moc elektryczna:

$$P_{el3} = P_{C3} / \eta_{el} \quad (65).$$

Nieodwracalność procesów zachodzących w silniku elektrycznym dmuchawy powietrza wynosi:

$$I_{XIII} = P_{el3} - P_{C3} \quad (66).$$

#### **Subregion XIV** – dmuchawa powietrza

Ponieważ powietrze dostarczane do dmuchawy znajduje się w stanie otoczenia  $E_{26} = 0$ , nieodwracalność procesów zachodzących w dmuchawie działającej w sposób politropowy wynosi:

$$I_{XIV} = P_{C3} - E_{27} \quad (67).$$

Natomiast efektywność racjonalna wynosi:

$$\psi_{XIV} = \frac{E_{27} - E_{26}}{P_{C3}} \quad (68).$$

Nieodwracalność ta składa się z dwóch komponentów. Pierwszy, związany ze stratami mechanicznymi, jest równy różnicy pomiędzy mocą na wale a mocą indykowaną (właściwą pracą wykonywaną przez gaz w jednostce czasu). Drugi komponent, nazywany nieodwracalnością wewnętrzną, jest równy różnicy pomiędzy mocą indykowaną a odwracalną mocą strumienia nr 27 –  $E_{27}$ .

$$I_{XIV} = (I_{XIV})_{mech} + (I_{XIV})_{int} \quad (69)$$

$$(I_{XIV})_{mech} = P_{C3} - P_{IND3} \quad (70)$$

$$(I_{XIV})_{int} = P_{IND3} - E_{27} \quad (71).$$

#### **Subregion XV** – zawór redukcyjny ciśnienia

Spadek egzergii płynu w wyniku dławienia ciśnienia na zaworze następuje na skutek tarcia lepkiego. Nieodwracalność procesu dławienia ma wartość:

$$I_{XV} = E_{20} - E_{21} \quad (72).$$

Proces dławienia nie ma użytecznego rezultatu, wyrażanego w formie egzergii i jego efektywność racjonalna wynosi zero.

#### **Subregion XVI** – pompa dozująca glikol

Destrukcja egzergii następuje na skutek przepływu prądu elektrycznego przy skończonej różnicy potencjałów oraz tarcia hydraulicznego i mechanicznego. Nieodwracalność procesu pompowania glikolu ma wartość:

$$I_{XVI} = E_6 - E_7 + P_{el4} \quad (73).$$

#### **Subregion XVII** – wymiennik ciepła L-TEG/gaz

Przyjęto założenie, że wymiennik jest doskonale zaizolowany i nie występują straty ciepła do otoczenia. Zadaniem wymiennika ciepła jest transfer egzergii ze strumienia gorącego (zregenerowanego glikolu) do strumienia chłodnego (osuszonego gazu procesowego) z jak najmniejszą stratą (nieodwracalnością):

$$I_{XVII} = (E_7 - E_8) - (E_{11} - E_{10}) \quad (74).$$

Efektywność racjonalna wymiennika przyjmuje wartość:

$$\psi_{XVII} = \frac{E_{11} - E_{10}}{E_7 - E_8} \quad (75)$$

### **Subregion XVIII – separator gaz/TEG**

Jako nieodwracalność dla separatora grawitacyjnego przyjmujemy  $I_{XVIII} = 0$

Dla modeli porównawczych sposób obliczania wewnętrznych strat egzergii ( $I_i$ ) i efektywności racjonalnej ( $\psi$ ) przedstawiono tylko dla dodatkowych subregionów, niewystępujących w modelu podstawowym.

**Model porównawczy nr 1.** Regeneracja glikolu z użyciem gazu strippingowego w warunkach minimalnego nadciśnienia ok. 0,07 kPag

### **Subregion IX – zawór redukcyjny ciśnienia gazu strippingowego**

Gaz strippingowy pobierany jest jako część osuszonego gazu procesowego, którego ciśnienie musi zostać zredukowane do wartości umożliwiającej pokonanie oporów przepływu regeneratora oraz przewodu wylotowego oparów z chłodnicą i separatorem, czyli ok. 7 kPa. Spadek egzergii płynu w wyniku dławienia ciśnienia na zaworze następuje na skutek tarcia lepkiego (analogicznie jak dla sprężonego powietrza):

$$E_{18} = E_{19} + I_{IX} \quad (76).$$

Proces dławienia nie ma użytecznego rezultatu wyrażanego w formie egzergii i jego efektywność racjonalna wynosi zero.

**Model porównawczy nr 2.** Sprężanie i chłodzenie gazu poprzedzające osuszenie i regeneracja glikolu przy ciśnieniu bliskim atmosferycznemu

### **Subregion I – silnik elektryczny sprężarki gazu**

Odwracalna izotermiczna moc sprężarki obliczona została z następującego wzoru:

$$P_{ISO1} = m_a * \frac{T_1 * z_a * R}{\left(\frac{k-1}{k}\right) * (MW)} * \left[ \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (77)$$

Moc indykowana – wewnętrzna:

$$P_{IND1} = P_{ISO1}/\eta_{ISO} \quad (78)$$

Moc na wale:

$$P_{C1} = P_{IND1}/\eta_m \quad (79)$$

Moc elektryczna:

$$P_{el1} = P_{C1}/\eta_{el} \quad (80)$$

Nieodwracalność procesów zachodzących w silniku elektrycznym sprężarki powietrza wynosi:

$$I_I = P_{el1} - P_{C1} \quad (81).$$

### **Subregion II – sprężarka gazu**

Nieodwracalność procesów zachodzących podczas izotermicznego sprężania gazu wynosi:

$$I_{II} = P_{C1} - (E_2 - E_1) \quad (82)$$

Natomiast efektywność racjonalna wynosi:

$$\psi_{II} = \frac{E_2 - E_1}{P_{C1}} \quad (83).$$

### **Subregion III – wymiennik ciepła gaz/woda lodowa**

Przyjęto założenie, że wymiennik jest doskonale zaizolowany i nie występują straty ciepła do otoczenia. Zadaniem wymiennika ciepła jest transfer energii ze strumienia gorącego (sprężonego gazu) do strumienia chłodnego (wody lodowej) z jak najmniejszą stratą (nieodwracalnością):

$$I_{III} = (E_2 - E_3) + (E_6 - E_7) \quad (84),$$

Efektywność racjonalna wymiennika przyjmuje wartość:

$$\psi_{III} = 1 - \frac{I_{III}}{E_2 - E_3} \quad (85).$$

### **Subregion IV – separator gaz/skropliny**

Jako nieodwracalność dla separatora grawitacyjnego przyjmujemy  $I_{IV} = 0$ .

**Model porównawczy nr 3.** Instalacja z strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze, dwoma pracującymi szeregowo wymiennikami ciepła R-TEG/L-TEG (R-TREG/L-TREG) i ciśnieniem odgazowania R-TEG/R-TREG obniżonym do 2 barg

**Subregion III'** – wymiennik ciepła R-TEG/L-TEG NR 1

Przyjęto założenie, że wymiennik jest doskonale zaizolowany i nie występują straty ciepła do otoczenia. Zadaniem wymiennika ciepła jest transfer energii ze strumienia gorącego (zregenerowanego glikolu) do strumienia chłodnego (zawodnionego glikolu) z jak najmniejszą stratą (nieodwracalnością);

$$I_{III'} = (E_6 - E_{29}) - (E_{30} - E_3) \quad (86).$$

Efektywność racjonalna wymiennika przyjmuje wartość:

$$\psi_{III'} = \frac{E_{30} - E_3}{E_6 - E_{29}} \quad (87).$$

**Subregion III''** – wymiennik ciepła R-TEG/L-TEG NR 2

Przyjęto założenie, że wymiennik jest doskonale zaizolowany i nie występują straty ciepła do otoczenia. Zadaniem wymiennika ciepła jest transfer energii ze strumienia gorącego (zregenerowanego glikolu) do strumienia chłodnego (zawodnionego glikolu) z jak najmniejszą stratą (nieodwracalnością);

$$I_{III''} = (E_5 - E_6) - (E_4 - E_{30}) \quad (88).$$

Efektywność racjonalna wymiennika przyjmuje wartość:

$$\psi_{III''} = \frac{E_4 - E_{30}}{E_5 - E_6} \quad (89).$$

## 6. WYNIKI BADAŃ SYMULACYJNYCH

### 6.1. Wyniki symulacji procesowych modeli instalacji

W tabeli 14 zestawiono wyniki obliczeń symulacyjnych instalacji osuszania używającej TEG oraz wymagane punkty rosy fazy wodnej wg PN-C-04752:2011 dla wariantu bazowego, w którym ciśnienie robocze gazu wynosi 30 barg, i wariantów spadającego ciśnienia roboczego gazu do wartości 26 barg, 20 barg i 15 barg.

Tab. 14. Wyniki obliczeń symulacyjnych instalacji osuszania używającej TEG

| <b>Ciśnienie robocze gazu</b>                                   | <b>30 [barg]</b>        | <b>26 [barg]</b>        | <b>20 [barg]</b>        | <b>15 [barg]</b>        |
|---|-------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| Strumień gazu kierowany do osuszenia                            | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h |
| Temperatura gazu kierowanego do osuszania                       | 18,8°C                  | 18,8°C                  | 18,8°C                  | 18,8°C                  |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej                              | -19,3°C                 | -18,7°C                 | -17,8°C                 | -15,5°C                 |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej*</b>                      | <b>-11,3°C</b>          | <b>-10,7°C</b>          | <b>-9,8°C</b>           | <b>-7,5°C</b>           |
| Strumień L-TEG w obiegu   | 280 kg/h                | 280 kg/h                | 280 kg/h                | 280 kg/h                |
| Koncentracja L-TEG uzyskiwana w regeneratorze                   | 98,45 wt%               | 98,45 wt%               | 98,45 wt%               | 98,45 wt%               |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym</b> | <b>-10,9°C</b>          | <b>-12,4°C</b>          | <b>-15°C</b>            | <b>-18,1°C</b>          |
| Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie letnim         | -2,9°C                  | -4,5°C                  | -7,4°C                  | -10,6°C                 |

W tabeli 15 przedstawiono wyniki dodatkowych symulacji dla zwiększonego strumienia L-TEG w obiegu 450 kg/h, odpowiadającego maksymalnej wydajności pompy dozującej.

Tab. 15. Wyniki dodatkowych symulacji dla zwiększonego strumienia L-TEG

| <b>Ciśnienie robocze gazu</b>                                   | <b>30 [barg]</b>        | <b>26 [barg]</b>        | <b>20 [barg]</b>        | <b>15 [barg]</b>        |
|---|-------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| Strumień gazu kierowany do osuszenia                            | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h |
| Temperatura gazu kierowanego do osuszania                       | 18,8°C                  | 18,8°C                  | 18,8°C                  | 18,8°C                  |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej                              | -19,4°C                 | -19,0°C                 | -18,1°C                 | -17,0°C                 |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej*</b>                      | <b>-11,4°C</b>          | <b>-11,0°C</b>          | <b>-10,1°C</b>          | <b>-9,0°C</b>           |
| Strumień L-TEG w obiegu   | 450 kg/h                | 450 kg/h                | 450 kg/h                | 450 kg/h                |
| Koncentracja L-TEG uzyskiwana w regeneratorze                   | 98,45 wt%               | 98,45 wt%               | 98,45 wt%               | 98,45 wt%               |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym</b> | <b>-10,9°C</b>          | <b>-12,4°C</b>          | <b>-15°C</b>            | <b>-18,1°C</b>          |
| Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie letnim         | -2,9°C                  | -4,5°C                  | -7,4°C                  | -10,6°C                 |

W tabeli 16 zestawiono wyniki obliczeń symulacyjnych instalacji osuszania używającej TREG oraz wymagane wodne punkty rosy wg PN-C-04752:2011 dla wariantu bazowego, w którym ciśnienie robocze gazu wynosi 30 barg, i wariantów spadającego ciśnienia roboczego gazu do wartości 26 barg, 20 barg i 15 barg.

Tab. 16. Wyniki obliczeń symulacyjnych instalacji osuszania używającej TREG oraz wymagane wodne punkty rosy

| <b>Ciśnienie robocze gazu</b>                                   | <b>30 [barg]</b>        | <b>26 [barg]</b>        | <b>20 [barg]</b>        | <b>15 [barg]</b>        |
|---|-------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| Strumień gazu kierowany do osuszenia                            | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h |
| Temperatura gazu kierowanego do osuszenia                       | 18,8°C                  | 18,8°C                  | 18,8°C                  | 18,8°C                  |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej                              | -30,3°C                 | -28,7°C                 | -23,4°C                 | -17,3°C                 |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej*</b>                      | <b>-22,3°C</b>          | <b>-20,7°C</b>          | <b>-15,4°C</b>          | <b>-9,3°C</b>           |
| Strumień L-TREG w obiegu  | 280 kg/h                | 280 kg/h                | 280 kg/h                | 280 kg/h                |
| Koncentracja L-TREG uzyskiwana w regeneratorze                  | 99,2 wt%                | 99,2 wt%                | 99,2 wt%                | 99,2 wt%                |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym</b> | <b>-10,9°C</b>          | <b>-12,4°C</b>          | <b>-15°C</b>            | <b>-18,1°C</b>          |
| Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie letnim         | -2,9°C                  | -4,5°C                  | -7,4°C                  | -10,6°C                 |

W tabeli 17 przedstawiono wyniki dodatkowych symulacji dla zwiększonego strumienia L-TREG w obiegu 450 kg/h odpowiadającego maksymalnej wydajności pompy dozującej.

Tab. 17. Wyniki dodatkowych symulacji dla zwiększonego strumienia L-TREG

| <b>Ciśnienie robocze gazu</b>                                   | <b>30 [barg]</b>        | <b>26 [barg]</b>        | <b>20 [barg]</b>        | <b>15 [barg]</b>        |
|---|-------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| Strumień gazu kierowany do osuszenia                            | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h | 7200 nm <sup>3</sup> /h |
| Temperatura gazu kierowanego do osuszenia                       | 18,8°C                  | 18,8°C                  | 18,8°C                  | 18,8°C                  |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej                              | -31,5°C                 | -30,5°C                 | -27,6°C                 | -24,1°C                 |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej*</b>                      | <b>-23,5°C</b>          | <b>-22,5°C</b>          | <b>-19,6°C</b>          | <b>-16,1°C</b>          |
| Strumień L-TREG w obiegu  | 450 kg/h                | 450 kg/h                | 450 kg/h                | 450 kg/h                |
| Koncentracja L-TREG uzyskiwana w regeneratorze                  | 99,2 wt%                | 99,2 wt%                | 99,2 wt%                | 99,2 wt%                |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym</b> | <b>-10,9°C</b>          | <b>-12,4°C</b>          | <b>-15°C</b>            | <b>-18,1°C</b>          |
| Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie letnim         | -2,9°C                  | -4,5°C                  | -7,4°C                  | -10,6°C                 |

Należy wyjaśnić, że obliczane przez program wartości punktu rosy fazy wodnej są wartościami równowagowymi i mogą zostać osiągnięte w komorach testowych, jednak nie są osiągnięte w instalacjach przemysłowych. Dzieje się tak dlatego, że gaz i TEG/TREG w kolumnie osuszania nie mają kontaktu przez odpowiednio długi czas, aby osiągnąć równowagę.

Dodatkowo gaz opuszczający kolumnę jest teoretycznie w równowadze z TEG/TREG dopływającym do kolumny, a nie z opuszczającym ją. Jak wskazuje Campbell [19], na podstawie wielu prób określono, że dobrze zaprojektowana i prawidłowo eksploatowana instalacja osuszania pozwala osuszać gaz do wodnego punktu rosy wyższego o 5–10°C od wartości punktu równowagowego [19]. W przypadku badanej instalacji przyjęto, że wartość tego przybliżenia wynosi 8°C.

W tabeli 18 przedstawiono wyniki obliczeń symulacyjnych pokazujące, jak obniżenie ciśnienia w kolumnie regeneracyjnej wpływa na uzyskiwane stężenia L-TEG oraz uzyskiwane punkty rosy fazy wodnej gazu osuszanego w absorberze.

Tab. 18. Wyniki obliczeń symulacyjnych - obniżenie ciśnienia w kolumnie regeneracyjnej vs stężenia L-TEG

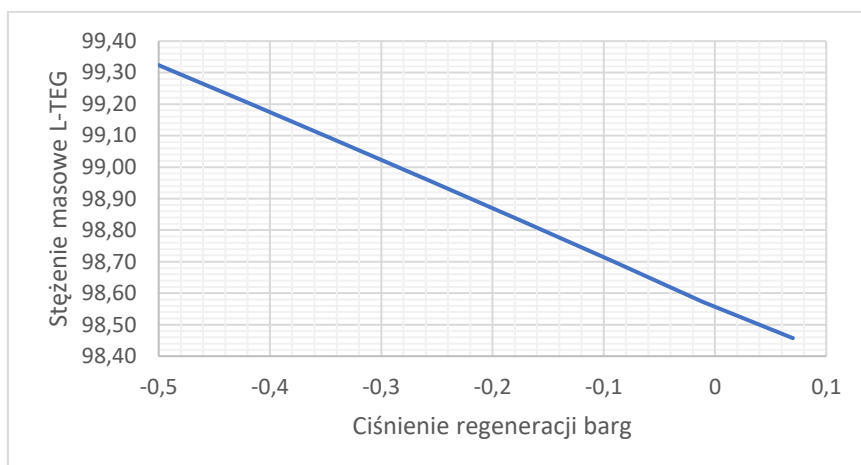
| Ciśnienie regeneracji TEG   | 0,07 [barg]    | 0 [barg]       | -0,1 [barg]    | -0,2 [barg]    | -0,3 [barg]    | -0,4 [barg]    | -0,5 [barg]    |
|---|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| <b>Obliczenia dla ciśnienia osuszanego gazu 26 barg i <math>m_{L-TEG} = 280</math> kg/h</b> |                |                |                |                |                |                |                |
| Stężenie wagowe L-TEG   | 98,45%         | 98,56%         | 98,77%         | 98,87%         | 99,03%         | 99,18%         | 99,33%         |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej  | -18,8°C        | -19,5°C        | -20,8°C        | -22,2°C        | -23,8°C        | -25,5°C        | -27,7°C        |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej</b>   | <b>-10,8°C</b> | <b>-11,5°C</b> | <b>-12,8°C</b> | <b>-14,2°C</b> | <b>-15,8°C</b> | <b>-17,5°C</b> | <b>-19,7°C</b> |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym = -12,4°C</b>                   |                |                |                |                |                |                |                |
| <b>Obliczenia dla ciśnienia osuszanego gazu 20 barg i <math>m_{L-TEG} = 280</math> kg/h</b> |                |                |                |                |                |                |                |
| Stężenie wagowe L-TEG   | 98,45%         | 98,56%         | 98,77%         | 98,87%         | 99,03%         | 99,18%         | 99,33%         |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej  | -17,5°C        | -18,2°C        | -19,4°C        | -20,7°C        | -22,3°C        | -24,0°C        | -26,0°C        |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej</b>   | <b>-9,5°C</b>  | <b>-10,2°C</b> | <b>-11,4°C</b> | <b>-12,7°C</b> | <b>-14,3°C</b> | <b>-16,0°C</b> | <b>-18,0°C</b> |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym = -15°C</b>                     |                |                |                |                |                |                |                |
| <b>Obliczenia dla ciśnienia osuszanego gazu 15 barg i <math>m_{L-TEG} = 280</math> kg/h</b> |                |                |                |                |                |                |                |
| Stężenie wagowe L-TEG   | 98,45%         | 98,54%         | 98,69%         | 98,83%         | 99,01%         | 99,16%         | 99,31%         |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej  | -15,5°C        | -16,0°C        | -16,6°C        | -18,5°C        | -20,0°C        | -21,4°C        | -22,6°C        |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej</b>   | <b>-7,5°C</b>  | <b>-8,0°C</b>  | <b>-8,6°C</b>  | <b>-10,5°C</b> | <b>-12,0°C</b> | <b>-13,4°C</b> | <b>-14,6°C</b> |
| <b>Obliczenia dla ciśnienia osuszanego gazu 15 barg i <math>m_{L-TEG} = 450</math> kg/h</b> |                |                |                |                |                |                |                |
| Stężenie wagowe L-TEG   | 98,47%         | 98,47%         | 98,62%         | 98,78%         | 98,95%         | 99,12%         | 99,28%         |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej  | -17,0°C        | -17,2°C        | -18,2°C        | -19,7°C        | -21,5°C        | -23,4°C        | -25,3°C        |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej</b>   | <b>-9,0°C</b>  | <b>-9,2°C</b>  | <b>-10,2°C</b> | <b>-11,1°C</b> | <b>-13,5°C</b> | <b>-15,4°C</b> | <b>-17,3°C</b> |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym = -18,1°C</b>                   |                |                |                |                |                |                |                |

W tabeli 19 przedstawiono wyniki obliczeń symulacyjnych pokazujące, jak obniżenie ciśnienia w kolumnie regeneracyjnej wpływa na uzyskiwane stężenia L-TREG oraz uzyskiwane punkty rosy fazy wodnej gazu osuszanego w absorberze.

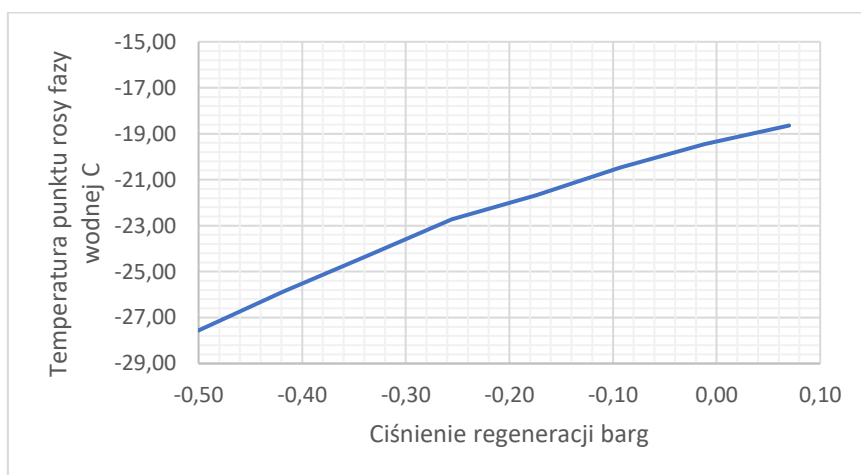
Tab. 19. wyniki obliczeń symulacyjnych - obniżenie ciśnienia w kolumnie regeneracyjnej vs stężenia L-TREG

| Ciśnienie regeneracji TREG   | 0,07 [barg]    | 0 [barg]       | -0,1 [barg]    | -0,2 [barg]    | -0,3 [barg]    | -0,4 [barg]    | -0,5 [barg]    |
|--|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| <b>Obliczenia dla ciśnienia osuszanego gazu 26 barg i <math>m_{L-TREG} = 280</math> kg/h</b> |                |                |                |                |                |                |                |
| Stężenie wagowe L-TREG   | 99,20%         | 99,24%         | 99,31%         | 99,39%         | 99,47%         | 99,55%         | 99,63%         |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej   | -28,7°C        | -29,5°C        | -30,7°C        | -31,7°C        | -32,6°C        | -34,0°C        | -36,0°C        |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej</b>  | <b>-20,7°C</b> | <b>-21,5°C</b> | <b>-22,7°C</b> | <b>-23,7°C</b> | <b>-24,6°C</b> | <b>-26,0°C</b> | <b>-28,0°C</b> |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym = -12,4°C</b>                    |                |                |                |                |                |                |                |
| <b>Obliczenia dla ciśnienia osuszanego gazu 20 barg i <math>m_{L-TREG} = 280</math> kg/h</b> |                |                |                |                |                |                |                |
| Stężenie wagowe L-TREG   | 99,20%         | 99,24%         | 99,31%         | 99,39%         | 99,47%         | 99,57%         | 99,64%         |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej   | -23,4°C        | -23,8°C        | -24,7°C        | -25,9°C        | -27,0°C        | -29,0°C        | -31,0°C        |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej</b>  | <b>-15,4°C</b> | <b>-15,8°C</b> | <b>-16,7°C</b> | <b>-17,9°C</b> | <b>-19,0°C</b> | <b>-21,0°C</b> | <b>-23,0°C</b> |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym = -15 °C</b>                     |                |                |                |                |                |                |                |
| <b>Obliczenia dla ciśnienia osuszanego gazu 15 barg i <math>m_{L-TREG} = 280</math> kg/h</b> |                |                |                |                |                |                |                |
| Stężenie wagowe L-TREG   | 99,20%         | 99,24%         | 99,31%         | 99,39%         | 99,47%         | 99,55%         | 99,63%         |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej   | -17,3°C        | -17,8°C        | -18,6°C        | -19,4°C        | -20,6°C        | -22,0°C        | -23,3°C        |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej</b>  | <b>-9,3°C</b>  | <b>-9,8°C</b>  | <b>-10,6°C</b> | <b>-11,4°C</b> | <b>-12,6°C</b> | <b>-14,0°C</b> | <b>-15,3°C</b> |
| <b>Obliczenia dla ciśnienia osuszanego gazu 15 barg i <math>m_{L-TREG} = 450</math> kg/h</b> |                |                |                |                |                |                |                |
| Stężenie wagowe L-TREG   | 99,20%         | 99,24%         | 99,31%         | 99,39%         | 99,47%         | 99,55%         | 99,63%         |
| Równowagowy punkt rosy fazy wodnej   | -24,1°C        | -24,7°C        | -25,4°C        | -26,6°C        | -28,0°C        | -29,6°C        | -32,1°C        |
| <b>Rzeczywisty punkt rosy fazy wodnej</b>  | <b>-16,1°C</b> | <b>-16,7°C</b> | <b>-17,4°C</b> | <b>-18,6°C</b> | <b>-20,0°C</b> | <b>-23,6°C</b> | <b>-24,1°C</b> |
| <b>Wymagana temp. punktu rosy fazy wodnej w okresie zimowym = -18,1°C</b>                    |                |                |                |                |                |                |                |

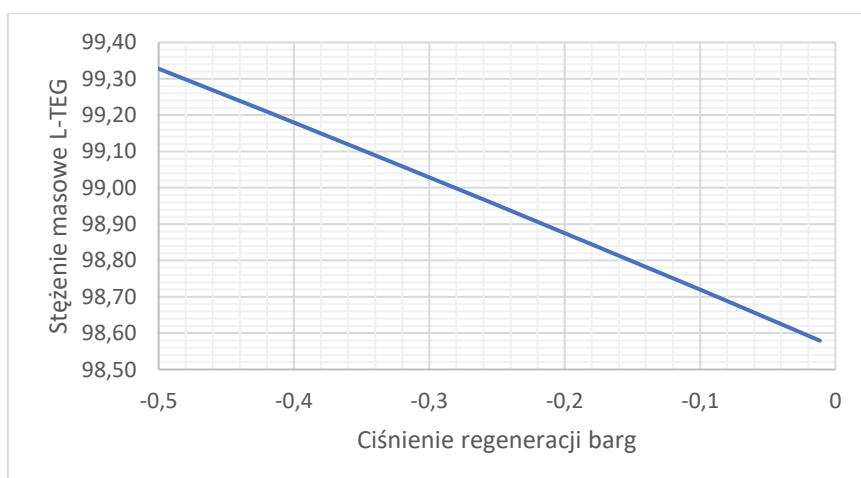
Na rysunkach 32–43 przedstawiono wyniki przeprowadzonych analiz wrażliwości.



