

Effect of composition of absorption solution on carbon dioxide removal efficiency

Wpływ zmiany składu roztworu absorpcyjnego na efektywność procesu usuwania CO₂ z gazów spalinowych

Please cite as: Przem. Chem. 2013, 92, 1, 120.

Aq. solns. of primary, secondary, tertiary and sterically hindered amines were used for absorption of gaseous CO₂ in presence of org. liq. at 20–60°C. The mixt. of primary and sterically hindered amine showed the highest absorption capacity, higher even than the capacity of usually used NH₂CH₂CH₂OH.

Przedstawiono wyniki badań potencjalnych sorbentów aminowych do wychwytu CO₂ z gazów spalinowych mogących stanowić alternatywę dla 30-proc. MEA. W badaniach zastosowano roztwory wodne alkoholoamin bazujące na aminach pierwszorzędowych i trzeciorzędowych oraz na aminach z zawadą steryczną. Do roztworów tych zastosowano również dodatki aktywatorów i cieczy organicznych, stosowanych typowo do procesu absorpcji CO₂. Testy obejmowały badania szybkości pochłaniania CO₂ oraz wyznaczenie izoterm absorpcji, w obu przypadkach dla zakresu temp. 293–333K. Uzyskane wyniki pokazały możliwość uzyskania roztworów o parametrach (pojemność absorpcyjna, szybkość absorpcji) zbliżonych do roztworu MEA.

Istotnym zagadnieniem związanym z ograniczaniem emisji ditlenku węgla ze spalin powstających w procesie produkcji energii elektrycznej jest zmniejszenie energochłonności węzła wychwytu CO₂, a więc

maksymalne obniżenie jego negatywnego wpływu na sprawność bloku węglowego. Spośród dostępnych metod ograniczania emisji CO₂ z sektora energetycznego wyróżnia się metody *post-combustion*, metody *pre-combustion* oraz metody oksyspalania^{1, 2)}. Metody *post-combustion* polegają na separacji ditlenku węgla ze strumienia spalin wychodzących z kotła. W metodach *pre-combustion* paliwo jest wstępnie konwertowane do postaci gazowej, ze strumienia gazów wydziela się CO₂, a pozostaje gaz bogaty w wodór. Oksyspalanie polega natomiast na dostarczeniu utleniacza w formie czystego tlenu zamiast powietrza w wyniku czego otrzymujemy na wyjściu z kotła strumień spalin składający się w głównej mierze z ditlenku węgla i pary wodnej. Najłatwiejszymi do wdrożenia w krajowej energetyce i dodatkowo nie niosącymi ze sobą konieczności zmian w samym procesie produkcji energii elektrycznej, lecz jedynie zastosowania dodatkowego węzła w systemie oczyszczania gazów odlotowych są metody *post-combustion*.

Z technologii tych najlepiej sprawdzoną, mającą od lat szerokie zastosowanie przy oczyszczaniu ze składników kwaśnych (CO₂, H₂S) zarówno gazu ziemnego jak i gazów rafineryjnych bądź procesowych jest absorpcja chemiczna w wodnych roztworach alkanoloamin³⁾. Stosowane są tu aminy pierwszorzędowe (MEA, DGA), aminy drugorzędowe (DEA, PZ) i aminy trzeciorzędowe (TEA, MDEA) oraz aminy z zawadą steryczną (AMP, MDA, PE) (rys. 1)⁴⁾. Każda z tych grup amin cechuje się indywidualnymi właściwościami. Aminy pierwszorzędowe oraz drugorzędowe wykazują dużą szybkość absorpcji, wysoką pojemność absorpcyjną i duże ciepło absorpcji. Aminy trzeciorzędowe są aminami wolno chłoniczymi, posiadającymi mniejszą pojemność absorpcyjną niż aminy pierwszo- lub drugorzędowe, jednakże charakteryzującymi się małym ciepłem absorpcji oraz wysoką odpornością na degradację podczas

Mgr inż. Andrzej WILK – notkę biograficzną i fotografię Autora drukujemy w bieżącym numerze na str. 101.

* Autor do korespondencji:

Instytut Chemicznej Przeróbki Węgla, ul. Zamkowa 1, 41-803 Zabrze, tel.: (32) 621-64-22, fax: (32) 271-08-09, e-mail: awilk@ichpw.zabrze.pl



Dr inż. Lucyna WIĘCŁAW-SOLNY w roku 1998 ukończyła studia na Wydziale Chemicznym Politechniki Śląskiej w Gliwicach. Pracę doktorską pt.: „Otrzymywanie powłok katalitycznych na metalicznych podłożach” obroniła w 2004 r. W Instytucie Chemicznej Przeróbki Węgla w Zabrzu pełni funkcję zastępcy dyrektora Centrum Badań Procesowych. Specjalność – inżynieria chemiczna i procesowa.

