

Dorota DOWNAROWICZ

e-mail: dorota.downarowicz@zut.edu.pl

Instytut Inżynierii Chemicznej i Procesów Ochrony Środowiska, Wydział Technologii i Inżynierii Chemicznej, Zachodniopomorski Uniwersytet Technologiczny, Szczecin

Separacja par 1-propanolu ze strumienia gazu obojętnego w procesie ETSA

Wstęp

Proces elektrotermicznej zmiennotemperaturowej adsorpcji (ETSA) umożliwia odzyskiwanie wychwyconych z powietrza par rozpuszczalników organicznych. Do desorpcji składników zaadsorbowanych na węglu aktywnym używane jest ciepło *Joule'a* wygenerowane w wyniku bezpośredniego ogrzewania rezystancyjnego złoża. Proces ten przebiega w obecności gazu obojętnego (azot), który służy do wymywania desorbowanej substancji ze złoża oraz stanowi zabezpieczenie adsorbentu przed ewentualnym jego samozapaleniem się. W etapie desorpcji procesu ETSA używane są ponad 10 razy mniejsze strumienie gazu obojętnego niż w przypadku desorpcji termicznej, w której pełni on rolę nośnika ciepła. Zastosowany do desorpcji elektrotermicznej strumień azotu musi zapewnić odpowiednią sprawność wypłukiwania desorbantu ze złoża oraz odpowiedni czas przebywania mieszaniny gazowej w skraplaczu.

Celem badań było przeprowadzenie analizy wpływu wielkości strumienia gazu obojętnego oraz temperatury kondensacji na przebieg i efektywność separacji par 1-propanolu w węzle kondensacji instalacji ETSA.

Badania doświadczalne

Badania nad odzyskiwaniem par 1-propanolu z powietrza na węglu aktywnym *Sorbonorit 4* prowadzono na instalacji adsorpcyjnej omówionej szczegółowo w pracy [1]. Etap adsorpcji trwał do momentu całkowitego nasycenia złoża, przy czym stężenie wlotowe adsorbentu w oczyszczanym powietrzu wynosiło ok. 7 g/m^3 . W etapie desorpcji utrzymywano jednakowe nastawy temperatury regulacyjnej 150°C oraz stałe napięcie zasilające 30V. Do wymywania desorbantu ze złoża stosowano strumienie azotu $80\text{--}220 \text{ dm}^3/\text{h}$.

Separacja desorbowanego składnika ze strumienia gazu obojętnego przebiegała w węzle kondensacji złożonym ze skraplacza węzłowego, termostatu cyrkulacyjnego FP 50ME (*Julabo*, Niemcy) oraz wagi elektronicznej AJ 620E (*Vibra*, Japonia). Wytworzona w wyniku desorpcji mieszanina gazowa przepływa przez miedzianą rurkę węzłownicą o średnicy wewnętrznej 4 mm i długości 170 cm. Czynnik chłodzący (olej metylosilikonowy OM 20) o temperaturze od -30 do -10°C przepływał przez przestrzeń międzyrurową skraplacza. W czasie desorpcji prowadzono ciągłą rejestrację parametrów procesowych desorpcji (napięcie elektryczne, natężenie prądu, temperatura złoża), a także temperatury gazu na wlocie i wylocie do skraplacza oraz temperatury wlotowej chłodziwa i masy odbieranych kroplin. Do tego celu zastosowano specjalnie zaprojektowany układ pomiarowo-przetwarzający sterowany za pomocą programu *DasyLab*.

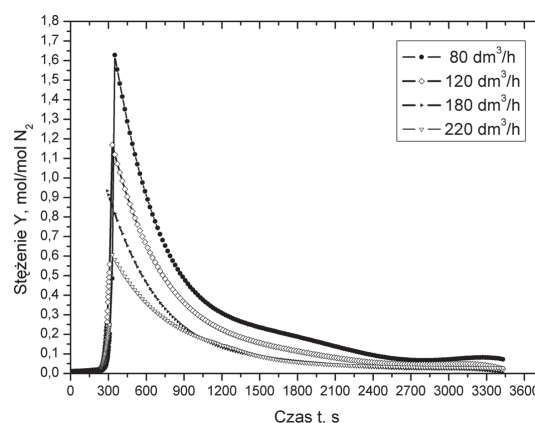
Omówienie wyników

W procesie desorpcji elektrotermicznej o stężeniu desorbantu w gazie wylotowym z adsorbentu decydują zastosowane parametry procesowe desorpcji oraz rodzaj i ilość zaadsorbowanego na węglu aktywnym związku chemicznego.