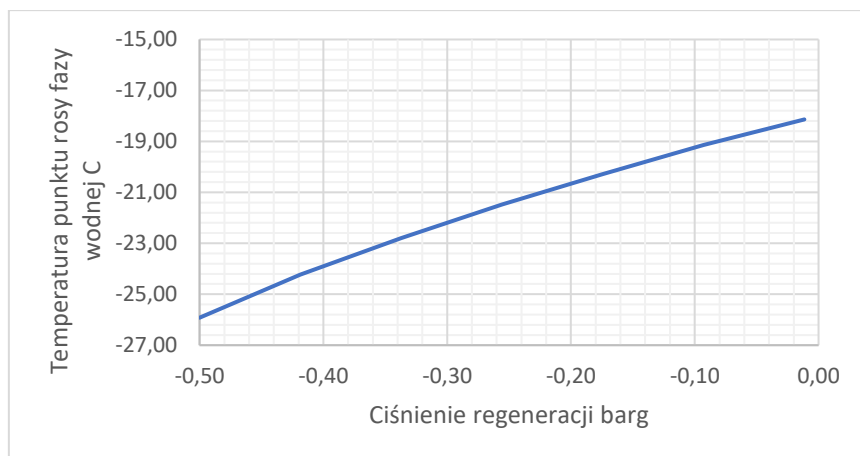
Rys. 32. Analiza wrażliwości stężenia L-TEG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TEG dla osuszane go gazu o ciśnieniu  $P = 26$  barg



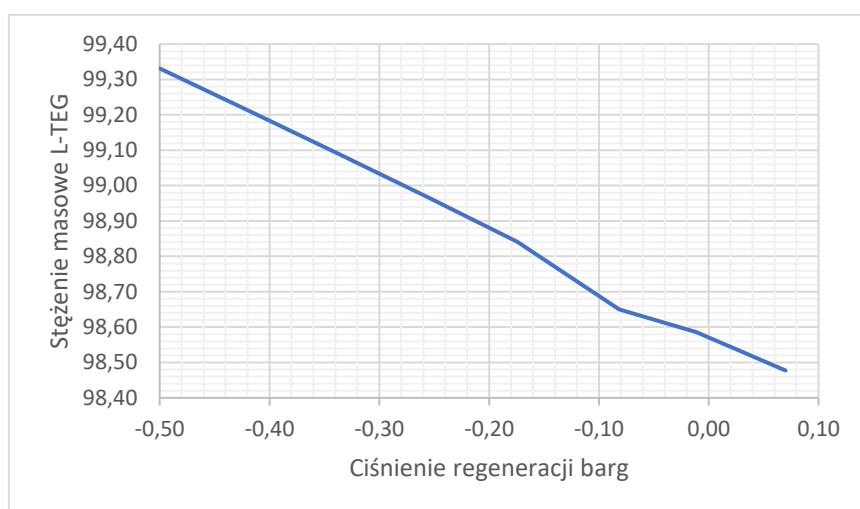
Rys. 33. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszane go gazu o ciśnieniu  $P = 26$  barg w zależności od ciśnienia regeneracji TEG



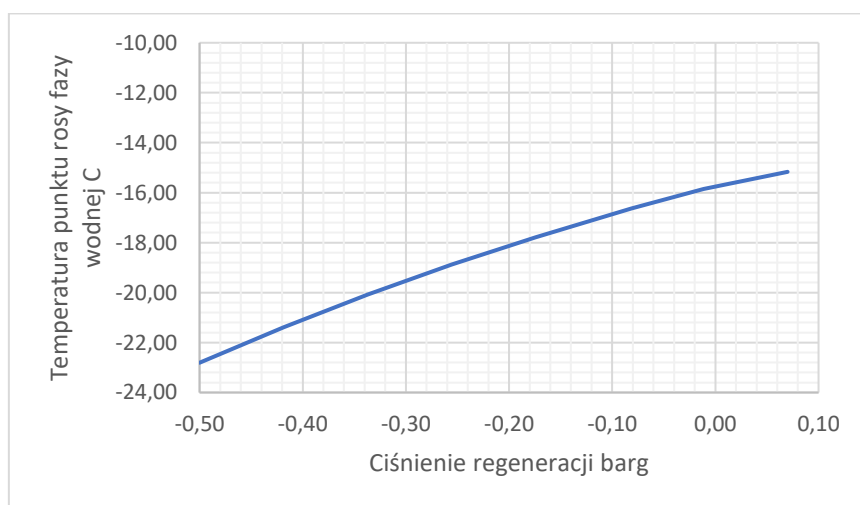
Rys. 34. Analiza wrażliwości stężenia L-TEG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TEG dla osuszane go gazu o ciśnieniu  $P = 20$  barg



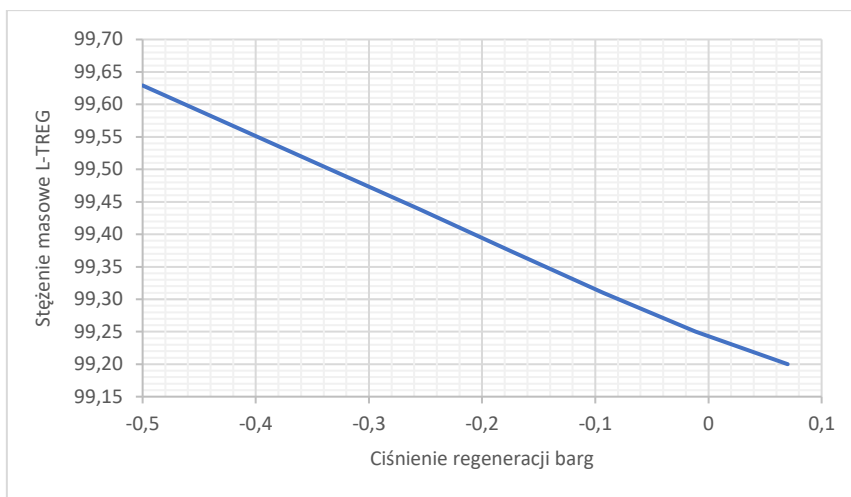
Rys. 35. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 20$  barg w zależności od ciśnienia regeneracji TEG



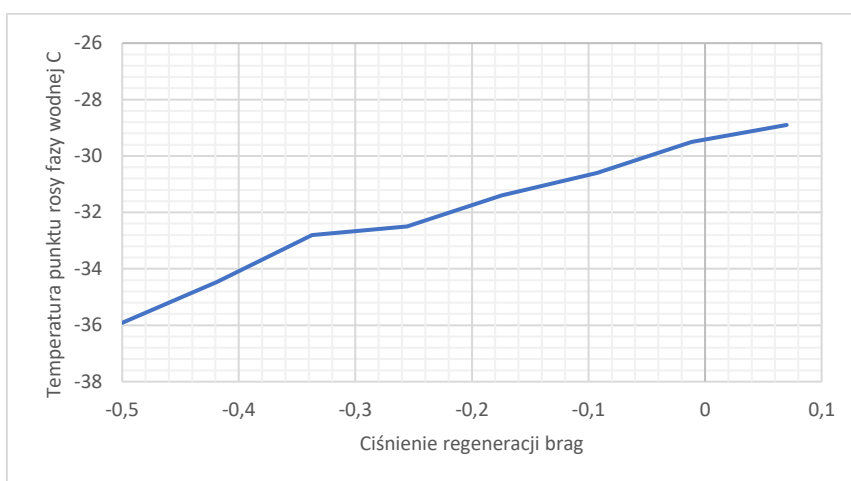
Rys. 36. Analiza wrażliwości stężenia L-TEG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TEG dla osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 15$  barg



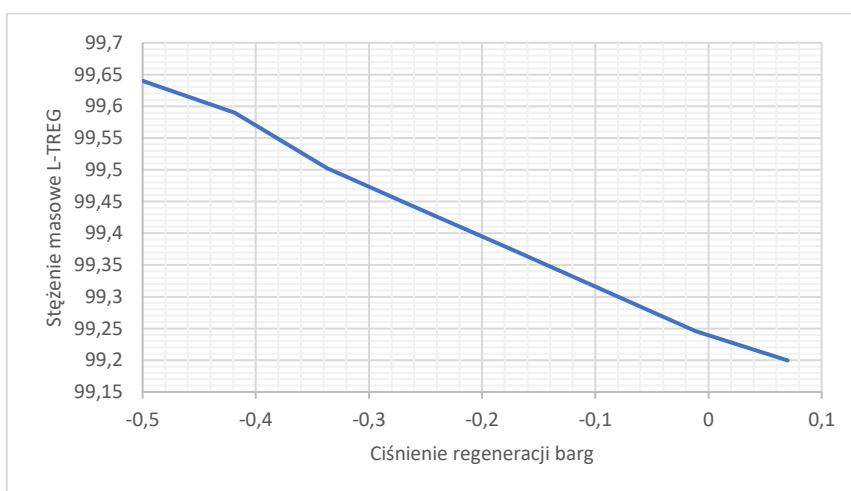
Rys. 37. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 15$  barg w zależności od ciśnienia regeneracji TEG



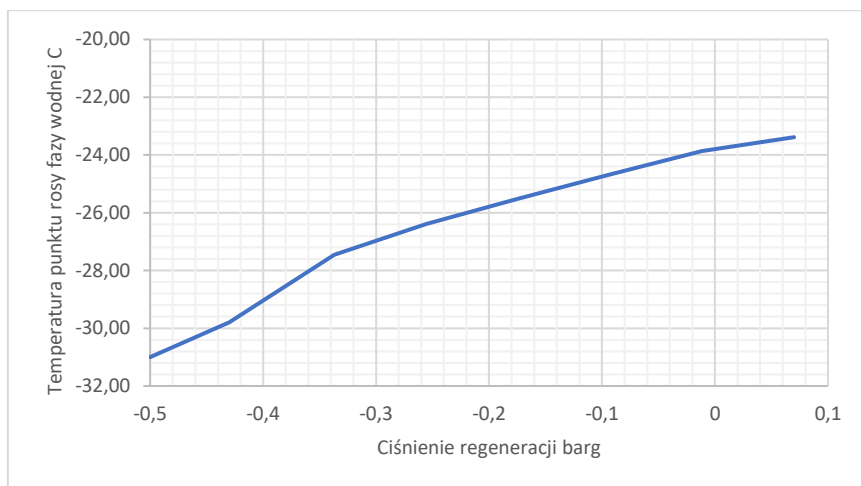
Rys. 38. Analiza wrażliwości stężenia L-TREG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TREG dla osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 26$  barg



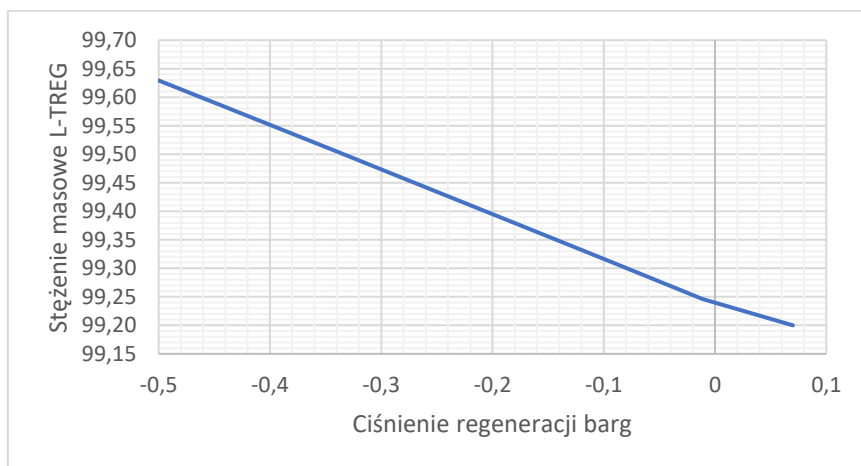
Rys. 39. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 26$  barg w zależności od ciśnienia regeneracji TREG



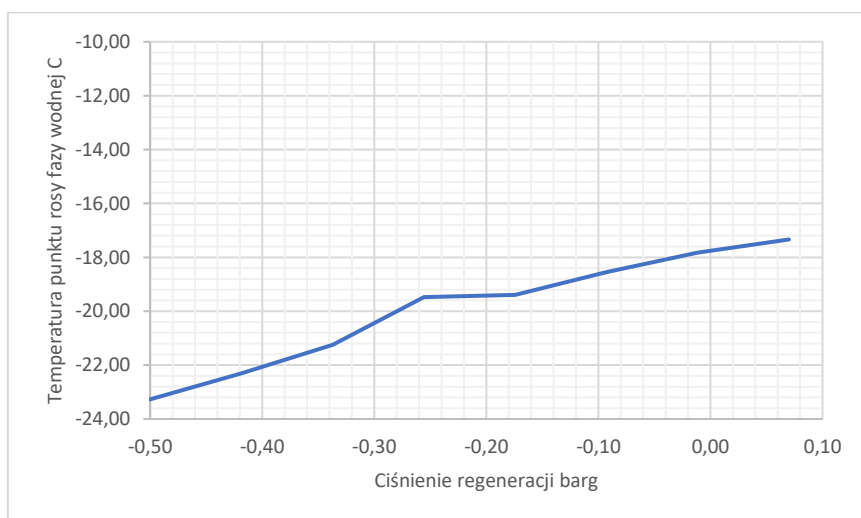
Rys. 40. Analiza wrażliwości stężenia L-TREG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TREG dla osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 20$  barg



Rys. 41. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 20$  barg w zależności od ciśnienia regeneracji TREG



Rys. 42. Analiza wrażliwości stężenia L-TREG otrzymywanego z regeneratora w zależności od ciśnienia regeneracji TREG dla osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 15$  barg



Rys. 43. Analiza wrażliwości punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu o ciśnieniu  $P = 15$  barg w zależności od ciśnienia regeneracji TREG

## 6.2. Wyniki symulacji CFD przeprowadzonych dla modeli strumienic

Tab. 20. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR1 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 8,81                                 | -28,6   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 10,37                                | -37,8   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 15,54                                | -58,4   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 15,54                                | -41,6   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 15,54                                | -25,3   | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 20,7                                 | -50,9   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 20,7                                 | -35,3   | 1,6                               | 1,0                       |
| 300                                   | 20,71                                | -20,3   | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 20,71                                | -20,3   | 2,4                               | 1,0                       |
| 400                                   | 25,85                                | -43,4   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 36,18                                | -28,9   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 21. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR2 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,1                                  | -17,5   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,32                                 | -25,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -43,2   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,7                                  | -24,8   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -5,7  | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,94                                 | -51,4   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -27,9   | 1,6                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -6,4  | 2,4                               | 0,5                       |
| 400                                   | 6,2                                  | -48,7   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 8,56                                 | -40,6   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 22. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR2\_2 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,1                                  | -16,9   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,47                                 | -24,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,72                                 | -41,9   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,72                                 | -23,6   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,72                                 | -5,37   | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,97                                 | -51,9   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,97                                 | -27,6   | 1,6                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,97                                 | -4,13   | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,97                                 | -52,0   | 0,8                               | 0,5                       |
| 400                                   | 6,22                                 | -49,6   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 8,73                                 | -43,9   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 23. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR3 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,1                                  | -16,1   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,46                                 | -23,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -39,8   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -19,4   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -0,44   | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,86                                 | -49,4   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,74                                 | -23,1   | 1,6                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -0,13   | 2,4                               | 0,5                       |
| 400                                   | 6,08                                 | -43,6   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 8,71                                 | -29,9   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 24. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR4 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,1                                  | -16,5   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,5                                  | -23,7   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -44,1   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -27,5   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,7                                  | -6,4  | 2,4                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -27,7   | 1,6                               | 0,5                       |
| 300                                   | 4,86                                 | -55,5   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -5,6  | 2,4                               | 1,0                       |
| 400                                   | 6,08                                 | -51,3   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 8,71                                 | -45,1   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 25. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR5 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,1                                  | -17,8   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,46                                 | -25,3   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -45,9   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -25,1   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,7                                  | -5,8  | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -54,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -29,3   | 1,6                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -6,1  | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -6,1  | 2,4                               | 0,5                       |
| 400                                   | 6,1                                  | -52,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 8,56                                 | -40,7   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 26. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR6 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,1                                  | -18,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,46                                 | -25,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -42,4   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,71                                 | -23,4   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,7                                  | -7,3  | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -51,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -28,7   | 1,6                               | 1,0                       |
| 300                                   | 4,96                                 | -7,6  | 2,4                               | 1,0                       |
| 400                                   | 6,2                                  | -50,6   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 8,69                                 | -39,0   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 27. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR7 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

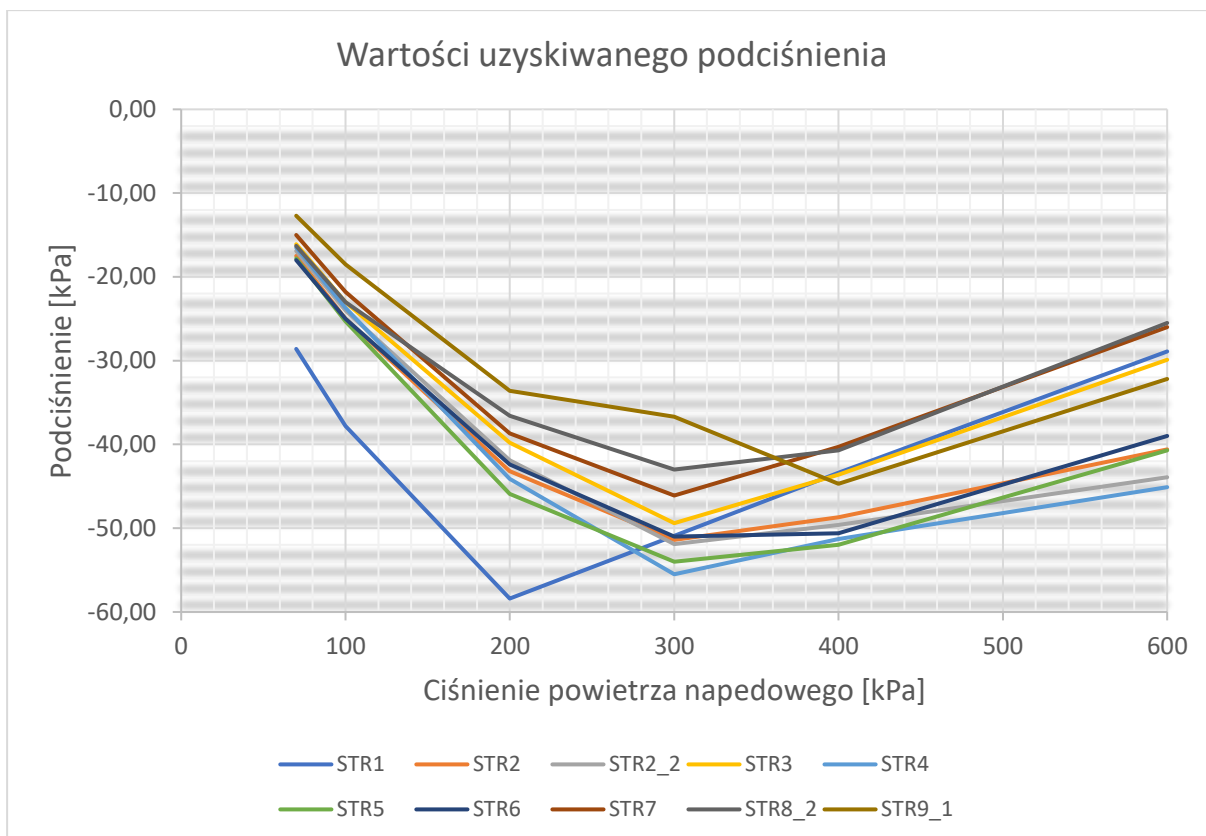
| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,28                                 | -15,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,7                                  | -21,8   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 4,04                                 | -38,7   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 4,04                                 | -19,0   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 4,04                                 | +0,6  | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,4                                  | -46,1   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,4                                  | -22,2   | 1,6                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,4                                  | +2,6  | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,4                                  | +2,45   | 2,4                               | 0,5                       |
| 400                                   | 6,74                                 | -40,3   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 9,45                                 | -26,0   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 28. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR8\_2 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

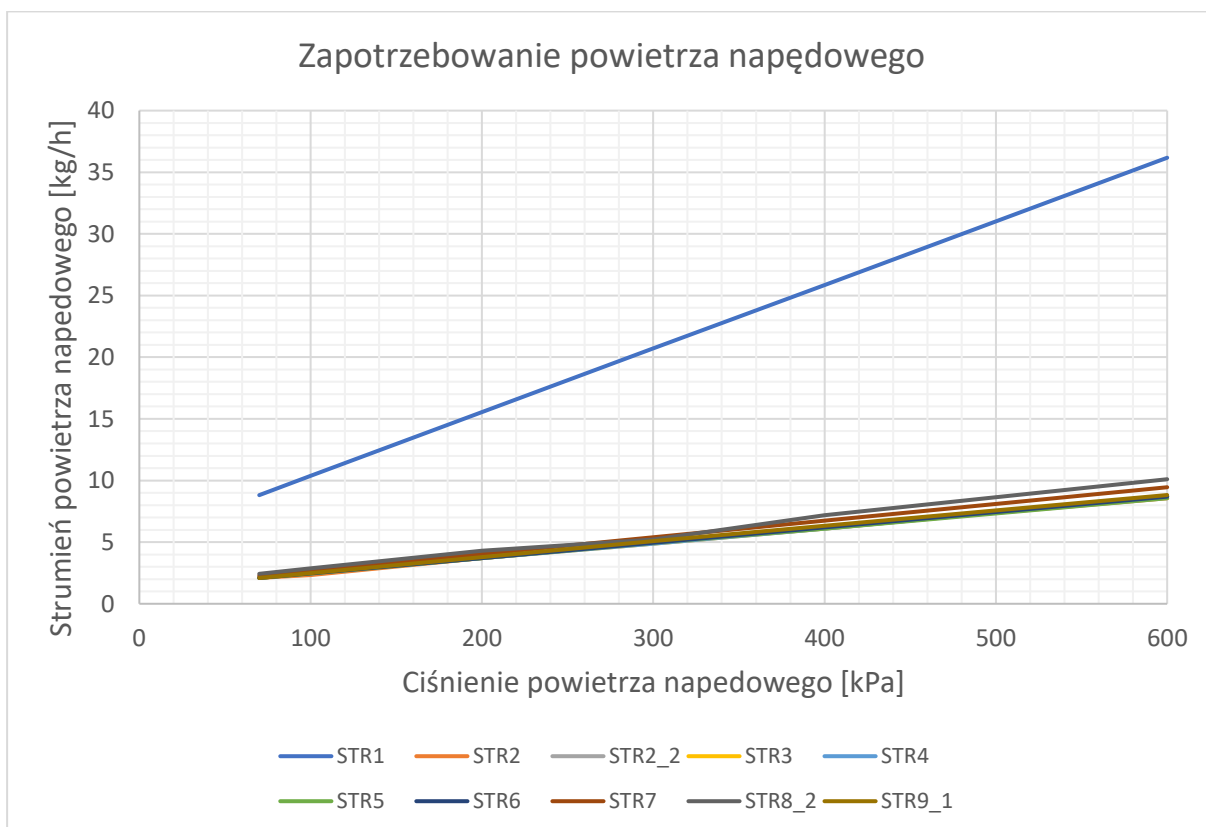
| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,43                                 | -16,3   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,86                                 | -23,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 4,3                                  | -36,6   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 4,3                                  | -16,6   | 1,6                               | 1,0                       |
| 200                                   | 4,3                                  | +3,28   | 2,4                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,22                                 | -43,0   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,3                                  | -19,1   | 1,6                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,5                                  | +3,6  | 2,4                               | 1,0                       |
| 400                                   | 7,19                                 | -40,7   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 10,1                                 | -25,5   | 0,8                               | 1,0                       |