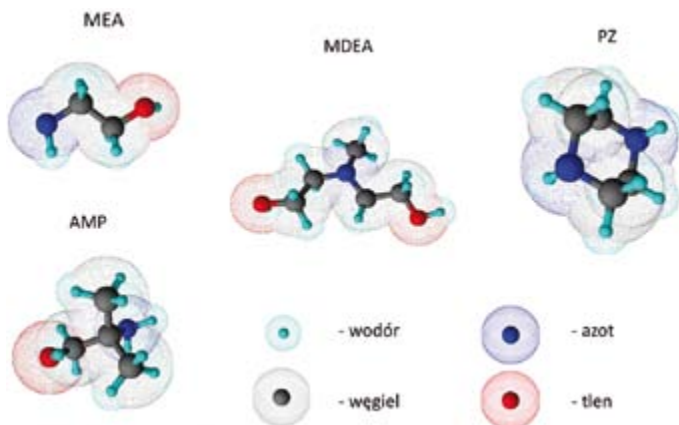
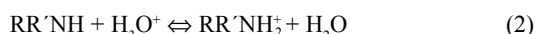
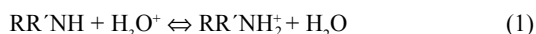


Fig. 1. Examples of amines used in the processes for absorption of acid gas components

Rys. 1. Przykładowe aminy stosowane w procesach absorpcji składników kwaśnych z gazów

procesu absorpcji. Aminy z zawadą steryczną, stanowiące czwartą grupę, są sorbentami rozpatrywanymi od niedawna⁵⁾. Są to aminy pierwszorzędowe w których grupa aminowa przyłączona jest do trzeciorzędowego atomu węgla lub też amin drugorzędowych w których grupa aminowa połączona jest z drugo- lub trzeciorzędowym atomem węgla⁴⁾. Aminy tego typu łączą w sobie stosunkowo wysoką pojemność absorpcyjną z małym ciepłem absorpcji. Posiadają zatem niektóre cechy amin pierwszo- i trzeciorzędowych. Poszczególne typy amin można mieszać ze sobą w celu uzyskania mieszanin charakteryzujących się korzystnymi cechami każdej z zastosowanych grup amin.

W procesie absorpcji CO₂ można wyodrębnić pięć głównych reakcji⁶⁾: protonowanie alkanoloaminy (1), tworzenie karbaminianu (2), dysocjacja rozpuszczonego ditlenku węgla (3), dysocjacja jonów wodorowęglanowych (4) oraz autodysocjacja wody (5).



Reakcje te można sprowadzić do dwóch podstawowych reakcji charakteryzujących proces absorpcji⁵⁾: reakcji aminy z ditlenkiem węgla prowadząca do powstania węglanu (6) oraz reakcji aminy z ditlenkiem węgla prowadząca do powstania karbaminianu (7).



Pierwsza z tych dwóch reakcji jest typowa dla amin wolno chłoniających ditlenek węgla, takich jak aminy trzeciorzędowe natomiast druga reakcja występuje tylko i wyłącznie w przypadku szybko chłoniających amin pierwszo- i drugorzędowych⁷⁾.

Analizując reakcje (1)-(7) można wytłumaczyć zarówno mechanizm absorpcji ditlenku węgla w poszczególnych rodzajach amin, jak też mechanizm procesu aktywacji absorpcji CO₂ w roztworach amin trzeciorzędowych przez aminy pierwszo- lub drugorzędowe^{8,9)}. Ditlenek węgla rozpuszczony w roztworze może albo ulegać dysocjacji albo wchodzić w bezpośrednią reakcję z cząsteczkami aminy. Dysocjacja ma miejsce w przypadku amin trzeciorzędowych, gdzie nie ma możliwości bezpośredniej reakcji CO₂ z aminą i ze względu na swą budowę aminy może ulegać tylko protonowaniu. Cząsteczka rozpuszczonego CO₂ reaguje z wodą z wytworzeniem kationu oksoniowego i anionu wodorowęglanowego. Powstałe kationy oksoniowe mogą protonować cząsteczki aminy w wyniku czego w roztworze pozostają jony wodorowęglanowe i protonowane cząsteczki aminy. Dysocjacja rozpuszczonego ditlenku węgla jest reakcją bardzo wolną, więc etap ten limituje szybkość procesu absorpcji CO₂ z wytworzeniem wodorowęglanu aminy¹⁰⁾.

W drugim przypadku zachodzi reakcja dwóch cząsteczek aminy bezpośrednio z cząsteczką ditlenku węgla w wyniku czego powstaje karbaminian. Jest to reakcja zachodząca znacznie szybciej i tylko w przypadku amin nie posiadających dużych podstawników przy grupie aminowej (aminy pierwszo- i drugorzędowe).

Jeżeli w roztworze znajdują się zarówno aminy pierwszorzędowe jak i trzeciorzędowe to w reakcji z cząsteczką ditlenku węgla z dużym prawdopodobieństwem wezmą udział obie z amin. Amina pierwszorzędowa przereaguje do anionu karbaminowego a amina trzeciorzędowa ulegnie protonowaniu. Powstały anion karbaminianowy może ulec hydrolizie w wyniku czego uwalniona zostaje cząsteczka aminy pierwszorzędowej a ditlenek węgla pozostaje związany przez aminę trzeciorzędową w formie wodorowęglanu. W ten sposób zostaje pominięty najwolniejszy etap czyli dysocjacja CO₂. Uproszczony schemat mechanizmu zaprezentowano na rys. 2.

