

**INSTYTUT INŻYNIERII CHEMICZNEJ
POLSKIEJ AKADEMII NAUK**

**INSTYTUT CHEMICZNEJ
PRZERÓBKI WĘGLA**

ROZPRAWA DOKTORSKA - AUTOREFERAT

**WPLYW INTEGRACJI TERMICZNEJ NA ENERGOCHŁONNOŚĆ
PROCESU USUWANIA CO₂ ZE SPALIN KOTŁOWYCH**

ADAM TATARCZUK

ROZPRAWA DOKTORSKA WYKONANA POD KIERUNKIEM
DR. HAB. INŻ. MARKA TAŃCZYKA

PROMOTOR POMOCNICZY
DR INŻ. LUCYNA WIĘCŁAW-SOLNY

1. Wprowadzenie

Podjęte na świecie, a zwłaszcza w UE, działania związane z ograniczeniem emisji CO₂ wymagają zastosowania wielkoskalowych instalacji CCS nie tylko w energetyce, ale i innych gałęziach przemysłu. Analizując wybudowane oraz planowane tego typu obiekty, wydaje się, że największe perspektywy wdrożenia w sektorze energetycznym mają technologie wychwytu CO₂ typu *post-combustion* (po spalaniu). Wśród nich dominującą rolę może odegrać metoda wykorzystująca absorpcję chemiczną w roztworach amin. Rozwiązanie to posiada wysoką dojrzałość technologiczną, która wynika z wcześniejszych aplikacji tej metody do oczyszczania strumieni gazowych w różnych gałęziach przemysłu. Oceny takiej można dokonać także na podstawie ostatnio powstałych projektów demonstracyjnych Boundary Dam i Petra Nova, w których do usuwania CO₂ ze spalin bloków węglowych stosuje się roztwory aminowe.

Głównymi zaletami aminowego usuwania CO₂ są wysoka sprawność procesu oraz wysoka czystość uzyskanego gazu, co daje szerokie możliwości jego przemysłowego wykorzystania. Wadą nadal jest jednak znaczna energochłonność tego procesu. Jednym z dwóch kierunków prac badawczych zmierzających do jej ograniczenia są modyfikacje procesu wychwytu. Działania te dotyczą zarówno poprawienia efektywności układu absorpcji CO₂, jak i układu regeneracji roztworu, czyli desorpcji CO₂. Według danych literatury przedmiotu jednym z bardziej obiecujących rozwiązań, przebadanych do tej pory teoretycznie z wykorzystaniem badań symulacyjnych, jest integracja termiczna desorbera wykorzystująca wbudowane wymienniki ciepła (ang. HIS – *Heat Integrated Stripper*).

2. Cel pracy

Jako główny cel niniejszej pracy przyjęto dokonanie wszechstronnej oceny wpływu integracji termicznej desorbera na proces usuwania CO₂ ze spalin kotłowych przy pomocy roztworów amin pod kątem możliwości poprawy efektywności energetycznej. Dla realizacji tego celu przeprowadzono analizę eksperymentalnych danych pozyskanych w badaniach pilotowych na rzeczywistych obiektach przemysłowych należących do Grupy TAURON z wykorzystaniem „Przewoźnej instalacji pilotowej do badania absorpcji chemicznej CO₂ ze spalin kotłowych”, dalej zwanej Instalacją Pilotową (rys. 4.1).

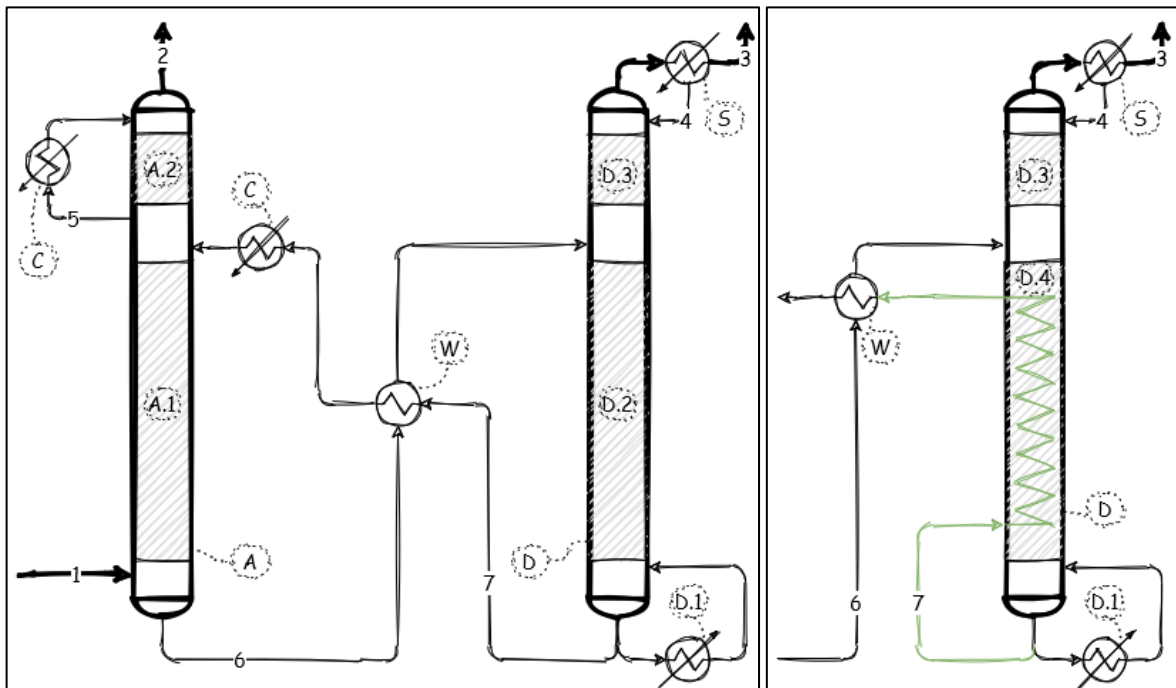
Analizę tą poszerzono o porównanie uzyskanych wyników doświadczalnych z wynikami własnych badań modelowych desorbera, przeprowadzonych w symulatorze procesowym ProTreat. Ponadto dokonano oceny kosztów zastosowania integracji termicznej desorbera w skali przemysłowej w zestawieniu z klasycznym procesem aminowego wychwytu CO₂ ze spalin.

Realizacja celu postawionego w tej pracy wymagała osiągnięcia następujących celów cząstkowych:

1. przygotowanie instalacji pilotowej aminowego usuwania CO₂ ze spalin, wyposażonej w zmodyfikowany desorber do badania integracji termicznej – HIS;
2. wykonanie badań pilotowych w rzeczywistych warunkach funkcjonowania bloku węglowego;
3. analiza wyników badań pilotowych opartych na bilansie masowym i cieplnym;
4. symulacja procesu desorpcji przy użyciu programu do symulacji procesowych oraz przeprowadzenie analizy porównawczej wyników symulacji i doświadczeń;
5. przeprowadzenie analizy kosztowej rozwiązania.

3. Proces usuwania CO₂ z zastosowaniem roztworów amin

Schemat procesu w klasycznej konfiguracji przedstawiono na rys. 3.1 [1]. Mieszanina gazów, z której ma być wydzielony CO₂, przepuszczana jest przez kolumnę z wypełnieniem, zwaną absorberem, pracującą w zakresie temperatury 40 – 60°C. Strumień gazu powinien mieć niewielkie nadciśnienie, wystarczające jedynie do pokonania oporów przepływu przez wszystkie aparaty. Spływający w przeciwnym kierunku roztwór aminowy, kontaktując się na rozwiniętej powierzchni wypełnienia z fazą gazową, absorbuje chemicznie CO₂. Nasycony ditlenkiem węgla roztwór jest odbierany z dolnej części absorbera i pompowany do drugiej kolumny z wypełnieniem, gdzie ulega regeneracji. Po drodze przepływa przez przeponowy wymiennik ciepła, gdzie jest ogrzewany. Regeneracja roztworu aminowego odbywa się poprzez odwrócenie procesu absorpcji w desorberze (ang. *stripper*).



Rys. 3.1 Schemat ideowy procesu usuwania CO₂ z mieszaniny gazów przy pomocy absorpcji chemicznej w roztworach amin według konfiguracji klasycznej

(A – absorber, A.1 – wypełnienie absorbera (strefa absorpcji), A.2 – strefa mycia wodnego, C – chłodnica, D – desorber, D.1 – wyparka desorbera, D.2 – wypełnienie desorbera, D.3 – strefa mycia kondensatem, D.4 – wypełnienie desorbera z rekuperatorem ciepła, S – separator kondensatu z chłodnicą, W – krzyżowy wymiennik ciepła, 1 – spaliny, 2 – spaliny oczyszczone, 3 – ditlenek węgla, 4 – kondensat, 5 – woda, 6 – roztwór nasycony, 7 – roztwór zregenerowany)

Rys. 3.2 Schemat ideowy desorbera z integracją termiczną – HIS

Zregenerowany roztwór odbierany jest z dolnej części desorbera, a następnie przepływa przez wymiennik ciepła, gdzie odbywa się pierwszy etap jego ochładzania. Wymiennik ten, zwany wymiennikiem krzyżowym, odgrywa ważną rolę, gdyż pozwala na odzyskanie ciepła z gorącego roztworu zregenerowanego, i przekazanie go do zimniejszego roztworu nasyconego. Im więcej ciepła uda się przekazać w wymienniku, tym mniej ciepła z wyparki potrzebne jest na ogrzanie roztworu w desorberze, i tym mniejsza jest energochłonność procesu. Drugi etap ochładzania roztworu zregenerowanego odbywa się w chłodnicy. Następnie roztwór kierowany jest ponownie do absorbera, gdzie kontaktuje się ze spalinami. W ten sposób proces przebiega w sposób ciągły.

Pozyskana z desorbera mieszanina gazowa składająca się głównie z CO₂ i H₂O, kierowana jest do separatora z chłodnicą, w celu skroplenia większej części pary wodnej. Chłodny kondensat wodny jest w sposób ciągły zwracany do procesu. Wprowadza się go ponad strefę mycia gazów kondensatem, zlokalizowaną w górnej części desorbera. Dzięki temu

obniża się temperaturę w górnej części kolumny i wstępnie obniża ilość pary wodnej w mieszaninie gazowej opuszczającej desorber.

W górnej części absorbera stosuje się strefę mycia wodnego. Głównym zadaniem tej strefy jest przemywanie spalin opuszczających kolumnę w celu obniżenia emisji amin z roztworu. Zazwyczaj proces usuwania CO₂ prowadzony jest z ujemnym bilansem wody i wymaga jej uzupełniania w celu utrzymania odpowiedniego stężenia roztworu. Świeżą wodę do procesu wprowadza się najczęściej do strefy mycia wodnego.

Desorpcja chemiczna

Proces desorpcji jest endotermiczny, zatem wymaga dostarczenia ciepła w celu utrzymania odpowiedniej temperatury absorbentu. Wysoka temperatura sprzyja procesowi desorpcji, z drugiej jednak strony przyspiesza degradację termiczną amin. To niekorzystne zjawisko powoduje, że rzadko kiedy utrzymuje się temperaturę procesu wyższą niż 150°C [1].

Nośnikiem ciepła w procesie desorpcji jest para wodna, która może być doprowadzana do układu bezpośrednio (ogrzewanie bezprzeponowe) lub co najczęściej spotykane, wytworzona w wyparce desorbera za pomocą czynnika zewnętrznego (ogrzewanie przeponowe). Para wodna odgrywa jeszcze jedną ważną rolę, powoduje mianowicie rozcieńczenie ditlenku węgla w fazie gazowej. Sprzyja to utrzymywaniu ciśnienia cząstkowego CO₂ poniżej poziomu odpowiadającemu ciśnieniu równowagowemu, a w konsekwencji i siły napędowej wymiany masy między fazami [2].

Stopień karbonizacji roztworu

Jedynym zadaniem desorbera jest regeneracja roztworu, czyli obniżenie stężenia ditlenku w fazie ciekłej, czyli inaczej mówiąc, redukcja stopnia karbonizacji α , mol_{CO₂}/mol_A. Wielkość ta jest formą wyrażania stężenia pochłoniętego CO₂ i określa liczbę moli tego gazu zaabsorbowaną przez roztwór absorpcyjny w przeliczeniu na liczbę moli grup aminowych w roztworze. Parametr ten jest kluczowy dla oceny skuteczności absorpcji i regeneracji danego absorbentu.

Ciepło regeneracji

W konwencjonalnych operacjach regeneracji roztworu aminowego poprzez desorpcję CO₂ ciepło jest dostarczane do desorbera za pomocą pary lub innego czynnika grzewczego, wytworzonego w wyparce. Na wielkość tego ciepła wpływają trzy podstawowe składniki [1]:

- Ciepło desorpcji Q_{des} , jest to minimalna ilość energii, którą należy dostarczyć do układu, aby rozłożyć związki utworzone w wyniku absorpcji chemicznej CO₂ w roztworze aminowym. Prowadzi to do uwolnienia części zaabsorbowanego gazu i regeneracji absorbentu. W praktyce zakłada się, że jego wartość jest równa wartości ciepła absorpcji.
- Ciepło ogrzania roztworu Q_{og} , jest to ciepło potrzebne do podwyższenia temperatury roztworu przebywającego w układzie desorpcyjnym. Wartość tego ciepła wyznacza się na podstawie temperatury początkowej i końcowej roztworu.
- Trzecim składnikiem jest ciepło odparowania roztworu Q_{par} . Jest to ta część ciepła wyparki, która zostaje poświęcona na odparowanie roztworu opuszczającego desorber w fazie gazowej. Lotność związków aminowych w tym przypadku jest zazwyczaj pomijalnie mała. Woda będąca składnikiem roztworu, w wyparce desorbera przechodzi do fazy gazowej, pochłaniając znaczną część dostarczonego ciepła i stając się nośnikiem ciepła dla całego układu desorpcji. Para wodna, wędrując ku górze

desorbera, przekazuje swoją energię cieplną do roztworu spływającego po wypełnieniu. Zależnie od warunków panujących w górnej części desorbera, część pary pozostaje w fazie gazowej i opuszcza aparat wraz z wydzielonym strumieniem CO₂. Stosunek ilościowy pary wodnej do CO₂, nazywany jest w takim przypadku, stopniem refluksu Φ . Najczęściej podawany jest w postaci stosunku molowego lub ciśnienia cząstkowego.

Sumaryczne równanie na wyznaczenie jednostkowego ciepła regeneracji roztworu absorpcyjnego w postaci obejmującej trzy wymienione wyżej składowe można przedstawić za I.L. Leitesem [3] w następującej formie:

$$q' = C_{abs} + \frac{C_w \Delta t}{\Delta x_{CO_2}} + r' \Phi \quad (3.1)$$

Konfiguracje procesowe układu desorpcji

Wzrost cen uprawnień do emisji CO₂ wpływa na efektywność ekonomiczną instalacji wychwytu na tyle, że zastosowanie zaawansowanych konfiguracji procesowych może okazać się opłacalne, mimo dodatkowych nakładów inwestycyjnych. Układ regeneracji roztworu pochłania przeważającą część energii potrzebnej do realizacji procesu usuwania CO₂ ze spalin. Większość modyfikacji w tym obszarze ma na celu zredukowanie ciepła odpadowego z procesu, a także jak najbardziej efektywne wykorzystanie ciepła zawartego w strumieniach procesowych. W konsekwencji uzyskuje się obniżenie zużycia ciepła poprzez zmniejszenie drugiej i trzeciej składowej równania (3.1).

Integracja termiczna desorbera (HIS – Heat Integrated Stripper)

W najprostszej konfiguracji procesu usuwania CO₂ (rys. 3.1) cały strumień ciepła z roztworu zregenerowanego przekazywany jest zazwyczaj w wymienniku krzyżowym do roztworu nasyconego. Prowadzi to do wysokiej temperatury tego strumienia i przyczynia się do odparowania części roztworu tuż po wprowadzeniu go do desorbera, co przynosi wysoką wartość stopnia refluksu.