Tab. 29. Wyniki symulacji CFD strumienicy STR9\_1 dla powietrza jako gazu napędowego i metanu jako gazu zasysanego

| Ciśnienie powietrza napędowego [kPag] | Strumień powietrza napędowego [kg/h] | Uzyskiwane podciśnienie w króćcu ssawnym strumienicy [kPag] | Strumień zasysanego metanu [kg/h] | Ciśnienie wylotowe [kPag] |
|---------------------------------------|--------------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|
| 70                                    | 2,09                                 | -12,7   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,49                                 | -18,5   | 0,8                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,77                                 | -33,6   | 0,8                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,07                                 | -36,7   | 0,8                               | 1,0                       |
| 400                                   | 6,33                                 | -44,7   | 0,8                               | 1,0                       |
| 600                                   | 8,82                                 | -32,2   | 0,8                               | 1,0                       |
| 100                                   | 2,49                                 | -28,1   | 0,3                               | 1,0                       |
| 200                                   | 3,74                                 | -52,1   | 0,3                               | 1,0                       |
| 300                                   | 5,05                                 | -52,2   | 0,3                               | 1,0                       |
| 400                                   | 6,27                                 | -59,9   | 0,3                               | 1,0                       |



Rys. 44. Wartość uzyskiwanego podciśnienia za pomocą poszczególnych modeli strumienic w zależności od ciśnienia gazu napędowego i dla strumienia zasysanego metanu 0,8 kg/h



Rys. 45. Zapotrzebowanie powietrza napędowego o różnych wartościach ciśnienia dla poszczególnych modeli strumienic

## 7. WYNIKI ANALIZY EGZERGETYCZNEJ

### 7.1. Osuszanie gazu i regeneracja glikolu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze

Tab. 30. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu i regeneracji TEG z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze

|  |            |            |            |            |            |            |            |            |            |
|--|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Nr strumienia                                      | 1          | 2          | 3          | 4          | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44827311 | 0.08023419 | 0.07997219 | 0.07997219 | 0.07777778 | 0.07777778 | 0.07777778 | 0.07777778 | 0.00026200 |
| T [°C] temperatura                                 | 18.80      | 20.14      | 20.68      | 150.00     | 179.07     | 47.29      | 47.40      | 25.00      | 20.68      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 21.013     | 21.013     | 4.013      | 4.013      | 0.6        | 0.6        | 24.013     | 23.713     | 4.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 458.787    | 4.430      | 1.679      | 47.970     | 67.393     | 2.264      | 4.764      | 3.208      | 332.044    |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51538.715  | 24491.968  | 24405.770  | 24406.468  | 25028.776  | 25028.759  | 25028.759  | 25028.759  | 51235.354  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51997.502  | 24496.398  | 24407.449  | 24454.439  | 25096.169  | 25031.023  | 25033.523  | 25031.966  | 51567.399  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75306.585  | 1965.449   | 1951.917   | 1955.675   | 1951.924   | 1946.857   | 1947.052   | 1946.931   | 13.511     |
| Nr strumienia                                      | 10         | 11         | 12         | 13         | 14         | 15         | 16         | 17         | 18         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44581653 | 1.44581653 | 0.00000064 | 1.44581625 | 0.00219281 | 0.00219281 | 0.00018633 | 0.00200644 | 0.00194444 |
| T [°C] temperatura                                 | 20.49      | 21.30      | 21.30      | 21.30      | 85.29      | 35         | 35         | 35         | 25.00      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 21.013     | 20.513     | 20.513     | 20.513     | 0.6        | 0.6        | 0.6        | 0.6        | 1.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 458.826    | 455.596    | -41.505    | -29.011    | 393.214    | 17.959     | 177.816    | 2.612      | 0.000      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51614.411  | 51614.411  | 25245.947  | 51614.414  | 2534.698   | 2622.401   | 24124.208  | 650.014    | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 52073.238  | 52070.007  | 25204.442  | 51585.403  | 2927.911   | 2640.360   | 24302.024  | 652.626    | 0.000      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75288.347  | 75283.677  | 0.016      | 74583.014  | 6.420      | 5.790      | 4.528      | 1.309      | 0.000      |
| Nr strumienia                                      | 19         | 20         | 21         | 22         | 23         | 24         | 25         | 26         | 27         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.00194444 | 0.00194444 | 0.00194444 | 0.00213078 | 0.64583428 | 0.64583428 | 0.64583428 | 0.64583428 | 0.64583428 |
| T [°C] temperatura                                 | 331.70     | 29.00      | 24.65      | 15.53      | 25         | 25.6027    | 33.4243    | 25         | 25.6027    |
| P [bara] ciśnienie                                 | 7.013      | 7.013      | 5.013      | 1.023      | 1.013      | 1.018      | 1.018      | 1.013      | 1.018      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 246.754    | 149.829    | 125.040    | 0.948      | 0.000      | 0.381      | 0.484      | 0.000      | 0.381      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 2085.762   | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 246.754    | 149.829    | 125.040    | 2086.710   | 0.000      | 0.381      | 0.484      | 0.000      | 0.381      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 0.480      | 0.291      | 0.243      | 4.446      | 0.000      | 0.246      | 0.312      | 0.000      | 0.2462     |
| Nr strumienia                                      | 28         |            |            |            |            |            |            |            |            |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.64583428 |            |            |            |            |            |            |            |            |
| T [°C] temperatura                                 | 26.5392    |            |            |            |            |            |            |            |            |
| P [bara] ciśnienie                                 | 1.018      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 0.383      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 0.000      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 0.383      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 0.2473     |            |            |            |            |            |            |            |            |

Tab. 31. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu i regeneracji TREG z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze

|  |            |            |            |            |            |            |            |            |            |
|--|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Nr strumienia                                      | 1          | 2          | 3          | 4          | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44878242 | 0.12773689 | 0.12761303 | 0.12761303 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.00012386 |
| T [°C] temperatura                                 | 18.83      | 20.47      | 20.57      | 150.00     | 211.82     | 86.86      | 87.76      | 25.00      | 20.57      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 16.013     | 16.013     | 4.013      | 4.013      | 0.6        | 0.6        | 20.013     | 19.713     | 4.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 378.957    | 2.320      | 1.673      | 35.612     | 83.664     | 2.637      | 3.756      | 0.000      | 231.066    |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51520.414  | 25541.130  | 25515.535  | 25518.257  | 26026.289  | 26026.261  | 26026.131  | 26026.131  | 51895.409  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51899.371  | 25543.450  | 25517.208  | 25553.869  | 26109.954  | 26028.898  | 26029.887  | 26026.131  | 52126.474  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75190.896  | 3262.841   | 3256.328   | 3261.007   | 3263.744   | 3253.612   | 3253.736   | 3253.266   | 6.456      |
| Nr strumienia                                      | 10         | 11         | 12         | 13         | 14         | 15         | 16         | 17         | 18         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44604547 | 1.44604547 | 0.00000000 | 1.44604547 | 0.00261306 | 0.00261306 | 0.00006806 | 0.00254497 | 0.00105556 |
| T [°C] temperatura                                 | 21.10      | 25.95      | 25.94      | 25.95      | 85.93      | 35.00      | 35.00      | 35.00      | 25.00      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 16.013     | 15.513     | 15.513     | 15.513     | 0.6        | 0.6        | 0.6        | 0.6        | 1.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 379.134    | 374.819    | 0.000      | -51.866    | 409.196    | 14.524     | 457.376    | 2.005      | 0.000      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51612.336  | 51612.336  | 0.000      | 51612.336  | 1461.805   | 1554.876   | 35756.315  | 649.931    | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51991.470  | 51987.155  | 0.000      | 51560.470  | 1871.000   | 1569.400   | 36213.691  | 651.936    | 0.000      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75182.029  | 75175.790  | 0.000      | 74558.785  | 4.889      | 4.101      | 2.465      | 1.659      | 0.000      |
| Nr strumienia                                      | 19         | 20         | 21         | 22         | 23         | 24         | 25         | 26         | 27         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.00105556 | 0.00105556 | 0.00105556 | 0.00112361 | 0.64583428 | 0.64583428 | 0.64583428 | 0.64583428 | 0.64583428 |
| T [°C] temperatura                                 | 331.70     | 26.00      | 16.45      | 12.01      | 25         | 25.60      | 35.50      | 25.00      | 25.60      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 7.013      | 7.013      | 3.013      | 1.023      | 1.013      | 1.018      | 1.018      | 1.013      | 1.018      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 246.746    | 149.866    | 86.392     | 1.096      | 0.000      | 0.381      | 0.545      | 0.000      | 0.381      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 2140.828   | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 246.746    | 149.866    | 86.392     | 2141.924   | 0.000      | 0.381      | 0.545      | 0.000      | 0.381      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 0.260      | 0.158      | 0.091      | 2.407      | 0.000      | 0.246      | 0.352      | 0.000      | 0.2462     |
| Nr strumienia                                      | 28         |            |            |            |            |            |            |            |            |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.64583428 |            |            |            |            |            |            |            |            |
| T [°C] temperatura                                 | 26.11      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| P [bara] ciśnienie                                 | 1.018      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 0.382      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 0.000      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 0.382      |            |            |            |            |            |            |            |            |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 0.2466     |            |            |            |            |            |            |            |            |

Tab. 32. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu, w której podciśnienie w regeneratorze TEG wytworzono za pomocą strumienicy

| Subregion                         | I     | II     | III    | IV    | V      | VI       | VII   | VIII   | IX     | X     | XI     | Całej in-<br>stalacji |
|-----------------------------------|-------|--------|--------|-------|--------|----------|-------|--------|--------|-------|--------|-----------------------|
| I nieodwracalność [kW]            | 0.281 | 0.021  | 1.31   | 2.298 | 0.877  | 0.021    | 0.157 | 0.0000 | 4.7714 | 0.034 | 0.158  |                       |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –     | –      | 0.74   | 0.537 | –      | –        | 0.610 | –      | –      | –     | 0.7524 |                       |
| Subregion                         | XII   | XIII   | XIV    | XV    | XVI    | XVII     | XVIII |        |        |       |        |                       |
| I nieodwracalność [kW]            | 0.435 | 0.0212 | 0.1572 | 0.048 | 0.0120 | 4.7919   | 0.000 |        |        |       |        | 15.392                |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –     | –      | 0.610  | –     | –      | –38.5798 | –     |        |        |       |        | 0.979                 |

Tab. 33. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu, w której podciśnienie w regeneratorze TREG wytworzono za pomocą strumienicy

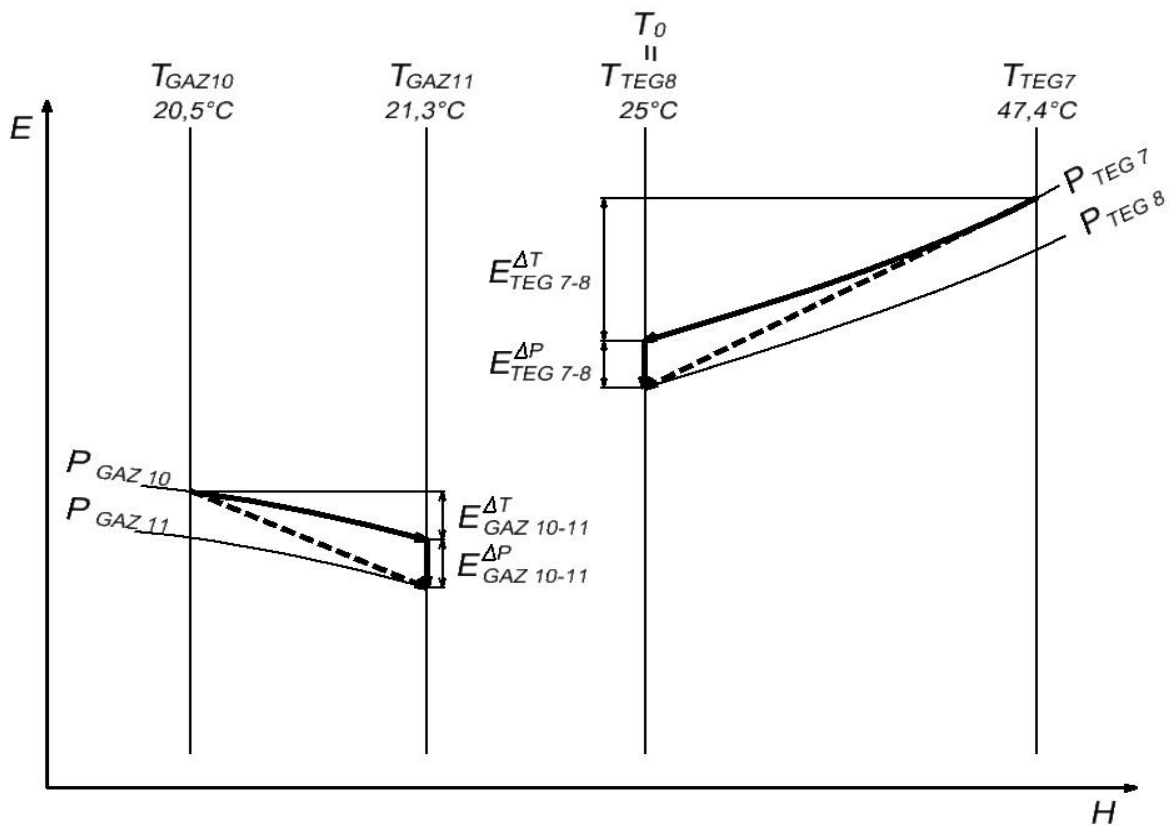
| Subregion                         | I     | II     | III    | IV    | V      | VI       | VII   | VIII   | IX     | X     | XI     | Całej in-<br>stalacji |
|-----------------------------------|-------|--------|--------|-------|--------|----------|-------|--------|--------|-------|--------|-----------------------|
| I nieodwracalność [kW]            | 0.708 | 0.056  | 5.45   | 6.144 | 1.034  | 0.021    | 0.157 | 0.0000 | 2.5557 | 0.018 | 0.086  |                       |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –     | –      | 0.46   | 0.554 | –      | –        | 0.610 | –      | –      | –     | 0.7523 |                       |
| Subregion                         | XII   | XIII   | XIV    | XV    | XVI    | XVII     | XVIII |        |        |       |        |                       |
| I nieodwracalność [kW]            | 0.348 | 0.0212 | 0.1572 | 0.067 | 0.1615 | 6.7093   | 0.000 |        |        |       |        | 23.698                |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –     | –      | 0.610  | –     | –      | –13.2920 | –     |        |        |       |        | 0.964                 |

Tab. 34. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TEG/gaz instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TEG

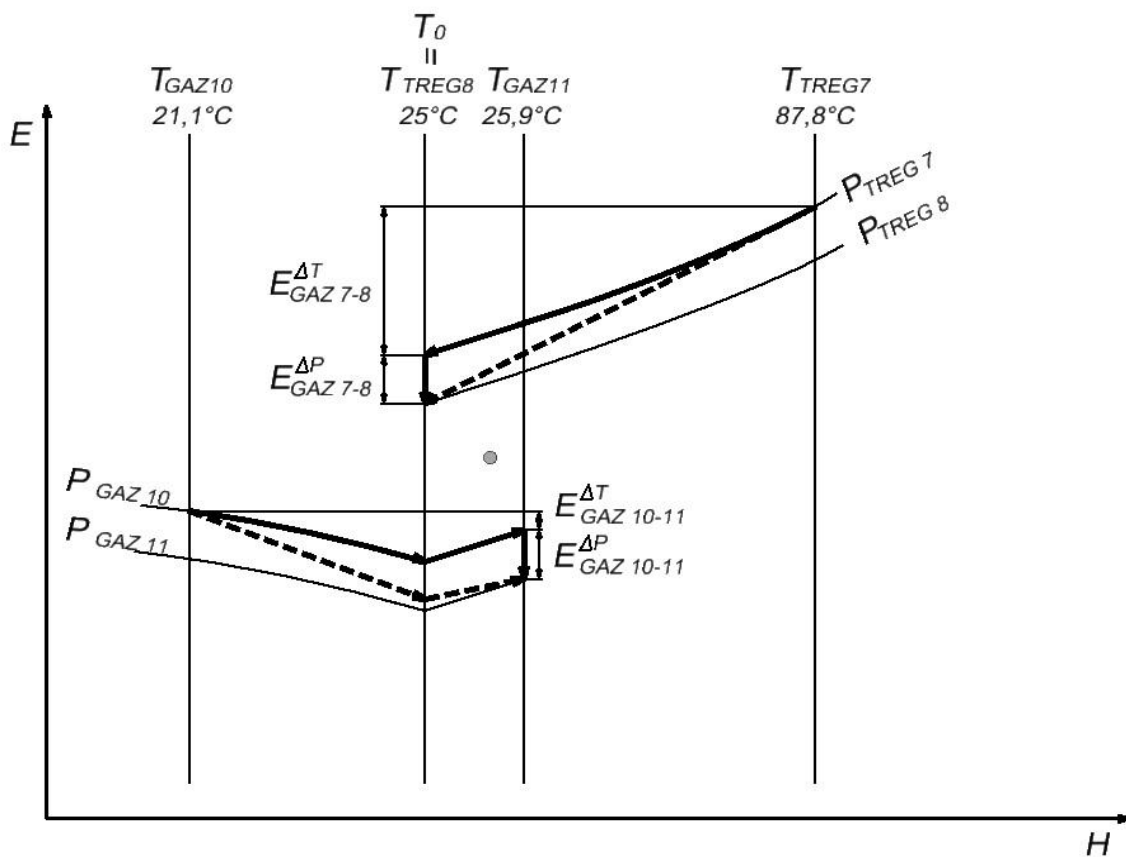
| Subregion  | XVII   |
|--|--------|
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.293  |
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | -4.964 |
| $\Delta E_{TEG}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.121  |
| $\Delta E_{TEG}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 0.000  |

Tab. 35. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TREG/gaz instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TREG

| Subregion   | XVII   |
|---|--------|
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW]  | -1.286 |
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW]  | -4.954 |
| $\Delta E_{TREG}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.470  |
| $\Delta E_{TREG}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 0.000  |



Rys. 46. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TEG/gaz (Subregion XVII) w układzie współrzędnych E-H



Rys. 47. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TREG/gaz (Subregion XVII) w układzie współrzędnych E-H

## 7.2. Osuszanie gazu i regeneracja glikolu ze strippingiem gazowym

Tab. 36. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TEG

|  |             |             |            |            |            |            |            |            |            |
|--|-------------|-------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Nr strumienia                                      | 1           | 2           | 3          | 4          | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.448273667 | 0.080251833 | 0.07998367 | 0.07998367 | 0.07777714 | 0.07777778 | 0.07777778 | 0.07777778 | 0.00026817 |
| T [°C] temperatura                                 | 18.80       | 20.12       | 20.65      | 150.00     | 176.34     | 44.03      | 44.13      | 25.00      | 20.65      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 21.013      | 21.013      | 4.013      | 4.013      | 1.083      | 1.083      | 24.013     | 23.713     | 4.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 458.787     | 3.731       | 0.637      | 46.922     | 64.516     | 0.946      | 3.446      | 2.500      | 208.694    |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51538.584   | 24486.539   | 24398.769  | 24398.769  | 25026.929  | 25026.939  | 25026.939  | 25026.939  | 51258.126  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51997.371   | 24490.269   | 24399.406  | 24445.690  | 25091.445  | 25027.885  | 25030.385  | 25029.439  | 51466.820  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75306.424   | 1965.389    | 1951.554   | 1955.256   | 1951.541   | 1946.613   | 1946.808   | 1946.734   | 13.802     |
| Nr strumienia                                      | 10          | 11          | 12         | 13         | 14         | 15         | 16         | 17         | 18         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44579997  | 1.44579997  | 0.00000064 | 1.44579889 | 0.00330006 | 0.00330006 | 0.00135894 | 0.00194108 | 0.00109353 |
| T [°C] temperatura                                 | 20.49       | 21.14       | 21.14      | 21.14      | 88.04      | 35.00      | 35.00      | 35.00      | 29.1       |
| P [bara] ciśnienie                                 | 21.013      | 20.513      | 20.513     | 20.513     | 1.083      | 1.083      | 1.083      | 1.083      | 21.013     |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 459.024     | 455.982     | 2.126      | 455.982    | 267.739    | 5.613      | 13.468     | 0.540      | 463.688    |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51614.667   | 51614.667   | 25245.947  | 51614.665  | 18880.545  | 18880.545  | 45257.568  | 554.601    | 52141.744  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 52073.691   | 52070.649   | 25248.073  | 52070.647  | 19148.284  | 18886.158  | 45271.035  | 555.141    | 52605.432  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75288.141   | 75283.742   | 0.016      | 75283.683  | 63.190     | 62.325     | 61.521     | 1.078      | 57.526     |
| Nr strumienia                                      | 19          | 20          | 21         | 22         |            |            |            |            |            |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.00109353  | 0.64583428  | 0.64583428 | 0.64583428 |            |            |            |            |            |
| T [°C] temperatura                                 | 20.00       | 25.00       | 25.60      | 33.40      |            |            |            |            |            |
| P [bara] ciśnienie                                 | 1.083       | 1.013       | 1.018      | 1.018      |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 10.029      | 0.000       | 0.381      | 0.483      |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 52141.744   | 0.000       | 0.000      | 0.000      |            |            |            |            |            |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 52151.773   | 0.000       | 0.381      | 0.483      |            |            |            |            |            |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 57.029      | 0.000       | 0.246      | 0.312      |            |            |            |            |            |

Tab. 37. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TREG

|  |             |             |            |            |            |            |            |            |            |
|--|-------------|-------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Nr strumienia                                      | 1           | 2           | 3          | 4          | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.448782694 | 0.127735722 | 0.12761308 | 0.12761308 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.00012264 |
| T [°C] temperatura                                 | 18.83       | 20.34       | 20.44      | 150.00     | 211.71     | 86.62      | 87.55      | 25.00      | 20.44      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 16.013      | 16.013      | 4.013      | 4.013      | 1.083      | 1.083      | 20.013     | 19.713     | 4.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 378.957     | 2.316       | 1.020      | 35.177     | 84.105     | 2.855      | 3.752      | 0.000      | 199.976    |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51520.241   | 25542.702   | 25518.049  | 25518.866  | 26028.154  | 26028.112  | 26028.112  | 26028.112  | 51484.535  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51899.198   | 25545.017   | 25519.069  | 25554.042  | 26112.258  | 26030.967  | 26031.864  | 26028.112  | 51684.511  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75190.660   | 3263.011    | 3256.567   | 3261.030   | 3264.032   | 3253.871   | 3253.983   | 3253.514   | 6.339      |
| Nr strumienia                                      | 10          | 11          | 12         | 13         | 14         | 15         | 16         | 17         | 18         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44604411  | 1.44604411  | 0.00000000 | 1.44604411 | 0.00424342 | 0.00424342 | 0.00179725 | 0.00244614 | 0.00163036 |
| T [°C] temperatura                                 | 21.08       | 25.91       | 25.91      | 25.91      | 86.77      | 35.00      | 35.00      | 35.00      | 26.9       |
| P [bara] ciśnienie                                 | 16.013      | 15.513      | 15.513     | 15.513     | 1.083      | 1.083      | 1.083      | 1.083      | 16.013     |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 378.942     | 374.819     | 0.000      | 374.819    | 255.471    | -2.291     | 2.115      | -2.019     | 422.058    |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51612.633   | 51612.633   | 0.000      | 51612.633  | 20812.999  | 20870.326  | 48588.806  | 650.010    | 52141.744  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51991.576   | 51987.452   | 0.000      | 51987.452  | 21068.470  | 20868.034  | 48590.920  | 647.991    | 52563.802  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75182.112   | 75176.150   | 0.000      | 75176.150  | 89.402     | 88.552     | 87.330     | 1.585      | 85.698     |
| Nr strumienia                                      | 19          | 20          | 21         | 22         |            |            |            |            |            |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.00163036  | 0.64583428  | 0.64583428 | 0.64583428 |            |            |            |            |            |
| T [°C] temperatura                                 | 20.00       | 25.00       | 25.60      | 35.43      |            |            |            |            |            |
| P [bara] ciśnienie                                 | 1.083       | 1.013       | 1.018      | 1.018      |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 10.428      | 0.000       | 0.381      | 0.542      |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 52141.744   | 0.000       | 0.000      | 0.000      |            |            |            |            |            |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 52152.172   | 0.000       | 0.381      | 0.542      |            |            |            |            |            |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 85.027      | 0.000       | 0.246      | 0.350      |            |            |            |            |            |