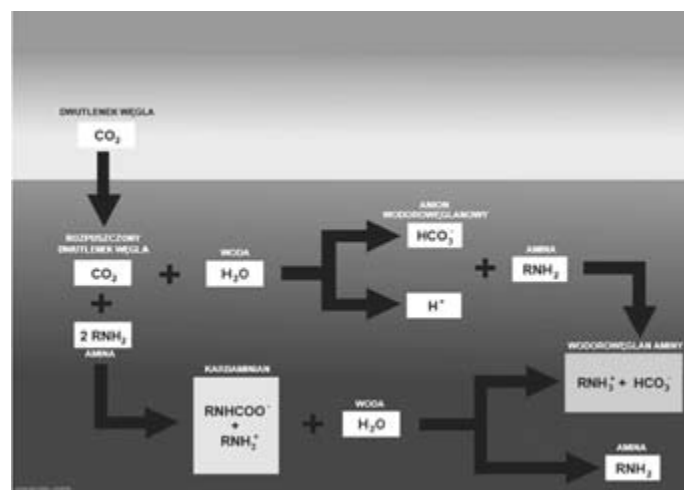


Fig. 2. Simplified diagram of mechanism of carbon dioxide absorption in solutions of alkanolamines

Rys. 2. Uproszczony schemat mechanizmu absorpcji ditlenku węgla w roztworach alkanoloamin

Mgr inż. Adam TATARCZUK – notkę biograficzną i fotografię Autora drukujemy w bieżącym numerze na str. 106.



Mgr inż. Dariusz ŚPIEWAK w roku 2011 ukończył studia na Wydziale Chemicznym Politechniki Śląskiej w Gliwicach. Pracuje na stanowisku inżyniera w Instytucie Chemicznej Przeróbki Węgla w Zabrze. Specjalność – inżynieria chemiczna i procesowa.

W trakcie prac prowadzonych w Strategicznym Programie Badawczym – Zaawansowane technologie pozyskiwania energii: „Opracowanie technologii dla wysokosprawnych „zero-emisyjnych” bloków węglowych zintegrowanych z wychwytem CO₂ ze spalin” prowadzono badania laboratoryjne wychwytu CO₂ z gazów procesowych, w ramach których przebadano pod kątem kinetyki i równowag absorpcyjnych układy mieszanin aminowych o różnych składach. Celem pracy było określenie wpływu składu mieszaniny absorpcyjnej na efektywność procesu usuwania CO₂ z gazów spalinowych. Do badań wybrano mieszaniny różnych grup amin z dodatkami aktywatorów oraz cieczy organicznych. Jako ciecze organiczne stosowano związki spośród szeroko używanych w procesach absorpcji fizycznej CO₂, takie jak Sulfolan (proces Sulfinol), *N*-metylopirolidon (proces Purisol) oraz węgiel propyleny (proces Fluor Solvent) (rys. 3). Rolę aktywatorów pełniły wybrane substancje z szerokiej gamy promotorów absorpcji: począwszy od amin pierwszo- i drugorzędowych, takich jak MEA, DGA i DEA, poprzez aminy cykliczne, np. piperydyna oraz poliamina np. piperazyna, aż po sole aminokwasów, takie jak np. glicynian potasu.

Table 1. Composition of solutions for CO₂ absorption studies

Tabela 1. Składy roztworów stosowanych do badań absorpcji CO₂

Nazwa	Skład roztworów									
	Skł. 1	% mas.	Skł. 2	% mas.	Skł. 3	% mas.	Skł. 4	% mas.	Skł. 5	% mas.
30-proc. MEA	MEA	30	-	-	-	-	-	-	woda	70
Solvent 1	Amina I-rz	15	Amina III-rz	20	Aktywator	2	Ciecz org.	20	woda	43
Solvent 2	Amina I-rz	15	Amina z zawadą steryczną	20	Aktywator	2	Ciecz org.	20	woda	43
Solvent 3	AMP	15	MDEA	20	PZ	2	Ciecz org.	20	woda	43
Solvent 4	MEA	15	MDEA	20	PZ	2	Sulfolan	20	woda	43

Aparatura i metodyka badawcza

Badania sorbentów prowadzone były na specjalnie do tego celu zaprojektowanym stanowisku laboratoryjnym do badań równowag i kinetyki absorpcji CO₂ w mieszaninach amin. Stanowisko to składało się z termostatowanego reaktora szklanego wyposażonego w zbliżony do biurety system wkraplania próbek ciekłych oraz system pomiaru i automatycznej rejestracji ciśnienia panującego w układzie. Stałą temperaturę w zakresie 20–60°C utrzymywano przy pomocy kriostatu zapewniającego obieg oraz dogrzewanie/chłodzenie cieczy w płaszczu reaktora. Powietrze, przed napełnieniem układu ditlenkiem węgla usuwano przy użyciu hybrydowej pompy próżniowej. Schemat stanowiska przedstawiono na rys. 4.

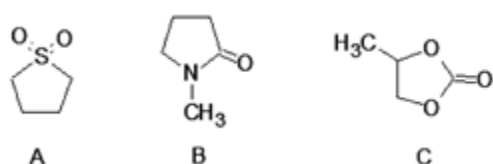


Fig. 3. Organic sorbents used in physical absorption: A – sulfolane, B – *N*-methylpyrrolidone, C – propylene carbonate

Rys. 3. Sorbenty organiczne stosowane w procesie absorpcji fizycznej: A – sulfolan, B – *N*-metylopirolidon, C – węgiel propyleny

Część doświadczalna

Surowce

Do badań zostały zastosowane następujące odczynniki: etanoloamina do syntezy ≥99% (Merck); *N*-metylodietanoloamina, 99+% (Acros Organics); piperazyna, ≥99% (Merck); 2-amino-2-metylo-1-propanol, ~95% (Merck); Sulfolan, ≥99% (Merck); *N*-metylopirolidon, ≥99,5% (Merck), diglikoloamina, 98% (Alfa Aesar) oraz ditlenek węgla 4,5 (Linde Gaz Polska). Składy stosowanych roztworów sorbentów podano w tabeli 1.