W przypadku zastosowania desorbera z integracją termiczną, ciepło roztworu zregenerowanego przekazywane jest przeponowo w wymienniku do roztworu nasyconego wewnątrz desorbera, co prowadzi do optymalnego wykorzystania ciepła w całej kolumnie. Odparowana z roztworu woda jest nośnikiem ciepła dla roztworu nasyconego znajdującego się w wyższych sekcjach desorbera, a stopień refluksu mieszaniny parowo-gazowej opuszczającej desorber, jest mniejszy (trzeci człon równania (3.1)). Powoduje to dodatkowo mniejsze zapotrzebowanie na chłodzenie wychwyconego gazu w separatorze. Efektywne wykorzystanie ciepła dostarczonego do układu desorpcyjnego przyczynia się do zwiększenia ilości zdesorbowanego CO₂. Dzięki temu mniejszy jest stopień karbonizacji roztworu opuszczającego desorber (drugi człon równania (3.1)).

Rozwiązanie to wymaga zaimplementowania przeponowego wymiennika ciepła wewnątrz wypełnienia desorbera, który pełni funkcję rekuperatora ciepła. Źródłem ciepła jest najczęściej strumień roztworu zregenerowanego opuszczającego desorber. Zależnie od warunków prowadzenia procesu, jeśli integracja ciepła jest intensywna, nie ma potrzeby stosowania już dodatkowych wymienników. W przypadku częściowej integracji termicznej końcową wymianę ciepła prowadzi się w wymienniku krzyżowym jak w układzie klasycznym, tyle że w mniejszym stopniu (rys. 3.2).

Wstępne badania symulacyjne wykazały, że dzięki tej modyfikacji można zmniejszyć całkowite zapotrzebowanie na energię o 17% w porównaniu z klasycznym procesem [4]. Możliwe jest także wykorzystanie zewnętrznych, odpadowych źródeł ciepła, co dodatkowo może obniżyć energochłonność procesu [5].

Koncepcja konstrukcyjnego wbudowania rekuperatorów w desorber powstała w IChPW we współpracy z Panem dr. inż. Zbigniewem Budnerem z Instytutu Ciężkiej Syntezy Organicznej. Szczególne warianty tego rozwiązania w postaci wniosków patentowych zostały zgłoszone do Urzędu Patentowego RP i w roku 2018 doczekały się przyznania ochrony udzielonej pod numerami PL 230638B1, PL 230640B1 oraz 230641B1.

4. Stanowisko badawcze

Badania pilotowe zostały przeprowadzone na dwóch obiektach energetycznych Grupy TAURON przy wykorzystaniu Instalacji Pilotowej do aminowego usuwania CO₂ ze spalin o przepływie nominalnym 200 m³/h. Instalacja ta składała się z sekcji głębokiego odsiarczania oraz sekcji wychwytu CO₂. Sekcja głębokiego odsiarczania miała na celu zapewnienie usunięcia związków siarki, do poziomu poniżej 10 mg/m³, celem wyeliminowania tworzenia się trwałych, nieregenerowalnych soli amin na kolejnych etapach procesu. W sekcji wychwytu realizowany był proces usuwania CO₂ na drodze absorpcji chemicznej z użyciem wodnych roztworów amin z docelową sprawnością w zakresie 85 – 95%.

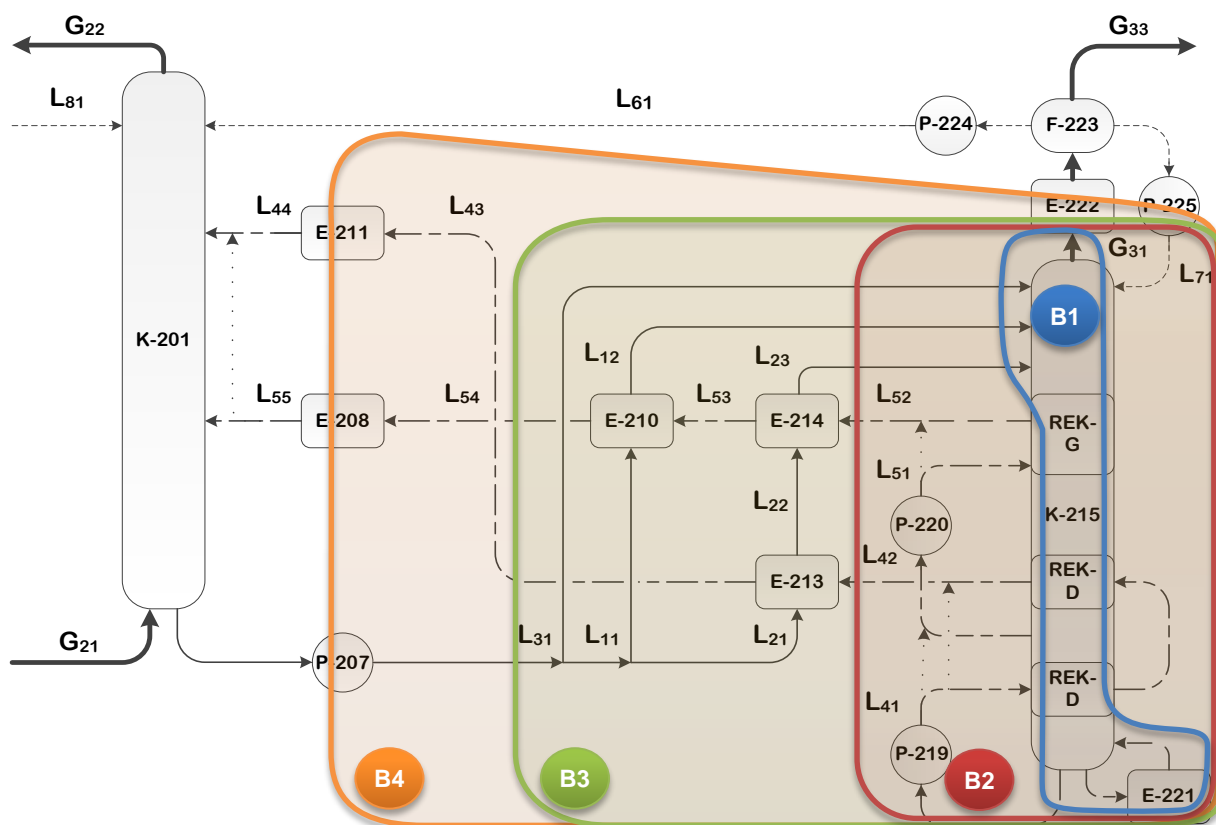


Rys. 4.1 Instalacja Pilotowa podczas badań w Elektrowni Łaziska – TAURON Wytwarzanie S.A.
(1 – Kontener Magazynowy, 2 – Kontener Nadzoru, 3 – Kontener Technologiczny, 4 – Kolumna odsiarczania, 5 – Absorber, 6 – Desorber)

Instalacja Pilotowa została zaprojektowana jako wielowariantowy obiekt badawczy, przeznaczony do testowania kilku konfiguracji procesowych. Zgodnie z tym, opis jej działania różni się w zależności od rozpatrywanej konfiguracji. Układ zaworów zaporowych i regulacyjnych oraz rurociągów łączących poszczególne aparaty umożliwiał realizację następujących wariantów procesowych:

- układ standardowy, czyli z jednopunktowym poborem roztworu zregenerowanego i jednostrumieniowym zasilaniem absorbera, S (ang. *Standard*);

- układ rozdzielonych strumieni roztworu średnio i głęboko zregenerowanego, pobieranych z desorbera i kierowanych do absorbera w dwóch punktach na różnych wysokościach, SF (ang. *Split Flow*);
 - układ zasilania roztworem głęboko zregenerowanym absorbera w dwóch punktach na różnych wysokościach, DAF (ang. *Double Absorber Feed*);
 - układ odzysku ciepła z roztworu zregenerowanego w przeponowych wymiennikach ciepła wbudowanych w desorber, HIS (ang. *Heat Integrated Stripper*);
 - układ dozowania zimnego roztworu na górę desorbera, CSS (ang. *Cold Solvent Split*).
- Konfiguracje S, SF oraz DAF, nie mogły być stosowane jednocześnie, natomiast konfiguracja HIS, mogła być testowana równolegle z każdą z nich. Układ CSS był stosowany we wszystkich analizowanych testach, dlatego też nie jest wyodrębniony w niniejszej pracy.

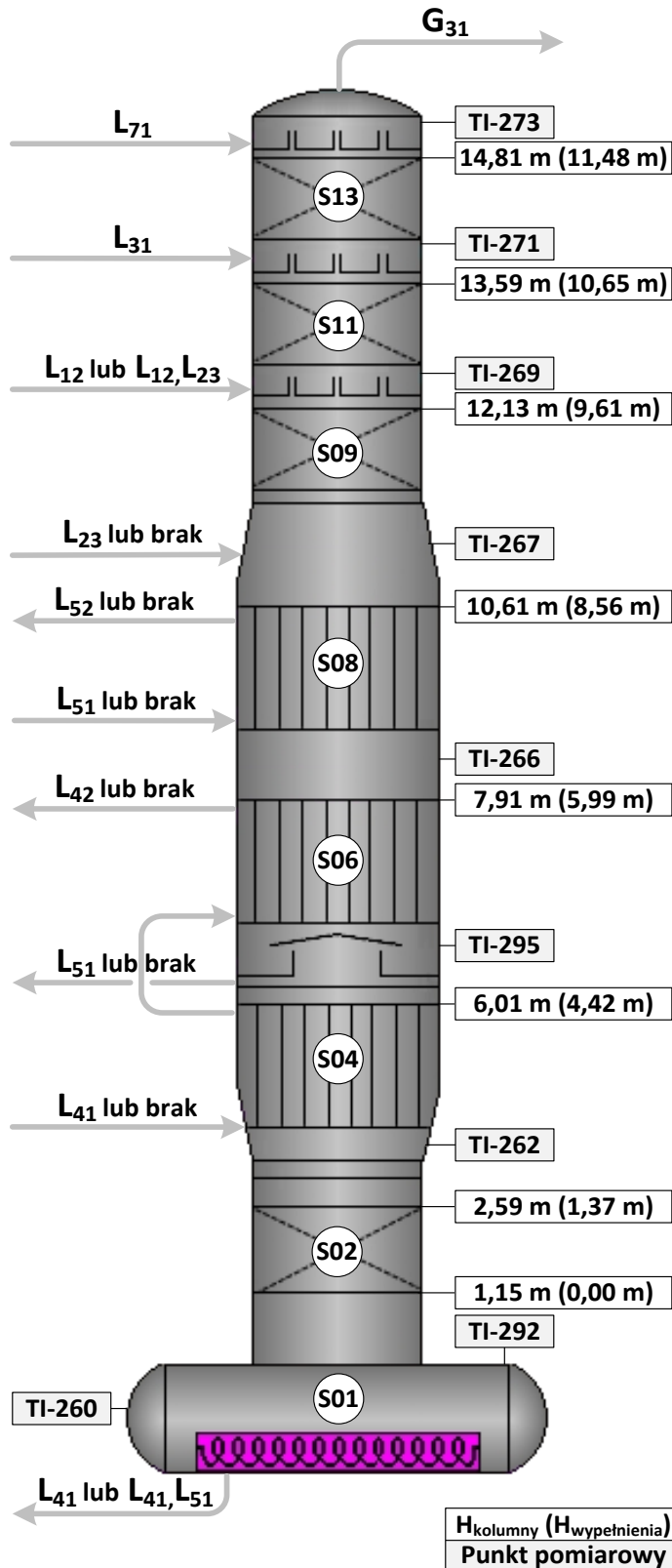


Rys. 4.2 Schemat procesu usuwania CO₂ ze spalin w Instalacji Pilotowej z osłonami bilansowymi

(K-201 – absorber, E-208, E-211, E-222 – chłodnice, E-210, E-213, E-214 – wymienniki krzyżowe, K-215 – desorber, E-221 – wyparka, F-223 – separator kondensatu, REK-D, REK-G – rekuperatory)

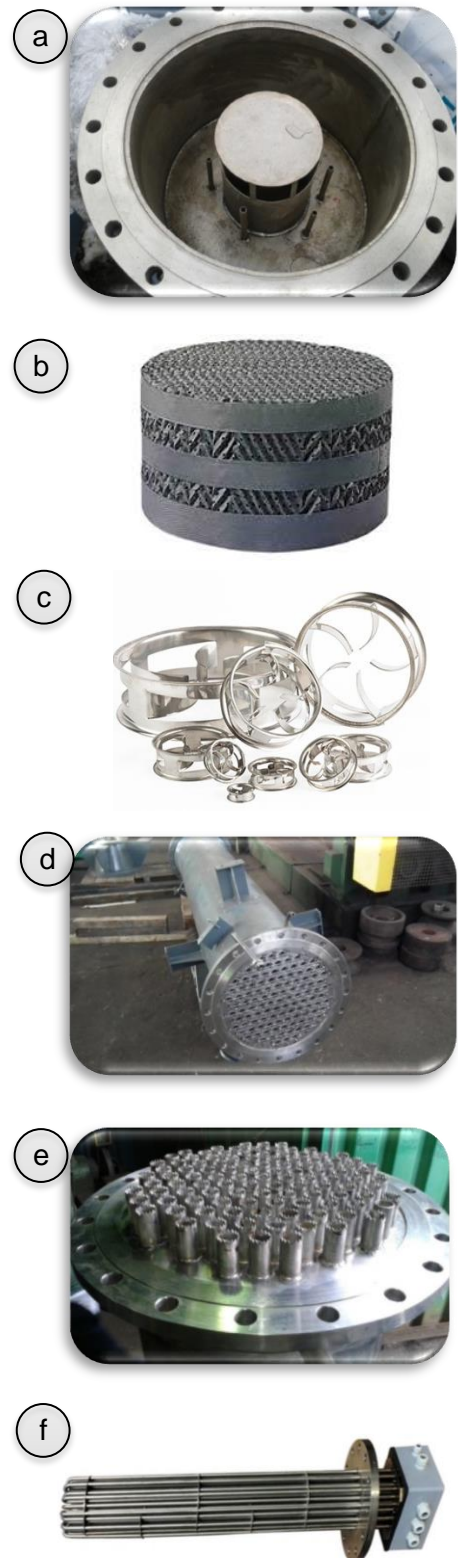
Desorber z integracją termiczną

Desorber K-215 o wysokości łącznej 15,3 m został wykonany ze stali nierdzewnej i składał się z 15 sekcji. Nowatorskim rozwiązaniem było zastosowanie w tym aparacie przeponowych wymienników ciepła typu rura w rurze – tzw. rekuperatorów (rys. 4.4d), w sekcjach 4, 6 i 8. Pozwalały one wykorzystać ciepło gorącego roztworu zregenerowanego do poprawy profilu temperatury w środkowej części kolumny w celu intensyfikacji procesu desorpcji CO₂ z roztworu nasyczonego. W celu rozwinięcia powierzchni kontaktu faz wewnątrz rurek rekuperatorów zastosowano wypełnienie pierścieniami Sulzer C-ring 1" (rys. 4.4c). W pozostałych sekcjach przeznaczonych do wymiany masy stosowano wypełnienie strukturalne Sulzer Mellapak 750Y (rys. 4.4b). Łączna wysokość wypełnienia wynosiła 11,48 m, rys. 4.3.