Tab. 38. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TEG

| Subregion                         | I     | II    | III   | IV    | V     | VI    | VII   | VIII    | IX     | X     | XI     | XII   | Całej in-<br>stalacji |
|-----------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|---------|--------|-------|--------|-------|-----------------------|
| I nieodwracalność [kW]            | 0.372 | 0.033 | 1.226 | 2.564 | 0.865 | 0.021 | 0.157 | 62.3254 | 0.4961 | 0.008 | 4.472  | 0.000 | 72.539                |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –     | –     | 0.75  | 0.488 | –     | –     | 0.610 | –       | –      | –     | –59.81 | –     | 0.2039                |

Tab. 39. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TREG

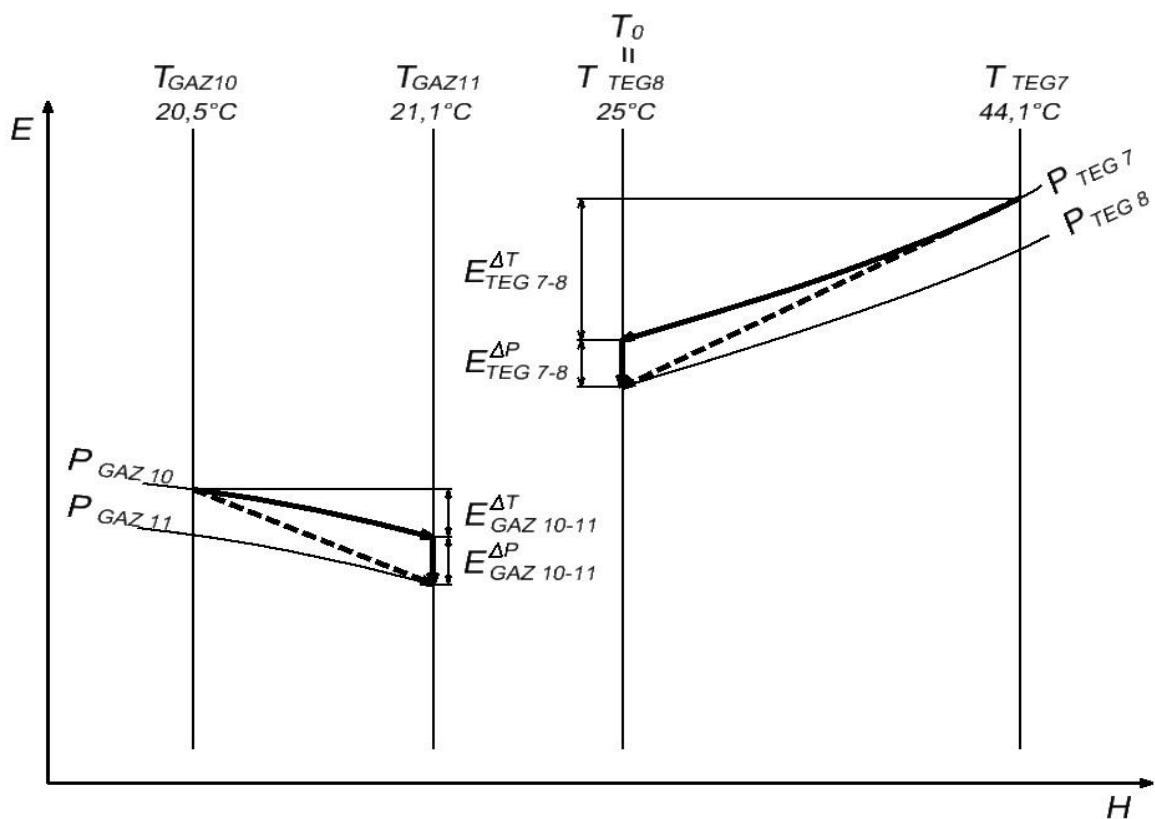
| Subregion                         | I     | II    | III   | IV    | V     | VI    | VII   | VIII    | IX     | X     | XI     | XII   | Całej in-<br>stalacji |
|-----------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|---------|--------|-------|--------|-------|-----------------------|
| I nieodwracalność [kW]            | 0.949 | 0.106 | 5.698 | 6.847 | 0.851 | 0.021 | 0.157 | 88.5518 | 0.6711 | 0.166 | 6.431  | 0.000 | 110.449               |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –     | –     | 0.44  | 0.519 | –     | –     | 0.610 | –       | –      | –     | –12.71 | –     | 0.1377                |

Tab. 40. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TEG/gaz instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TEG

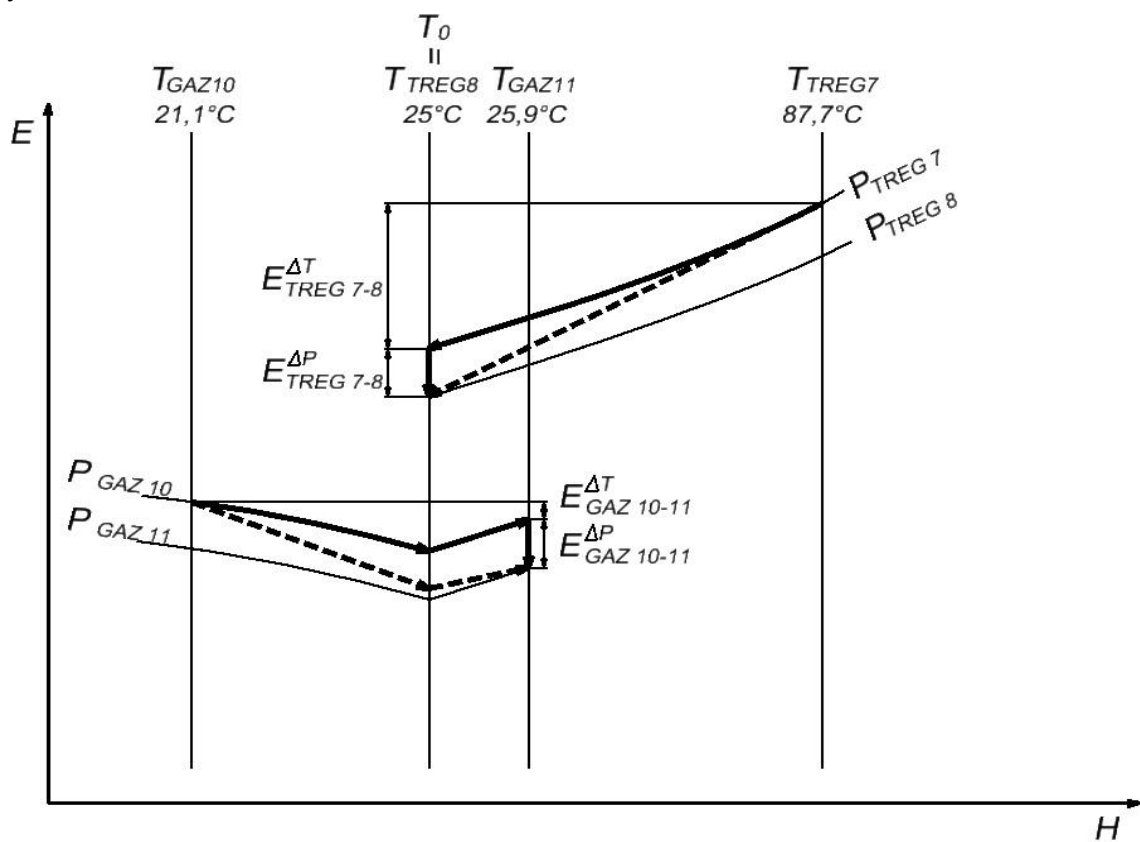
| Subregion  | XI     |
|--|--------|
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.566  |
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | –4.964 |
| $\Delta E_{TEG}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.101  |
| $\Delta E_{TEG}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | –0.028 |

Tab. 41. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TREG/gaz instalacji osuszania gazu ze strippingiem gazowym w regeneratorze TREG

| Subregion   | XI     |
|---|--------|
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW]  | –1.008 |
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW]  | –4.954 |
| $\Delta E_{TREG}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.469  |
| $\Delta E_{TREG}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 0.000  |



Rys. 48. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TEG/gaz (Subregion XI) w układzie współrzędnych E–H



Rys. 49. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TREG/gaz (Subregion XI) w układzie współrzędnych E–H

### 7.3. Sprężanie i chłodzenie gazu poprzedzające osuszanie i regenerację glikolu przy ciśnieniu bliskim atmosferycznemu

Tab. 42. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu wykorzystującej TEG i poprzedzającej ją sprężarki

|  |            |            |            |            |            |            |            |            |            |
|--|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Nr strumienia                                      | 1          | 2          | 3          | 4          | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44827367 | 1.44827353 | 1.44827353 | 1.44777006 | 0.001      | 5.72432508 | 5.72432508 | 0.07989114 | 0.07951092 |
| T [°C] temperatura                                 | 18.80      | 57.56      | 18.80      | 18.80      | 18.800     | 7.00       | 14.00      | 19.89      | 20.72      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 21.013     | 31.513     | 31.013     | 31.013     | 31.013     | 3.013      | 2.513      | 31.013     | 4.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 457.629    | 519.896    | 513.592    | 516.084    | 3.149      | 2.031      | 1.699      | 5.821      | 0.641      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51538.726  | 51538.726  | 51538.726  | 51556.529  | 557.450    | 8611.610   | 8611.610   | 24540.355  | 24391.649  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51996.355  | 52058.622  | 52052.318  | 52072.613  | 560.599    | 8613.641   | 8613.308   | 24546.176  | 24392.290  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75304.951  | 75395.124  | 75385.994  | 75389.170  | 0.282      | 49307.282  | 49305.378  | 1961.022   | 1939.453   |
| Nr strumienia                                      | 10         | 11         | 13         | 14         | 16         | 17         | 18         | 21         | 22         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.07951092 | 0.07777822 | 0.07777778 | 0.07777778 | 0.07777778 | 1.44565675 | 1.44565675 | 1.44565633 | 0.00000036 |
| T [°C] temperatura                                 | 150.00     | 179.38     | 49.32      | 49.49      | 25.00      | 20.01      | 20.88      | 20.88      | 20.88      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 4.013      | 1.083      | 1.083      | 35.013     | 34.713     | 31.013     | 30.513     | 30.513     | 30.513     |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 46.845     | 67.769     | 1.826      | 5.684      | 4.279      | 516.283    | 513.817    | 433.614    | 0.000      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 24391.649  | 24848.515  | 24848.472  | 24848.472  | 24848.472  | 51614.413  | 51614.413  | 51614.415  | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 24438.494  | 24916.284  | 24850.298  | 24854.155  | 24852.751  | 52130.696  | 52128.230  | 52048.028  | 0.000      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 1943.127   | 1937.944   | 1932.801   | 1933.101   | 1932.992   | 75363.092  | 75359.527  | 75243.562  | 0.000      |
| Nr strumienia                                      | 23         | 24         | 25         | 26         | 27         | 28         | 29         | 38         |            |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.00170119 | 0.00170119 | 0.00021150 | 0.00148967 | 0.64583428 | 0.64583414 | 0.64583414 | 0.00041433 |            |
| T [°C] temperatura                                 | 99.95      | 35.00      | 46.28      | 35.00      | 25.00      | 25.60      | 31.48      | 20.27      |            |
| P [bara] ciśnienie                                 | 1.083      | 1.083      | 1.083      | 1.083      | 1.013      | 1.018      | 1.018      | 4.013      |            |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 437.753    | 1.884      | 7.996      | 0.628      | 0.000      | 0.381      | 0.440      | 327.902    |            |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 3306.669   | 3306.669   | 22872.734  | 554.433    | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 51054.062  |            |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 3744.422   | 3308.552   | 22880.731  | 555.061    | 0.000      | 0.381      | 0.440      | 51381.964  |            |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 6.370      | 5.628      | 4.839      | 0.827      | 0.000      | 0.246      | 0.284      | 21.289     |            |

Tab. 43. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu wykorzystującej TREG i poprzedzającej ją sprężarki

|  |            |            |            |            |            |            |            |            |            |
|--|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Nr strumienia                                      | 1          | 2          | 3          | 4          | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44878242 | 1.44878269 | 1.44878269 | 1.44855522 | 0.00022719 | 4.77682236 | 4.77682183 | 0.12755322 | 0.12737842 |
| T [°C] temperatura                                 | 18.83      | 54.53      | 18.80      | 18.80      | 18.80      | 7.00       | 14.00      | 20.41      | 20.55      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 16.013     | 21.513     | 21.013     | 21.013     | 21.013     | 3.013      | 2.513      | 21.013     | 4.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 417.492    | 463.894    | 457.081    | 406.922    | 0.077      | 3.091      | 0.926      | 1.887      | 1.240      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51520.414  | 51520.414  | 51520.414  | 51528.684  | 708.341    | 8611.610   | 8611.610   | 25527.746  | 25476.621  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51937.905  | 51984.308  | 51977.495  | 51935.606  | 708.418    | 8614.701   | 8612.536   | 25529.633  | 25477.861  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75246.724  | 75313.966  | 75304.095  | 75231.593  | 0.161      | 41150.896  | 41140.551  | 3256.387   | 3245.330   |
| Nr strumienia                                      | 10         | 11         | 13         | 14         | 16         | 17         | 18         | 21         | 22         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.12737842 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.12500000 | 1.44600247 | 1.44600247 | 1.44600247 | 0.00000000 |
| T [°C] temperatura                                 | 150.00     | 213.07     | 88.66      | 89.84      | 25.00      | 20.89      | 25.83      | 25.83      | 25.83      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 4.013      | 1.083      | 1.083      | 25.013     | 24.713     | 21.013     | 20.513     | 20.513     | 20.513     |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 35.673     | 85.018     | 3.991      | 4.892      | 0.000      | 407.288    | 403.930    | 404.122    | 0.000      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 25476.621  | 25935.963  | 25935.963  | 25935.963  | 25935.963  | 51612.139  | 51612.139  | 51612.139  | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 25512.294  | 26020.982  | 25939.954  | 25940.856  | 25935.963  | 52019.427  | 52016.069  | 52016.261  | 0.000      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 3249.716   | 3252.623   | 3242.494   | 3242.607   | 3241.995   | 75220.220  | 75215.364  | 75215.641  | 0.000      |
| Nr strumienia                                      | 23         | 24         | 25         | 26         | 27         | 28         | 29         | 38         |            |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.00237836 | 0.00237836 | 0.00007322 | 0.00230514 | 0.64583428 | 0.64583414 | 0.64583414 | 0.00017453 |            |
| T [°C] temperatura                                 | 101.186    | 35         | 35         | 35         | 25         | 25.6028    | 34.6643    | 20.549     |            |
| P [bara] ciśnienie                                 | 1.083      | 1.083      | 1.083      | 1.083      | 1.013      | 1.018      | 1.018      | 4.013      |            |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 488.579    | 1.775      | 411701.134 | -13076.129 | 0.000      | 0.381      | 0.519      | 200.431    |            |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 1687.152   | 1687.152   | 34671.125  | 558.716    | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 51635.436  |            |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 2175.731   | 1688.928   | 446372.259 | -12517.413 | 0.000      | 0.381      | 0.519      | 51835.867  |            |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 5.175      | 4.017      | 32.684     | -28.854    | 0.000      | 0.246      | 0.335      | 9.047      |            |

Tab. 44. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu wykorzystującej TEG oraz poprzedzającej ją sprężarki

| Subregion                         | I      | II     | III    | IV      | V     | VI    | VII   | VIII  | IX     | X     | Całej in-<br>stalacji |
|-----------------------------------|--------|--------|--------|---------|-------|-------|-------|-------|--------|-------|-----------------------|
| I nieodwracalność [kW]            | 7.062  | 44.008 | 11.03  | 0.000   | 1.952 | 0.279 | 1.470 | 3.721 | 0.9877 | 0.021 |                       |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –      | 0.6720 | –0.21  | –       | –     | –     | 0.714 | 0.242 | –      | –     |                       |
| Subregion                         | XI     | XII    | XIII   | XIV     | XV    |       |       |       |        |       |                       |
| I nieodwracalność [kW]            | 0.157  | 0.000  | 0.2722 | 3.6741  | 0.000 |       |       |       |        |       | 74.638                |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | 0.6103 | –      | –      | –32.639 | –     |       |       |       |        |       | 0.650                 |

Tab. 45. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu wykorzystującej TREG oraz poprzedzającej ją sprężarki

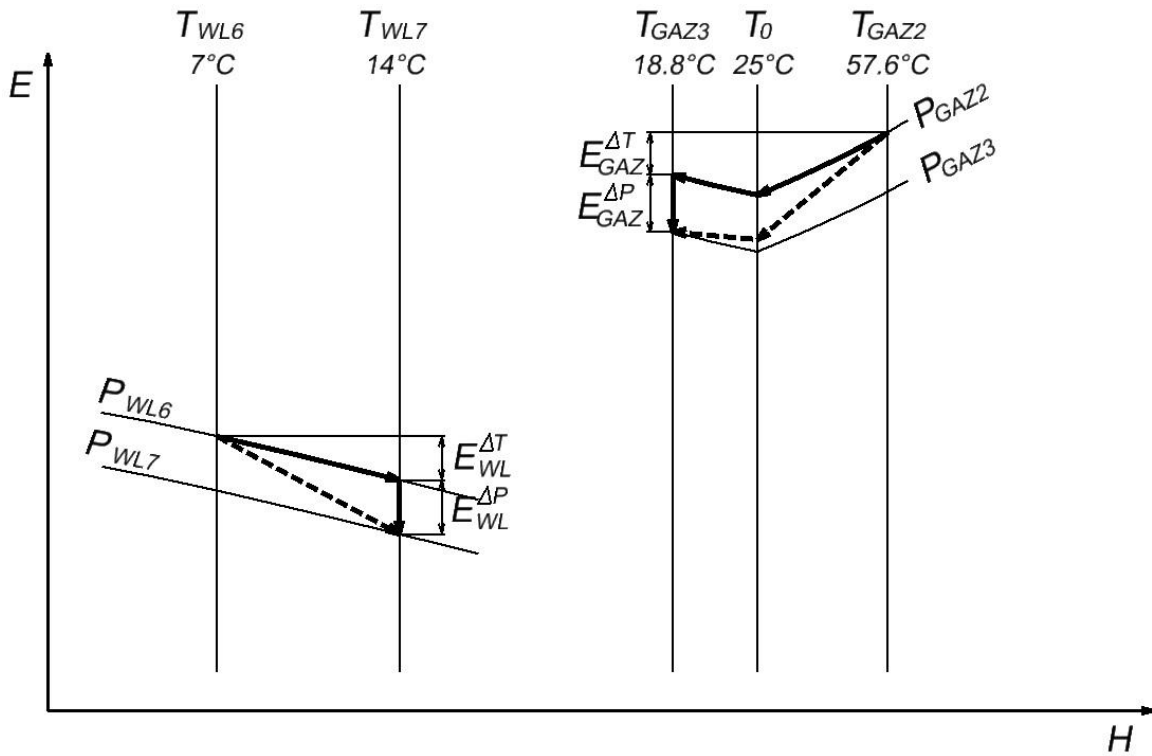
| Subregion                         | I      | II     | III    | IV     | V     | VI    | VII   | VIII   | IX     | X     | Całej in-<br>stalacji |
|-----------------------------------|--------|--------|--------|--------|-------|-------|-------|--------|--------|-------|-----------------------|
| I nieodwracalność [kW]            | 5.073  | 29.147 | 20.22  | 0.000  | 3.019 | 2.011 | 5.742 | 5.6692 | 1.4040 | 0.021 |                       |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –      | 0.6976 | –1.05  | –      | –     | –     | 0.433 | 0.588  | –      | –     |                       |
| Subregion                         | XI     | XII    | XIII   | XIV    | XV    |       |       |        |        |       |                       |
| I nieodwracalność [kW]            | 0.157  | 0.000  | 0.2397 | 5.4676 | 0.000 |       |       |        |        |       | 78.166                |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | 0.6103 | –      | –      | –7.941 | –     |       |       |        |        |       | 0.510                 |

Tab. 46. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w chłodnicy gazu oraz wymienniku ciepła L-TEG/gaz instalacji osuszania gazu wykorzystującej TEG i poprzedzającej ją sprężarki

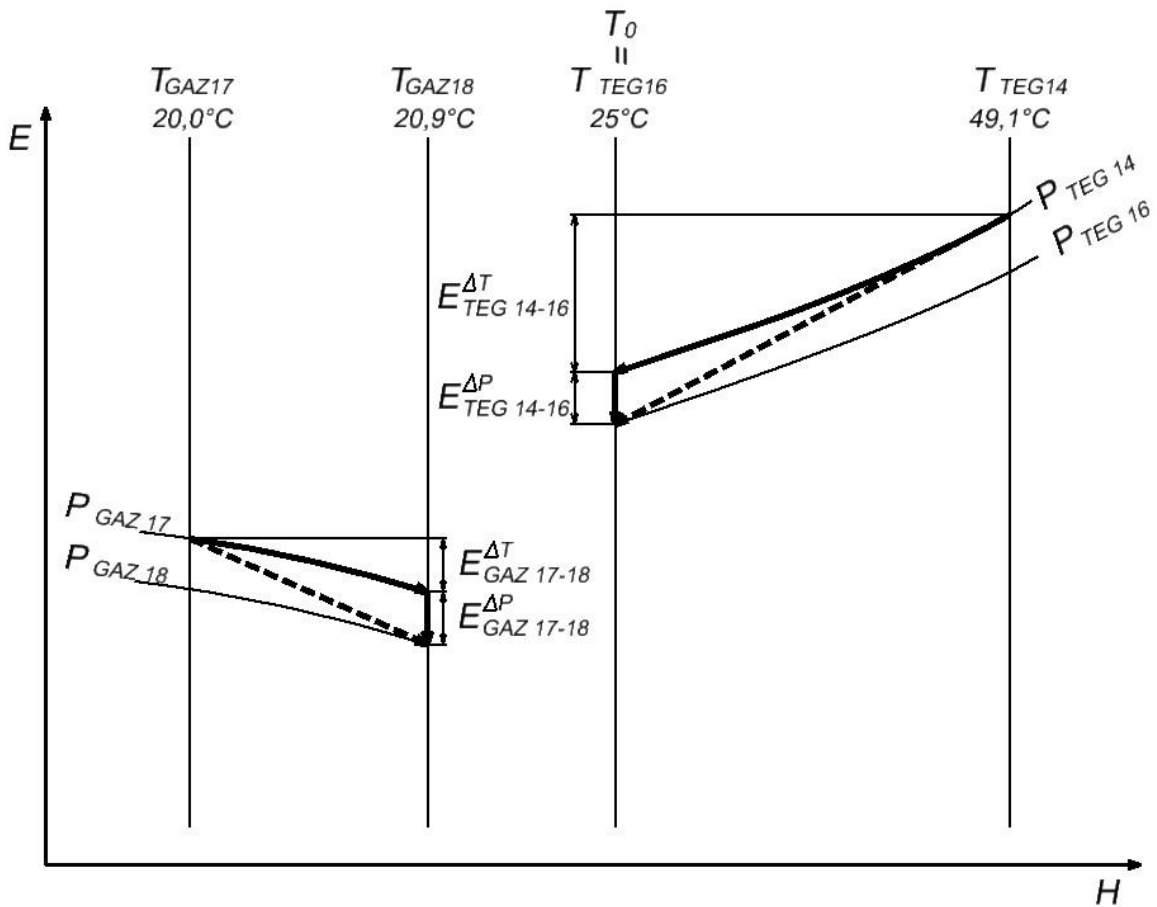
| Subregion  | III   | Subregion  | XIV    |
|--|-------|--|--------|
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 5.822 | $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | -0.257 |
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 3.308 | $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | -3.308 |
| $\Delta E_{WL}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW]  | 1.904 | $\Delta E_{TEG}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.109  |
| $\Delta E_{WL}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW]  | 0.000 | $\Delta E_{TEG}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 0.000  |

Tab. 47. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w chłodnicy gazu oraz wymienniku ciepła L-TREG/gaz instalacji osuszania gazu wykorzystującej TREG i poprzedzającej ją sprężarki