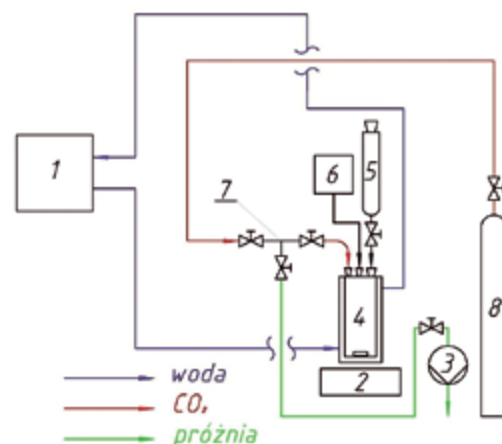


Fig. 4. Apparatus for studying the absorption kinetics and equilibria in amine blends: 1 – cryostat, 2 – magnetic stirrer, 3 – vacuum pump, 4 – thermostated reactor, 5 – cylindrical separator funnel, 6 – vacuum gauge, 7 – valve station, 8 – CO₂ cylinder

Rys. 4. Schemat stanowiska do badań kinetyki i równowag absorpcji CO₂ w mieszaninach amin; 1 – kriostat, 2 – mieszadło magnetyczne, 3 – pompa próżniowa, 4 – termostatowany reaktor, 5 – wkraplacz z podziałką, 6 – wakuometr, 7 – stacja zaworowa, 8 – butla CO₂

Zastosowany układ pomiarowy pozwalał na pomiar zmian ciśnienia ditlenku węgla, na podstawie których możliwe było wyliczenie szybkości z jaką zachodził proces absorpcji oraz ilości CO₂ zaabsorbowanego w roztworze przy danym równowagowym ciśnieniu cząstkowym nad roztworem. Przed rozpoczęciem eksperymentu reaktor kilkakrotnie przepłukiwano ditlenkiem węgla o czystości 4,5 w celu kompletnego usunięcia powietrza obecnego w układzie a następnie napełniano do założonego ciśnienia. Po ustabilizowaniu się warunków w reaktorze (*p*,*T*) wprowadzano jedną lub kilka porcji roztworu w określonych odstępach czasu. Jedną porcję roztworu wprowadzano w przypadku badań kinetyki absorpcji rejestrując zmiany ciśnienia przez 900 s od momentu wkroplenia. W przypadku badań równowag absorpcji wprowadzano podczas całego testu kilka porcji roztworu, każdorazowo czekając do ustalenia się równowagi w układzie. Na podstawie otrzymanych w ten sposób wyników wyznaczano izotermę absorpcji w danej temperaturze prowadzenia procesu. Objętość układu reakcyjnego, niezbędną do obliczeń, wyznaczano na podstawie pomiaru masy wody, o znanej temperaturze, mieszczącej się wewnątrz układu reakcyjnego.



Układ pomiarowy był walidowany poprzez pomiar równowag absorpcji CO₂ w roztworze solvent 4 w temp. 30°C. Izoterma została powtórzona 5 razy oraz składała się z 10 punktów pomiarowych. Względne odchylenie standardowe, dla każdego z punktów pomiarowych, nie przekraczało 1% i było największe dla wyższych ciśnień cząstkowych CO₂.

Table 2. Comparison of active amine group amount in investigated solutions

Tabela 2. Porównanie ilości aktywnych grup aminowych w badanych roztworach

Roztwór	Solvent 2	30-proc. MEA	Solvent 4	Solvent 3	Solvent 1
Liczba aktywnych grup aminowych, mol/dm ³	5,164	4,912	4,635	3,825	3,569

Wyniki badań

Wyniki badań równowag absorpcji przedstawiano w formie wykresów zależności ciśnienia równowagowego CO₂ nad roztworem od ilości moli ditlenku węgla zaabsorbowanego w 1 dm³ roztworu lub w przeliczeniu na 1 mol aktywnych grup aminowych (rys. 5-7). Kinetyki absorpcji przedstawiano w formie wykresów zależności ilości pochłoniętego CO₂ oraz szybkości absorpcji ditlenku węgla od czasu prowadzenia procesu (rys. 8 i 9).

Wykresy zależności ciśnienia parcjalego CO₂ dla jednego z badanych roztworów od równowagowego stopnia jego karbonizacji w zakresie temperatur 30–60°C przedstawiono na rys. 6. Zgodnie z przewidywaniami ciśnienie cząstkowe CO₂ nad roztworem wzrastało wraz ze zwiększaniem temperatury procesu absorpcji. Świadczy to o pogarszaniu się właściwości sorpcyjnych roztworu w wyższych temperaturach. Zależność ta przedstawiała się analogicznie w przypadku wszystkich pozostałych roztworów.

Na podstawie wyznaczonych izoterm absorpcji porównano pojemności absorpcyjne wszystkich badanych mieszanin amin. Solvent 1, 3 i 4 wykazały niższą pojemność absorpcyjną niż roztwór wodny 30-proc. MEA. W przypadku Solventu 2 udało się uzyskać większą pojemność absorpcyjną niż w przypadku roztworu referencyjnego. Wszystkie roztwory zawierały zbliżone masowo ilości amin (ok. 37% mas.), jednakże ze względu na różnice w masach molowych składników roztwory te cechowały się różną liczbą aktywnych grup aminowych w 1 dm³ roztworu. Widoczna była tu ścisła zależność: im więcej aktywnych grup aminowych w roztworze, tym lepsze właściwości sorpcyjne roztworu.