Rys. 4.3 Podział desorbera na sekcje, lokalizacja pomiarów temperatury, wysokość wypełnienia i miejsca przyłączenia strumieni gazu i cieczy

(TI – pomiar temperatury, L – strumień roztworu, G – strumień gazu, H – wysokość kolumny (wysokość wypełnienia))



Rys. 4.4 Elementy desorbera
(a – dystrybutor gazu, b – wypełnienie strukturalne Mellapak, c – wypełnienie C-Ring 1", d – rekuperator, e – dystrybutor cieczy rekuperatora, f – grzałka elektryczna wyparki)

5. Wskaźniki procesu wychwytu CO₂

Sprawność usuwania

Stopień odseparowania CO₂ z kierowanego do oczyszczania gazu (sprawność usuwania) η określono w niniejszej pracy w odniesieniu do przepływów masowych CO₂ w strumieniu wlotowym G_{21} i strumieniu wylotowym G_{22} (kg/h). Zależnie od dostępności wielkości zmierzonych można wyznaczyć sprawność usuwania CO₂ na różne sposoby, na przykład:

$$\eta = \frac{G_{21 CO_2} - G_{22 CO_2}}{G_{21 CO_2}} \cdot 100\% \quad (5.1)$$

Zużycie ciepła do regeneracji

W celu określenia efektywności energetycznej procesu stosuje się zwykle jednostkowy współczynnik q , definiowany jako zużycie ciepła do regeneracji roztworu absorpcyjnego w odniesieniu do strumienia masowego pozyskanego ditlenku węgla $G_{31 CO_2}$ (kg/h). Wyrażony jest w MJ/kg_{CO₂}, można go zapisać dla danej osłony bilansowej (rys. 4.2), jako sumę jego składników w postaci równania:

$$q = \frac{Q_{reg}}{G_{31 CO_2}} = q_{des} + q_{par} + q_{og} \quad (5.2)$$

Współczynnik ten pozwala na porównywanie między sobą procesów wychwytu CO₂, różniących się pod względem zastosowanych roztworów, parametrów i konfiguracji procesowych, jak i innych technologii wychwytu, wykorzystujących rozmaite formy energii. W niniejszej pracy współczynnik ten był podstawowym wskaźnikiem stosowanym do oceny wpływu integracji termicznej na proces wychwytu.

6. Badania pilotowe

W części eksperymentalnej objętej zakresem prezentowanego opracowania skupiono się na szczegółowym zbadaniu wpływu integracji termicznej na proces wychwytu CO₂ ze spalin z bloku węglowego.

Tab. 6.1 Zestawienie testów pilotowych poddanych analizie

Lp.	Testy	Absorbent	Charakterystyka
1	2	3	4
1.	Testy pomocnicze		
2.	T21 – T23	MEA	Seria określająca wpływ stężenia CO ₂ w spalinach na proces
3.	T31 – T33	MEA	Seria określająca wpływ L/G na proces
4.	T41 – T46	AMP/Pz	Seria określająca wpływ mocy grzania na proces oraz powtarzalność testów
5.	Testy podstawowe		
6.	T01 – T06	MEA	Seria określająca wpływ integracji termicznej w konfiguracjach procesowych S, DAF, SF
7.	T11 – T17	AMP/Pz	Seria określająca wpływ integracji termicznej w konfiguracjach procesowych S, DAF, SF

Analizie poddano dwie grupy wyników. W grupie testów podstawowych skoncentrowano się na porównywaniu par testów przeprowadzonych w zbliżonych warunkach różniących się tym, że roztwór przepływał lub też nie przepływał przez układ integracji termicznej w desorberze. Porównania takiego dokonano dla klasycznej konfiguracji

procesowej S oraz dla dwóch innych możliwych do zrealizowania w instalacji, DAF i SF. Badania prowadzono dla dwóch roztworów absorpcyjnych MEA 30% oraz AMP/Pz 30/10%.

W celu pełniejszego zrozumienia procesu wychwytu w Instalacji Pilotowej oraz weryfikacji uzyskanych wyników został ponadto wykonany i poddany analizie zestaw testów pomocniczych. Testy te opracowano według tego samego schematu, który zastosowano w grupie podstawowej.

6.1. Testy pomocnicze

Analizę przeprowadzonych badań pilotowych zaczęto od przedstawienia dobrej powtarzalności otrzymanych wyników. Zaprezentowano to na przykładzie serii testów T41 – T46 w konfiguracji SF z roztworem AMP/Pz 30/10%. Przy tej okazji potwierdzono też w kilku testach możliwość uzyskania bardzo dobrej wartości współczynnika zużycia ciepła do regeneracji roztworu q_4 , mieszczącej się w zakresie 2,61 – 2,63 MJ/kg_{CO₂}, przy zachowaniu sprawności usuwania η powyżej 90%. Ustalono także, że moc wyparki silnie oddziałuje na sprawność usuwania, jednak w zakresie zmian do 3 kW nie wpływa istotnie na współczynnik zużycia ciepła do regeneracji.

Analiza przeprowadzona na podstawie serii testów T21 – T23, pozwoliła określić przebieg zmian współczynnika q_4 w funkcji stężenia CO₂ w spalinach kierowanych do procesu wychwytu. Dzięki temu uzyskano możliwość dokonywania prognozy wyników testów prowadzonych przy różnym stężeniu CO₂ z zakresu 8 – 14% w konfiguracji S z roztworem MEA 30%.

Zakładając dobrą powtarzalność badań, uznano, że można dokonywać oceny wpływu integracji termicznej na podstawie bezpośredniego porównania dwóch testów przy określeniu niepewności otrzymanych wyników oraz zachowaniu poniższych zasad, tj.:

- Parametry podczas testu powinny być stabilne, zwłaszcza w odniesieniu do składu spalin kierowanych do instalacji.
- Różnice w bilansie masy CO₂ w strumieniach gazowych, wynikające z danych surowych nie powinny w danym teście przekraczać 10%.
- Dopuszczalna różnica stężenia CO₂ w spalinach kierowanych do procesu między porównywanymi testami nie powinna przekraczać 0,20 p.p.
- Różnica wartości współczynnika L/G między porównywanymi testami powinna być mniejsza niż 0,25 kg/kg.
- Różnica w stężeniu aminy dla porównanych testów, powinna być mniejsza niż 1,25 p.p.

6.2. Testy podstawowe – Integracja termiczna z roztworem MEA

Wyniki badań pilotowych z użyciem roztworu MEA 30%, omówione na przykładzie testów T01 – T06, wskazują, że integracja termiczna wywiera korzystny wpływ na proces wychwytu CO₂. Stopień obniżenia energochłonności zależy jednak od zastosowanej konfiguracji procesowej.

Testy, przeprowadzone według konfiguracji S, DAF i SF, zestawiono parami łączącymi test z uruchomionym przepływem przez rekuperatory desorbera (HIS), z testem bez tego przepływu. Porównania obu wariantów w danej konfiguracji dokonywano głównie pod kątem efektywności energetycznej, wyrażonej za pomocą współczynnika zużycia ciepła do regeneracji roztworu q_4 . Jak widać na rys. 6.1, w testach bez integracji termicznej (T01, T03 i T05) sprawność usuwania była o co najmniej 8 p.p. niższa niż w odpowiadającym im testach T02, T04 i T06, choć prowadzono je w podobnych warunkach.

Z porównania współczynnika q_4 dla testów T01 – T02 wynika, że zastosowanie HIS w konfiguracji standardowej, pozwoliło obniżyć energochłonność o około 7%. W przypadku testu z integracją termiczną uzyskano współczynnik q_4 wynoszący 2,91 MJ/kg_{CO2}, przy czym, sprawność usuwania η wzrosła do 82,2%, czyli niemal o 10 p.p. w porównaniu do testu bez HIS. Zastosowanie HIS przyczyniło się do korzystniejszego profilu temperatury w desorberze (rys. 6.2), co podobnie jak dla pozostałych grup testów, przyniosło dwa pozytywne efekty. Po pierwsze, zwiększenie średniej temperatury w części desorbera z wypełnieniem, przyczyniło się do polepszenia siły napędowej wymiany masy z roztworu do fazy gazowej. Dzięki związanemu z tym zwiększeniu ilości zdesorbowanego CO₂ nastąpiło obniżenie q_{og} . Po drugie, zmniejszenie się temperatury w górnych sekcjach desorbera, przyczyniło się do obniżenia q_{par} i zarazem mniejszej ucieczki pary wodnej z układu (rys. 6.3).

Tab. 6.2 Zestawienie najważniejszych parametrów dla serii testów T01 – T06

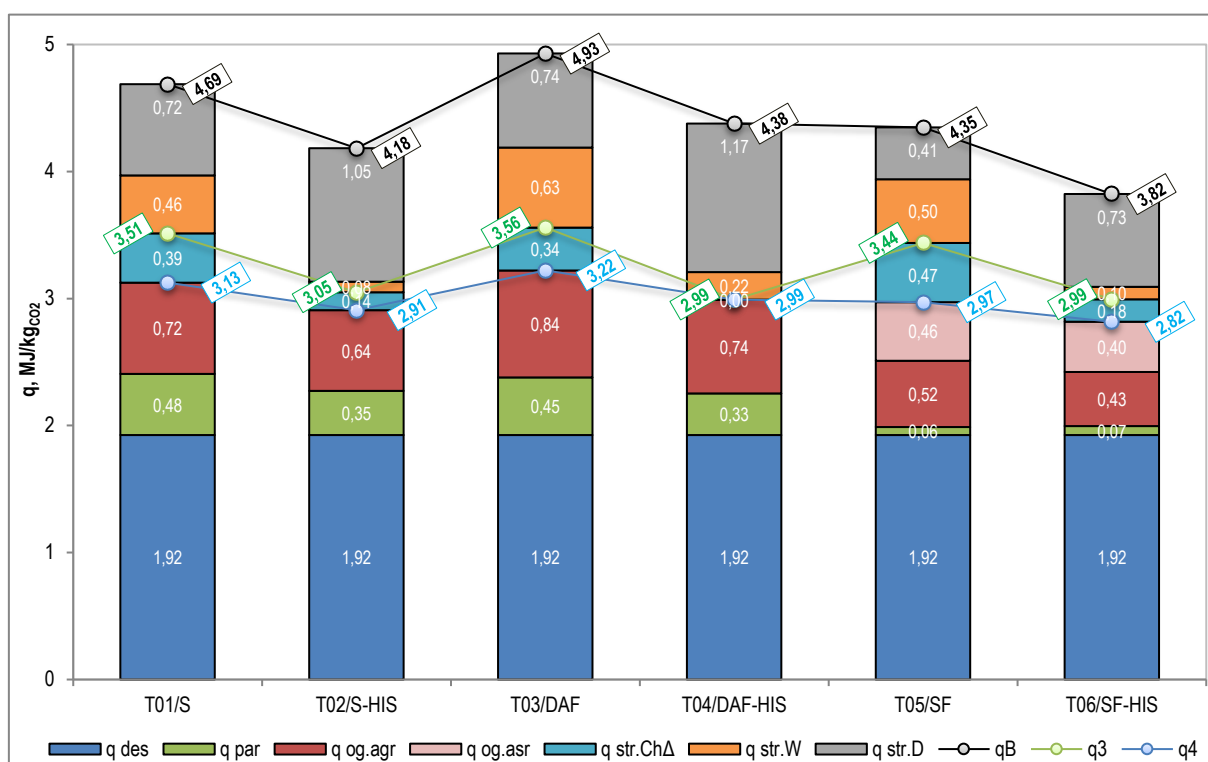
Lp.	Pozycja	Ozn.	Wartość					
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1.	Nr testu		T01	T02	T03	T04	T05	T06
2.	Konfiguracja procesowa testu (S/DAF/SF ±HIS)		S	S-HIS	DAF	DAF-HIS	SF	SF-HIS
3.	Sprawność usuwania CO ₂ ze spalin, %	η	72,5	82,2	82,7	91,0	76,2	85,1
4.	Niepewność sprawności usuwania CO ₂ , %	S_η	1,1	0,9	1,2	1,1	1,1	0,9
5.	Współczynnik zużycia ciepła do reg. r-ru netto, MJ/kg _{CO2}	q_3	3,97	3,13	4,19	3,21	3,94	3,09
6.		q_4	3,13	2,91	3,22	2,99	2,97	2,82
7.	Niepewność współczynnika zużycia ciepła, MJ/kg _{CO2}	S_q	0,05	0,04	0,05	0,05	0,04	0,04
8.	Stos. przepływu cieczy do gazu w absorberze, kg/kg	L/G	4,73	4,67	4,86	4,70	5,92	5,71
9.	Stężenie CO ₂ w spalinach do absorbera, % _{obj.}	C_{21CO2}	13,62	13,44	11,15	11,30	12,94	13,04
10.	Suma str. ciepła wymienionych poza desorberem, kW	Q_{wym}	70,71	53,12	68,61	51,23	77,41	56,37
11.	Suma str. ciepła przekazanych w rekuperatorach, kW	Q_{rek}	0,00	17,27	0,00	17,75	0,00	25,88
12.	Stopień karbonizacji r-ru nasyczonego, mol _{CO2} /mol _A	α_{L1}	0,5348	0,5403	0,4596	0,4628	0,5220	0,5468
13.	Stopień karbonizacji r-ru zregenerowanego, mol _{CO2} /mol _A	α_{L4}	0,3989	0,3879	0,3417	0,3228	0,3155	0,3163
14.	Stopień karbonizacji r-ru średniozreg., mol _{CO2} /mol _A	α_{L5}	0,3992	0,3881	0,3419	0,3233	0,5019	0,5107

W przypadku testów T03 – T04 stwierdzono, że zastosowanie integracji termicznej w konfiguracji DAF przyniosło podobnie zmniejszenie o 7% współczynnika q_4 zużycia ciepła do regeneracji roztworu MEA 30%, który wyniósł 2,99 MJ/kg_{CO2}. Sprawność usuwania w teście T04 także była korzystniejsza niż w teście bez HIS i wyniosła 91%. Jak można zaobserwować na rys. 6.2, profile temperatury wzdłuż wysokości wypełnienia desorbera dla testów w konfiguracji S i DAF z integracją termiczną mają bardzo podobny przebieg. Zatem w obydwu przypadkach odnotowano korzystne obniżenie q_{og} i q_{par} .

W konfiguracji z rozdzielonymi strumieniami, omówionej na przykładzie testów T05 i T06, wpływ integracji termicznej okazał się mniejszy niż w pozostałych przykładach dla roztworu MEA 30%. Chociaż w tych testach uzyskano najkorzystniejsze wartości q_4 , jednak zastosowanie HIS pozwoliło obniżyć energochłonność tylko o około 5%. W teście T06 współczynnik q_4 był równy 2,82 MJ/kg_{CO2}. Sprawność usuwania była większa o 9 p.p. niż w T05 i wyniosła 85,1%.

Przebieg profili temperatury wzdłuż wypełnienia desorbera, przedstawiony na rys. 6.2 dla wszystkich przypadków z HIS, wskazuje jednoznacznie, że w każdym obszarze dla konfiguracji SF, z wyjątkiem wyparki w strefie S01, temperatura była najniższa. Pobieranie strumienia L_{51} z sekcji S05 powodowało, że przez pozostałe dolne strefy desorbera

(S01 – S04) przepływał blisko o połowę mniejszy strumień roztworu niż w pozostałych konfiguracjach. Przy niższym Q_{wyp} , następowała głębsza regeneracja roztworu AGR, a ponadto strumień ten podgrzewany był do wyższej temperatury w wyparce. Jednocześnie, znacznie mniejszy był strumień pary wodnej generowany z roztworu w wyparce w sekcji S01, która płynąc w górę wzdłuż wypełnienia, przekazywała ciepło do roztworu spływającego w dół. Skutkiem tego wyraźnie niższa była temperatura w sekcjach S02 – S05. Różnica ta pogłębiła się dla sekcji S06 – S09, gdzie mniejszy niż w pozostałych testach strumień pary wodnej kontaktował się z całym strumieniem roztworu nasyconego. Ponadto, dozowany do sekcji S09 – S12 roztwór nasycony, miał w konfiguracji SF najniższą temperaturę. Przyczyniło się to do dalszego obniżenia temperatury w górnej części desorbera i zaowocowało najniższą temperaturą na szczycie. Miało to bezpośredni wpływ na to, że współczynnik q_{par} dla testów T05 i T06 był niski i miał zbliżoną wartość. Zatem z samego charakteru konfiguracji SF wynika, że zastosowanie integracji termicznej nie wpłynęło praktycznie na q_{par} .