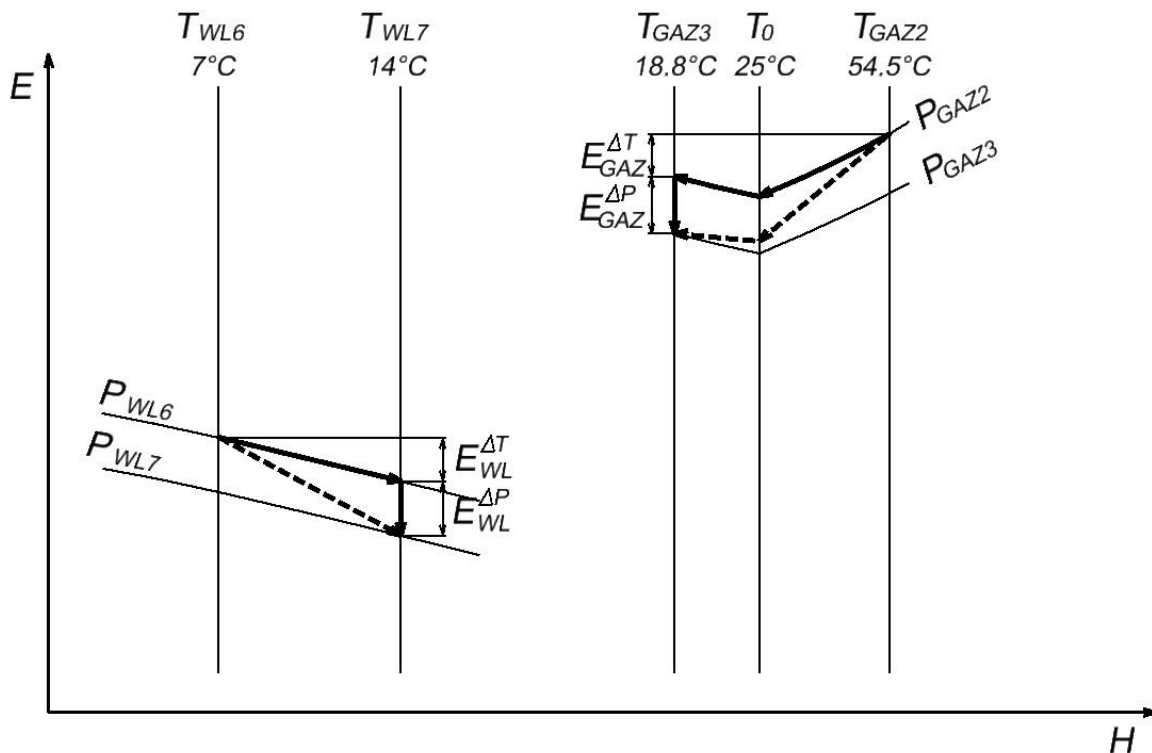
| Subregion  | III    | Subregion  | XIV    |
|--|--------|--|--------|
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 5.184  | $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.098  |
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 4.686  | $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | -4.954 |
| $\Delta E_{WL}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW]  | 10.340 | $\Delta E_{TEG}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | 0.612  |
| $\Delta E_{WL}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW]  | 0.000  | $\Delta E_{TEG}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 0.000  |



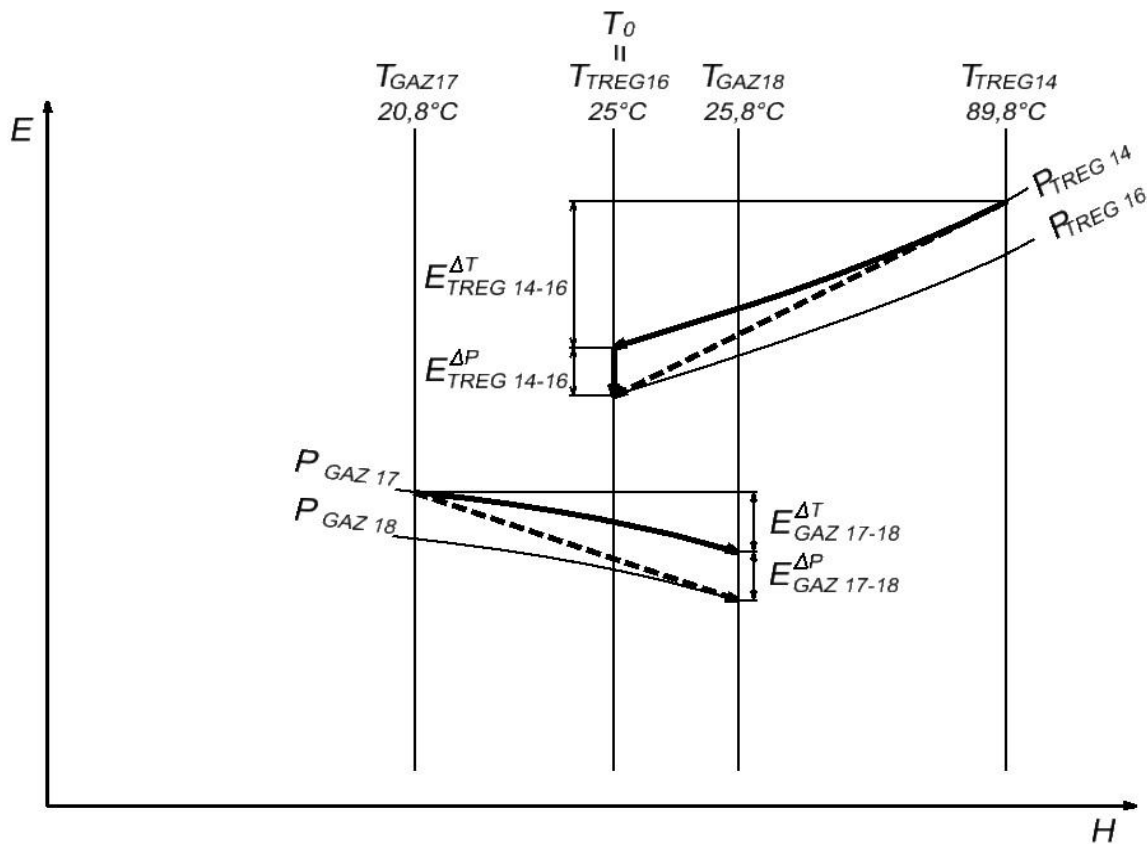
Rys. 50. Wykres pracy wymiennika ciepła gaz/woda lodowa dla instalacji osuszania wykorzystującej TEG (Subregion III) w układzie współrzędnych E–H



Rys. 51. Wykres pracy wymiennika ciepła gaz/L-TEG dla instalacji osuszania wykorzystującej TEG (Subregion XIV) w układzie współrzędnych E–H



Rys. 52. Wykres pracy wymiennika ciepła gaz/woda lodowa dla instalacji osuszania wykorzystującej TREG (Subregion III) w układzie współrzędnych E-H



Rys. 53. Wykres pracy wymiennika ciepła gaz/L-TREG dla instalacji osuszania wykorzystującej TREG (Subregion XIV) w układzie współrzędnych E-H

**7.4. Osuszanie gazu i regeneracja glikolu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze. Wariant porównawczy z dodatkowym wymiennikiem ciepła R-TEG/R-TREG – L-TEG/L-TREG i obniżonym ciśnieniem odgazowania glikolu**

Tab. 48. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu i regeneracji TEG wraz ze strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze oraz dodatkowym wymiennikiem ciepła R-TEG – L-TEG

|  |            |            |            |            |            |            |            |            |            |
|--|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Nr strumienia                                      | 1          | 2          | 3          | 4          | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44827339 | 0.08021728 | 0.07993661 | 0.07993661 | 0.07777589 | 0.07777589 | 0.07777428 | 0.07777778 | 0.00028069 |
| T [°C] temperatura                                 | 18.80      | 19.62      | 20.19      | 165.00     | 179.07     | 100.97     | 28.41      | 25.00      | 20.19      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 21.013     | 21.013     | 3.013      | 3.013      | 0.6        | 0.6        | 24.013     | 23.713     | 3.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 458.787    | 3.726      | 0.978      | 58.571     | 66.686     | 18.015     | 2.897      | 3.565      | 164.954    |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51538.715  | 24495.030  | 24403.659  | 24401.315  | 25030.802  | 25030.802  | 25029.193  | 25029.193  | 51120.596  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51997.502  | 24498.756  | 24404.637  | 24459.886  | 25097.488  | 25048.817  | 25032.090  | 25032.758  | 51285.550  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75306.599  | 1965.223   | 1950.824   | 1955.240   | 1951.979   | 1948.194   | 1946.853   | 1946.992   | 14.396     |
| Nr strumienia                                      | 10         | 11         | 12         | 13         | 14         | 15         | 16         | 17         | 18         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44583333 | 1.44583333 | 0.00000064 | 1.44583333 | 0.00216069 | 0.00216069 | 0.00014967 | 0.00201103 | 0.00194444 |
| T [°C] temperatura                                 | 20.43      | 20.36      | 20.36      | 20.36      | 85.57      | 35.00      | 35.00      | 35.00      | 25         |
| P [bara] ciśnienie                                 | 21.013     | 20.513     | 20.513     | 20.513     | 0.6        | 0.6        | 0.6        | 0.6        | 1.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 459.013    | 455.388    | 2.118      | -30.932    | 381.014    | -1.631     | -25.831    | 0.256      | 0.000      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51613.832  | 51613.832  | 25245.947  | 51613.832  | 2122.290   | 2211.406   | 23480.526  | 650.010    | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 52072.845  | 52069.219  | 25248.065  | 51582.900  | 2503.305   | 2209.774   | 23454.695  | 650.266    | 0.000      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75288.655  | 75283.413  | 0.016      | 74580.276  | 5.409      | 4.775      | 3.510      | 1.308      | 0.000      |
| Nr strumienia                                      | 19         | 20         | 21         | 22         | 23         | 24         | 25         | 26         | 27         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.00194444 | 0.00194444 | 0.00194444 | 0.00209411 | 0.64583428 | 0.64583414 | 0.64583414 | 0.64583428 | 0.64583414 |
| T [°C] temperatura                                 | 331.70     | 29         | 24.65      | 14.86      | 25.00      | 25.60      | 33.44      | 25.00      | 25.60      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 7.013      | 7.013      | 5.013      | 1.023      | 1.013      | 1.018      | 1.018      | 1.013      | 1.018      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 246.754    | 246.754    | 149.829    | 125.040    | 0.975      | 0.000      | 0.381      | 0.485      | 0.000      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 1658.012   | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 246.754    | 149.829    | 125.040    | 1658.987   | 0.000      | 0.381      | 0.485      | 0.000      | 0.381      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 0.480      | 0.291      | 0.243      | 3.474      | 0.000      | 0.246      | 0.313      | 0.000      | 0.2462     |
| Nr strumienia                                      | 28         | 29         | 30         |            |            |            |            |            |            |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.64583414 | 0.07777428 | 0.07993661 |            |            |            |            |            |            |
| T [°C] temperatura                                 | 26.53      | 28.33      | 90.00      |            |            |            |            |            |            |
| P [bara] ciśnienie                                 | 1.018      | 0.6        | 3.013      |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 0.383      | 0.040      | 13.288     |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 0.000      | 25031.867  | 24403.780  |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 0.383      | 25031.906  | 24417.067  |            |            |            |            |            |            |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 0.2473     | 1946.838   | 1951.818   |            |            |            |            |            |            |

Tab. 49. Egzergia strumieni dla instalacji osuszania gazu i regeneracji TREG wraz ze strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze oraz dodatkowym wymiennikiem ciepła R-TREG – L-TREG

|  |            |            |            |            |            |            |            |            |            |
|--|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Nr strumienia                                      | 1          | 2          | 3          | 4          | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44878242 | 0.12773150 | 0.12759600 | 0.12759600 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.12500000 | 0.00013550 |
| T [°C] temperatura                                 | 18.83      | 20.43      | 20.54      | 185.00     | 211.82     | 115.70     | 47.09      | 25.00      | 20.54      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 16.013     | 16.013     | 3.013      | 3.013      | 0.6        | 0.6        | 20.013     | 19.713     | 3.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 378.957    | 1.885      | 1.020      | 61.930     | 83.664     | 14.332     | -2.790     | 0.000      | 160.225    |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51520.414  | 25543.551  | 25516.309  | 25516.309  | 26026.317  | 26026.317  | 26026.159  | 26026.159  | 51763.896  |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51899.371  | 25545.436  | 25517.329  | 25578.239  | 26109.982  | 26040.649  | 26023.369  | 26026.159  | 51924.121  |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75190.896  | 3262.957   | 3255.909   | 3263.681   | 3263.748   | 3255.081   | 3252.921   | 3253.270   | 7.036      |
| Nr strumienia                                      | 10         | 11         | 12         | 13         | 14         | 15         | 16         | 17         | 18         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 1.44605089 | 1.44605089 | 0.00000000 | 1.44605075 | 0.00259611 | 0.00259611 | 0.00004828 | 0.00254783 | 0.00105556 |
| T [°C] temperatura                                 | 20.86      | 21.99      | 21.99      | 21.99      | 86.06      | 35.00      | 35.00      | 35.00      | 25         |
| P [bara] ciśnienie                                 | 16.013     | 15.513     | 15.513     | 15.513     | 0.6        | 0.6        | 0.6        | 0.6        | 1.013      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 379.129    | 375.337    | 0.000      | -60.510    | 412.671    | 0.596      | -47.220    | 0.472      | 0.000      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 51612.388  | 51612.388  | 0.000      | 51612.388  | 1238.633   | 1332.371   | 37758.496  | 649.945    | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 51991.517  | 51987.725  | 0.000      | 51551.879  | 1651.303   | 1332.967   | 37711.276  | 650.418    | 0.000      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 75182.380  | 75176.896  | 0.000      | 74546.633  | 4.287      | 3.461      | 1.821      | 1.657      | 0.000      |
| Nr strumienia                                      | 19         | 20         | 21         | 22         | 23         | 24         | 25         | 26         | 27         |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.00105556 | 0.00105556 | 0.00105556 | 0.00110383 | 0.64583428 | 0.64583414 | 0.64583414 | 0.64583428 | 0.64583414 |
| T [°C] temperatura                                 | 331.70     | 26.00      | 16.45      | 11.21      | 25.00      | 25.60      | 35.51      | 25.00      | 25.60      |
| P [bara] ciśnienie                                 | 7.013      | 7.013      | 3.013      | 1.023      | 1.013      | 1.018      | 1.018      | 1.013      | 1.018      |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 246.746    | 149.866    | 86.392     | 1.159      | 0.000      | 0.381      | 0.545      | 0.000      | 0.381      |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 1632.524   | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 0.000      | 0.000      |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 246.746    | 149.866    | 86.392     | 1633.682   | 0.000      | 0.381      | 0.545      | 0.000      | 0.381      |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 0.260      | 0.158      | 0.091      | 1.803      | 0.000      | 0.246      | 0.352      | 0.000      | 0.2462     |
| Nr strumienia                                      | 28         | 29         | 30         |            |            |            |            |            |            |
| m [kg/s] strumień masowy                           | 0.64583414 | 0.12500000 | 0.12759600 |            |            |            |            |            |            |
| T [°C] temperatura                                 | 26.11      | 46.11      | 90.00      |            |            |            |            |            |            |
| P [bara] ciśnienie                                 | 1.018      | 0.6        | 3.013      |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_{ph}$ [kJ/kg] egzergia fizyczna właściwa | 0.382      | -2.140     | 4.393      |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon_o$ [kJ/kg] egzergia chemiczna właściwa   | 0.000      | 26026.159  | 25516.309  |            |            |            |            |            |            |
| $\epsilon$ [kJ/kg] całkowita egzergia właściwa     | 0.382      | 26024.019  | 25520.702  |            |            |            |            |            |            |
| E [kW] całkowita egzergia strumienia               | 0.2466     | 3253.002   | 3256.340   |            |            |            |            |            |            |

Tab. 50. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TEG

| Subregion                         | I      | II    | III'   | III''  | IV    | V      | VI      | VII   | VIII   | IX     | X     | Całej in-<br>stalacji |
|-----------------------------------|--------|-------|--------|--------|-------|--------|---------|-------|--------|--------|-------|-----------------------|
| I nieodwracalność [kW]            | 0.287  | 0.004 | 0.36   | 0.36   | 1.540 | 0.880  | 0.021   | 0.157 | 0.0000 | 3.7535 | 0.034 |                       |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –      | –     | 0.73   | 0.90   | 0.582 | –      | –       | 0.610 | –      | –      | –     |                       |
| Subregion                         | XI     | XII   | XIII   | XIV    | XV    | XVI    | XVII    | XVIII |        |        |       |                       |
| I nieodwracalność [kW]            | 0.158  | 0.435 | 0.0212 | 0.1572 | 0.048 | 1.6165 | 5.1022  | 0.000 |        |        |       | 14.939                |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | 0.7524 | –     | –      | 0.610  | –     | –      | 37.5594 | –     |        |        |       | 0.980                 |

Tab. 51. Nieodwracalność oraz efektywność racjonalna dla poszczególnych subregionów i całej instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TREG

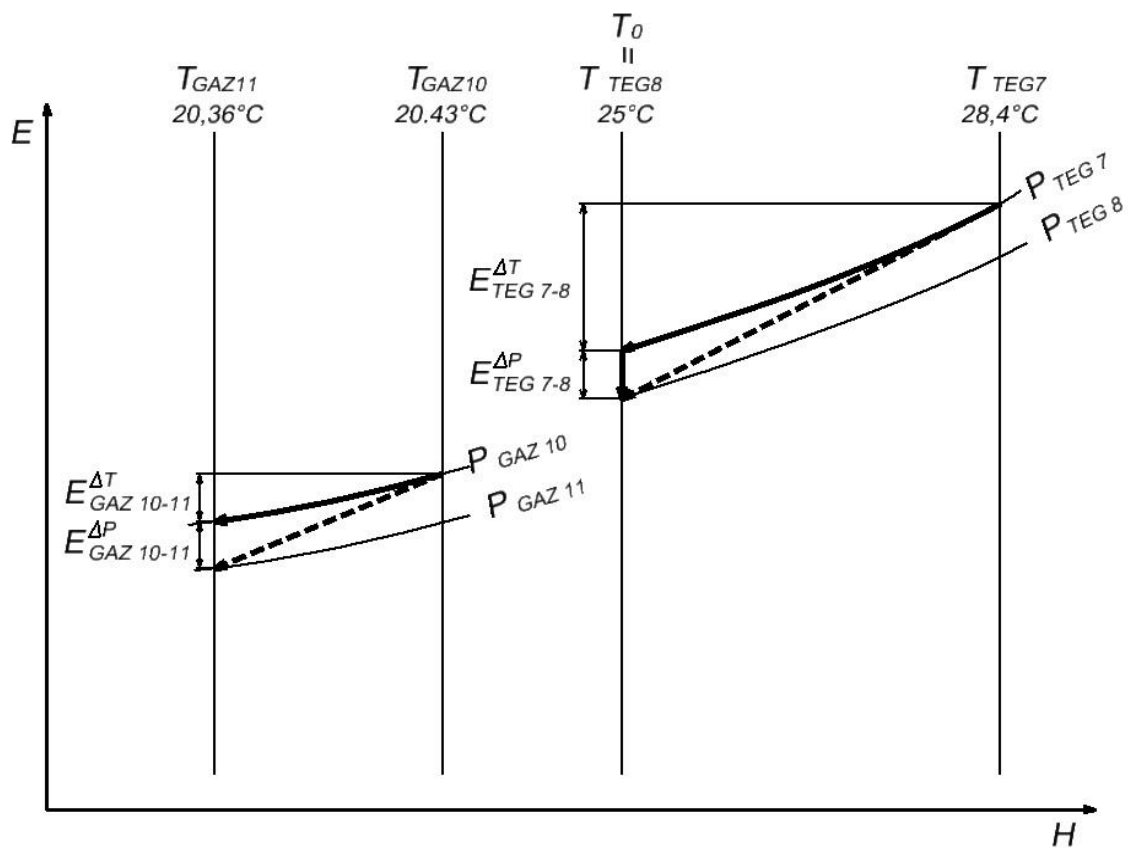
| Subregion                         | I      | II    | III'   | III''  | IV    | V      | VI      | VII   | VIII   | IX     | X     | Całej in-<br>stalacji |
|-----------------------------------|--------|-------|--------|--------|-------|--------|---------|-------|--------|--------|-------|-----------------------|
| I nieodwracalność [kW]            | 1.171  | 0.012 | 1.65   | 1.33   | 3.246 | 1.073  | 0.021   | 0.157 | 0.0000 | 1.9118 | 0.018 |                       |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | –      | –     | 0.21   | 0.85   | 0.573 | –      | –       | 0.610 | –      | –      | –     |                       |
| Subregion                         | XI     | XII   | XIII   | XIV    | XV    | XVI    | XVII    | XVIII |        |        |       |                       |
| I nieodwracalność [kW]            | 0.086  | 0.348 | 0.0212 | 0.1572 | 0.067 | 2.4353 | 5.1348  | 0.000 |        |        |       | 18.832                |
| $\Psi$ efektywność racjonalna [-] | 0.7523 | –     | –      | 0.610  | –     | –      | 15.7211 | –     |        |        |       | 0.971                 |

Tab. 52 Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TEG/gaz instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TEG

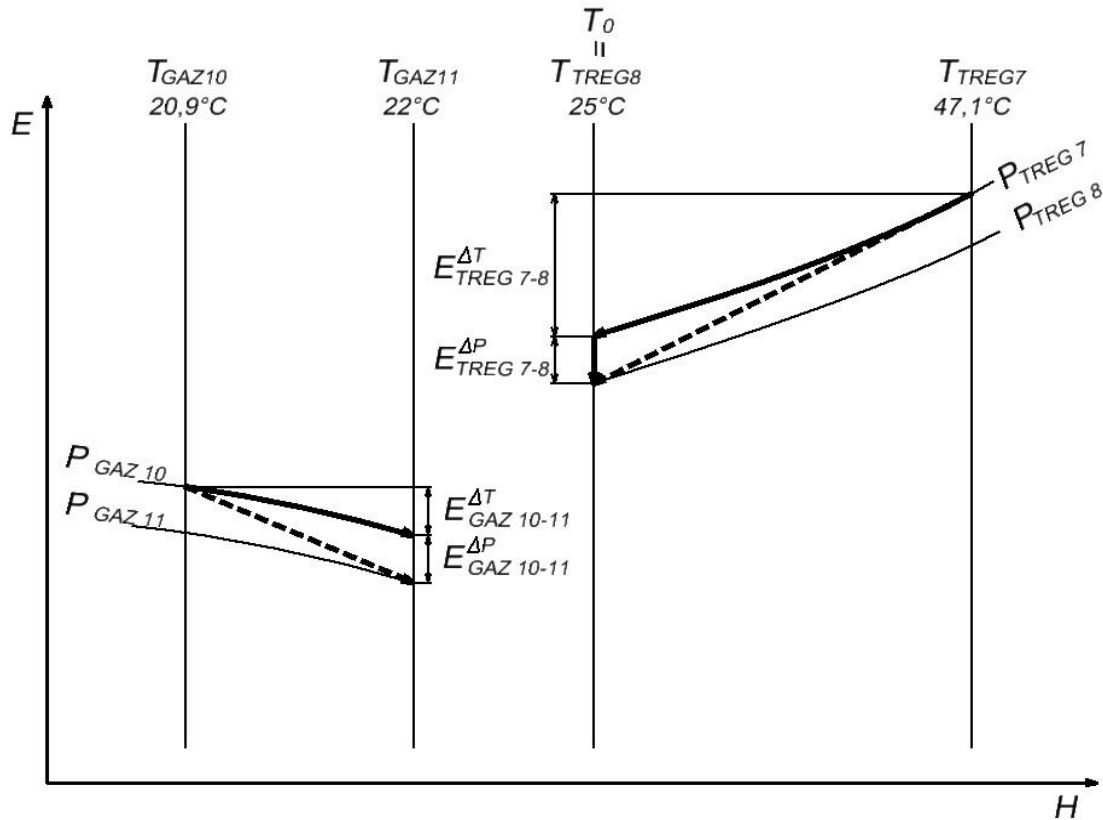
| Subregion  | XVII   |
|--|--------|
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | -0.278 |
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | -4.964 |
| $\Delta E_{TEG}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | -0.052 |
| $\Delta E_{TEG}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 0.000  |

Tab. 53. Wartości zmian komponentów termicznego i ciśnienia egzergii w wymienniku ciepła L-TREG/gaz instalacji osuszania gazu z wykorzystaniem strumienicy wytwarzającej podciśnienie w regeneratorze TREG

| Subregion   | XVII   |
|---|--------|
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW]  | -0.530 |
| $\Delta E_{GAZ}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW]  | -4.954 |
| $\Delta E_{TREG}^{\Delta T}$ komponent termiczny [kW] | -0.349 |
| $\Delta E_{TREG}^{\Delta P}$ komponent ciśnienia [kW] | 0.000  |



Rys. 54. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TEG/gaz (Subregion XVII) w układzie współrzędnych E–H



Rys. 55. Wykres pracy wymiennika ciepła L-TREG/gaz (Subregion XVII) w układzie współrzędnych E–H

Tab. 54. Porównanie wartości nieodwracalności i efektywności racjonalnej dla modeli poddanych analizie egzergetycznej

| Analizowany model   | I Nieodwracalność [kW] | $\Psi$ Efektywność racjonalna |
|---|------------------------|-------------------------------|
| Model podstawowy ze strumienicą (TEG)                     | 15.392                 | 0.979                         |
| Model porównawczy nr 1 ze strippingiem gazowym (TEG)      | 72.539                 | 0.2039                        |
| Model porównawczy nr 2 ze sprężarką gazu (TEG)            | 74.638                 | 0.650                         |
| Model porównawczy nr 3 z dwoma wymiennikami R-TEG/L-TEG   | 14.939                 | 0.980                         |
| Model podstawowy ze strumienicą (TREG)                    | 23.698                 | 0.964                         |
| Model porównawczy nr 1 ze strippingiem gazowym (TREG)     | 110.449                | 0.1377                        |
| Model porównawczy nr 2 ze sprężarką gazu (TREG)           | 78.166                 | 0.510                         |
| Model porównawczy nr 3 z dwoma wymiennikami R-TREG/L-TREG | 18.832                 | 0.971                         |

## 8. EMISJA ZANIECZYSZCZEŃ GAZOWYCH

Dla czterech analizowanych modeli, których opis został przedstawiony w rozdz. 5.3, zidentyfikowano procesy technologiczne będące źródłem emisji gazowych oraz emitory, a także określono czas działania emitorów. Obliczona została również wielkość emisji zanieczyszczeń gazowych [8, 15, 22, 81, 105].