Porównanie stopni karbonizacji badanych roztworów wykazało, że dla niższych zakresów ciśnień (do 30 kPa) stopień wykorzystania

potencjału absorpcyjnego był mniejszy w przypadku roztworów Solvent 1, 3 i 4 niż w przypadku 30-proc. MEA i roztworu Solvent 2. Obniżenie stopnia wykorzystania potencjału absorpcyjnego powodowane było zatem obecnością amin trzeciorzędowych w roztworze. Przy wyższych ciśnieniach równowagowych ditlenku węgla nad roztworem (powyżej 30 kPa) różnice te zanikały i stopnie karbonizacji dla wszystkich roztworów wykazywały zbliżone wartości. Porównanie tych parametrów zaprezentowano na rys. 7.

W przypadku roztworu Solvent 1, 3 i 4 następowało większe zmniejszenie równowagowych pojemności absorpcyjnych wraz ze wzrostem temperatury niż w badanym porównawczo roztworze 30-proc. MEA (tabela 3). Teoretycznie więc roztwo-

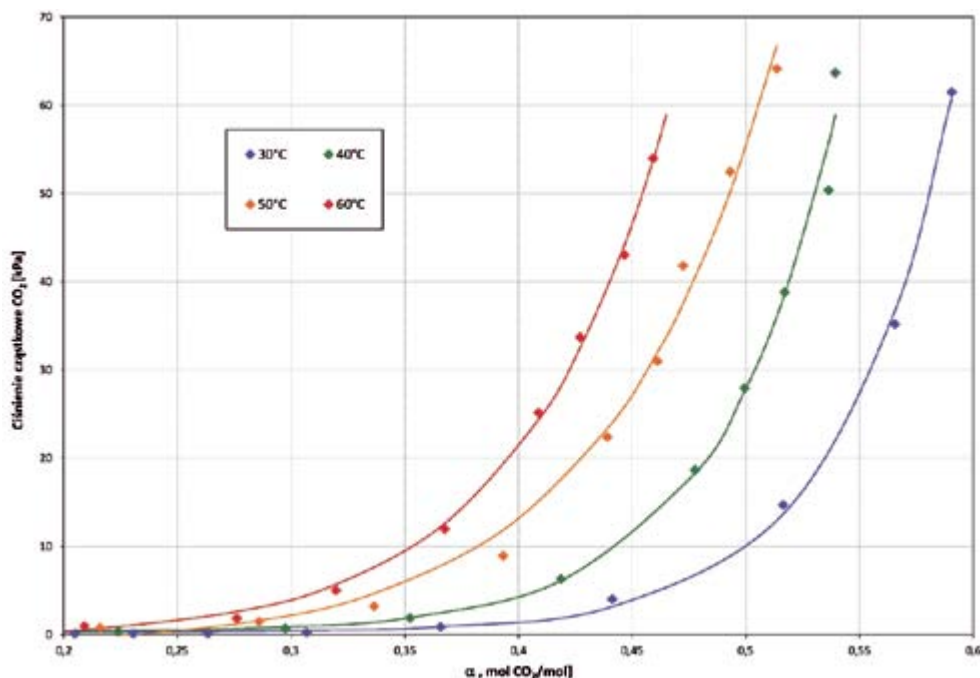


Fig. 5. Temperature relationship of carbon dioxide partial pressure over solution at 30-60°C

Rys. 5. Zależność ciśnienia cząstkowego nad roztworem od stopnia karbonizacji dla zakresu temp. 30-60°C