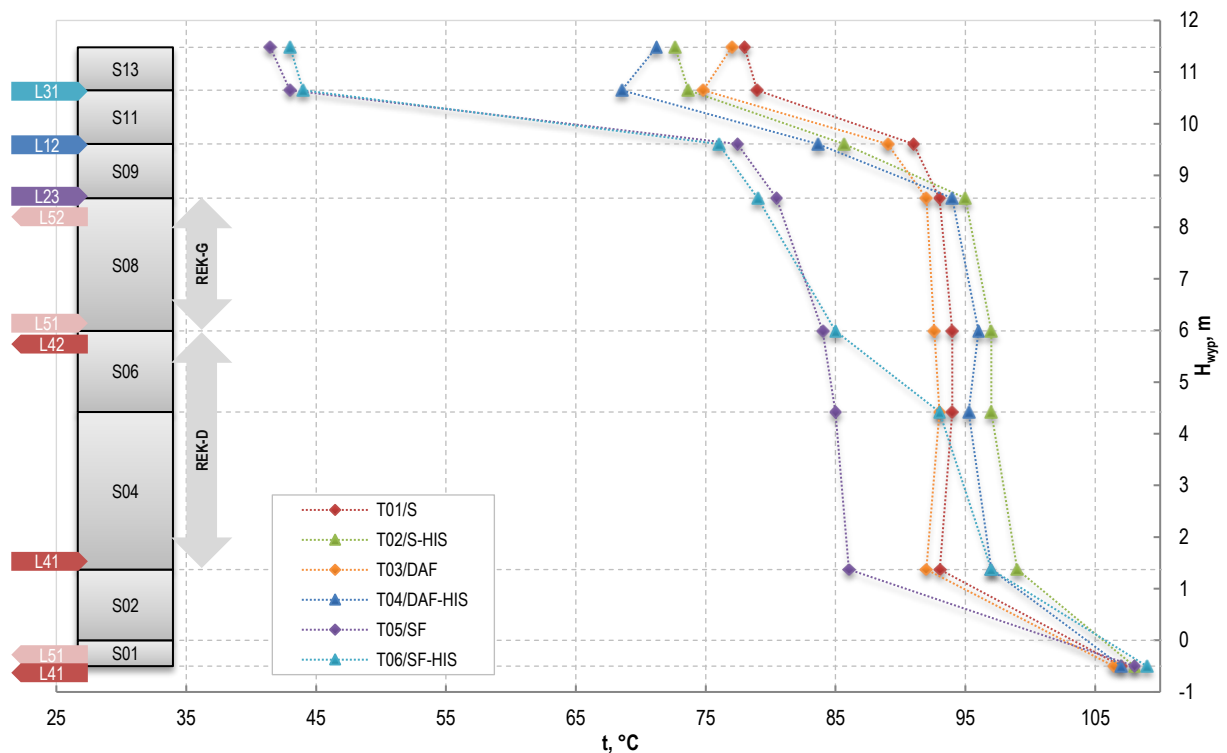


Rys. 6.1 Składowe współczynnika zużycia ciepła do regeneracji roztworu MEA 30% dla testów T01 – T06

Najniższa temperatura w desorberze w sekcjach z wypełnieniem podczas testów T05 – T06, przyczyniła się do mniej intensywnej wymiany masy. W związku z tym sumaryczny współczynnik ogrzania roztworu AGR i ASR (w osłonie bilansowej B4), q_{og} był dla T05 największy (0,98 MJ/kgCO₂ rys. 6.1). Przebieg profilu temperatury dla testu T06 wskazuje, że zastosowanie przepływu przez rekuperator górny nie wpłynęło na zwiększenie temperatury w sekcjach S08 i S09, jak to miało miejsce w testach T02 i T04 (rys. 6.2). W teście T06 jednak rekuperator górny zasilany był strumieniem L_{51} , pochodzącym z sekcji S05. Temperatura tego strumienia była tylko niecałe 3°C wyższa niż temperatura średnia, przez co siła napędowa wymiany ciepła była niska. Skutkiem tego jednostkowy strumień ciepła przekazany w rekuperatorze górnym był w teście T06 najmniejszy, spośród wszystkich testów z roztworem MEA, a profile temperatury w testach T05 i T06 były podobne.

Odmierna była sytuacja w obszarze pracy rekuperatora dolnego. Przepływ strumienia L_{41} przez ten rekuperator doprowadził w teście T06 do największego wzrostu temperatury

w sekcjach S04 – S06, w porównaniu do testów T02 i T04. Podczas testu T06 różnica pomiędzy temperaturą maksymalną a średnią była bowiem największa. W konsekwencji jednostkowy strumień ciepła przekazany w rekuperatorze dolnym był największy. Porównując testy T06 i T05 można stwierdzić, że w teście T06 poprawiła się wyraźnie desorpcja CO₂ w sekcjach S04 – S06 i zarazem do 0,82 MJ/kg_{CO2} obniżyło się sumaryczne q_{og} . Uzyskano zatem w tym przypadku największy spadek q_{og} , wynoszący 0,15 MJ/kg_{CO2}. Wobec braku wpływu integracji termicznej na obniżenie q_{par} efekt obniżenia q_{og} odpowiadał za całkowitą korzyść z zastosowania HIS w konfiguracji z rozdzielonymi strumieniami.

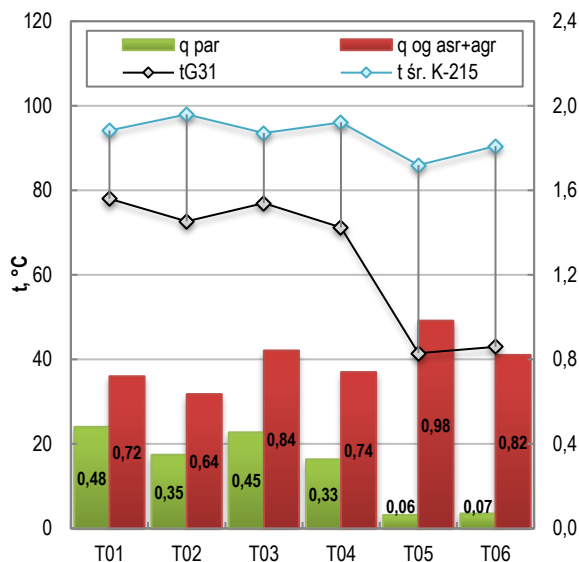


Rys. 6.2 Profil temperatury wzdłuż wysokości wypełnienia desorbera dla testów T01 – T06

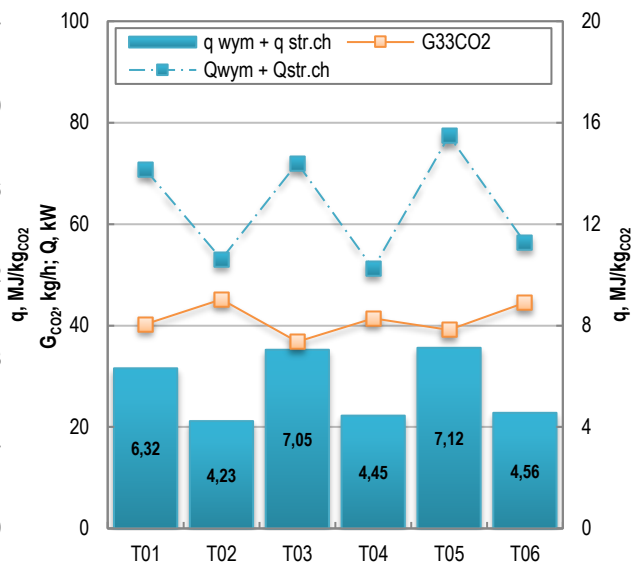
Zastosowanie integracji termicznej, poprzez implementację rekuperatorów w postaci wymienników ciepła wewnątrz desorbera, pozwala na ograniczenie powierzchni wymiany ciepła poza desorberem. Podczas testu T05, w wymiennikach krzyżowych oraz w chłodnicach (przy projektowym $\Delta t = 7^\circ\text{C}$), strumienie zregenerowanego roztworu MEA 30% przekazały sumarycznie 77,41 kW ($Q_{wym} + Q_{str.Ch\Delta}$). Uruchomienie przepływu przez rekuperatory w kolejnym teście spowodowało wyraźny spadek strumienia ciepła wymienionego poza desorberem (rys. 6.4). Jako że wzrosła także wielkość strumienia wydzielonego CO₂, to w celu dokonania miarodajnego porównania, sumę Q_{wym} oraz $Q_{str.Ch\Delta}$ odniesiono do strumienia masy wydzielonego CO₂. Okazało się, że podczas testu T06 poza desorberem wymieniono o 36% mniej ciepła. W przypadku testów w konfiguracji S oraz DAF zastosowanie HIS zmniejszyło ilość ciepła wymienionego poza desorberem odpowiednio o 33% i 37%.

Kolejną korzyścią wynikającą z zastosowania HIS jest zmniejszenie zapotrzebowania na odbiór ciepła w chłodnicy gazu wychwyconego z desorbera. Jak wspomniano, z desorbera odbierany jest strumień mieszaniny parowo-gazowej, zawierający, zależnie od konfiguracji, nawet do 30% wody. Ciepło, które należy odebrać, by doprowadzić do wykroplenia wilgoci, jest w dużym stopniu równoważne q_{par} . Zazwyczaj wymagane jest maksymalne obniżenie zawartości wody, nim wychwycony gaz będzie poddawany dalszym operacjom, w tym sprężaniu. W Instalacji Pilotowej prowadzono ochładzanie strumienia wychwyconego gazu do

temperatury poniżej 40°C w wodnej chłodnicy, a wilgoć wydzielano w separatorze. Jak pokazano na przykładzie testów T01 – T04, uruchamianie integracji termicznej przynosiło każdorazowo obniżenie temperatury na szczycie desorbera t_{G31} (rys. 6.3), co skutkowało mniejszą wartością q_{par} . Oszacowano, że w przypadku procesu w konfiguracji S i DAF, można w podobnym stopniu obniżyć q_{par} o 27 – 28%.



Rys. 6.3 Wpływ temperatury w desorberze na zużycie ciepła do odparowania/kondensacji wody i ogrzania roztworu podczas testów T01 – T06



Rys. 6.4 Zestawienie ilości ciepła wymienionego poza desorberem i produkcji CO₂ podczas testów T01 – T06

Można zatem stwierdzić, że zastosowanie HIS w tych konfiguracjach redukuje zapotrzebowanie na wodę chłodzącą, co obniża koszty eksploatacyjne procesu. Zmniejsza się także wymagana powierzchnia chłodnicy i wymiary separatora kondensatu, dzięki czemu uzyskuje się spadek nakładów inwestycyjnych. Nie dotyczy to jednak procesu w konfiguracji SF, kiedy to integracja termiczna nie ma istotnego wpływu na współczynnik q_{par} , i tak wówczas niski.

6.3. Testy podstawowe – Integracja termiczna z roztworem AMP/Pz

Przeprowadzone w ramach badań pilotowych testy z wykorzystaniem roztworu AMP/Pz 30/10% pozwoliły uzyskać wyniki potwierdzające redukcję zapotrzebowania na ciepło do procesu wychwytu (tab. 6.3), dzięki zastosowaniu integracji termicznej. Efekt ten, podobnie jak w przypadku zastosowania roztworu MEA 30%, zależny był od zastosowanej konfiguracji procesowej.

Podobnie jak w poprzedniej grupie badań, testy z użyciem rekuperatorów i bez nich, zestawiono parami dla konfiguracji S (T11,T12) i DAF (T13,T14). Natomiast efekt integracji termicznej w konfiguracji SF przedstawiono na przykładzie testów T15 – T17. Przy czym, ten ostatni test stanowił szczególny przypadek, kiedy to proces przeprowadzono z użyciem jedynie rekuperatora dolnego, czyli integracja termiczna była częściowa.

Oceny wpływu danego rozwiązania na energochłonność procesu wychwytu dokonywano głównie na podstawie porównania wartości i składowych współczynnika zużycia ciepła do regeneracji roztworu q_4 (rys. 6.5). W testach z integracją termiczną (T12, T14, T16) osiągnięto wyższą o 5 – 13 p.p. sprawność usuwania, mimo że wykonywano je w warunkach zbliżonych do porównywanych testów bez integracji (T11, T13, T15).

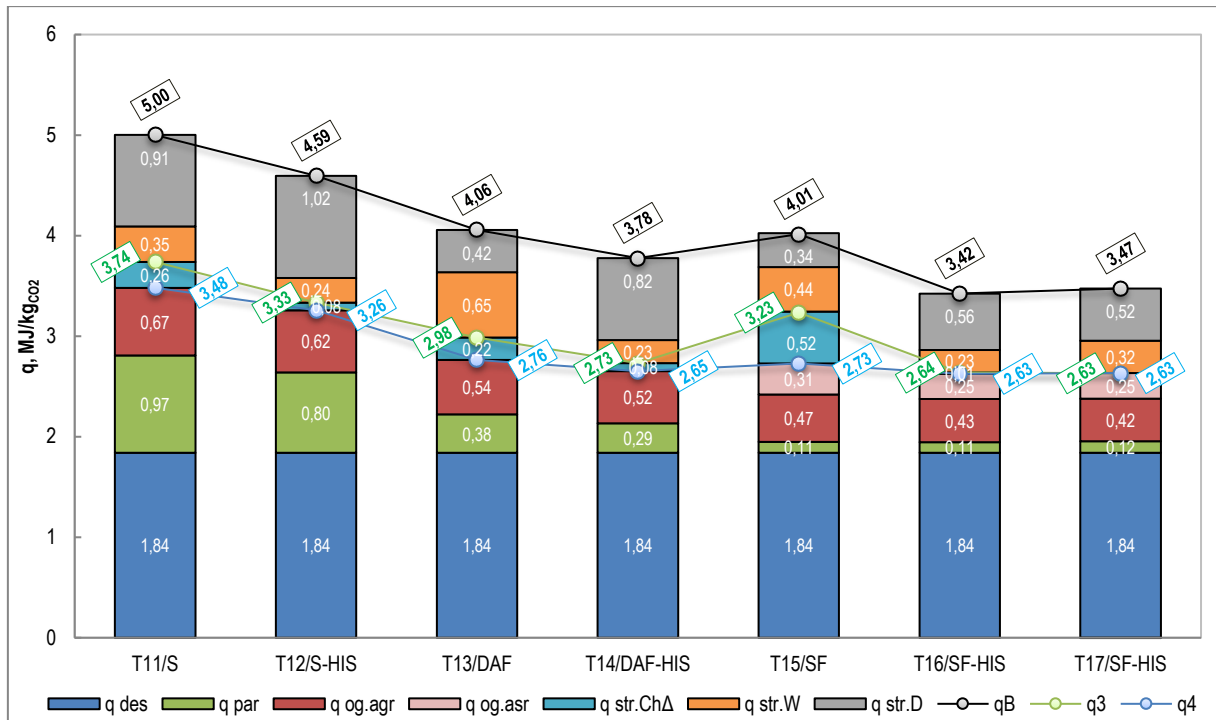
Tab. 6.3 Zestawienie najważniejszych parametrów dla serii testów T11 – T17