Dla **modelu podstawowego** – Instalacja osuszania gazu i regeneracji glikolu wraz ze strumienicą wytwarzającą podciśnienie w regeneratorze – występują dwa źródła emisji zanieczyszczeń gazowych:

- komin układu grzewczego regeneratora glikolu o średnicy  $d = 0,2$  m oraz geometrycznej wysokości liczonej od poziomu terenu  $h = 8$  m – **EMITOR I**,
- przewód wydmuchowy strumienicy gazowej o średnicy  $d = 0,05$  m oraz geometrycznej wysokości liczonej od poziomu terenu  $h = 5$  m – **EMITOR II**.

Dla **modelu porównawczego nr 1** – Instalacja osuszania gazu i regeneracji glikolu wspomaganą strippingiem gazowym – również występują dwa analogiczne źródła emisji zanieczyszczeń gazowych:

- komin układu grzewczego regeneratora glikolu o średnicy  $d = 0,2$  m oraz geometrycznej wysokości liczonej od poziomu terenu  $h = 8$  m – **EMITOR I**,
- przewód oparowy warnika o średnicy  $d = 0,08$  m oraz geometrycznej wysokości liczonej od poziomu terenu  $h = 5$  m – **EMITOR II**.

Dla **modelu porównawczego nr 2** – Sprężanie i chłodzenie gazu poprzedzającego osuszenie oraz regenerację glikolu przy ciśnieniu bliskim atmosferycznemu – występują dwa analogiczne źródła emisji zanieczyszczeń gazowych:

- komin układu grzewczego regeneratora glikolu o średnicy  $d = 0,2$  m oraz geometrycznej wysokości liczonej od poziomu terenu  $h = 8$  m – **EMITOR I**,
- przewód oparowy warnika o średnicy  $d = 0,08$  m oraz geometrycznej wysokości liczonej od poziomu terenu  $h = 5$  m – **EMITOR II**.

Dla ostatniego **modelu porównawczego nr 3**, czyli modyfikacji modelu podstawowego wyposażonego w dwa pracujące szeregowo wymienniki ciepła R-TEG/R-TREG – L-TEG/L-TREG oraz pracującego przy ciśnieniu odgazowania R-TEG/R-TREG, obniżonym do 2 barg występują następujące źródła emisji zanieczyszczeń gazowych:

- komin układu grzewczego regeneratora glikolu o średnicy  $d = 0,2$  m oraz geometrycznej wysokości liczonej od poziomu terenu  $h = 8$  m – **EMITOR I**,
- przewód wydmuchowy strumienicy gazowej o średnicy  $d = 0,05$  m oraz geometrycznej wysokości liczonej od poziomu terenu  $h = 5$  m – **EMITOR II**.

W tabeli 55 zestawiono parametry emitorów dla wszystkich analizowanych modeli.

Tab. 55. Wykaz rodzaju źródeł zanieczyszczeń gazowych, rodzaju emisji i parametrów emitorów

| Analizowany model      | Typ instalacji                         | Rodzaj emisji   | Źródło emisji/moc   | Ilość zużytego gazu/ilość emitowanego gazu | Emitor nr  | Czas pracy (h) | Wysokość H (m) | Średnica emitora D (m) |
|------------------------|--|---|---|--|--|----------------|----------------|------------------------|
| Model podstawowy       | warnik regeneracji glikolu             | substancje ze spalania gazu<br>pył<br>CO <sub>2</sub><br>CO<br>NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub><br>SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> | palnik układu grzewczego regeneratora TEG<br>10,12 kW<br>moc w stanie ustalonym<br>30 kW<br>moc maksymalna  | 1,143 nm <sup>3</sup> /h                   | komin układu grzewczego regeneratora TEG/TREG<br><b>Emitor I</b> | 8040           | 8              | 0,2                    |
|                        |  |   | palnik układu grzewczego regeneratora TREG<br>26,31 kW<br>moc w stanie ustalonym<br>45 kW<br>moc maksymalna | 2,973 nm <sup>3</sup> /h                   |  |                |                |                        |
|                        | przewód wydmuchowy strumienicy gazowej | mieszanina węglowodorów alifatycznych z powietrzem  | strumienica gazowa/przewód oparowy regeneratora TEG   | 6,258 nm <sup>3</sup> /h                   | przewód wydmuchowy strumienicy gazowej <b>Emitor II</b>          | 8040           | 5              | 0,05                   |
|                        |  |   | strumienica gazowa/przewód oparowy regeneratora TREG  | 3,567 nm <sup>3</sup> /h                   |  |                |                |                        |
| Model porównawczy nr 1 | warnik regeneracji glikolu             | substancje ze spalania gazu<br>pył<br>CO <sub>2</sub><br>CO<br>NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub><br>SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> | palnik układu grzewczego regeneratora TEG<br>10,22 kW<br>moc w stanie ustalonym<br>30 kW<br>moc maksymalna  | 1,155 nm <sup>3</sup> /h                   | komin układu grzewczego regeneratora TEG/TREG<br><b>Emitor I</b> | 8040           | 8              | 0,2                    |
|                        |  |   | palnik układu grzewczego regeneratora TREG<br>27,17 kW<br>moc w stanie ustalonym<br>45 kW<br>moc maksymalna | 3,07 nm <sup>3</sup> /h                    |  |                |                |                        |
|                        | przewód oparowy warnika                | mieszanina węglowodorów alifatycznych   | przewód oparowy regeneratora TEG  | 6,593 nm <sup>3</sup> /h                   | przewód oparowy warnika <b>Emitor II</b>                         | 8040           | 5              | 0,08                   |
|                        |  |   | przewód oparowy regeneratora TREG   | 9,635 nm <sup>3</sup> /h                   |  |                |                |                        |

| Analizowany model      | Typ instalacji                         | Rodzaj emisji   | Źródło emisji/moc   | Ilość zużytego gazu/ilość emitowanego gazu | Emitor nr  | Czas pracy (h) | Wysokość H (m) | Średnica emitora D (m) |
|------------------------|--|---|---|--|--|----------------|----------------|------------------------|
| Model porównawczy nr 2 | warnik regeneracji glikolu             | substancje ze spalania gazu<br>pył<br>CO <sub>2</sub><br>CO<br>NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub><br>SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> | palnik układu grzewczego regeneratora TEG<br>10,0 kW<br>moc w stanie ustalonym 30 kW<br>moc maksymalna    | 1,13 nm <sup>3</sup> /h                    | komin układu grzewczego regeneratora TEG/TREG<br><b>Emitor I</b> | 8040           | 8              | 0,2                    |
|                        |  |   | palnik układu grzewczego regeneratora TREG<br>26,253 kW<br>moc w stanie ustalonym 45 kW<br>moc maksymalna | 2,966 nm <sup>3</sup> /h                   |  |                |                |                        |
|                        | przewód oparowy warnika                | mieszanina węglowodorów alifatycznych   | przewód oparowy regeneratora TEG  | 0,516 nm <sup>3</sup> /h                   | przewód oparowy warnika<br><b>Emitor II</b>                      | 8040           | 5              | 0,08                   |
|                        |  |   | przewód oparowy regeneratora TREG   | 0,27 nm <sup>3</sup> /h                    |  |                |                |                        |
| Model porównawczy nr 3 | warnik regeneracji glikolu             | substancje ze spalania gazu<br>pył<br>CO <sub>2</sub><br>CO<br>NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub><br>SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> | palnik układu grzewczego regeneratora TEG<br>7,22 kW<br>moc w stanie ustalonym 30 kW<br>moc maksymalna    | 0,816 nm <sup>3</sup> /h                   | komin układu grzewczego regeneratora TEG/TREG<br><b>Emitor I</b> | 8040           | 8              | 0,2                    |
|                        |  |   | palnik układu grzewczego regeneratora TREG<br>14,513 kW<br>moc w stanie ustalonym 45 kW<br>moc maksymalna | 1,64 nm <sup>3</sup> /h                    |  |                |                |                        |
|                        | przewód wydmuchowy strumienicy gazowej | mieszanina węglowodorów alifatycznych z powietrzem  | strumienica gazowa/przewód oparowy regeneratora TEG   | 6,093 nm <sup>3</sup> /h                   | przewód wydmuchowy strumienicy gazowej<br><b>Emitor II</b>       | 8040           | 5              | 0,05                   |
|                        |  |   | strumienica gazowa/przewód oparowy regeneratora TREG  | 3,564 nm <sup>3</sup> /h                   |  |                |                |                        |

Obliczenia emisji spalin ze spalania gazu w palniku regeneratora glikolu (Emitor I) wykonano metodą wskaźników emisji [105] dla wyliczonych wartości zużycia paliwa gazowego i wartości opałowej gazu 35,4 MJ/m<sup>3</sup>. Roczna emisja zanieczyszczeń została obliczona dla mocy palnika pracującego w stanie ustalonym procesu regeneracji glikolu, natomiast emisja godzinowa została wyliczona dla maksymalnej mocy palnika wykorzystywanej w trakcie rozruchu instalacji i rozgrzewania regeneratora glikolu.

Emisję zanieczyszczeń gazowych z przewodu oparowego regeneratora/wylotu strumienicy otrzymano jako wyniki symulacji procesowych.

W tabeli 56 zestawiono wyniki obliczeń emisji zanieczyszczeń dla wszystkich analizowanych przypadków.

Tab. 56. Wykaz rodzajów i ilości emisji zanieczyszczeń

| Analizowany model | Emitor | Rodzaj zanieczyszczeń                             | Emisja zanieczyszczeń |             |             |
|-------------------|--------|---|-----------------------|-------------|-------------|
|                   |        |   | kg/h                  | kg/rok      | ton/rok     |
| Podstawowy (TEG)  | I      | pył całkowity                                     | 0.00006               | 0.163       | 0.000163    |
|                   |        | pył PM10  | 0.00006               | 0.163       | 0.000163    |
|                   |        | pył PM2,5   | 0.00006               | 0.163       | 0.000163    |
|                   |        | dwutlenek węgla (CO <sub>2</sub> )                | 6.918                 | 18760.87    | 18.76087    |
|                   |        | tlenek węgla (CO)                                 | 0.0036                | 9.763       | 0.09763     |
|                   |        | tlenki azotu (NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub> )  | 0.0048                | 13.017      | 0.013017    |
|                   |        | tlenki siarki (SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> ) | 0.000048              | 0.130       | 0.000130    |
|                   |        | benzo(a)piren                                     | 9.6E-11               | 2.603E-07   | 2.603E-10   |
|                   | II     | metan   | 0.2252                | 1972.752    | 1.972752    |
|                   |        | etan  | 0.011                 | 96.36       | 0.09636     |
|                   |        | propan  | 0.0158                | 138.408     | 0.138408    |
|                   |        | izobutan  | 0.0204                | 178.704     | 0.178704    |
|                   |        | n-butan   | 0.0148                | 129.648     | 0.129648    |
|                   |        | n-pentan  | 0.0015                | 13.14       | 0.01314     |
|                   |        | izopentan   | 0.0467                | 409.092     | 0.409092    |
|                   |        | neopentan   | 0.0004                | 3.504       | 0.003504    |
|                   |        | heksan  | 0.0851                | 745.476     | 0.745476    |
|                   |        | heptan  | 0.1499                | 1313.124    | 1.313124    |
|                   |        | azot  | 0.0007                | 6.132       | 0.006132    |
| dwutlenek węgla   | 0.0096 | 84.096  | 0.084096              |             |             |
| Podstawowy (TREG) | I      | pył całkowity                                     | 0.00009               | 0.423       | 0.000423    |
|                   |        | pył PM10  | 0.00009               | 0.423       | 0.000423    |
|                   |        | pył PM2,5   | 0.00009               | 0.423       | 0.000423    |
|                   |        | dwutlenek węgla (CO <sub>2</sub> )                | 10.377                | 48783.08    | 48.78308    |
|                   |        | tlenek węgla (CO)                                 | 0.0054                | 25.386      | 0.025386    |
|                   |        | tlenki azotu (NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub> )  | 0.0072                | 33.848      | 0.033848    |
|                   |        | tlenki siarki (SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> ) | 0.000072              | 0.338       | 0.000338    |
|                   |        | benzo(a)piren                                     | 1.44E-10              | 6.76955E-07 | 6.76955E-10 |
|                   | II     | metan   | 0.1545                | 1353.42     | 1.35342     |
|                   |        | etan  | 0.0001                | 0.876       | 0.000876    |
|                   |        | propan  | -                     | -           | -           |
|                   |        | izobutan  | 0.0055                | 48.18       | 0.04818     |
|                   |        | n-butan   | 0.0019                | 16.644      | 0.016644    |
|                   |        | n-pentan  | 0.0003                | 2.628       | 0.002628    |
|                   |        | izopentan   | 0.0075                | 65.7        | 0.0657      |

| Analizowany model       | Emitor | Rodzaj zanieczyszczeń                             | Emisja zanieczyszczeń |            |            |
|-------------------------|--------|---|-----------------------|------------|------------|
|                         |        |   | kg/h                  | kg/rok     | ton/rok    |
|                         |        | neopentan   | 0.0001                | 0.876      | 0.000876   |
|                         |        | heksan  | 0.021                 | 183.96     | 0.18396    |
|                         |        | heptan  | 0.0157                | 137.532    | 0.137532   |
|                         |        | azot  | 0.0001                | 0.876      | 0.000876   |
|                         |        | dwutlenek węgla                                   | -                     | -          | -          |
| Porównawczy nr 1 (TEG)  | I      | pył całkowity                                     | 0.00006               | 0.164      | 0.000164   |
|                         |        | pył PM10  | 0.00006               | 0.164      | 0.000164   |
|                         |        | pył PM2,5   | 0.00006               | 0.164      | 0.000164   |
|                         |        | dwutlenek węgla (CO <sub>2</sub> )                | 6.918                 | 18948.13   | 18.94813   |
|                         |        | tlenek węgla (CO)                                 | 0.0036                | 9.860      | 0.009860   |
|                         |        | tlenki azotu (NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub> )  | 0.0048                | 13.147     | 0.013147   |
|                         |        | tlenki siarki (SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> ) | 0.000048              | 0.131      | 0.000131   |
|                         |        | bbenzo(a)piren                                    | 9.6E-11               | 2.6294E-07 | 2.6294E-10 |
|                         | II     | metan   | 4.1423                | 36286.55   | 36.28655   |
|                         |        | etan  | 0.0134                | 117.384    | 0.117384   |
|                         |        | propan  | 0.0216                | 189.216    | 0.189216   |
|                         |        | izobutan  | 0.0297                | 260.172    | 0.260172   |
|                         |        | n-butan   | 0.0205                | 179.58     | 0.17958    |
|                         |        | n-pentan  | 0.0022                | 19.272     | 0.019272   |
|                         |        | izopentan   | 0.069                 | 604.44     | 0.60444    |
|                         |        | neopentan   | 0.0005                | 4.38       | 0.00438    |
|                         |        | heksan  | 0.1045                | 915.42     | 0.91542    |
|                         |        | heptan  | 0.1558                | 1364.808   | 1.364808   |
|                         |        | azot  | 0.0002                | 1.752      | 0.001752   |
| dwutlenek węgla         | 0.0141 | 123.516   | 0.123516              |            |            |
| Porównawczy nr 1 (TREG) | I      | pył całkowity                                     | 0.00009               | 0.437      | 0.000437   |
|                         |        | pył PM10  | 0.00009               | 0.437      | 0.000437   |
|                         |        | pył PM2,5   | 0.00009               | 0.437      | 0.000437   |
|                         |        | dwutlenek węgla (CO <sub>2</sub> )                | 10.377                | 50373.83   | 50.37383   |
|                         |        | tlenek węgla (CO)                                 | 0.0054                | 26.214     | 0.026214   |
|                         |        | tlenki azotu (NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub> )  | 0.0072                | 34.951     | 0.034951   |
|                         |        | tlenki siarki (SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> ) | 0.000072              | 0.350      | 0.000350   |
|                         |        | benzo(a)piren                                     | 1.44E-10              | 6.9903E-07 | 6.9903E-10 |
|                         | II     | metan   | 6.0087                | 52636.21   | 52.63621   |
|                         |        | etan  | 0.0067                | 58.692     | 0.058692   |
|                         |        | propan  | 0.006                 | 52.56      | 0.05256    |
|                         |        | izobutan  | 0.0046                | 40.296     | 0.040296   |
|                         |        | n-butan   | 0.0047                | 41.172     | 0.041172   |
|                         |        | n-pentan  | 0.0003                | 2.628      | 0.002628   |
|                         |        | izopentan   | 0.0096                | 84.096     | 0.084096   |
|                         |        | neopentan   | 0.0001                | 0.876      | 0.000876   |
|                         |        | heksan  | 0.0158                | 138.408    | 0.138408   |
|                         |        | heptan  | 0.0255                | 223.38     | 0.22338    |
|                         |        | azot  | 0.0003                | 2.628      | 0.002628   |
| dwutlenek węgla         | 0.003  | 26.28   | 0.02628               |            |            |
| Porównawczy nr 2 (TEG)  | I      | pył całkowity                                     | 0.00006               | 0.161      | 0.000161   |
|                         |        | pył PM10  | 0.00006               | 0.161      | 0.000161   |
|                         |        | pył PM2,5   | 0.00006               | 0.161      | 0.000161   |
|                         |        | dwutlenek węgla (CO <sub>2</sub> )                | 6.918                 | 18540.24   | 18.54024   |
|                         |        | tlenek węgla (CO)                                 | 0.0036                | 9.648      | 0.009648   |
|                         |        | tlenki azotu (NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub> )  | 0.0048                | 12.864     | 0.012864   |
|                         |        | tlenki siarki (SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> ) | 0.000048              | 0.129      | 0.000129   |

| Analizowany model                                 | Emitor    | Rodzaj zanieczyszczeń                             | Emisja zanieczyszczeń |               |             |
|---|-----------|---|-----------------------|---------------|-------------|
|   |           |   | kg/h                  | kg/rok        | ton/rok     |
|   |           | benzo(a)piren                                     | 9.6E-11               | 2.5728E-07    | 2.5728E-10  |
|   | II        | metan   | 0.2243                | 1964.868      | 1.964868    |
|   |           | etan  | 0.0154                | 134.904       | 0.134904    |
|   |           | propan  | 0.023                 | 201.48        | 0.20148     |
|   |           | izobutan  | 0.03                  | 262.8         | 0.2628      |
|   |           | n-butan   | 0.0215                | 188.34        | 0.18834     |
|   |           | n-pentan  | 0.0022                | 19.272        | 0.019272    |
|   |           | izopentan   | 0.0675                | 591.3         | 0.5913      |
|   |           | neopentan   | 0.0006                | 5.256         | 0.005256    |
|   |           | heksan  | 0.1098                | 961.848       | 0.961848    |
|   |           | heptan  | 0.1859                | 1628.484      | 1.628484    |
|   |           | azot  | 0.0006                | 5.256         | 0.005256    |
|   |           | dwutlenek węgla                                   | 0.0134                | 117.384       | 0.117384    |
| Porównawczy nr 2 (TREG)                           | I         | pył całkowity                                     | 0.00009               | 0.422         | 0.000422    |
|   |           | pył PM10  | 0.00009               | 0.422         | 0.000422    |
|   |           | pył PM2,5   | 0.00009               | 0.422         | 0.000422    |
|   |           | dwutlenek węgla (CO <sub>2</sub> )                | 10.377                | 48673.69      | 48.67369    |
|   |           | tlenek węgla (CO)                                 | 0.0054                | 25.329        | 0.025329    |
|   |           | tlenki azotu (NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub> )  | 0.0072                | 33.772        | 0.033772    |
|   |           | tlenki siarki (SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> ) | 0.000072              | 0.338         | 0.000338    |
|   |           | benzo(a)piren                                     | 1.44E-10              | 6.75437E-07   | 6.75437E-10 |
|   | II        | metan   | 0.1545                | 1353.42       | 1.35342     |
|   |           | etan  | 0.0038                | 33.288        | 0.03.288    |
|   |           | propan  | 0.0048                | 42.048        | 0.042048    |
|   |           | izobutan  | 0.0066                | 57.816        | 0.057816    |
|   |           | n-butan   | 0.0034                | 29.784        | 0.029784    |
|   |           | n-pentan  | 0.0003                | 2.628         | 0.002628    |
|   |           | izopentan   | 0.0094                | 82.344        | 0.082344    |
|   |           | neopentan   | 0.0001                | 0.876         | 0.000876    |
|   |           | heksan  | 0.0166                | 145.416       | 0.145416    |
|   |           | heptan  | 0.0268                | 234.768       | 0.234768    |
|   |           | azot  | 0.0002                | 1.752         | 0.001752    |
|   |           | dwutlenek węgla                                   | 0.0043                | 37.668        | 0.037668    |
|   |           | Porównawczy nr 3 (TEG)                            | I                     | pył całkowity | 0.00006     |
| pył PM10  | 0.00006   |   |                       | 0.116         | 0.000116    |
| pył PM2,5   | 0.00006   |   |                       | 0.116         | 0.000116    |
| dwutlenek węgla (CO <sub>2</sub> )                | 6.918     |   |                       | 13387.91      | 13.38791    |
| tlenek węgla (CO)                                 | 0.0036    |   |                       | 6.967         | 0.006967    |
| tlenki azotu (NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub> )  | 0.0048    |   |                       | 9.289         | 0.009289    |
| tlenki siarki (SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> ) | 0.000048  |   |                       | 0.093         | 0.000093    |
| benzo(a)piren                                     | 9.6E-11   |   |                       | 1.85782E-07   | 1.85782E-10 |
| II  | metan     |   | 0.1693                | 1483.068      | 1.483068    |
|   | etan      |   | 0.0123                | 107.748       | 0.107748    |
|   | propan    |   | 0.0155                | 135.78        | 0.13578     |
|   | izobutan  |   | 0.0199                | 174.324       | 0.174324    |
|   | n-butan   |   | 0.0137                | 120.012       | 0.120012    |
|   | n-pentan  |   | 0.0013                | 11.388        | 0.011388    |
|   | izopentan |   | 0.0414                | 362.664       | 0.362664    |
|   | neopentan |   | 0.0004                | 3.504         | 0.003504    |
|   | heksan    |   | 0.0632                | 553.632       | 0.553632    |
|   | heptan    |   | 0.1108                | 970.608       | 0.970608    |
|   | azot      |   | 0.0004                | 3.504         | 0.003504    |

| Analizowany model       | Emitor | Rodzaj zanieczyszczeń                             | Emisja zanieczyszczeń |            |            |
|-------------------------|--------|---|-----------------------|------------|------------|
|                         |        |   | kg/h                  | kg/rok     | ton/rok    |
|                         |        | dwutlenek węgla                                   | 0.0095                | 83.22      | 0.08322    |
| Porównawczy nr 3 (TREG) | I      | pył całkowity                                     | 0.00006               | 0.233      | 0.000233   |
|                         |        | pył PM10  | 0.00006               | 0.233      | 0.000233   |
|                         |        | pył PM2,5   | 0.00006               | 0.233      | 0.000233   |
|                         |        | dwutlenek węgla (CO <sub>2</sub> )                | 6.918                 | 26907.45   | 26.90745   |
|                         |        | tlenek węgla (CO)                                 | 0.0036                | 14.002     | 0.014002   |
|                         |        | tlenki azotu (NO <sub>x</sub> /NO <sub>2</sub> )  | 0.0048                | 18.670     | 0.018670   |
|                         |        | tlenki siarki (SO <sub>x</sub> /SO <sub>2</sub> ) | 0.000048              | 0.187      | 0.000187   |
|                         |        | benzo(a)piren                                     | 9.6E-11               | 3.7339E-07 | 3.7339E-10 |
|                         | II     | metan   | 0.1545                | 1353.42    | 1.35342    |
|                         |        | etan  | 0.0001                | 0.876      | 0.000876   |
|                         |        | propan  | –                     | –          | –          |
|                         |        | izobutan  | 0.0055                | 48.18      | 0.04818    |
|                         |        | n-butan   | 0.0019                | 16.644     | 0.016644   |
|                         |        | n-pentan  | 0.0003                | 2.628      | 0.002628   |
|                         |        | izopentan   | 0.0075                | 65.7       | 0.0657     |
|                         |        | neopentan   | 0.0001                | 0.876      | 0.000876   |
|                         |        | heksan  | 0.021                 | 183.96     | 0.18396    |
|                         |        | heptan  | 0.0157                | 137.532    | 0.137532   |
|                         |        | azot  | 0.0001                | 0.876      | 0.000876   |
|                         |        | dwutlenek węgla                                   | –                     | –          | –          |

## 9. DYSKUSJA NA TEMAT WYNIKÓW

Zastosowanie pompy strumieniowej do wspomaganie regeneracji glikoli w instalacjach osuszania gazu jest zagadnieniem nowym, nieposiadającym dotychczas opisu literaturowego. Zastosowanie jako sorbentu glikolu tetraetylenowego (TREG) jest również oryginalnym zagadnieniem badawczym, dla którego w literaturze znaleziono tylko jedną publikację [51], powstałą równolegle z pracami prowadzonymi przez autora.