Na rys. 1 przedstawiono krzywe zależności stężenia par 1-propanolu w gazie wylotowym z adsorbentu od czasu trwania procesu desorpcji uzyskana dla czterech cykli, w których stosowano różne strumienie objętościowe azotu. Maksima tych krzywych przypadają na moment lawinowego uwalniania się desorbantu z całej objętości złoża. W wyniku desorpcji powstaje silnie skoncentrowana mieszanina gazowa, o czym świadczą wysokie wartości stężeń desorbantu w strumieniu gazu obojęt-

nego. Mieszanina ta, podczas przepływu z kolumny do skraplacza, ulega wstępnemu schłodzeniu w przewodzie łączącym oba aparaty, który pełni rolę chłodnicy powietrznej pracującej w temperaturze otoczenia (25°C).

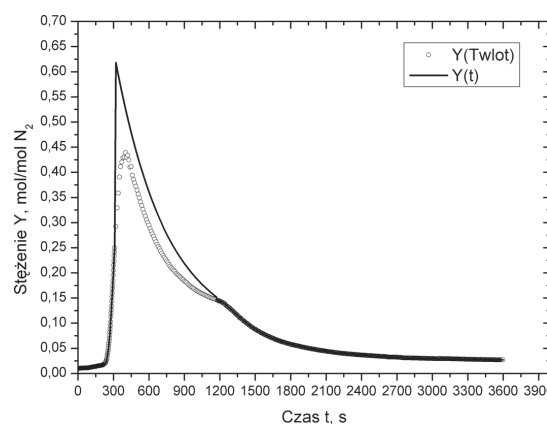
Efektom obniżenia temperatury mieszaniny gazowej jest samorzutna kondensacja par desorbantu wewnątrz przewodu doprowadzającego. Do rurki węzłownicy skraplacza wpływa, więc strumień nasyconej mieszaniny gazowej i wytworzonych kroplin.



Rys. 1. Zależność stężenie par 1-propanolu w gazie obojętnym od czasu trwania desorpcji oraz strumienia objętościowego azotu

Zjawisko to zachodzi tylko wtedy, gdy w ustalonej temperaturze przepływu gazu, prężność par desorbowanego rozpuszczalnika w strumieniu gazu obojętnego jest kilkakrotnie wyższa od jego prężności pary nasyconej [2].

Analiza wyników doświadczalnych wskazuje, że obecność kroplin desorbantu w przewodzie doprowadzającym jest przyczyną znacznych różnic pomiędzy wartościami stężeń określonymi na podstawie prężności pary nasyconej dla temperatury wlotowej gazu, a stężeniami obliczonymi na podstawie bilansu masy desorbantu w skraplaczu – świadczą o tym krzywe na rys. 2.

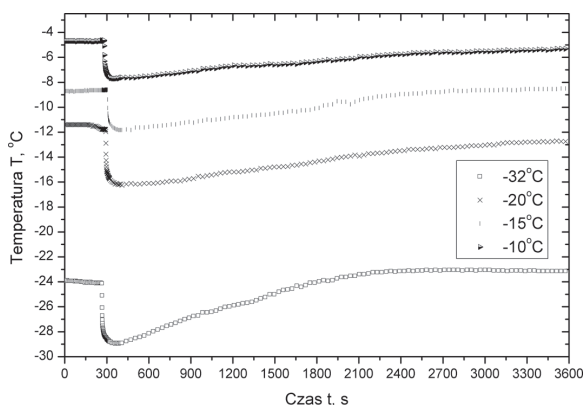


Rys. 2. Zależność stężenie par 1-propanolu w gazie obojętnym od czasu trwania desorpcji: $Y(t)$ - krzywa w oparciu o bilans masy desorbantu, $Y(Twlot)$ - krzywa w oparciu o dane równowagowe

Z biegiem czasu trwania procesu różnice pomiędzy wartościami obu stężeń są coraz mniejsze. Dla analizowanej serii pomiarowej graniczne stężenie par 1-propanolu, poniżej której nie zachodzi zjawisko samorzutnej kondensacji, wynosi około $0,15 \text{ mol/mol N}_2$. Wartość stężenia

granicznego desorbentu jest więc ponad 4 razy większa od jego wartości równowagowej dla temperatury 25°C.