Lp.	Pozycja	Ozn.	Wartość						
			4	5	6	7	8	9	10
1.	Nr testu		T11	T12	T13	T14	T15	T16	T17
2.	Konfiguracja procesowa testu (S/DAF/SF ±HIS)		S	S-HIS	DAF	DAF-HIS	SF	SF-HIS	SF-HIS
3.	Sprawność usuwania CO ₂ ze spalin, %	η	84,4	90,3	82,5	87,6	77,2	90,5	89,1
4.	Niepewność sprawności usuwania CO ₂ , %	S_η	1,1	1,0	1,1	1,0	1,2	1,0	1,0
5.	Współczynnik zużycia ciepła do regeneracji roztworu netto, MJ/kg _{CO2}	q_3	3,74	3,33	2,98	2,73	3,25	2,64	2,63
		q_4	3,48	3,26	2,76	2,65	2,73	2,63	2,63
6.	Niepewność współczynnika zużycia ciepła, MJ/kg _{CO2}	S_{q_4}	0,05	0,04	0,04	0,05	0,04	0,04	0,04
7.	Stos. przepływu cieczy do gazu w absorberze, kg/kg	L/G	3,94	3,74	3,22	3,20	4,06	4,01	3,98
8.	Stężenie CO ₂ w spalinach do absorbera, % _{obj.}	C_{21CO_2}	12,11	12,17	13,58	13,66	12,11	12,13	12,15
9.	Suma strumieni ciepła wymienionych poza desorberem po str. gorącej, kW	Q_{wym}	52,36	40,89	45,95	34,14	44,33	32,44	36,27
10.	Suma strumieni ciepła przekazanych w rekuperatorach, kW	Q_{rek}	0,00	13,61	0,00	16,12	0,00	21,30	16,28
11.	Stopień karbonizacji r-ru nasyconego, mol _{CO2} /mol _A	α_{L1}	0,4835	0,4658	0,5773	0,5650	0,6412	0,6380	0,6342
12.	Stopień karbonizacji r-ru zregenerowanego, mol _{CO2} /mol _A	α_{L4}	0,2881	0,2475	0,3309	0,2963	0,3046	0,2419	0,2416
13.	Stopień karbonizacji r-ru średniozreg., mol _{CO2} /mol _A	α_{L5}	0,2881	0,2473	0,3308	0,2963	0,6201	0,6088	0,6098

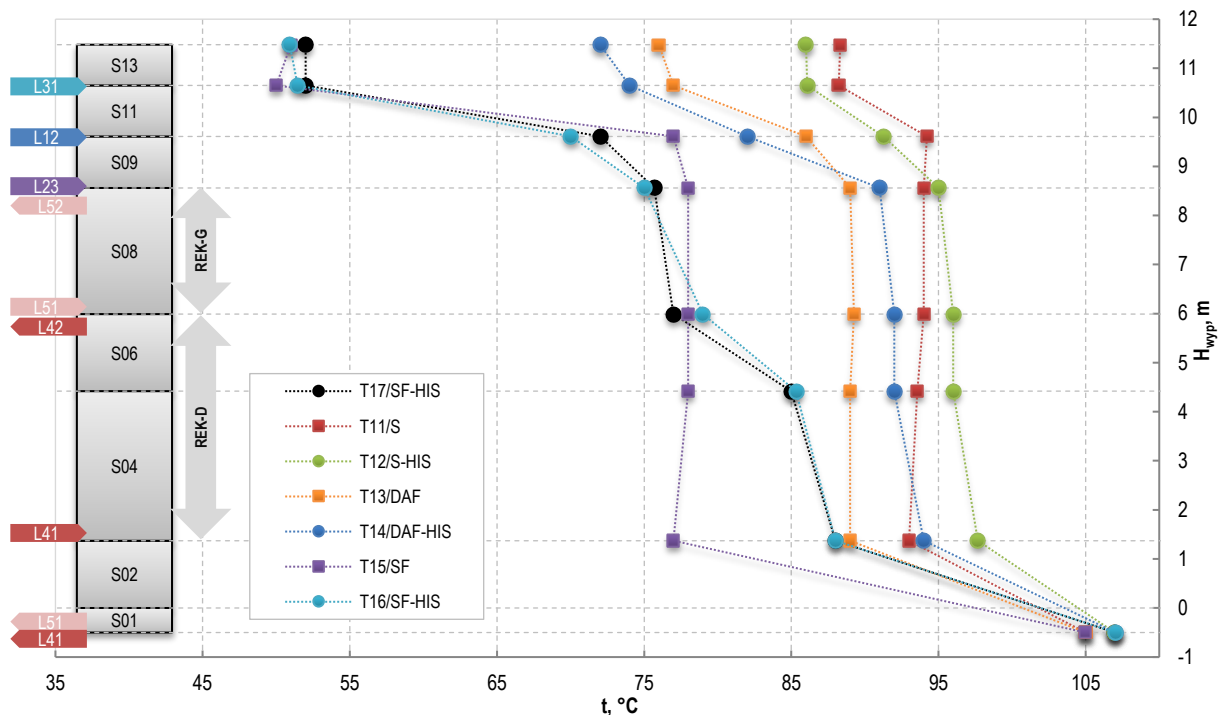
Z badań procesu w konfiguracji standardowej, omówionych na przykładzie testów T11 – T12, wynika, że zastosowanie HIS pozwoliło obniżyć o około 6% energochłonność, wyrażoną współczynnikiem q_4 , którego wartość wyniosła 3,26 MJ/kg_{CO2}. Wyniki badań z testów T13 – T14 pokazały, że wpływ integracji termicznej w konfiguracji DAF był nieco mniejszy. Odnotowano tutaj spadek energochłonności procesu o 4%, uzyskując w T14 współczynnik q_4 równy 2,65 MJ/kg_{CO2}. Zastosowanie integracji termicznej w konfiguracji z rozdzielonymi strumieniami, omówione na przykładzie testów T15 – T17, przyniosło obniżenie energochłonności procesu o około 4%. Dla testów T16 i T17 uzyskano bardzo niski współczynnik q_4 wynoszący 2,63 MJ/kg_{CO2}, przy podwyższonej o ponad 12 p.p. sprawności usuwania CO₂, w porównaniu do testu T15.

Przedstawione na rys. 6.6 profile temperatury wzdłuż wysokości wypełnienia desorbera dla testów konfiguracji S i DAF z integracją termiczną miały zbliżony przebieg. Natomiast w konfiguracji SF wartości temperatury wzdłuż wysokości desorbera były najniższe. Zrównały się one z pozostałymi testami jedynie w sekcji S01, gdzie zainstalowana była wyparka. Na szczycie desorbera, zarówno w teście T16, jak i testach T15 i T17, uzyskano temperaturę niższą o ponad 20°C, względem testu T14. Dzięki temu, q_{par} dla testów w konfiguracji SF był niski i podobny we wszystkich testach. Jego wartość nie zależała od zastosowania integracji termicznej.

Prowadzenie procesu wychwytu z integracją termiczną także i w przypadku wykorzystania roztworu AMP/Pz 10/30% pozwoliło na ograniczenie powierzchni wymiany w obszarze wymienników krzyżowych o 30 – 44%. Ponadto dla testów T11 – T14 zastosowanie HIS pozwoliło na wyraźne zmniejszenie zapotrzebowania na odbiór ciepła w chłodnicy gazu z desorbera o 17 – 23% poprzez obniżenie temperatury na szczycie desorbera.



Rys. 6.5 Składowe współczynnika zużycia ciepła do regeneracji roztworu AMP/Pz 30/10% oraz sprawność usuwania dla testów T11 – T17



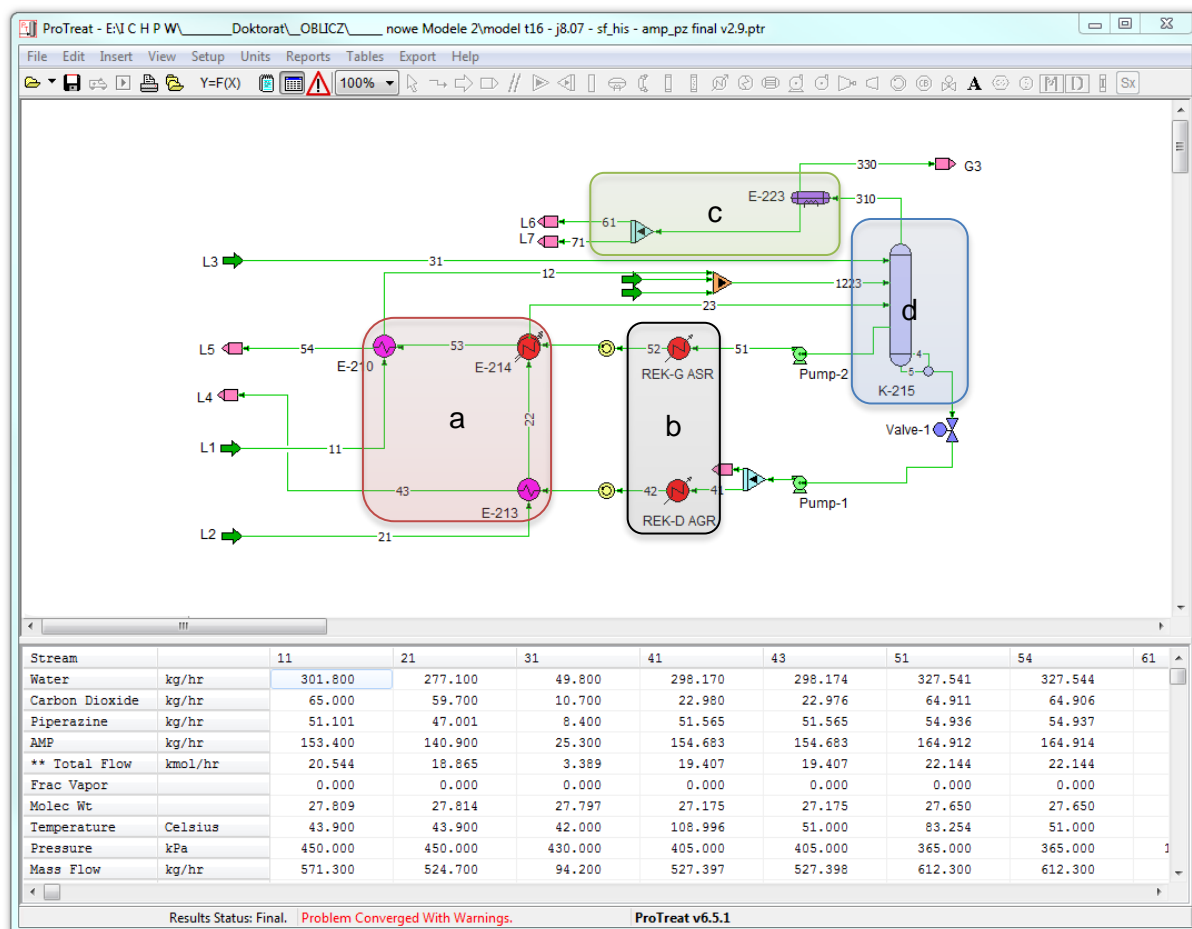
Rys. 6.6 Profil temperatury wzdłuż wysokości wypełnienia desorбера dla testów T11 – T17

7. Badania symulacyjne

Korzystny wpływ integracji termicznej na proces wychwytu CO₂, który został wykazany w badaniach pilotowych, poddano także weryfikacji przy użyciu wykorzystywanego w IChPW programu do symulacji procesowych ProTreat. W tym celu opracowany został model procesu przeznaczony do badania wpływu integracji termicznej na efektywność desorpcji CO₂ z nasyconego roztworu aminowego. Jego graficzną prezentację przedstawiono na rys. 7.1.

Badania symulacyjne przeprowadzono w konfiguracjach S oraz SF. W przypadku konfiguracji DAF obserwowano głównie zmiany procesu w obrębie węzła absorpcji. Desorpcja w tej konfiguracji miała zbliżony przebieg do procesu w konfiguracji S, zatem uznano, że nie jest konieczna jego analiza symulacyjna.

Szczegółową analizę modelowanego procesu prowadzono w oparciu o wyznaczone w obliczeniach profile temperatury i profile masy składników fazy gazowej wzdłuż wysokości wypełnienia. Pozwoliło to zarówno na bardziej szczegółowe zbadanie rozpatrywanego zagadnienia, jak i na ocenę danych eksperymentalnych i symulacyjnych. Należy zaznaczyć, że podstawowym celem badań symulacyjnych nie było jak najlepsze dopasowanie modelu, lecz wykorzystanie jego uniwersalnego charakteru do zbadania wpływu integracji termicznej.



Rys. 7.1 Graficzna prezentacja modelu procesowego do badania wpływu integracji termicznej na efektywność desorpcji CO₂ z nasyconego roztworu aminowego, na przykładzie wyników z testu T16 (a – zespół wymienników krzyżowych, b – układ rekuperatorów „strona zimna”, c – układ schładzania i separacji wilgoci z gazu, d – desorber z rekuperatorami „strona gorąca”)

7.1. Symulacja procesu w konfiguracji S z roztworem AMP/Pz

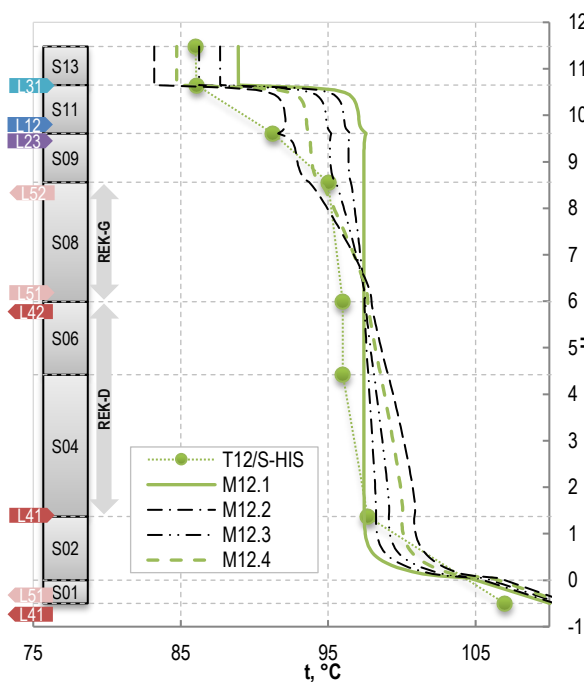
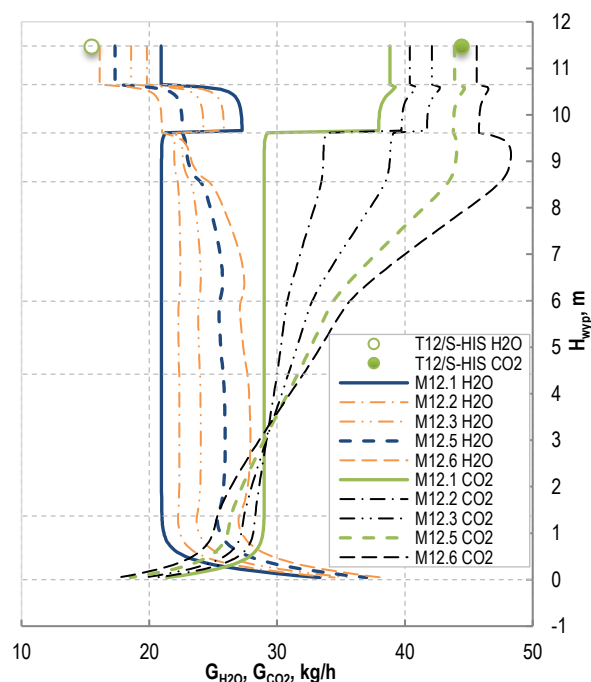
W celu określenia wpływu integracji termicznej na proces desorpcji CO₂ realizowany w konfiguracji standardowej zostały przeprowadzone dwie serie badań symulacyjnych M11 i M12. Badania wykonano, implementując do opracowanego modelu procesowego dane eksperymentalne pochodzące z testów pilotowych, odpowiednio T11 i T12. Najważniejsze wyniki badań przedstawiono w tab. 7.1, w dalszej części szerzej omówiono uzyskane rezultaty na przykładzie serii M12.