Wyniki przeprowadzonych przez autora badań wykazały skuteczność stosowania pompy strumieniowej oraz pozytywny efekt zastąpienia glikolu trietylenowego (TEG) glikolem tetraetylenowym (TREG). Przeprowadzone analizy pozwoliły również ocenić efektywność energetyczną oraz wpływ środowiskowy zaprojektowanych rozwiązań w porównaniu ze znanymi dotychczas metodami wspomaganie osuszania gazu.

Analizując wyniki badań symulacyjnych, zauważamy, że instalacja osuszania wykorzystująca TEG regenerowany przy ciśnieniu bliskim atmosferycznemu będzie dobrze spełniać swoje zadanie do momentu, aż ciśnienie wydobywanego gazu spadnie poniżej 30 barg. Wyniki symulacji wskazują również, że wytworzenie w regeneratorze podciśnienia o wartości  $-0,4$  barg umożliwia regenerację L-TEG do stężenia masowego ok. 99,18%. Taka koncentracja L-TEG jest wystarczającą do osuszania gazu o ciśnieniu 20 barg, przy strumieniu masowym TEG w obiegu wynoszącym 280 kg/h.

Zwiększenie strumienia TEG do wartości 450 kg/h (maksymalnej wydajności pompy dozującej) ma znikomy wpływ na uzyskiwane wartości temperatury punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu. Należy przy tym zaznaczyć, że bazowy strumień sorbentu 280 kg/h stanowi wartość optymalną dla danej instalacji, natomiast strumień 450 kg/h jest wartością maksymalną z uwagi na wydajność zainstalowanej pompy dozującej.

Bardzo dobre rezultaty daje zastosowanie do osuszania gazu TREG w miejsce TEG. Podczas destylacji prowadzonej przy ciśnieniu atmosferycznym możliwa jest regeneracja TREG do stężenia masowego ok. 99,2%. Takie stężenie sorbentu pozwala osuszać gaz o ciśnieniu 20 barg do temperatury punktu rosy, wymaganej normą PN-C-04752:2011, przy strumieniu masowym TREG w obiegu wynoszącym 280 kg/h.

Symulacja wykazała również, że w przypadku TREG znacznie większy wpływ na uzyskiwane temperatury punktu rosy fazy wodnej gazu ma zwiększenie w obiegu strumienia masowego sorbentu. W przypadku gazu o ciśnieniu roboczym 15 barg i regeneracji glikolu prowadzonej przy ciśnieniu atmosferycznym, zwiększenie strumienia TREG do 450 kg/h pozwala uzyskać temperaturę punktu rosy fazy wodnej niższą

o ok. 7°C. Dodatkowe obniżenie ciśnienia regeneracji TREG do -0,2 barg pozwala natomiast uzyskiwać temperaturę punktu rosy fazy wodnej wymaganą normą.

Przeprowadzone symulacje wykazały również, że bardzo istotne z punktu widzenia efektywności energetycznej strumienicy jest miejsce jej zabudowy w linii przepływowej oparów destylacyjnych. Zabudowa strumienicy na końcu rurociągu oparowego, po oddzieleniu skroplonej pary wodnej w separatorze, pozwala na znaczne ograniczenie zużycia medium napędowego, a co za tym idzie – istotne ograniczenie nakładu energii potrzebnej do wytworzenia próżni w regeneratorze.

Badania wszystkich zaprojektowanych strumienic przeprowadzone metodą obliczeniowej mechaniki płynów (CFD) wykazały prawidłowość wstępnych obliczeń analitycznych, przeprowadzonych metodyką przedstawioną przez Golińskiego i Troskołańskiego [33]. Wszystkie badane modele pozwoliły uzyskać podciśnienie w króćcu ssawnym o wartości -0,4 barg, przy strumieniu przepływu zasysanego gazu 0,8 kg/h. Jest to wartość wystarczająca do uzyskania stężeń zregenerowanego glikolu o wartościach odpowiadających wynikom symulacji procesowych.

Najwyższą wartość podciśnienia, wynoszącą -58,4 kPag, uzyskano za pomocą modelu strumienicy STR1. Do osiągnięcia tego rezultatu potrzebna jest jednak największa ilość gazu napędowego, ok. 2,5 raza większa niż w przypadku pozostałych modeli strumienic. Geometria modelu STR1 sprawia, że jest on również stosunkowo trudny do wykonania metodami tokarskimi, co spowoduje wyższe koszty produkcji.

Porównanie pracy strumienic STR2, STR3 i STR4 przy różnych wartościach parametru  $b$  (odległości między płaszczyzną przekroju wylotowego dyszy o–o a płaszczyzną wlotową komory mieszania 2–2), wynoszących odpowiednio 4 mm, 1 mm i 7 mm, wykazało, że wzrost wartości tego parametru pozwala uzyskać większą wartość podciśnienia w króćcu ssawnym, odpowiednio: -51,4 kPag, -49,4 kPag i -55,5 kPag. Wynik ten odbiega od założeń analitycznego modelu obliczeniowego [33] wskazującego, że optymalna efektywność strumienicy powinna zostać uzyskana dla wartości  $b = 2,4\text{--}3,6$  mm.

Badanie wpływu długości komory mieszania  $l_m$ , której wartość w modelach STR2, STR5 i STR6 przyjęto odpowiednio: 15 mm, 20 mm i 10 mm, wykazało, że wzrost wartości tego parametru pozwala uzyskać większą wartość podciśnienia w króćcu ssawnym, odpowiednio: -51,4 kPag, -54 kPag i -51 kPag. Wynik ten również odbiega od założeń analitycznego modelu obliczeniowego wskazującego, że optymalna efektywność strumienicy powinna zostać uzyskana dla wartości  $l_m = 12$  mm.

Badanie wpływu kształtu komory ssawnej na wartości uzyskiwanego podciśnienia, wynoszącego odpowiednio: -51,4 kPag i -51,9 kPag dla modeli STR2 i STR2\_2, wykazało, że ten parametr geometryczny ma pomijalny wpływ na uzyskiwane wyniki.

Celem trzech ostatnich serii symulacji numerycznych, przeprowadzonych na modelach STR7, STR8\_2 i STR9\_1, było sprawdzenie wpływu kształtu dysz i dyfuzorów na uzyskiwane wartości podciśnienia w króćcu ssawnym. Należy zwrócić uwagę, że część elementów została wykonana stopniowo wiertłami o coraz mniejszej średnicy. Pozwala to uprościć technologię produkcji, ale jednocześnie wiąże się z występowaniem ostrych krawędzi kluczowych elementów strumienicy. Uzyskane wartości podciśnienia:  $-46,1$  kPag,  $-43$  kPag i  $-44,7$  kPag wskazują na niewielki wpływ ostrych krawędzi przejścia kolejnych średnic wiertel oraz kątów wierzchołkowych odbiegających od optymalnych wg modelu analitycznego na wydajność strumienicy [33].

Należy mieć również na uwadze, że stosowanie coraz większych strumieni gazu napędowego, o coraz wyższym ciśnieniu nie zapewnia wzrostu wydajności strumienicy. Dla każdego z badanych modeli istnieje wartość optymalna ciśnienia gazu napędowego, po której przekroczeniu następuje spadek wydajności mimo stosowania coraz większego strumienia gazu napędowego, o coraz wyższym ciśnieniu (rysunek 44). Dla większości badanych modeli optymalną wartością ciśnienia gazu napędowego jest  $300$  kPag. Wyjątek stanowi model STR1, dla którego optimum występuje przy  $200$  kPag, i model STR9\_1, dla którego optimum występuje przy  $400$  kPag.

Przeprowadzona analiza egzergiczna wykazała, że osuszanie gazu i prowadzenie regeneracji glikoli z zastosowaniem strumienicy pozwala na istotne ograniczenie destrukcji egzergii w porównaniu do instalacji porównawczych z gazem strippingowym i zastosowaniem wstępnego sprężania gazu. Dla modelu podstawowego destrukcja egzergii wynosi odpowiednio  $15,39$  kW (osuszanie przy użyciu TEG) i  $23,69$  kW (osuszanie przy użyciu TREG), natomiast dla instalacji, w której stosuje się gaz strippingowy, jest to odpowiednio  $72,54$  kW i  $110,45$  kW. Instalacja osuszania wykorzystująca efekt wstępnego sprężania gazu i separacji kondensatu charakteryzuje się również znacznie wyższą destrukcją egzergii niż model podstawowy, odpowiednio  $74,63$  kW (osuszanie przy użyciu TEG) i  $78,17$  kW (osuszanie przy użyciu TREG).

Przeprowadzona analiza pozwala również zidentyfikować komponenty instalacji posiadające największy udział w destrukcji egzergii, którymi są wymienniki ciepła L-TEG/L-TREG – R-TEG/R-TREG, L-TEG/L-TREG – GAZ oraz regeneratory glikolu występujące we wszystkich badanych modelach. Sama strumienica wytwarzająca podciśnienie w regeneratorsie odpowiada za stosunkowo niewielką część destrukcji egzergii, wynoszącą  $4,77$  kW (osuszanie przy użyciu TEG) i  $2,56$  kW (osuszanie przy użyciu TREG).

Dla instalacji wykorzystującej gaz strippingowy do regeneracji glikolu komponentem o najwyższej wartości destrukcji egzergii jest separator gaz/ciecz na wylocie przewodu oparowego regeneratorsa do atmosfery. Wynosi ona odpowiednio  $62,33$  kW (osuszanie przy użyciu TEG) oraz  $88,55$  kW (osuszanie przy użyciu TREG) i związana

jest z utratą egzergii chemicznej gazu strippingowego, który na wylocie z separatora miesza się z powietrzem atmosferycznym.

Dla instalacji osuszania wykorzystującej efekt wstępnego sprężania gazu i separacji kondensatu komponentami odpowiadającymi za największą część destrukcji egzergii są sprężarka wraz z silnikiem elektrycznym i chłodnica gazu. Destrukcja wynosi odpowiednio 44 kW dla sprężarki, 7,06 kW dla silnika elektrycznego i 11,03 kW dla chłodnicy w przypadku sprężania gazu od 20 barg do 30,5 barg, koniecznego do osuszania gazu za pomocą TEG. Gdy do osuszania gazu wykorzystywany jest TREG, wystracające jest sprężanie gazu od 15 barg do 20,5 barg. Destrukcja egzergii wynosi wówczas odpowiednio 29,15 kW dla sprężarki, 5,07 kW dla silnika elektrycznego i 20,22 kW dla chłodnicy gazu.

W ostatniej z przeprowadzonych analiz dla modelu porównawczego nr 3 pokazano sposoby ograniczenia destrukcji egzergii poprzez modyfikacje procesu osuszania gazu i regeneracji glikolu z użyciem strumienicy, przedstawionego w modelu podstawowym.

Do instalacji wprowadzono dwie modyfikacje procesu technologicznego. Pierwszą jest zastosowanie dwóch szeregowo pracujących wymienników ciepła L-TEG/L-TREG – R-TEG/R-TREG. Pozwalają one na podgrzanie bogatego w wodę glikolu do wyższej temperatury niż w modelu bazowym, odpowiednio do 165°C dla TEG i 185°C dla TREG (w modelu bazowym 150°C dla TEG i TREG). Zmiana ta pozwala ograniczyć ilość ciepła doprowadzanego do glikolu w warku regeneracyjnym oraz umożliwia pracę wymienników ciepła przy mniejszej różnicy temperatur bogatego i ubogiego w wodę glikolu. W efekcie destrukcja egzergii w procesie wymiany ciepła L-TEG/L-TREG – R-TEG/R-TREG zostaje zmniejszona z 1,31 kW do 0,72 kW dla osuszania prowadzonego z użyciem TEG i z 5,45 kW do 2,98 kW dla osuszania prowadzonego z użyciem TREG. Ograniczona zostaje również destrukcja egzergii w regeneratorze glikolu z 2,3 kW do 1,54 kW dla TEG i z 6,14 kW do 3,25 kW dla TREG. Niewielkiemu zwiększeniu ulega natomiast destrukcja egzergii w wymienniku ciepła L-TEG – GAZ. Jest to wynikiem tego, że ilość ciepła dostarczanego od strumienia TEG do strumienia gazu nie jest wystarczająca do skompensowania obniżenia temperatury gazu na skutek redukcji ciśnienia spowodowanej oporami przepływu. W efekcie w wymienniku następuje obniżenie temperatury obu przepływających strumieni. Drugą z wprowadzonych modyfikacji jest obniżenie ciśnienia odgazowania bogatego w wodę glikolu z 3 barg do 2 barg. Pozwala to na odzyskanie nieco większej ilości gazu wykorzystywanego potem w kotłowni oraz ograniczenie straty egzergii strumienicy na skutek mieszania gazu węglowodorowego z powietrzem atmosferycznym. Wprowadzone modyfikacje skutkują obniżeniem sumarycznej destrukcji egzergii całego bloku osuszania gazu i regeneracji glikoli z 15,39 kW do 14,94 kW dla osuszania z użyciem TEG i z 23,69 kW do 18,83 kW dla osuszania z użyciem TREG.

Bilans egzergii przeprowadzony dla wymienników ciepła L-TEG/L-TREG – GAZ pozwolił również ustalić, że za większą część destrukcji egzergii odpowiada

komponent ciśnienia (tabele 40, 41, 46, 47, 52, 53). Wskazuje to na możliwość ograniczenia destrukcji egzergii poprzez optymalizację konstrukcji wymienników ciepła, a dzięki temu ograniczenie strat ciśnienia gazu.

Przeprowadzona analiza emisji zanieczyszczeń gazowych pozwoliła stwierdzić, że dla modelu porównawczego nr 3 nastąpiło zauważalne obniżenie emisji zanieczyszczeń gazowych z procesu spalania gazu w układzie grzewczym regeneratora glikoli (EMITOR I). Jest to wynikiem wcześniejszego podgrzania glikolu bogatego w wodę do wyższej temperatury w wymiennikach ciepła L-TEG/L-TREG – R-TEG/R-TREG, co obniżyło zapotrzebowanie na ciepło dostarczane w regeneratorze. Emisje zanieczyszczeń gazowych z układu grzewczego regeneratora są zbliżone dla modelu podstawowego i modeli porównawczych nr 1 i 2.

Zastosowanie TREG zamiast TEG jako sorbentu w kolumnie osuszania powoduje ok. 2,5-krotne zwiększenie emisji spalin. Jest to spowodowane koniecznością podgrzania TREG do temperatury o ok. 30°C wyższej niż w przypadku TEG.

Emisja węglowodorowych zanieczyszczeń gazowych (EMITOR II) jest porównywalna dla modelu podstawowego oraz modelu porównawczego nr 2, czyli instalacji osuszania z wykorzystaniem wstępnego sprężania gazu i separacji kondensatu.

Największa emisja węglowodorów występuje w instalacji pracującej z użyciem gazu strippingowego. Jest to wynikiem tego, że cały gaz strippingowy wprowadzany do regeneratora jest odprowadzany do atmosfery przewodem oparowym kolumny destylacyjnej.

Najniższa emisja węglowodorów występuje dla modelu porównawczego nr 3, w którym ciśnienie odgazowania bogatego w wodę glikolu obniżono z 3 barg do 2 barg. Umożliwia to zwiększenie stopnia odgazowania glikolu i wykorzystanie odzyskanych w ten sposób węglowodorów jako paliwa w kotłowni technologicznej.

## 10. WNIOSKI

Teza rozprawy została sformułowana następująco: „Zastosowanie strumienicy gazowej pozwoli podnieść sprawność regeneracji TEG i TREG oraz uzyskać niższe wartości temperatury punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu.” Innymi słowy, hipoteza zakłada, że wprowadzenie do układu osuszania gazu ziemnego pompy strumienicowej (strumienicy) – w celu obniżenia ciśnienia w kolumnie regeneracji glikolu – usprawni proces regeneracji trietylenoglikolu (TEG) i tetraetylenoglikolu (TREG) oraz pozwoli uzyskać suchy gaz o niższej temperaturze punktu rosy (czyli o niższej zawartości pary wodnej). Przeprowadzone badania symulacyjne procesu, modelowanie CFD strumienicy oraz analiza egzergetyczna w pełni potwierdzają słuszność tej tezy.

Wyniki modelowania procesu (rozdz. 6.1) wykazały jednoznacznie, że zastosowanie strumienicy do wytworzenia podciśnienia w warku kolumny regeneracyjnej podnosi efektywność regeneracji glikolu. Uzyskuje się dzięki temu “znacznie niższe wartości temperatury punktu rosy fazy wodnej” osuszanego gazu niż w przypadku klasycznej regeneracji przy ciśnieniu atmosferycznym. Symulacje wykazały, że zamiana powszechnie stosowanego TEG na TREG dodatkowo poprawia skuteczność osuszania – pozwala osiągnąć jeszcze niższe temperatury punktu rosy gazu, ponieważ TREG ma wyższą temperaturę wrzenia i wyższą temperaturę termicznego rozkładu, co umożliwia regenerowanie go do wyższych stężeń przy ciśnieniu atmosferycznym. W praktyce maksymalne stężenie zregenerowanego TEG wynosi ok. 98,4% mas., zaś zregenerowanego TREG przekracza 99% mas. dla destylacji atmosferycznej.

Zastosowanie podciśnienia w regeneratorze (np. poniżej 1 atm) pozwala przekroczyć te granice – uzyskać glikol o jeszcze wyższym stężeniu, co bezpośrednio przekłada się na głębsze osuszenie gazu (niższa temperatura punktu rosy).

Analizy pokazały również, że metoda spełnia swoją rolę w różnych warunkach pracy instalacji. Przykładowo, wykorzystanie strumienicy i TREG umożliwia efektywne osuszanie nawet gazu o obniżonym ciśnieniu, co ma duże znaczenie w końcowych fazach eksploatacji złóż gazu (kiedy ciśnienie złożowe spada). Z kolei zwiększenie natężenia cyrkulacji glikolu powyżej pewnej wartości optymalnej nie daje istotnej poprawy efektów osuszania dla TEG, natomiast dla TREG pozwala jeszcze obniżyć punkt rosy gazu. Wyniki modelowania CFD potwierdziły, że zapotrzebowanie na gaz napędowy strumienicy (sprężone powietrze) potrzebne do utrzymania podciśnienia mieści się na akceptowalnym poziomie. Co ważne, analiza egzergetyczna ujawniła, że proces osuszania z podciśnieniową regeneracją glikolu cechuje się znacznie mniejszą destrukcją egzergii (stratami dostępnej energii) niż alternatywne metody regeneracji z iniekcją gazu strippingowego czy sprężanie wstępne surowego gazu przed osuszeniem. Mniejsza destrukcja egzergii oznacza wyższą sprawność termodynamiczną procesu, co jest zgodne z założeniem o „podniesieniu sprawności regeneracji” dzięki strumienicy.

Podsumowując, rozprawa dostarcza kompleksowych dowodów na poparcie przyjętej tezy. Zastosowanie strumienicy gazowej w układzie regeneracji glikolu pozwoliło na uzyskanie glikolu o wyższym stężeniu (zarówno TEG, jak i TREG) i tym samym osiągnięcie niższych temperatur punktu rosy fazy wodnej osuszonego gazu, w porównaniu z układem konwencjonalnym. Osiągnięto to przy relatywnie niewielkim dodatkowym nakładzie energii, a korzyści rosną zwłaszcza przy użyciu glikolu TREG zamiast TEG. Wyniki badań symulacyjnych, obliczeń CFD oraz analiz egzergetycznych zgodnie potwierdzają, że zaproponowana metoda istotnie zwiększa efektywność procesu osuszania gazu – dokładnie tak, jak zakładano w tezie pracy.

Na podstawie wyników badań przedstawionych w rozprawie sformułowano następujące kluczowe wnioski końcowe:

1. Symulacje procesowe (rozdz. 6.1) wykazały, że zastosowanie strumienicy w układzie podciśnieniowej regeneracji glikolu istotnie zwiększa skuteczność regeneracji, co umożliwia osuszanie gazu do znacznie niższych wartości temperatury punktu rosy fazy wodnej niż w tradycyjnych układach atmosferycznych.
2. Zastąpienie glikolu trietylenowego (TEG) glikolem tetraetylenowym (TREG) znacząco poprawia wydajność procesu osuszania – pozwala uzyskać dużo niższy punkt rosy fazy wodnej gazu niż przy użyciu TEG. Wynika to z możliwości regeneracji TREG do wyższych stężeń niż TEG w tych samych warunkach.
3. Zwiększanie strumienia cyrkulacji TEG powyżej wartości optymalnej nie wpływa już istotnie na poprawę osuszania gazu, natomiast zwiększenie strumienia obiegu TREG powyżej optimum skutkuje dalszym obniżeniem temperatury punktu rosy fazy wodnej osuszanego gazu. Oznacza to, że TREG pozwala skuteczniej wykorzystać większe strumienie sorbentu do głębszego osuszania.
4. Połączenie podciśnieniowej regeneracji glikolu oraz użycia TREG (zamiast TEG) umożliwia efektywne osuszanie gazu o niższym ciśnieniu wejściowym. Ma to istotne znaczenie praktyczne – szczególnie w końcowej fazie eksploatacji złóż, gdy ciśnienie wydobywanego gazu spada i standardowe osuszanie glikolowe przestaje być skuteczne.
5. Wyniki badań CFD zaprojektowanych strumienic (rozdz. 6.2) potwierdziły, że wymagane zużycie gazu napędowego (powietrza) do wytworzenia podciśnienia w regeneratorze jest akceptowalnie niskie i uzasadnione technicznie. Jednocześnie stwierdzono, że destrukcja egzergii (nieodwracalne straty energii) w procesie osuszania z podciśnieniową regeneracją glikolu jest znacznie mniejsza niż w przypadku zastosowania gazu strippingowego czy wstępnego sprężania gazu przed osuszaniem. Należy jednak pamiętać, że w pewnych sytuacjach sprężanie gazu i tak może być wymagane ze względu na wymagania odbiorcy końcowego (np. minimalne ciśnienie gazu sieciowego).
6. Sprawność (wydajność) strumienicy – rozumiana jako zdolność uzyskania możliwie najgłębszego podciśnienia w króćcu ssawnym przy danych parametrach gazu napędowego – zależy głównie od dwóch parametrów geometrycznych konstrukcji strumienicy. Pierwszym z nich jest odległość między wylotem dyszy (przekrój o–o) a początkiem komory mieszania (przekrój 2–2), a drugim –

długość samej komory mieszania. Optymalne dobranie tych wymiarów ma kluczowe znaczenie dla maksymalizacji efektu ssania.

7. Dla każdej konstrukcji strumienicy istnieje pewne optymalne ciśnienie oraz natężenie przepływu gazu napędowego, przy których uzyskuje się najniższą możliwą wartość podciśnienia (najlepszą wydajność). Dalsze zwiększanie ciśnienia lub strumienia powyżej optimum powoduje spadek efektywności strumienicy oraz marnowanie energii gazu napędowego (nadmiar energii nie przekłada się na dalszą poprawę efektu ssania). Dlatego strumienicę należy zawsze projektować i dobierać indywidualnie do danej instalacji osuszania, uwzględniając jej specyficzne parametry pracy.
8. Zaproponowana metoda podciśnieniowej regeneracji glikoli z użyciem strumienicy stanowi korzystną ekonomicznie i technicznie alternatywę dla wcześniej stosowanych sposobów intensyfikacji osuszania gazu. W szczególności może zastąpić takie rozwiązania jak otwarte lub zamknięte pętle gazu strippingowego, metodę COLDFINGER, czy sprężanie i chłodzenie wstępne gazu przed kolumną glikolową. Do zalet omawianej metody należy niski koszt inwestycyjny, prostota i szybkość wdrożenia do istniejących instalacji oraz stosunkowo niewielkie dodatkowe nakłady energetyczne, potrzebne jedynie do sprężania nie-dużego strumienia gazu napędowego
9. Przeprowadzona analiza energetyczna procesu osuszania i regeneracji glikolu pozwoliła wskazać elementy instalacji i etapy procesu odpowiedzialne za największą destrukcję energii (największe nieodwracalne straty energii). Takie podejście dostarcza cennych wskazówek do optymalizacji procesu – umożliwia wprowadzenie zmian technicznych w celu ograniczenia tych strat, a tym samym zmniejszenia energochłonności i kosztów eksploatacyjnych instalacji osuszania.
10. Analiza energetyczna wykonana dla wariantu porównawczego nr 3 (instalacja z dodatkowym dwustopniowym wymiennikiem ciepła L-TEG/TREG – R-TEG/TREG oraz obniżonym do 2 barg ciśnieniem odgazowania glikolu) pokazała, że nawet stosunkowo niewielkie zmiany w schemacie technologicznym mogą odczuwalnie zmniejszyć straty energii i zapotrzebowanie energetyczne procesu. Tym samym ukazano potencjał dalszej optymalizacji i ulepszania istniejących instalacji poprzez proste modyfikacje układu.