Zastosowany w instalacji termostat cyrkulacyjny FP 50ME gwarantuje stabilność temperatury chłodziwa podawanego do przestrzeni międzyrurowej skraplacza. W czasie trwania kondensacji obserwowane są wyraźne zmiany temperatury płynu na wylocie ze skraplacza, świadczą o tym krzywe na rys. 3. Tylko w początkowej fazie desorpcji temperatura wylotowa mieszaniny gazowej ma ustaloną wartość. Z chwilą, gdy rozpoczyna się wykraplanie desorbentu temperatura ta w ciągu zaledwie kilku sekund ulega wyraźnemu obniżeniu, aby pod koniec procesu osiągnąć poziom wartości początkowej. Kształt krzywych wskazuje, że wewnątrz rurki węzownicy zachodzi nie tylko kondensacja par desorbentu, przebiegająca w ustalonej temperaturze, ale także dodatkowo dochłodzenie wytworzonych kropli. Im w niższej temperaturze przebiega kondensacja, tym wyższe powstają różnice temperatur gazu w stosunku do jego wartości początkowej – jest to efekt dochłodzenia kropli.



Rys. 3. Wpływ temperatury czynnika chłodzącego na temperaturę mieszaniny gazowej na wylocie ze skraplacza (strumień azotu $V_{N_2} = 200 \text{ dm}^3/\text{h}$)

Wyniki pomiarów temperatury na dopływie i odpływie ze skraplacza wskazują na strefowy przebieg kondensacji par 1-propanolu w rurce węzownicy, co jest charakterystyczne dla tego typu wymienników ciepła. W skraplaczu węzownicowym występują trzy strefy wymiany ciepła, to znaczy strefa wstępnego schładzania gazu, właściwej kondensacji oraz dochłodzenia kropli [3].

Przy ustalonej wydajności chłodniczej skraplacza istotne jest, aby zachodził w nim przede wszystkim odbiór ciepła skraplania odzyskiwanego desorbentu, a więc aby jak najmniejsza ilość ciepła odbierana była od innych czynników (gaz obojętny, skropliny).

Do oceny całkowitej efektywności wymiany ciepła w procesie kondensacji 1-propanolu ze strumienia gazu obojętnego zastosowano następujące równanie bilansu ciepła [4]:

$$Q = Q_{cd} + (Q_{ncd} + Q_{N_2} + Q_{dch}) \quad (1)$$

$$\text{gdzie: } Q_{cd} = \dot{m}_{cd} [\Delta H_v + C_{pg} (\bar{T}_{wlot} - T_n)] \quad (2)$$

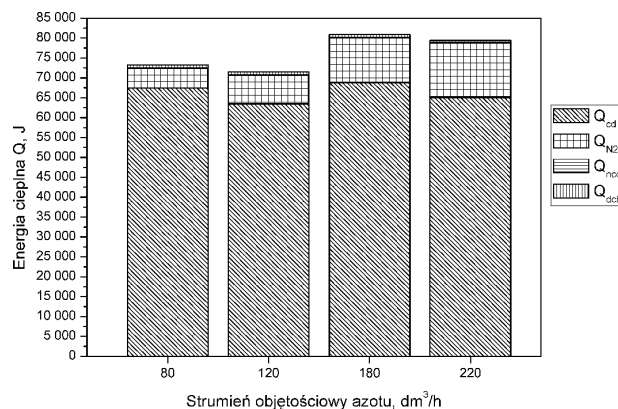
$$Q_{ncd} = \dot{m}_{ncd} C_{pg} (\bar{T}_{wlot} - \bar{T}_{wylot}) \quad (3)$$

$$Q_{N_2} = \dot{m}_{N_2} C_{pN_2} (\bar{T}_{wlot} - \bar{T}_{wylot}) \quad (4)$$