Tab. 7.1 Zestawienie podstawowych parametrów testów pilotowych i symulacyjnych dla procesu w konfiguracji S z roztworem AMP/Pz

Lp.	Pozycja	Ozn.	Wartość					
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1.	Nr testu		T11	M11.1	M11.5	T12	M12.5	M12.1
2.	Konfiguracja procesowa testu (S/DAF/SF ±HIS)		S	S	S-HIS	S-HIS	S-HIS	S
3.	Strumień ciepła do regeneracji r-ru w osłonie B4	$Q_{reg,4}$	42,39	42,39	42,39	41,15	41,15	41,15
4.	Przepływ CO ₂ w gazie z desorbera, kg/h	$G_{31 CO_2}$	40,8	40,3	45,1	44,4	43,9	38,8
5.	Przepływ H ₂ O w gazie z desorbera, kg/h	$G_{31 H_2O}$	17,3	18,9	15,5	15,5	17,3	20,9
6.	Temperatura na szczycie desorbera, °C	t_{G31}	88,3	86,8	82,6	86,0	84,7	88,9
7.	Temperatura na dole desorbera, °C	t_{L41}	105,0	109,3	110,4	107,0	111,1	110,0
8.	Współczynnik zużycia ciepła do reg. r-ru w B4, MJ/kgCO ₂	q_4	3,74	3,79	3,38	3,33	3,37	3,82

Profile temperatury i masy składników fazy gazowej

W pierwszej kolejności wykonano test oznaczony w zestawieniu jako M12.5, który bazował na schemacie procesowym i danych z testu T12. Następnie przeprowadzono test M12.1 z wyłączonym układem integracji termicznej, przy pozostałych parametrach niezmiennych. Przebieg profili temperatury obu testów zaznaczono linią ciągłą i przerywaną w kolorze zielonym na rys. 7.2. Dla porównania modelu z danymi eksperymentalnymi na rysunku przedstawiono także punkty pomiaru temperatury z testu T12.


Rys. 7.2 Profile temperatury wzdłuż wysokości wypełnienia desorbera dla testu T12 i serii M12 – Konfiguracja S z roztworem AMP/Pz

Rys. 7.3 Profile masy składników fazy gazowej wzdłuż wysokości wypełnienia desorbera dla testu T12 i serii M12 – Konfiguracja S z roztworem AMP/Pz

Można zaobserwować, że także w tym przypadku, uzyskano w teście symulacyjnym (M12.5) dość zbliżony do testu pilotowego kształt profilu temperatury. Wyniki symulacji w teście M12.5 wskazywały na temperaturę wyższą w sekcjach S01 – S09 oraz niższą w sekcji S11 względem testu pilotowego. Różnica między t_{G31} a t_{L41} w teście M12.5 wynosiła 26,4°C, podczas gdy w teście T12 była równa 21,0°C. Mimo tej różnicy uzyskano zbliżoną ilość

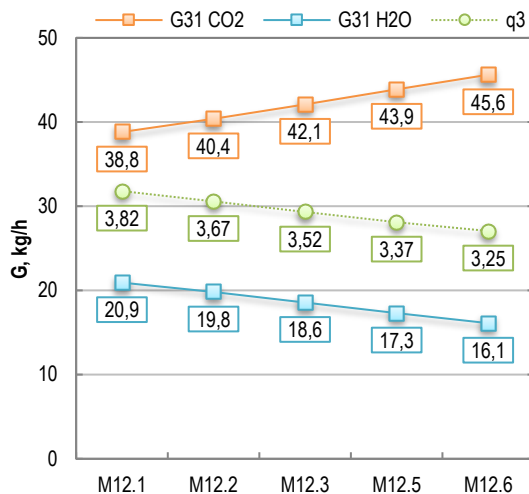
wychwyconego CO₂, jednak ponownie w teście symulacyjnym (M12.5) wartość ta okazała się niższa o 0,5 kg/h względem rezultatu z testu pilotowego. Wyższa temperatura w punkcie dozowania roztworu w M12.5 przyczyniła się do tego, że w tym teście symulacyjnym zawartość wody w gazie wylotowym była większa o 1,8 kg/h niż w odpowiadającym teście pilotowym (T12).

Integracja termiczna

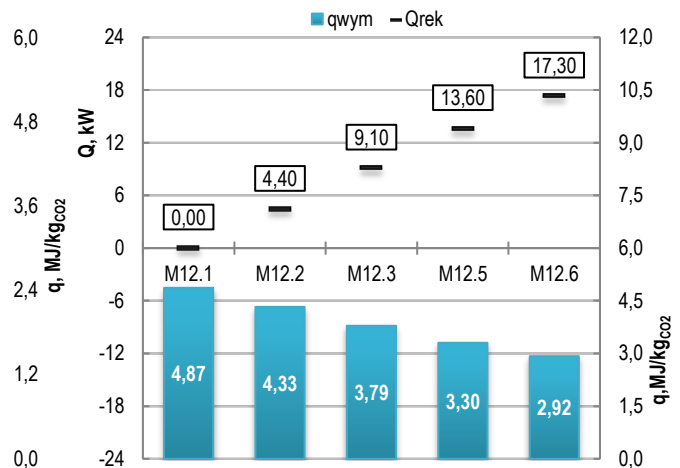
Bardzo wysokie podobieństwo przebiegu profili temperatury i masy składników fazy gazowej wskazuje, że obserwacje dokonane podczas analizy pary testów M11.1 i M11.5, również mają uzasadnienie przy porównaniu testów M12.5 i M12.1. W obydwu seriach symulacyjnych z integracją termiczną uzyskano zbliżone wartości współczynnika q_4 (tab. 7.1).

Różnice średniej temperatury w desorberze podczas obydwu serii nie przyniosły zmian w ocenie wpływu integracji termicznej na proces, ponieważ i tym razem odnotowano istotnie większą (o 5,1 kg/h) ilości uzyskanego CO₂, jeśli porównać M12.5 i M12.1.

Wzrost stopnia integracji termicznej



Rys. 7.4 Zestawienie podstawowych wyników z serii M12



Rys. 7.5 Zestawienie współczynników ciepła wymienionego poza desorberem i strumieni ciepła przekazanych w rekuperatorach podczas serii M12

Bardziej szczegółowy obraz wpływu integracji termicznej na proces można było uzyskać w przypadku testów, w których stopniowo zwiększano Q_{rek} . W tym celu przygotowano i przeprowadzono testy M12.2 i M12.3, w których zadany strumień ciepła do integracji wynosił odpowiednio 32% i 67% wartości Q_{rek} z testu pilotowego T12. Przygotowano także test M12.6, w którym strumień Q_{rek} zwiększono o 27% w stosunku do testu bazowego. Na rys. 7.2 i rys. 7.3 wyniki tych symulacji przedstawiono w postaci cienkich przerywanych linii, w zestawieniu z testami głównymi M12.1 i M12.5. Z kolei wpływ wartości Q_{rek} na wskaźniki procesowe zobrazowano na rys. 7.4 i rys. 7.5. Zmiana kluczowych wskaźników była proporcjonalna do wzrostu wartości Q_{rek} . Wielkość ta w teście bazowym T12, stanowiła 33% wartości strumienia ciepła kierowanego do wyparki $Q_{reg.4}$. Wyniki testu M12.6 wskazują, że dalszy wzrost Q_{rek} , powyżej wartości z testu pilotowego, mógłby prowadzić do jeszcze korzystniejszych wartości q_4 oraz q_{wym} .

7.2. Symulacja procesu w konfiguracji SF z roztworem AMP/Pz

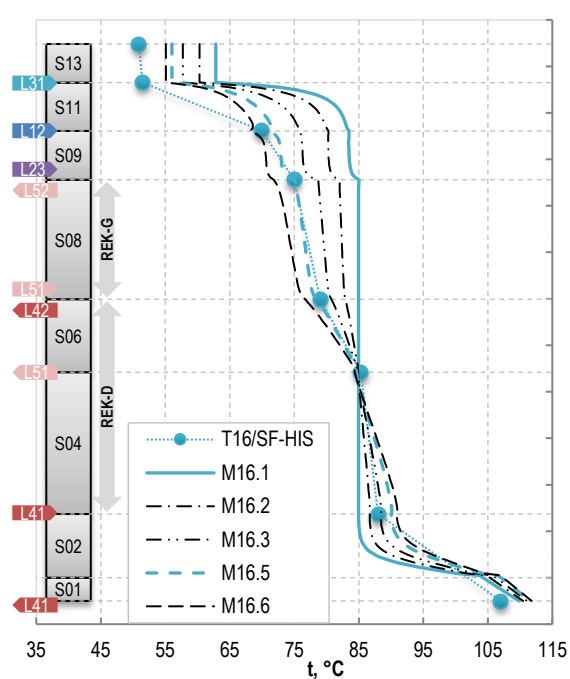
W celu zbadania wpływu integracji termicznej na proces w konfiguracji z rozdzielonymi strumieniami SF, przeprowadzono dwie serie badawcze M15 i M16. W analizie tej oparto się

na wynikach z testów pilotowych T15 i T16. Kluczowe wyniki ujęto w tab. 7.2, w dalszej części przedstawiono uzyskane rezultaty na przykładzie serii M16. Podstawowym celem badań w tej serii było, w pierwszej kolejności, sprawdzenie wpływu analizowanego rozwiązania poprzez bezpośrednie porównanie testów M16.1 i M16.5.

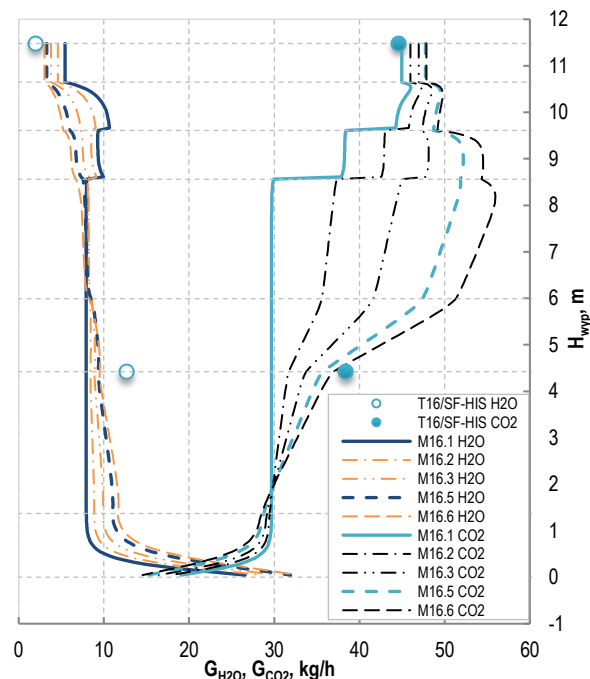
Tab. 7.2 Zestawienie podstawowych parametrów testów pilotowych i symulacyjnych dla procesu w konfiguracji SF z roztworem AMP/Pz

Lp.	Pozycja	Ozn.	Wartość					
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1.	Nr testu		T15	M15.1	M15.5	T16	M16.5	M16.1
2.	Konfiguracja procesowa testu (S/DAF/SF ±HIS)		SF	SF	SF-HIS	SF-HIS	SF-HIS	SF
3.	Strumień ciepła do regeneracji r-ru w osłonie B4	$Q_{reg,4}$	34,29	34,29	34,29	32,68	32,68	32,68
4.	Przepływ CO ₂ w gazie wylotowym z desorbera, kg/h	$G_{31 CO_2}$	38,0	43,4	45,2	44,6	47,7	45,0
5.	Przepływ H ₂ O w gazie wylotowym z desorbera, kg/h	$G_{31 H_2O}$	1,8	3,8	2,4	2,0	3,3	5,4
6.	Temperatura gazu wylotowego z desorbera, °C	t_{G31}	51,0	57,7	52,3	50,9	56,0	62,8
7.	Temperatura roztworu z dołu desorbera, °C	t_{L41}	105,0	109,7	111,3	107,0	111,6	109,8
8.	Współczynnik zużycia ciepła do reg. r-ru w B4, MJ/kgCO ₂	q_4	3,25	2,85	2,73	2,64	2,46	2,62

W kolejnym etapie sprawdzono wpływ integracji termicznej na proces poprzez stopniowe zwiększanie obciążenia cieplnego rekuperatorów w testach M16.2, M16.3 i M16.6.



Rys. 7.6 Profile temperatury wzdłuż wysokości wypełnienia desorbera dla testu T16 i serii M16 – Konfiguracja SF z roztworem AMP/Pz



Rys. 7.7 Profile masowe składników fazy gazowej wzdłuż wysokości wypełnienia desorbera dla testu T16 i serii M16 – Konfiguracja SF z roztworem AMP/Pz

7.3. Podsumowanie badań symulacyjnych

Uzyskane wyniki badań symulacyjnych potwierdziły rezultaty z badań pilotowych dotyczące korzystnego wpływu integracji termicznej na energochłonność procesu desorpcji CO₂. Wszystkie przeprowadzone serie symulacyjne z roztworem AMP/Pz wykazały redukcję współczynnika zużycia ciepła do regeneracji q_4 po uwzględnieniu HIS, i tak:

- w przypadku testów w konfiguracji S w ramach serii M11 redukcja ta wyniosła 11%, a w serii M12 12% (tab. 7.1),
- w przypadku testów w konfiguracji SF w ramach serii M15 redukcja ta wyniosła 4%, a w serii M16 6% (tab. 7.2).

Przeprowadzone badanie symulacyjne procesu wykorzystującego roztwór MEA w konfiguracji standardowej także wykazało korzystny wpływ integracji termicznej. Uzyskano wówczas redukcję współczynnika q_4 na poziomie 9%.

Wpływ integracji termicznej na pracę układu desorpcji

Stopniowe zwiększanie udziału integracji termicznej w seriach symulacyjnych M12 i M16 pozwoliło na określenie ogólnego charakteru zmian zachodzących w procesie w wyniku oddziaływania strumienia ciepła przekazywanego w rekuperatorach. Część z tych zjawisk obserwowano jeszcze na etapie badań pilotowych, jednak pozostałe były możliwe do identyfikacji dopiero po analizie profili masy składników fazy gazowej. Przedstawione poniżej wnioski zostały wyciągnięte z analizy wyników dotyczących badań z roztworem AMP/Pz. Warto jednak podkreślić, że są one także właściwe dla procesu z roztworem MEA.

Podsumowując zebrany materiał badań symulacyjnych, można stwierdzić, że wzrost Q_{rek} powodował:

- wzrost temperatury w dolnej strefie desorbera, w konfiguracji S w sekcjach S01 – S06, zaś w konfiguracji SF w sekcjach S01 – S04;
- spadek ilości CO₂ w fazie gazowej opuszczającej wyparkę desorbera ($G_{S02\ CO_2}$);
- wzrost ilości H₂O w fazie gazowej opuszczającej wyparkę desorbera ($G_{S02\ H_2O}$);
- wzrost temperatury roztworu zregenerowanego opuszczającego desorber (t_{L41});
- wzrost ilości CO₂ w fazie gazowej opuszczającej strefy rekuperacji desorbera ($G_{S09\ CO_2}$), co z kolei skutkowało wzrostem ilości CO₂ w gazie opuszczającym desorber ($G_{31\ CO_2}$), a zatem występował spadek współczynnika q_{par} oraz współczynnika q_{og} ;
- spadek stopnia karbonizacji roztworu opuszczającego strefę rekuperacji w desorberze α_{S02} , a co za tym idzie, spadek karbonizacji roztworu opuszczającego desorber α_{L41} ;
- spadek temperatury strumieni roztworu zregenerowanego, opuszczającego rekuperatory t_{L42} i t_{L52} , czego skutkiem z kolei był:
 - mniejszy strumień ciepła przekazany do roztworu nasyconego w wymiennikach krzyżowych Q_{wym} ;
 - spadek temperatury strumieni roztworu nasyconego t_{L12} i t_{L23} , dozowanych do sekcji S09 – S11 desorbera;
 - spadek temperatury w górnej części desorbera, powyżej sekcji S06 (w konfiguracji SF powyżej S04) i na wylocie z desorbera t_{G31} ;
 - pogorszenie lub brak warunków do gwałtownej desorpcji CO₂ i odparowania wody z roztworu w miejscu dozowania strumieni roztworu nasyconego do desorbera;
 - spadek ilości pary wodnej w fazie gazowej w górnej strefie desorbera (sekcja S11) i na wylocie z desorbera $G_{31\ H_2O}$, co prowadziło do obniżenia współczynnika q_{par} .

W przypadku procesu w konfiguracji SF, gdzie t_{L52} była zazwyczaj dużo niższa, zjawiska wymienione w ostatnim punkcie miały istotnie mniejszy wymiar niż w konfiguracji S.