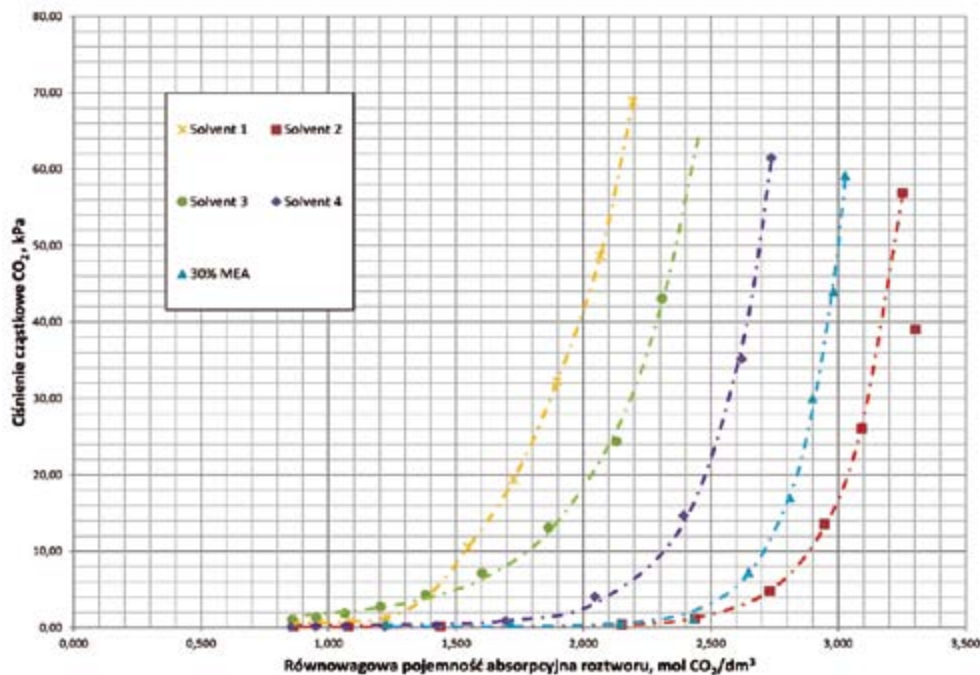


Fig. 6. Comparison of sorption capacities of studied solutions at 30°C

Rys. 6. Porównanie pojemności sorpcyjnych badanych roztworów w temp. 30°C

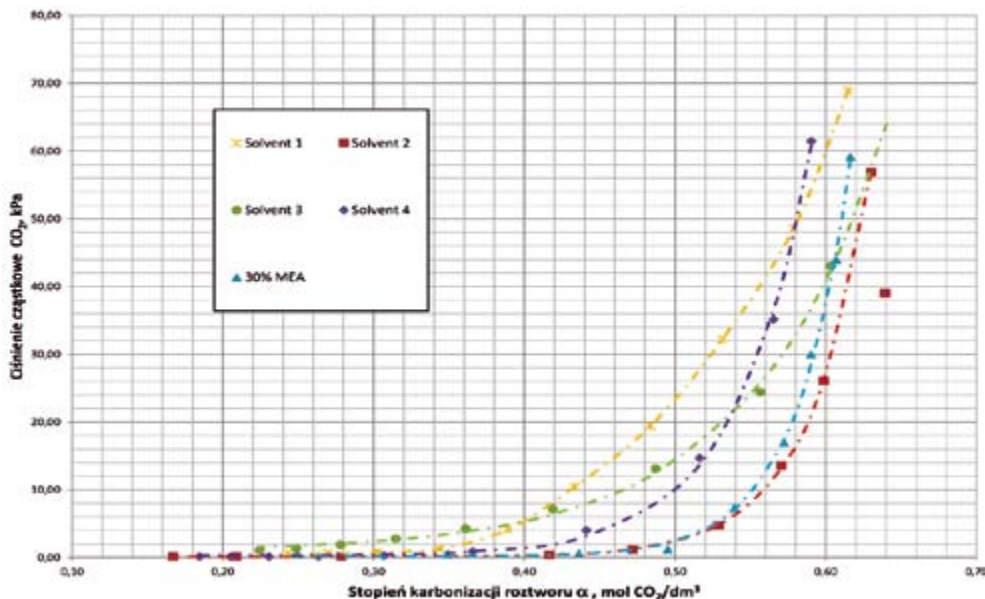


Fig. 7. Comparison of CO_2 loadings in investigated solutions at 30°C

Rys. 7. Porównanie stopni karbonizacji dla badanych roztworów w temp. 30°C

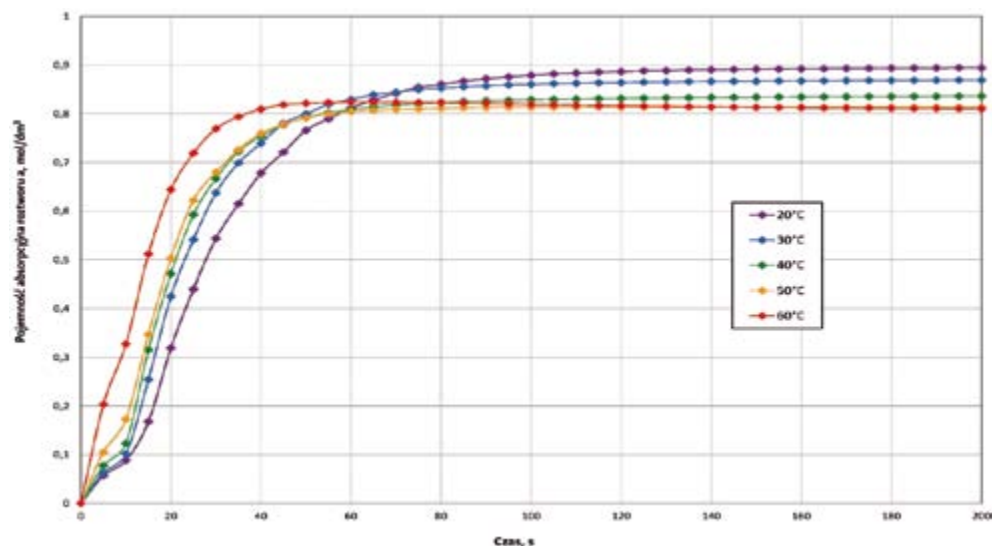


Fig. 8. Effect of reaction time on absorbed carbon dioxide amount for solvent 2 solution

Rys. 8. Zależność ilości pochłoniętego ditlenku węgla od czasu prowadzenia procesu dla roztworu solvent 2