## LITERATURA

1. Ahmed K., Meraj S. (2016) "Coal Seam Methane Abatement and Utilization Techniques with Availability and Feasibility Criteria". *Advances in Science, Technology and Engineering Systems Journal*, Vol. 1, No. 1, 1–10 (2016).
2. Akhtiamov A., Konovalova K., Kurochkin A. (2015) "Energy-efficient Natural and Associated Petroleum Gas Dehydration Technology with Composite Adsorbents". Paper presented at the SPE Russian Petroleum Technology Conference, Moscow, Russia, October 2015.
3. Alanazi A., Bawazeer S., Ali M., Keshavarz A., Hoteit H. (2022) "Thermodynamic Modeling of Hydrogen–water Systems with Gas Impurity at Various Conditions Using Cubic and PC-SAFT Equations of State". *Energy Conversion and Management: X*, Vol. 15, August 2022, 100257.
4. Alqaheem Y., Alomair A., Vinoba M., Pérez A. (2017) "Polymeric Gas-Separation Membranes for Petroleum Refining". *International Journal of Polymer Science*, 2017, 4250927, 19 pages, 2017.
5. Al-Khamis M.J. (2007) "A Success Story: Extending Molecular Sieve Service Life by Double". Paper presented at the International Petroleum Technology Conference, Dubai, U.A.E., December 2007.
6. Haseeb A., Sajjad S. (2021) "Modified Regeneration Scheme for Energy Efficient Gas Dehydration". Paper presented at the Abu Dhabi International Petroleum Exhibition & Conference, Abu Dhabi, UAE, November 2021.
7. Al-Khamis, Jassim M. (2007) "A Success Story: Extending Molecular Sieve Service Life by Double". Paper presented at the International Petroleum Technology Conference, Dubai, U.A.E., December 2007.
8. Antosz A., Syrek H. (2012) „Emisje gazów cieplarnianych w procesach wydobywania i transportu ropy naftowej”. *Nafta-Gaz*, Nr 4/2012, s. 233–240.
9. Bagirov L.A., Imaev S.Z. (2015) "Experience of 3S-technology Application for Natural Gas Processing at Gas Facilities in Russia and China". Paper number: SPE-176649-MS. In *Proceedings of the SPE Russian Petroleum Technology Conference*, Moscow, Russia, 26–28 October 2015.
10. Baker R.W. (2012) "Membrane Technology and Applications". Third Edition, A John Wiley & Sons, Ltd., Publication.
11. Bender P., Moll A. (2003) "Modifications to Structured Packings to Increase Their Capacity". *Chemical Engineering Research & Design* 81 (2003): 58–67.
12. Bernat M. (2022) "Fuel Gas Conditioning Processes and Equipment for Cogeneration Units". *Geotechnology and Energy AGH 2022: Digitization and Decarbonization of the Fuel and Energy Sector: October 19–21, 2022, Krakow, Poland*.
13. Bernat M., Nagy S., Smulski R. (2023). "Use of a New Gas Ejector for a TEG/TREG Natural Gas Dehydration System". *Energies*, 16(13), 5011.
14. Bielka P., Kuczyński S., Nagy S. (2023) "CO<sub>2</sub> Compression and Dehydration for Transport and Geological Storage". *Energies*, 2023; 16(4):1804.

15. Bielka P., Kuczyński S., Włodek T., Nagy S. (2024) "Risks and Safety of CO<sub>2</sub> Pipeline Transport: A Case Study of the Analysis and Modeling of the Risk of Accidental Release of CO<sub>2</sub> into the Atmosphere". *Energies*, 2024; 17(16):3943.
16. Biernat K., Samson-Bręk I. (2011) „Przegląd technologii oczyszczania biogazu do jakości gazu ziemnego”. *Chemik*, Nr 5/2011, s. 435–444.
17. Bojanowicz-Babłok A., Potapowicz I. (2024) „Produkcja biogazu z komunalnych osadów ściekowych”, Warszawa 2024.
18. Brouwer J.M., Epsom H.D. (2003) "Twister Supersonic Gas Conditioning for Unmanned Platforms and Subsea Gas Processing". Paper presented at the SPE Offshore Europe Oil and Gas Exhibition and Conference, Aberdeen, United Kingdom, September 2003.
19. Campbell, J.M. (2001) "Gas Conditioning and Processing". Vol. 2: "The Equipment Modules". Campbell Petroleum Series.
20. Carroll J.J. (2002) "Phase Equilibrium Relevant to Acid Gas Injection". *Journal of Canadian Petroleum Technology*, Vol. 41, issue 06, June 2002.
21. Cheng, Qinglin et al. (2018) "Studies on Energy Consumption of Crude Oil Pipeline Transportation Process Based on the Unavoidable Exergy Loss Rate". *Case Studies in Thermal Engineering*.
22. Chengyun Li, Lili Wang, Chao Chen, Xuxue Zhang, Wenying Zhao, Shuguang Xiang (2023) "Exergy, economic, and climate performance evaluation of an efficient clean cogeneration system driven by low-temperature waste-heat". *Journal of Cleaner Production*, Vol. 403, 136773.
23. Chmielowski K.J. (2023) „Biogaz i biometan jako zielone paliwa przyszłości – realne wsparcie udziału energii ze źródeł odnawialnych”. *Wiadomości Naftowe i Gazownicze*, R. 26, Nr 4 (290).
24. Choudhury T.A., Mahley G., Sanghani P., Kumar H. "Advancements in CO<sub>2</sub> Membrane Separation Technologies: Reducing Emissions and Enabling CCS". Paper presented at the ADIPEC, Abu Dhabi, UAE, October 2022.
25. Chouireb N., Crespo E.A., Pereira L.M.C., Tafat-Igoudjilene O., Vega L.F., Coutinho, J.A.P., Carvalho P.J. (2018) "Measurement and Modeling of Isobaric Vapor-Liquid Equilibrium of Water + Glycols". *Journal of Chemical & Engineering*.
26. Collie J., Hlavinka M., Ashworth A. (1998) "An Analysis of BTEX Emissions from Amine Sweetening and Glycol Dehydration Facilities". *Laurance Reid Gas Conditioning Conference Proceedings*. University of Oklahoma. Norman, OK, USA, 1998.
27. Dreher T. et al. (2014) SPE-171415-MS Increasing Sales Gas Output from Glycol Dehydration Plants.
28. Du Z., Liu C., Zhai J., Guo X., Xiong Y., Su W., He G. (2021) "A Review of Hydrogen Purification Technologies for Fuel Cell Vehicles". *Catalysts* 2021, 11, 393.
29. Farag H.A., Ezzat M.M., Amer H., Nashed A.W. (2011) "Natural Gas Dehydration by Desiccant Materials". *Alexandria Engineering Journal* (2011) 50, 431–439.
30. Fontaine T., Rigail C., Streicher C., Aarskog A. (2003) "DRIZO® Revamping of Offshore TEG Unit Improves NGL Recovery: The Ekofisk Challenge". Paper presented at the 20<sup>th</sup> GPA Europe Conference Heidelberg, Germany, 24–26 September 2003.

31. "Gas Dehydration with PELADOW DG Calcium Chloride". The Dow Chemical Company, May 1998.
32. Gironi F., Maschietti M., Piemonte V., Diba D., Gallegati S., Schiavo S. (2007) "Triethylen Glycol Regeneration in Natural Gas Dehydration Plants: A Study on the Coldfinger Process". In Proceedings of the Offshore Mediterranean Conference and Exhibition, Ravenna, Italy, 28–30 March 2007.
33. Goliński J.A., Trokoleński, A.T. (1969) „Strumienice. Teoria i konstrukcja”. Wydawnictwo Naukowo Techniczne, Warszawa 1969.
34. GPSA Engineering Data Book, SI Version, 14<sup>th</sup> ed.; GPA Midstream Association: Tulsa, OK, USA, 2017.
35. Haghghi M., Abdi A.M., Hawboldt K. (2013) "Natural Gas Dehydration Using Supersonic Separators with a Novel Design". Paper presented at the Offshore Technology Conference, Houston, TX, USA, May 2013.
36. Haseeb A., Sajjad S. (2021) "Modified Regeneration Scheme for Energy Efficient Gas Dehydration". Paper presented at the Abu Dhabi International Petroleum Exhibition & Conference, Abu Dhabi, UAE, November 2021.
37. He Z., Kean W. (2018) "The Reverse-Selectivity of Nanoporous Membrane for the Separation of Gas Mixtures". Paper presented at the Abu Dhabi International Petroleum Exhibition & Conference, Abu Dhabi, UAE, November 2018.
38. <https://www.cmm-energy.eu/pl/>.
39. <https://www.siirtecnigi.com/>.
40. Imaev S.Z., Bagirov L.A., Borisov V.E., Voytenkov E.V. (2014) "New Low Temperature Process of CO<sub>2</sub> Recovery from Natural Gases". Paper presented at the SPE Asia Pacific Oil & Gas Conference and Exhibition, Adelaide, Australia, October 2014.
41. Jalil G., Ramirez D., Khoramfar S., Jerman R.E., Crane M., Oladosu O. (2019) "An Experimental Study of a Hollow-Fiber Membrane-Contacting System for Carbon Dioxide/Methane Separation". SPE Prod & Oper 34 (2019): 400–408.
42. Jain S., Boucheres T., Gomes L., Ghousoub A. (2016) "Use of CFD Modeling to Optimize Capital and Operational Costs of Molecular Sieve Units". Joint GPA Europe and GPA GCC, September 2016 Annual Conference, Athens.
43. Janocha A. (2010) „Osuszanie gazu ziemnego w warunkach niskiego ciśnienia w złożu”. Nafta-Gaz, Nr 5/2010, s. 379–382.
44. Janocha A. (2016) „Badania obniżania zawartości CO<sub>2</sub> w gazie ziemnym przy użyciu membrany poliimidowej”. Nafta-Gaz, Nr 3/2016, s. 186–191.
45. Janocha A. (2017) „Określenie możliwości odwadniania gazu ziemnego na membranach polimerowych”. Nafta-Gaz, Nr 7/2017, s. 502–509.
46. Janocha A. (2019) „Badania separacji siarkowodoru z gazu zasiarczonego przy różnych konfiguracjach modułów membranowych”. Nafta-Gaz, Nr 4/2019, s. 222–229.
47. Janocha A. (2020) „Opracowanie koncepcji uzyskiwania strumieni gazu o podwyższonej zawartości helu na membranach”. Nafta-Gaz, Nr 10/2020, s. 719–727.

48. Janocha A. (2022) „Rodzaje zanieczyszczeń i sposoby oczyszczania wodoru magazynowanego w kawernach solnych w aspekcie zastosowania go w urządzeniach wytwarzających energię”. *Nafta-Gaz*, Nr 4/2022, s. 288–298.
49. Janocha A., Bęben D. (2009) „Efektywność rozwiązań technicznych w procesie oczyszczania gazu ziemnego”. *Nafta-Gaz*, Nr 12/2009, s. 968–970.
50. Janocha A., Wojtowicz K. (2018) „Studies Reducing the H<sub>2</sub>S from Natural Gas of Using Polyimide membrane”. *Nafta-Gaz*, Nr 7/2018, s. 511–517.
51. Kaibollahi M.M., Keshavarz P. (2023) “Study of Water Vapor Absorption from Gas Using Tetra-Ethylene Glycol (TREG)”. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 21 125 (2023): 57–68.
52. Kamiński A. (2024) „Analiza porównawcza różnych technologii oczyszczania biogazu”. *Gaz, Woda i Technika Sanitarna*, R. 2024, T. 5, s. 23–32.
53. Klaus O., Wind J., Brinkmann T. (2002) “Membrane Technology for Natural Gas Processing”. Paper presented at the SPE Gas Technology Symposium, Calgary, Alberta, Canada, April 2002.
54. Kohl A.L., Riesenfeld F.C. (1965) „Oczyszczenie gazu”. Wydawnictwo Naukowo-Techniczne, Warszawa 1965.
55. Król A., Gajec M., Holewa-Rataj J., Kukulska-Zajac E., Rataj M. (2024) “Hydrogen Purification Technologies in the Context of Its Utilization”. *Energies* 2024, 17, 3794.
56. Kvamsdal D. (2018) “Gas Dehydration – “Three-in One” Design Approach to TEG Contactor Tower”. Schlumberger-Private GPA Europe AGM and Technical Conference, London, UK, November 2018.
57. Kotas T.J. (1995) “The Exergy Method of Thermal Plant Analysis”. Reprint Edition, Krieger Publishing Company, Malabar.
58. Kryś M., Pawłucki M. (2020) „CFD dla inżynierów. Praktyczne ćwiczenia na przykładzie systemu Ansys Fluent”. Helion, Gliwice 2020.
59. Kunesh J.G. (1987) “Practical Tips on Tower Packing”. *Chem. Eng.* 1987, 94, 101.
60. Kunesh J.G., Lahm L., Yangi T. (1987) “Commercial Scale Experiments That Provide Insight on Packed Tower Distributors”. *Repr. I&EC Res.* 1987, 26, 1845.
61. Kwaśny J., Banach M., Kowalski Z. (2012) “Przegląd technologii produkcji biogazu różnego pochodzenia”. *Czasopismo Techniczne. Chemia*, R. 109, z. 2–Ch.
62. Lee H. (2021) “Finite Element Simulations with ANSYS Workbench 2021. Theory, Applications, Case Studies”. SDC Publications.
63. Ng H.J., Carroll J.J., Maddocks J. (1999) “Impact of Thermophysical Properties Research on Acid Gas Injection Process Design”. *Proceedings. Annual Convention. Gas Processors Association* 1999.
64. McKay W., Maddocks J.R. (2012) “Acid Gas Dehydration – Is There a Better Way?”. Paper presented at the Offshore Technology Conference, Houston, TX, USA, April 2012.
65. Maddox R.N. (1998) “Gas Conditioning and Processing”. Vol. 4: “Gas Treating and Liquid Sweetening”. *Campbell Petroleum Series*.
66. Madsen E., Neerup R., Gladis A., Jørsboe J.K., von Solms N., Fosbøl P.L. (2023) “Pressure Drop of Structured Packing in Pilot Column and Comparison to Common Correlations”. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 64, 281–291.

67. Manning F.S., Thompson R.E. (1991) "Oilfield Processing of Petroleum. Vol. 1: "Natural gas" PennWell Books.
68. Matsson J.E. (2021) "An Introduction to ANSYS Fluent 2021". SDC Publications.
69. Melhem G.A., Gianetto A., Levin M.E., Fisher H.G., Chippett S., Singh S.K., Chipman P.I. (2001) "Kinetics of the Reactions of Ethylene Oxide with Water and Ethylene Glycols". *Proc. Safety Prog.*, 20: 231–246.
70. Mert S.O., Ersoz E. (2013), "Exergy Analysis of an Ethylene Glycol Recovery System Using Batch Distillation".
71. Miroshnichenko D., Teplyakov V., Shalygin M. (2022) "Recovery of Methanol During Natural Gas Dehydration Using Polymeric Membranes: Modeling of the Process". *Membranes* 2022, 12, 1176.
72. Mokhatab S., Meyer P. (2009) "Selecting Best Technology Lineup for Designing Gas Processing Units". GPA Europe Sour Gas Processing Conference, Sitges, Spain 13–15 May 2009.
73. Mokhatab S., Poe W.A., Mak J.Y. (2015) "Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Principles and Practices (Third)".
74. Moran M.J., Shapiro H.N., Boettner D.D., Bailey M.B. (2014) "Fundamentals of Engineering Thermodynamics". John Wiley & Sons.
75. Murphy J.C., Vassiloudis S., September N.A., Eghtedari M., Dimitrios P.K. (2022) "Advanced Gas Separation Membrane for Optimised Methane Recovery and Reduction of Green House Gas Emission". Paper presented at the SPE Asia Pacific Oil & Gas Conference and Exhibition, Adelaide, Australia, October 2022.
76. Ormiston R.M., Mark C.L. (1986) "Surface Processing of Carbon Dioxide in EOR Projects". *J Pet Technol* 38 (1986): 823–828.
77. Paprota E. (2011) „Uzdatnianie biogazu sposobem na jego szersze wykorzystanie”. *Autobusy: technika, eksploatacja, systemy transportowe*, R. 12, Nr 10, s. 329–333.
78. Patent PL246680B1 „Instalacja i sposób dehydratacji wodnego roztworu glikolu” Akademia Górniczo-Hutnicza im. Stanisława Staszica w Krakowie, wynalazca: Stanisław Nagy, Rafał Smulski, Marcin Bernat. Udziel. 2024-12-10.
79. Patent US 3616598A "Method and System for Reconcentrating Liquid Absorbent". Black Sivalls and Bryson Inc., wynalazca: Foral Jr. A.J. Udziel. 1971-11-2.
80. Piemonte V., Maschietti M., Gironi F. (2012) "A Triethylene Glycol-water System: A Study of the TEG Regeneration Processes in Natural Gas Dehydration Plants". *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization and Environmental Effects*, 34(5): 456–464.
81. Piskowska-Wasiak J. (2012) „Emisja zanieczyszczeń gazowych w procesie odsiarczania gazu ziemnego metodą IGNiG-Chelate”. *Nafta-Gaz*, Nr 3/2012, s. 191–201.
82. Pokrzywniak C. (2007) „Analiza rozwiązań technicznych i efektywności stosowanych procesów glikolowego osuszania gazu ziemnego”. *Wiertnictwo Nafta Gaz*, 24.
83. Quan Y., Phanikumar A. (2013) "Retrofitting a Glycol Contactor to Prevent Carryover". *Pet. Technol. Q.* 2013, 33–34. 37–38. 40, 42.
84. Rice A.W., Murphy M.K. "Gas Dehydration Membrane Apparatus". U.S. Patent 4,783,201, 8 November 1988.

85. Rezaei N.K. (2022) "Natural Gas Dehydration Using Membrane Contactor" Norwegian University of Science and Technology. Department of Chemical Engineering, Trondheim, July 2022.
86. Rigail C. "Solving Aromatic and CO<sub>2</sub>. Emissions with the Drizo Gas/Glycol Dehydration Process". Prosernat/OPC DRIZO La Défense, Paris, France.
87. Rukovena F. (2007) "Properly Install Column Internals". Chem. Proc. 2007, 70, 19–25.
88. Schinkelshoek P., Epsom H. (2006) "Supersonic Gas Conditioning-Low Pressure Drop TWISTER for NGL Recovery". Paper presented at the Offshore Technology Conference, Houston, TX, USA, May 2006.
89. Sexton A., Douglas A., Fisher K., McKaskle R. (2015) "Process Engineering Perspectives on CO<sub>2</sub> Capture Technology Development". Paper presented at the Carbon Management Technology Conference, Sugar Land, TX, USA, November 2015.
90. Sokołow J.J., Zinger N.M. (1960) „Strumienice”. Wydawnictwo Naukowo-Techniczne, Warszawa 1960.
91. Sreenivasan V., Alladwar S.G., Noakes K. (2019) "Mitigate H<sub>2</sub>S Spike in 4A Molecular Sieve Gas Dehydration". Paper presented at the Abu Dhabi International Petroleum Exhibition & Conference, Abu Dhabi, UAE, November 2019.
92. Stec G., Rybicki C., Blicharski J. (2014) "Evaluation of Possible Applications of Membrane Separators for Purification of Gas from Unconventional Deposits". AGH Drilling, Oil, Gas, ISSN 2299-4157.
93. Szargut J., Petela R. (1965) „Egzergia”. Wydawnictwo Naukowo-Techniczne, Warszawa 1965.
94. Szlązak N., Swolkień J. (2023) „Wentylacja kopalń”. Wydawnictwo AGH, Kraków 2023.
95. Szwaś M., et al. (2016) „Wyznaczanie współczynników dyfuzji i permeacji dla membran typu mixed matrix”. The 22<sup>nd</sup> Polish Conference of Chemical and Process Engineering: Proceedings, Faculty of Process and Environmental Engineering, Spała 2016.
96. Szykowska K., Kotowicz J., Wiciak G. (2022) „Analiza możliwości badań procesu separacji wodoru z gazu ziemnego z zastosowaniem separacji membranowej”. Rynek Energii, Nr 1(158) 2022.
97. Terrigeol A. (2012) "Molecular Sieves Contaminants: Effects, Consequences and Mitigation" GPA Europe, Annual Conference, Berlin, Germany, 23–25 May 2012.
98. Terrigeol A. (2013) "Gas Pre-treatment on Molecular Sieves: Floating LNG Specificities". GPA Europe, Spring Conference, Paris, France, 13–15 March 2013.
99. Terrigeol A., Trifilieff O. (2015) "Practical Considerations for the Design of Adsorbent Beds-Molecular Sieve Lifetime Optimization".
100. Tsegel'skii, V.G., Akimov, M.V., Safargaliev T.D. (2018) "Experimental Study of the Effect the Basic Geometrical Parameter and the Active Gas Nozzle Expansion Ratio Have on the Performance Characteristics of Supersonic Gas Ejectors Fitted with a Conical Mixing Chamber". Therm. Eng. 65, 27–38 (2018).
101. Voldsund M. (2014) "Exergy Analysis of Offshore Oil and Gas Processing".

102. Wen C., Cao X., Yang Y., Jing Z. (2011) "Effects of Swirls on Natural Gas Flow in Supersonic Separators". Paper presented at the Twenty-first International Offshore and Polar Engineering Conference, Maui, HI, USA, June 2011.
103. Wen C., Feng Y., Cao X., Yang Y., Witt P. (2013) "Effects of Operating Parameters on Flow Characteristics of Natural Gas in Supersonic Separators". Paper presented at the Offshore Technology Conference, Houston, TX, USA, May 2013.
104. Wills J., Shemaria M., Mitariten M.J. (2004) "Production of Pipeline-Quality Natural Gas with the Molecular Gate CO<sub>2</sub> Removal Process". SPE Prod & Fac 19 (2004): 4–8.
105. „Wskaźniki emisji zanieczyszczeń ze spalania paliw dla źródeł o nominalnej mocy cieplnej do 5 MW, zastosowane do automatycznego wyliczenia emisji w raportach do Krajowej bazy za lata 2022 i 2023". KOBIZ, grudzień 2023.
106. Zare B., Ameri E., Sadeghi M. (2021) "Dehydration of Natural Gas Using Polyether Sulfone (PES) Membrane and Its Nanocomposite with Silica Particles and Nitrogen Sweeping Gas". Chemical Methodologies 5(2021) 308–316.
107. Zhang X., Jin S., Huang S., Tian G. (2009) "Experimental and CFD Analysis of Nozzle Position of Subsonic Ejector". Front. Energy Power Eng. China 3, 167–174 (2009).

## SPIS ZAŁĄCZNIKÓW

1. Rysunki warsztatowe strumienic STR1, STR2, STR2\_2, STR3, STR4, STR5, STR6, STR7, STR8\_2, STR9\_1.
2. Instalacja i sposób dehydratacji wodnego roztworu glikolu [An Installation and a Process of Reconcentration of Aqueous Glycol Solution], Akademia Górniczo-Hutnicza im. Stanisława Staszica w Krakowie; wynalazca: Stanisław NAGY, Rafał SMULSKI, Marcin BERNAT. Int.Cl.: B01D 53/14(2006.01). Polska. Opis patentowy: PL246680B1; Udziel. 2024-12-10; Opubl. 2025-02-24. Zgłosz. nr P.444483 z dn. 2023-04-19.
3. An Installation and a Process of Reconcentration of Aqueous Glycol Solution, Akademia Górniczo-Hutnicza im. Stanisława Staszica w Krakowie; wynalazca: Stanisław NAGY, Rafał SMULSKI, Marcin BERNAT. Int.Cl.: B01D 3/10(2006.01). European Patent Office. Opis zgłoszeniowy wynalazku: EP4450141A1; Opubl. 2024-10-23. Zgłosz. nr EP23175507A z dn. 2023-05-25 – pozytywna decyzja EPO o przyznaniu ochrony patentowej z dn. 24.07.2025.