8. Analiza kosztowa wprowadzenia integracji termicznej

W celu wykazania korzyści z praktycznego zastosowania integracji termicznej desorbera, omawianej w niniejszej pracy, przeanalizowano jej wpływ na koszty wychwytu CO₂ w instalacji zaplanowanej do współpracy z istniejącym blokiem węglowym. Uproszczona analiza polegała na porównaniu szacunkowych kosztów wybudowania i eksploatacji przemysłowego obiektu wykonanego w konfiguracji zawierającej klasyczny układ desorpcji – „Wariant A” oraz obiektu zawierającego zmodyfikowany układ desorpcji, uzupełniony o integrację termiczną w postaci wbudowanych w desorber wymienników ciepła – „Wariant B”. Porównanie zostało przeprowadzone z wykorzystaniem wyników badań pilotowych usuwania CO₂ w konfiguracji standardowej z roztworem MEA 30%, na podstawie testów T01 – T02.

Wyczerpanie kosztowe przeprowadzono na przykładzie danych literaturowych. Jako obiekt odniesienia przyjęto przypadek nr 4 (117,9 Mg_{CO2}/h) z raportu pt.: „Carbon Dioxide Capture from Existing Coal-Fired Power Plants”, opublikowanego przez Narodowe Laboratorium Technologii Energetycznych (NETL) w USA w roku 2007 [6].

Algorytm szacowania nakładów inwestycyjnych przyjęto zgodnie z metodologią stosowaną w IChPW, która została opracowana z uwzględnieniem metody wykładniczej, metody indeksów wzrostu cen oraz metody czynnikowej szacowania nakładów.

Zastosowanie układu HIS wpływa w istotnym stopniu na niektóre składniki kosztów instalacji, przede wszystkim na te związane z układem desorpcji. W tab. 8.1 przedstawiono składniki procesu, których koszty różnią się dla obydwu wariantów po wprowadzeniu integracji termicznej desorbera dla procesu wykorzystującego roztwór MEA 30%.

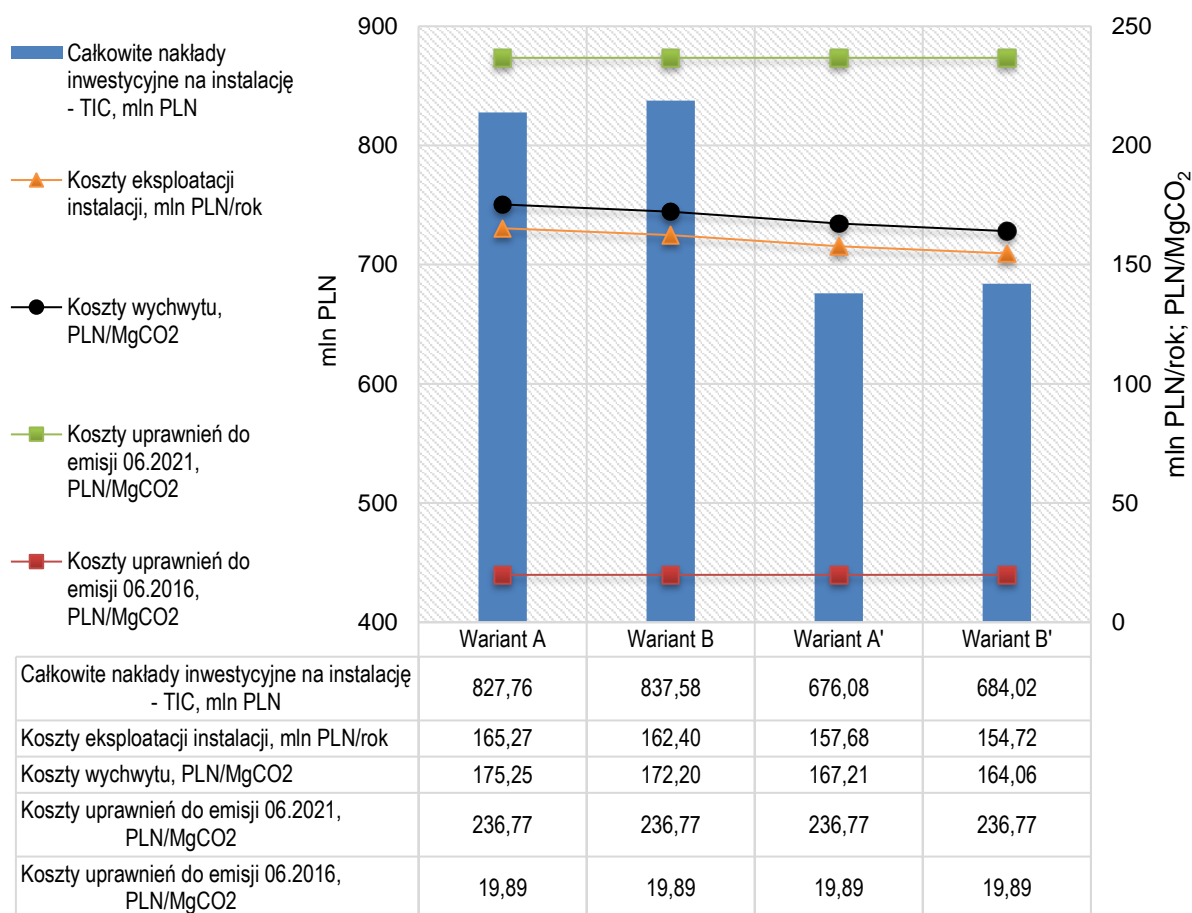
Podczas opracowywania raportu NETL jego autorzy oszacowali ryzyko projektowe i dla układu CCP przyjęli rezerwę na poziomie 25% sumarycznych kosztów bezpośrednich (BEC). W kosztorysowaniu pozycja ta jest dodatkowym czynnikiem, który uwzględnia koszty, które byłyby zidentyfikowane w bardziej szczegółowym projekcie dla konkretnej lokalizacji, z uwzględnieniem integracji obiektu z docelową infrastrukturą przemysłową. Jednocześnie dla technologii odsiarczania spalin powszechnie stosowanej w przemyśle, przyjęli ten koszt na poziomie 11% BEC.

Tab. 8.1 Zestawienie wariantów przyjętych do analizy kosztowej

Lp.	Pozycja	Wariant A	Wariant B	Wariant A'	Wariant B'
1	2	3	4	5	6
1.	Układ desorpcji	Standard	HIS	Standard	HIS
2.	Gabaryty desorbera	100%	300%	100%	300%
3.	Moc cieplna wymienników krzyżowych	100%	67%	100%	67%
4.	Moc cieplna wyparek desorbera	100%	93%	100%	93%
5.	Zużycie pary wodnej do regeneracji	100%	93%	100%	93%
6.	Moc cieplna chłodnicy separatora kondensatu	100%	73%	100%	73%
7.	Dojrzałość procesu	Niska	Niska	Wysoka	Wysoka
8.	Nieprzewidziane wydatki projektu	25% BEC	25% BEC	11% BEC	11% BEC
9.	Nieprzewidziane wydatki technologii	18% BEC	18% BEC	0% BEC	0% BEC

Przy obliczaniu całkowitych nakładów inwestycyjnych (TIC) uwzględniona została także rezerwa na ryzyko procesowe na poziomie 18% BEC. Ten składnik kosztów zwykle jest ściśle powiązany z poziomem dojrzałości technologicznej procesu. Dla układów wykorzystywanych komercyjnie, współczynnik ten szacuje się zazwyczaj na poziomie 0 – 10%.

W celu określenia rocznych kosztów eksploatacyjnych rozpatrywanych wariantów zastosowano aktualne na 01.06.2021 dane cenowe mediów eksploatacyjnych dla warunków krajowych. W analizie ujęto koszty operacyjne oraz amortyzację określoną na podstawie całkowitych nakładów inwestycyjnych. Przy ocenie kosztów operacyjnych stwierdzono, że udział kosztów pary wodnej używanej do regeneracji absorbentu wynosi około 30% wszystkich kosztów, zatem niewielkie nawet oszczędności tego medium, w istotny sposób wpływają na obniżenie kosztów operacyjnych instalacji. Wykonana analiza, bazująca na wynikach badań pilotowych, wykazała, że zmniejszenie zapotrzebowania na ciepło regeneracji o 7% w wariantcie B, spowodowało redukcję rocznych kosztów operacyjnych o około 3,36 mln PLN.



Rys. 8.1 Porównanie nakładów inwestycyjnych i kosztów eksploatacyjnych dla czterech analizowanych wariantów w relacji do aktualnej i archiwalnej ceny uprawnień do emisji CO₂

(Wariant A – instalacja wychwyty CO₂ w standardowej konfiguracji; Wariant B – instalacja wychwyty CO₂ w konfiguracji z HIS; Wariant A' – instalacja wychwyty CO₂ w standardowej konfiguracji - proces dojrzały komercyjnie; Wariant B' – instalacja wychwyty CO₂ w konfiguracji HIS - proces dojrzały komercyjnie)

Znając roczne koszty eksploatacyjne CCP oraz strumień wychwyconego CO₂, obliczono koszt wychwyty dla rozpatrywanego obiektu energetycznego. Uzyskane wartości podano w przeliczeniu na tonę usuniętego CO₂ i porównano do cen uprawnień do emisji CO₂ z czerwca 2016 roku oraz z 2021 roku. Na tej podstawie można ocenić jak zmieniła się opłacalność realizacji przedsięwzięcia zarówno w wariantcie standardowym jak i z integracją termiczną w okresie ostatnich pięciu lat. Wyniki przedstawiono na rys. 8.1.

Według przewidywań dla nowo planowanych obiektów CCS w USA, m in. Gerald Gentleman oraz San Juan, podawane są koszty wychwyty CO₂ mieszczące się w zakresie 157 – 238 PLN/Mg_{CO₂} (43 – 65 USD/Mg_{CO₂}) [7,8]. Można zatem uznać, że wyliczenia zamieszczone w niniejszej pracy, przeprowadzone w ramach uproszczonej analizy, dają wiarygodne oszacowanie kosztów układu CCP zarówno z integracją termiczną jak i bez niej.

9. Podsumowanie i wnioski

Celem badań przeprowadzonych w niniejszej pracy było sprawdzenie wpływu integracji termicznej desorbera na proces aminowego usuwania CO₂ ze spalin kotłowych. Dokonano w związku z tym porównania energochłonności procesu z wykorzystaniem zmodyfikowanego desorbera względem procesu z desorberem bez integracji termicznej. Analiza porównawcza obejmowała wyniki badań pilotowych i symulacyjnych oraz zagadnienia kosztowe wprowadzenia modyfikacji procesu.

W ramach programu badawczego zrealizowano badania pilotowe z wykorzystaniem wodnych roztworów MEA 30% oraz AMP/Pz 30/10%. Wyniki badań zostały poddane procedurze uwiarygodnienia danych pomiarowych, dzięki czemu można było sporządzić bilanse masowe, wyznaczyć straty ciepła i współczynniki zużycia ciepła w procesie. Do analizy porównawczej wybrano testy prowadzone w zbliżonych warunkach i pozbawione znacznych błędów pomiarowych, co w przypadku badań pilotowych dało podstawę do sformułowania następujących wniosków:

- Zastosowanie integracji termicznej desorbera prowadzi do istotnego zmniejszenia energochłonności procesu aminowego usuwania CO₂ ze spalin kotłowych.
- Zależnie od wykorzystywanego w procesie roztworu absorpcyjnego oraz od wybranej konfiguracji procesowej, wartość współczynnika zużycia ciepła do regeneracji absorbentu q , została obniżona o 4 – 7% po włączeniu integracji termicznej desorbera.
- Stwierdzono, że takie obniżenie uzyskuje się poprzez redukcję wartości składników współczynnika q w danym procesie. Dwie jego składowe: q_{par} – ciepło na odparowanie wody z roztworu oraz q_{og} – ciepło do ogrzania roztworu, ulegają obniżeniu dzięki zastosowaniu HIS. Natomiast trzeci składnik, q_{des} – ciepło desorpcji CO₂ z roztworu, jest niezależny od analizowanej modyfikacji procesu.
- Najniższe wartości współczynnika zużycia ciepła, w zakresie 2,61 – 2,63 MJ/kgCO₂, uzyskano podczas serii testów z wykorzystaniem roztworu AMP/Pz w konfiguracji SF z integracją termiczną desorbera, przy zachowaniu sprawności usuwania CO₂ ze spalin powyżej 90%. Warto podkreślić, że wynik taki jest zbliżony do parametrów obecnie oferowanych komercyjnie technologii wychwytu CO₂ ze spalin bloków węglowych.
- Zastosowanie HIS spowodowało obniżenie temperatury procesu w górnej części desorbera, co ograniczyło ilość pary wodnej opuszczającej desorber. Dzięki temu wartość q_{par} zmniejszyła się względem układu bez HIS, a razem z nią wartość całkowitego współczynnika q .
- Na podstawie badań porównawczych prowadzonych w trzech konfiguracjach procesu wychwytu stwierdzono, że przy wykorzystaniu HIS wartość q_{par} obniżała się najbardziej w standardowej konfiguracji S. Efekt ten był mniej korzystny, jeśli równolegle w procesie zastosowana była inna konfiguracja procesowa, która także prowadziła do obniżenia temperatury procesu na szczycie desorbera, jak to miało miejsce w przypadku konfiguracji SF. Można zatem uznać, że im wyższa jest wartość q_{par} w danym procesie tym efekt jej obniżenia poprzez wprowadzenie HIS jest większy.
- Działanie układu HIS powodowało podwyższenie temperatury procesu w środkowej i dolnej części desorbera, co sprzyjało poprawieniu siły napędowej procesu desorpcji. Prowadziło to do głębszej regeneracji roztworu, a co za tym idzie, uzyskania większej ilości zdesorbowanego CO₂. W związku z tym, że odbywało się to bez dodatkowego nakładu ciepła w wyparce, obniżała się wartość q_{og} , a z nią wartość całkowitego współczynnika zużycia ciepła do regeneracji q .

- Stwierdzono, że stopień obniżenia energochłonności poprzez zastosowanie HIS zależy także od właściwości zastosowanego absorbentu. W badaniach z roztworem MEA 30%, który miał wyższą wartość ciepła właściwego c_w , proces charakteryzował się wyższą wartością q_{og} . W przypadku testów pilotowych z tym absorbentem zastosowanie HIS przyniosło redukcję współczynnika q o 5 – 7%, podczas gdy dla testów z roztworem AMP/Pz 30/10%, było to 4 – 6%. Można zatem uznać, że im wyższa jest wartość q_{og} w danym procesie, tym większy będzie efekt jej zredukowania poprzez zastosowanie HIS.
- Z analizy wpływu L/G na proces wychwytu wynika, że optymalna wartość q zależy od znalezienia minimum we wzajemnej zależności między q_{par} i q_{og} . Położenie tego minimum zależy między innymi od konfiguracji procesowej, zatem w modyfikacjach, których efektem jest obniżenie temperatury na szczycie desorbera, a w konsekwencji zmniejszenie q_{par} , jak to ma miejsce przy zastosowaniu HIS, zmniejsza się optymalna wartość L/G . Może to wpłynąć pozytywnie na efektywność ekonomiczną procesu poprzez obniżenie gabarytów urządzeń i kosztów związanych z przetłaczaniem i chłodzeniem roztworu.
- Wprowadzenie integracji termicznej desorbera, poprzez zabudowanie w nim rekuperatorów, wymaga istotnych zmian konstrukcyjnych, co pociąga za sobą wzrost nakładów inwestycyjnych dla tego aparatu. Z drugiej jednak strony zależnie od zastosowanej konfiguracji procesu, obniża się wtedy wymagana powierzchnia wymiany ciepła w wymiennikach krzyżowych (o 30 – 44%), w wyparce desorbera (o 4 – 7%), a także chłodnicy separatora kondensatu (o nawet 28%). Czynniki te wpływają na obniżenie nakładów inwestycyjnych całej instalacji wychwytu. Po stronie kosztów eksploatacyjnych dzięki wprowadzeniu HIS można się spodziewać obniżenia zapotrzebowania na parę wodną do regeneracji absorbentu (o 4 – 7%) oraz mniejszego zapotrzebowania na wodę chłodzącą do separatora kondensatu (o nawet 28%).