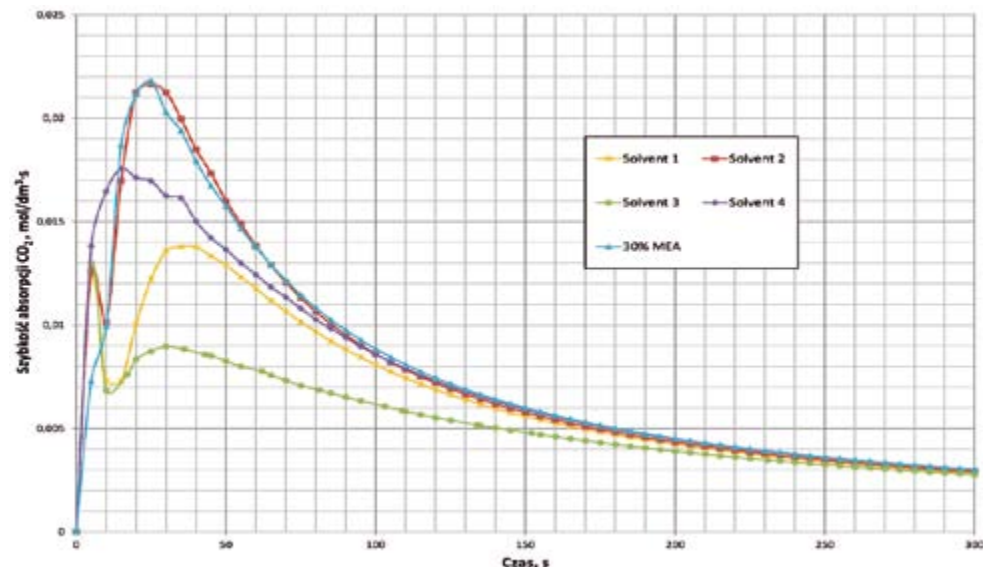


Fig. 9. Comparison of absorption rate changes in time for studied solutions

Rys. 9. Porównanie zmian szybkości absorpcji w czasie dla badanych roztworów

ry te powinny były ulegać łatwiejszej desorpcji.

Zastosowanie w układach aminy z zawadą steryczną zamiast MEA spowodowało znaczące zmniejszenie pojemności absorpcyjnej, wynoszące nawet 45%. Jeżeli jednak zastąpiono MDEA aminą z zawadą steryczną to stwierdzono odwrotną tendencję (wzrost pojemności dochodzący do 35%). Solvent 2 wykazywał więc najkorzystniejsze właściwości spośród badanych roztworów w zakresie temp. $30\text{--}40^\circ\text{C}$, typowym dla procesu absorpcji z gazów spalinowych. Wykazywał on wyższą pojemność absorpcyjną nawet niż 30-proc. MEA, jednocześnie cechując się korzystniejszym potencjałem desorcyjnym.

W przypadku badań kinetycznych, na wykresach zależności zarówno ciśnienia cząstkowego jak i pojemności absorpcyjnej roztworu, widoczny był wzrost szybkości chłonięcia wraz ze wzrostem temperatury procesu absorpcji. Równocześnie wykresy zależności liczby moli CO_2 zabsorbowanego w roztworze od czasu prowadzenia procesu wskazały na optimum w okolicy temp. 40°C , gdzie występowała już duża szybkość absorpcji, ale nie obserwowano jeszcze ani znaczącego zmniejszenia pojemności ani dużego wzrostu prężności par roztworu.

Porównanie szybkości absorpcji ditlenku węgla dla wszystkich badanych roztworów wykazało, że Solvent 2 chłoniął z szybkością porównywalną z 30-proc. MEA. Nieco niższą szybkością cechował się Solvent 4. Podobnie więc jak w przypadku porównywania stopnia karbonizacji roztworów, cechą korzystną była obecność MEA w roztworze. Nawet zastosowanie innej aminy pierwszorzędowej nie pozwalało na uzyskanie porównywalnego efektu. Natomiast zastąpienie MEA aminą z zawadą steryczną spowodowało znaczące zmniejszenie się pojemności absorpcyjnej. Widoczny był również negatywny wpływ dodatku MDEA. Roztwory posiadające ją w swoim składzie cechowały się niższą szybkością absorpcji niż analogiczne roztwory, w których amina ta zastąpiona była np. aminą z zawadą steryczną. Zależności szybkości absorpcji od czasu prowadzenia procesu oraz ilości zaabsorbowanego ditlenku węgla od czasu prowadzenia procesu przedstawione są na rys. 9 i 10 natomiast dane porównawcze dla całego zakresu temperatur podano w tabeli 4.

Tabela 3. Porównanie równowagowych pojemności absorpcyjnych dla ciśnienia cząstkowego CO₂ równego 20 kPa

Table 3. Comparison of equilibrium absorption capacities for the CO₂ partial pressure 20 kPa

T, K	Solvent 1	Solvent 2	Solvent 3	Solvent 4	30-proc. MEA
	a*, mol/dm ³				
293	1,975	3,192	2,468	b.d.	b.d.
303	1,734	3,021	2,026	2,452	2,831
313	1,492	2,891	1,640	2,228	2,616
323	1,057	2,670	1,290	1,997	2,579
333	1,057	2,490	1,024	1,820	2,491

Tabela 4. Porównanie szybkości absorpcji po 30 s prowadzenia procesu

Table 4. Comparison of absorption rates after 30 s of the process course

T, K	Solvent 1	Solvent 2	Solvent 3	Solvent 4	30-proc. MEA
	r, mol/dm ³ ·s				
293	0,0149	0,0181	0,0078	0,0145	b.d.
303	0,0136	0,0212	0,0090	0,0162	0,0203
313	0,0156	0,0222	0,0078	0,0191	0,0215
323	0,0143	0,0227	0,0133	0,0179	0,0227
333	0,0181	0,0256	0,0135	0,0194	0,0241