$$Q_{dch} = 0,68 \dot{m}_{cd} C_{pc} (T_n - \bar{T}_{wylot}) \quad (5)$$

Na wykresie słupkowym (Rys. 4) przedstawiono wpływ wielkości strumienia gazu obojętnego na efektywność odbioru ciepła w skraplaczu węzownicowym. Zwiększenie wartości strumienia gazu obojętnego z 80 na 220 dm^3/h powoduje obniżenie efektywności procesu o około 10%. Jest to spowodowane pogorszeniem warunków wymiany ciepła podczas kondensacji par desorbentu w obecności nieskraplającego się gazu. Gaz obojętny powoduje wydłużenie strefy właściwej kondensacji, kosztem strefy dochłodzenia kropli [3]. W temperaturze poniżej -20°C, efektywność wykraplania par 1-propanolu przekracza 99%. W tych warunkach wartość energii cieplnej Q_{ncd} traconej wraz niewykruplonym desorbentem nie ma istotnego wpływu na całkowitą efektywność energetyczną procesu. W wyższych temperaturach kondensacji, w których sprawność wykraplania jest niższa, wpływ wartości tego

strumienia ciepła jest znaczniejszy. Udział energii Q_{dch} odbieranej przy dochłodzeniu skroplin jest też niewielki. Dla strumieni azotu poniżej 120 dm^3/h wartość energii Q_{dch} stanowi około 1% całkowitej wartości odbieranej energii cieplnej. Przy wyższych przepływach azotu, na skutek wydłużenia się strefy wykraplania właściwego, w mniejszym stopniu zachodzi dochłodzenie skroplin.



Rys. 4. Wpływ strumienia gazu obojętnego na wartość energii cieplnej wymienianej w skraplaczu (temperatura chłodziwa $-31 \pm 1^\circ\text{C}$, czas trwania desorpcji 3600 s)

Efektywność wymiany ciepła w skraplaczu podczas procesu ETSA zależy głównie od składu mieszaniny gazowej wytworzonej podczas desorpcji. Jest ona najwyższa w fazie początkowej procesu, gdy kinetyka wykraplania 1-propanolu jest największa. W fazie końcowej procesu znaczna część wymienianej energii cieplnej jest bezprocentnie tracona wraz z gazem obojętnym odprowadzonym do atmosfery.

Podsumowanie i wnioski

Z przeprowadzonej analizy teoretyczno-doświadczalnej wynika, że kondensacja par desorbentu w skraplaczu węzownicowym ma trójstrefowy przebieg, co jest charakterystyczne dla tego typu aparatów. Kondensacja par 1-propanolu przebiega z największą efektywnością energetyczną, gdy strumień gazu obojętnego jest jak najniższy. Wyniki wcześniejszych badań [5] wskazują jednak, że użycie zbyt małego strumienia azotu może spowodować znaczące obniżenie sprawności desorpcji elektrotermicznej. Ocena efektywności energetycznej procesu kondensacji nie może więc stanowić jedynego kryterium doboru optymalnych parametrów prowadzenia procesu ETSA, który powinien zapewniać wymagany stopień odzysku rozpuszczalników zaadsorbowanych na węglu aktywnym.

Oznaczenia

| | |
|---|-----------------------------------|
| Q – strumień ciepła, [J/s] | cd – kondensat |
| C_p – ciepło właściwe, [J/kg·K] | dch – dochłodzenie |
| T_n – temp. kondensacji, [K] | g – gaz |
| \bar{T} – temp. średnia gazu, [K] | ncd – nie ulegający kondensacji |
| \dot{m} – strumień masowy, [kg/s] | N_2 – azot |
| ΔH_v – ciepło kondensacji, [J/kg] | $wlot$ – wlot do skraplacza |
| Indeksy dolne | $wylot$ – wylot ze skraplacza |
| c – ciecz | |

LITERATURA

- [1] D. Downarowicz, J. Nastaj: Materiały konferencyjne 15th International Congress of Chemical & Process Engineering CHISA, 22-26.08.2004, Paper: P.3. 169 (2004).
- [2] S. Kaufmann, K. Hilfiker: Int. J. Term. Sci. **38**, 209 (1999).
- [3] T. Bohdal, H. Charun: Chłodnictwo **XLIV**, nr 8, 6 (2009).
- [4] EPA Air Pollution Control Cost Manual. EPA 452/B-02-001 (2002): www.epa.gov/ttn/catc/dir1/cost_toc.pdf.
- [5] D. Downarowicz, J. Nastaj: Inż. Ap. Chem. **42**, nr 4s, 28 (2003).

Praca naukowa finansowana ze środków na naukę w latach 2007-2010 jako projekt badawczy własny nr N N208 2151 33.