Opracowane wyniki badań pilotowych w formie szczegółowego bilansu masowego stanowiły bazę wejściową do przygotowania modelu procesu wychwytu w programie ProTreat. Badania symulacyjne wpływu zastosowania integracji termicznej desorbera wykazały, że może dzięki niej nastąpić obniżenie współczynnika q o 4 – 12%.

W badaniach symulacyjnych potwierdzono także pozostałe najważniejsze wnioski i obserwacje dotyczące korzystnego wpływu zastosowania integracji termicznej w procesie wychwytu, które zostały sformułowane na podstawie wyników badań pilotowych. Obliczenia symulacyjne umożliwiły także przeprowadzenie analizy składu fazy gazowej i ciekłej wzdłuż wysokości desorbera oraz śledzenie procesu desorpcji w sytuacji, gdy strumienie ciepła przekazywane w rekuperatorach były zwiększane stopniowo.

Analiza kosztowa implementacji rekuperatorów wewnątrz desorbera, przygotowana dla konfiguracji S z roztworem MEA 30%, wykazała wzrost nakładów inwestycyjnych dla przemysłowej instalacji wychwytu. Jednak ograniczenie zużycia ciepła, wynikające z zastosowania HIS, prowadzi finalnie do tego, że roczne koszty eksploatacyjne były niższe niż w rozwiązaniu standardowym o około 1,8%. Inwestycja taka powinna się zwrócić po 41 miesiącach dla instalacji o dużym stopniu niepewności technologicznej. Natomiast przyjmując ryzyko jak dla dojrzałej technologii oczekiwany zwrot z inwestycji wynosi 32 miesiące.

Dodatkową motywacją do podjęcia działań związanych z implementacją tego typu rozwiązania do praktyki przemysłowej będzie polityka energetyczno-klimatyczna. Natomiast efektywność ekonomiczna zależna będzie od cen uprawnień do emisji CO₂. Biorąc pod uwagę

dzisiejszy ich poziom, budowa zarówno instalacji wychwytu w konfiguracji klasycznej jak i instalacji z HIS jest opłacalna.

Podczas realizacji niniejszej pracy zidentyfikowano kilka obszarów, dla których warto rozważyć wykorzystanie integracji termicznej desorbera oraz wybrać kierunki kolejnych prac badawczych i rozwojowych:

- oczyszczanie spalin z bloków gazowo–parowych, które charakteryzują się mniejszym stężeniem CO₂ i spodziewana jest większa energochłonność tego typu obiektów,
- wykorzystanie zewnętrznych źródeł ciepła niskotemperaturowego do wspomaganie regeneracji absorbentu w procesie wychwytu CO₂,
- implementacja dla obiektów przemysłowych wytypowanych do ograniczenia emisji CO₂, w których występuje deficyt pary wodnej, a dostępne strumienie ciepła mają rozmaite parametry oraz formy,
- modernizacja istniejących instalacji absorpcyjnego oczyszczania gazów pod kątem zwiększenia efektywności produkcji.

Wdrożenie integracji termicznej desorbera zależeć będzie od opracowania rozwiązań konstrukcyjnych pozwalających na implementację tej modyfikacji dla desorberów w średniej i dużej skali. Biorąc jednak pod uwagę funkcjonowanie podobnych rozwiązań w przemyśle chemicznym, nie wydaje się to skomplikowanym wyzwaniem. Ocenia się, że przedstawione w niniejszej pracy analizy mogą stanowić podstawy do działań projektowych zmodyfikowanego procesu wychwytu CO₂ w większej skali.

WYKAZ SKRÓTÓW

AGR	Strumień głęboko zregenerowanego roztworu aminowego
AMP	2-amino-2-metylo-1-propanol
ASR	Strumień średnio zregenerowanego roztworu aminowego
BEC	Koszty bezpośrednie instalacji (ang. <i>Bare Erected Cost</i>)
CCP	Instalacja do wychwytu CO ₂ (ang. <i>Carbon Capture Plant</i>)
CCS	Wychwyt i składowanie CO ₂ (ang. <i>Carbon Capture and Storage</i>)
DAF	(ang. <i>Double Absorber Feed</i>)
HIS	(ang. <i>Heat Integrated Stripper</i>)
MEA	Monoetanolamina
NETL	Narodowe Laboratorium Technologii Energetycznych w USA
REK-D	Rekuperator dolny
REK-G	Rekuperator górny
SF	(ang. <i>Split Flow</i>),
TE	Sumaryczne koszty zakupu wyposażenia instalacji (ang. <i>Total Equipment</i>)
TIC	Całkowite nakłady inwestycyjne na instalację (ang. <i>Total Investment Cost</i>)

WYKAZ OZNACZEŃ

Symbole

C_{abs}	– molowe ciepło absorpcji, J/mol
C_w	– molowe ciepło właściwe, J/mol·K
G	– przepływ masowy strumienia fazy gazowej, kg/h
G_i	– przepływ masowy składnika fazy gazowej i w strumieniu, kg/h
L	– przepływ masowy strumienia fazy ciekłej, kg/h
L_i	– przepływ masowy składnika i w strumieniu fazy ciekłej, kg/h

P, p	– ciśnienie, Pa, bar
Q	– strumień ciepła, W, J/h
q, q'	– współczynnik zużycia ciepła do regeneracji roztworu w przeliczeniu na ilość wychwyconego CO ₂ , MJ/kg _{CO2} , MJ/kmol _{CO2}
t, T	– temperatura, °C, K
α	– stopień karbonizacji roztworu, mol _{CO2} /mol _A
Δt	– różnica temperatury roztworu na wejściu i wyjściu z osłony bilansowej, °C
Δx_{CO2}	– różnica stężenia CO ₂ w roztworze na wlocie i wylocie z osłony bilansowej, w postaci ułamka molowego, mol/mol
η	– sprawność usuwania CO ₂
Φ	– stopień refluksu, mol/mol, Pa/Pa

Indeksy

<i>des</i>	– dotyczy ciepła do desorpcji CO ₂ z roztworu
<i>og</i>	– dotyczy ciepła do ogrzania roztworu
<i>par</i>	– dotyczy ciepła do odparowania wody z roztworu
<i>reg</i>	– dotyczy regeneracji roztworu
<i>rek</i>	– dotyczy ciepła przekazanego w rekuperatorach
<i>str</i>	– dotyczy strat ciepła
<i>wym</i>	– dotyczy ciepła wymienionego poza desorberem

LITERATURA

- [1] Kohl A.L., Nielsen R.: Gas Purification. 5th edition. Gulf Professional Publishing, Houston, Tex, 1997.
- [2] Feron P.: Absorption-Based Post-Combustion Capture of Carbon Dioxide. Woodhead Publishing, 2016.
- [3] Leites I.L.: Thermodynamics of CO₂ solubility in mixtures monoethanolamine with organic solvents and water and commercial experience of energy saving gas purification technology. Energy Convers. Manag., Vol. 39, No.16, 1998, 1665–1674.
- [4] Oyenekan B.A., Rochelle G.T.: Energy Performance of Stripper Configurations for CO₂ Capture by Aqueous Amines. Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 45, No.8, 2006, 2457–2464.
- [5] Karimi M., Hillestad M., Svendsen H.F.: Positive and Negative Effects on Energy Consumption by Inter-heating of Stripper in Co₂ Capture Plant. Energy Procedia, Vol. 23, 2012, 15–22.
- [6] Ramezan M., Skone T.J., Ciferno J.P.: Carbon Dioxide Capture from Existing Coal-Fired Power Plants. National Energy Technology Laboratory, 2007.
- [7] DOE Sponsored Report On Impact of San Juan Generating Station | Enchant Energy. The U.S. Department of Energy, 2020.
- [8] Kearns D., Liu H., Consoli C.: Technology Readiness and Costs of CCS. Global CCS Institute, 2021.

DOROBEK AUTORA Z ZAKRESU PRACYPublikacje w czasopismach wymienionych w wykazie MNiE, posiadające indeks IF

1. A. Tatarczuk, M. Stec, M. Ściążko, L. Więclaw-Solny, A. Krótki, "Concept of a demo carbon-capture plant for coal-fired power unit", *Przemysł Chemiczny*, vol. 95, issue 11, pp. 2322-2325, 11/2016 (IF: 0,485), (MEiN: 40)
2. M. Stec, Tatarczuk A., Więclaw-Solny L., Krótki A., Spietz T., Wilk A., Śpiewak D., "Demonstration of a post-combustion carbon capture pilot plant using amine-based solvents at the Łaziska Power Plant in Poland", *Clean Technologies and Environmental Policy*, vol. 18, 151–160, 2016 (IF: 2,429), (MEiN: 100)
3. M. Stec, A. Tatarczuk, L. Więclaw-Solny, A. Krótki, M. Ściążko, S. Tokarski, "Pilot plant results for advanced CO₂ capture process using amine scrubbing at the Jaworzno II Power Plant in Poland", *Fuel*, 2015 (IF: 5,578), (MEiN: 140)
4. A. Krótki, A. Tatarczuk, M. Stec, T. Spietz, L. Więclaw-Solny, A. Wilk, A. Cousins, "Experimental results of split flow process using AMP/PZ solution for post-combustion CO₂ capture", *Greenhouse Gases: Science and Technology*, 01/2017 (IF: 1,979), (MEiN: 70)
5. T. Spietz, M. Stec, A. Wilk, A. Krótki, A. Tatarczuk, L. Więclaw-Solny, "Density correlation of carbonated amine solvents for CO₂ loading determination", *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 08/2018 (IF: 1,060), (MEiN: 40)
6. L. Więclaw-Solny, A. Krótki, A. Tatarczuk, M. Stec, A. Wilk, T. Spietz, "The development of flue gases CO₂ capture process", *Przemysł Chemiczny*, vol. 96, issue 1, pp. 224-229, 01/2017 (IF: 0,485), (MEiN: 40)

Przyznane patenty

1. Budner Z., T. Ładak, A. Sobolewski, M. Ściążko, A. Tatarczuk, J. Tchórz, S. Tokarski, L. Więclaw-Solny, A. Wilk, J. Wójcik, "Sposób usuwania ditlenku węgla z gazów spalinowych", *Urząd Patentowy RP*, no. P.413675, PL231428B1, 02/2019
Ang.: Method for removal of carbon dioxide from combustion gases
2. Budner, Z., J. Dula, J. Wójcik, A. Sobolewski, L. Więclaw-Solny, A. Tatarczuk, A. Krótki, "Urządzenie do regeneracji roztworów absorpcyjnych", *Urząd Patentowy RP*, no. P.414918, PL230640B1, 11/2018
Ang.: Device for regeneration of absorptive solutions
3. Budner, Z., J. Dula, J. Wójcik, A. Sobolewski, L. Więclaw-Solny, A. Tatarczuk, A. Krótki, "Sposób regeneracji roztworów absorpcyjnych", *Urząd Patentowy RP*, no. P.414919, PL230641B1, 11/2018
Ang.: Method for regeneration of absorptive solutions
4. Budner, Z., A. Krótki, T. Ładak, J. Popowicz, A. Sobolewski, M. Ściążko, A. Tatarczuk, J. Tchórz, S. Tokarski, L. Więclaw-Solny, et al., "Sposób regeneracji roztworów absorpcyjnych alkanoloamin w procesie usuwania ditlenku węgla z gazów spalinowych", *Urząd Patentowy RP*, no. P.413674, PL230638B1, 11/2018
Ang.: Method for regeneration of absorptive solutions in the process of removing carbon dioxide from combustion gases
5. Więclaw-Solny L., Krótki A., Tatarczuk A., Sobolewski A., Wilk A., Spietz T., Chwoła T., Stec M., Jastrzab K., Dobras S., Liszka M., Malik T., Zdeb J., Smółka W.: "Sposób integracji cieplnej syntezy gazu naturalnego z modułem usuwania CO₂", no. *Urząd Patentowy RP*, no. P.428477, PL238451B1, 09/2021
Ang.: A method of integrating the thermal synthesis of natural gas with the CO₂ removal module

Wyniki prezentowane osobiście na konferencjach

1. International Conference on Clean Coal Technologies (CCT2019), A. Tatarczuk, "CO₂ to SNG Pilot Plant at Tauron's coal-fired Power Plant: Initial Results and Further Opportunities", Houston, USA, 06/2019 (referat)
2. CoalTech2051 A. Tatarczuk "CO₂ Methanation System for Electricity Storage Through SNG Production", Katowice, 03/2019 (referat)
3. 3rd Post Combustion Capture Conference (PCCC3), A. Tatarczuk, M. Stec, L. Więclaw-Solny, A. Krótki, T. Spietz, A. Wilk, D. Śpiewak, J. Janikowski, "Pilot plant results for advanced CO₂ capture process using AMP/PZ solvent at Tauron's coal-fired Power Plant", Regina, Kanada, 11/2015 (referat)
4. International Conference on Clean Coal Technologies (CCT2019), A. Tatarczuk, "Advanced CO₂ capture pilot plant at Tauron's coal-fired power plant in Jaworzno", Kraków, 05/2015 (referat)
5. VIII Międzynarodowa Konferencja Naukowo-Techniczna ENERGETYKA 2014, A. Tatarczuk, L. Więclaw-Solny, M. Stec, A. Krótki, T. Spietz, A. Wilk, D. Śpiewak, "Pilot plant study of post combustion carbon dioxide capture by amine absorption", Politechnika Wrocławska, 11/2014 (referat)
6. Poland Carbon Capture Forum - Making carbon capture viable in Poland, A. Tatarczuk, "Overview of Polish carbon capture research", Carbon Capture Journal, Warszawa, 10/2014 (referat)
7. 10th European Conference On Coal Research and Its Applications: 10th ECCRIA, A. Tatarczuk, L. Więclaw-Solny, A. Krótki, M. Stec, T. Spietz, A. Wilk, D. Śpiewak, " Pilot Plant Results For Advanced CO₂ Capture Process Using Amine Scrubbing", Hull, Wielka Brytania, 09/2014 (referat)
8. 12th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-12), A. Tatarczuk, L. Więclaw-Solny, M. Stec, A. Krótki, "Advanced CO₂ Capture Pilot Plant at Tauron's coal-fired Power Plant: Initial Results and Further Opportunities", Austin, USA, 10/2014 (poster)
9. XIV Międzynarodowa Konferencja Naukowo-Techniczna "Forum Energetyków" GRE2014, A. Tatarczuk, "Absorpcja CO₂ w roztworach amin szansą obniżenia emisji krajowych elektrowni węglowych", Szczyrk, 06/2014 (referat)
10. Konferencja "Doświadczenia z eksploatacji i rozwój instalacji oczyszczania spalin", A. Tatarczuk, "Doświadczenia TAURON Wytwarzanie S.A. zdobyte podczas badań na pilotowych instalacjach do wychwytu CO₂ ze spalin", Słok k. Bełchatowa, 03/2014 (referat)
11. IX Konferencja "Ochrona Środowiska w Energetyce", A. Tatarczuk, "Doświadczenia praktyczne z rocznej eksploatacji instalacji absorpcyjnego usuwania CO₂ ze spalin kotłowych", Katowice, 02/2014 (referat)

DOROBEK AUTORA

▪ Publikacje w czasopismach z wykazu MNiE, posiadające indeks IF	25
▪ Publikacje w czasopismach z wykazu MNiE przed 2017, bez indeksu IF	21
▪ Publikacje w pozostałych czasopismach i ważniejszych mat. konferencyjnych	17
▪ Przyznane patenty	7
▪ Rozpatrywane zgłoszenia patentowe	7
▪ Referaty wygłoszone osobiście na konferencjach	15
▪ Prezentacja wyników w formie posterów na konferencjach	4
▪ Współautorstwo referatów i posterów prezentowanych na konferencjach	22
▪ Współautorstwo monografii naukowych w jęz. polskim	2
▪ Współautorstwo rozdziałów w monografiach naukowych w jęz. angielskim	2
▪ Cytowanie w opracowaniach naukowych:	
– Według Scholar Google (stan na 2021.11):	582 (H-Indeks = 14)
– Według Scopus (stan na 2021.11):	346 (H-Indeks = 11)