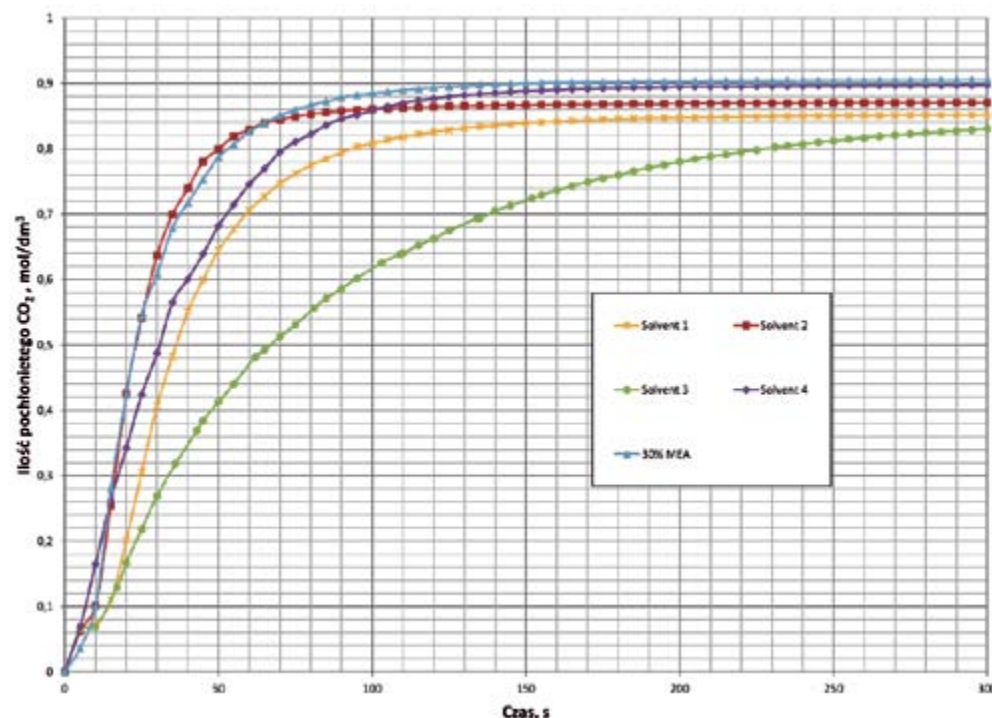


Fig. 10. Comparison of absorbed carbon dioxide amount changes in time for studied solutions at 30°C

Rys. 10. Porównanie zmian ilości pochłoniętego ditlenku węgla w czasie dla badanych roztworów w temp. 30°C

Podsumowanie

Uzyskane podczas prowadzonych badań wyniki pozwoliły stwierdzić, iż stosowanie mieszanin różnego typu alkoholoamin oraz cieczy organicznych umożliwia skomponowanie roztworów cechujących się parametrami zbliżonym lub nawet nieco lepszymi niż jeden z najszersze stosowanych roztworów, jakim jest 30-proc. MEA. Zastosowanie roztworów wodnych bazujących na układach amina pierwszorzędowa/amina z zawadą steryczną/ciecz organiczna/aktywator (Solvent 2) oraz MEA/MDEA/ciecz organiczna/aktywator (Solvent 4) pozwala na uzyskanie szybkości absorpcji zbliżonych do 30-proc. MEA oraz większej pojemności absorpcyjnej (Solvent 2) i potencjalnie mniejszego ciepła desorpcji. Do kompleksowej analizy wpływu poszczególnych dodatków konieczne jest również wyznaczenie wartości ciepła absorpcji, które w istotnym stopniu decydują o przydatności danego sorbentu do procesu absorpcji.

Badania wykazały konieczność stosowania w mieszaninie szybko reagujących amin pierwszorzędowych ze względu na ich korzystny wpływ zarówno na kinetykę jak i na pojemność sorpcyjną mieszanin aminowych. Dodatkowo wszystkie ze stosowanych dodatków posiadają większą odporność na degradację oksydacyjną i tlenową niż MEA^{11, 12}.

Badania były współfinansowane przez Narodowe Centrum Badań i Rozwoju w ramach umowy SP/E/1/67484/10 – Strategiczny Program Badawczy – Zaawansowane technologie pozyskiwania energii: Opracowanie technologii dla wysokosprawnych „zeroemisyjnych” bloków węglowych zintegrowanych z wychwytem CO₂ ze spalin.

Otrzymano: 06-11-2012

LITERATURA

1. N. Florin, P. Fennell, *Review od advanced carbon capture technologies*, Report 5A of the AVOID programme (AV/WS2/D1/R05A), 2010.
2. M. Wang, A. Lawal, P. Stephenson, J. Sidders, C. Ramshaw, *Chem. Eng. Res. and Design* 2011, **89**, 1609-1624.
3. *IPCC Special Report On Carbon Dioxide Capture and Storage*. Intergovernmental Panel on Climate Change. Working Group III., Cambridge University Press, 2005.
4. A.L. Kohl, R.B. Nielsen, *Gas purification*. Gulf Publishing Company, Houston, 1997.
5. A.F. Chowdhury, H. Okabe, H. Yamada, M. Onoda, Y. Fujioka, *Energy Procedia* 2011, **4**, 201.
6. R.L. Kent, B. Eisenberg, *Hydrocarbon Processing* 1976, **55**, 87.
7. R.J. Littel, W.P.M. van Swaaij, G.F. Versteeg, *AIChE J.* 1990, **36**, nr 11, 1633.
8. P.D. Vaidya, Y.E. Kenig, *Chem. Eng. Transactions* 2007, **12**, 73.
9. R. Lensen, *The promoter effect of piperazine on the removal of carbon dioxide*, 2004
10. Optimized Gas Treating, Inc., *The Contactor*, 2008, **2**, 4, prospekt firmy
11. SA Freeman, G.T. Rochelle, *Ind. Eng. Chem. Res.* 2012, **22**, 7719.
12. R.J. Hook, *Ind. and Eng. Chem. Res.* 1997, **36**, 1779.