

Dr inż. Janusz Eichler  
Dr inż. Jacek Kasperski

Zakład Chłodnictwa i Kriogeniki  
Instytut Techniki Ciepłej i Mechaniki Płynów I-20  
Politechnika Wroclawska

## ODSTĘPSTWA RZECZYWISTEGO OBIEGU ABSORPCYJNO-DYFUZYJNEGO OD OBIEGU TEORETYCZNEGO (część II).

Dla określenia odstępstw rzeczywistego obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego od obiegu teoretycznego, konieczne jest zwrócenie uwagi na konsekwencje zastosowania gazu inertnego, jako elementu wyrównującego ciśnienie w układzie, na obraz realizowanych tam procesów.

W tym celu, na rys. 1 przedstawiono schemat modelowy PAROWACZA w układzie absorpcyjno-dyfuzyjnym wraz ze schematem rozkładu ciśnień i temperatur wzdłuż długości rury wymiennika. Do PAROWACZA dopływa ciekły żiębnik o stanie **8** ( $p_c, \xi_z, T_8, h_8$ ). (punkt A na rys. 1). W momencie przedostania się cieczy do przestrzeni PAROWACZA, żiębnik dostaje się do atmosfery *ubogiej* w amoniak *mieszaniny gazowej* o stanie **14** ( $p_c, y_u, T_{14}, h_{14}$ ). W wyniku procesu mieszania pary żiębnika z gazem inertnym (punkt B), powstaje *uboga mieszanina gazowa* o stanie **9**, w której ciśnienie cząstkowe pary żiębnika  $p_{o1}$  jest stosunkowo niskie i wynika z równania:

$$p_c = p_{o1} + p_{i1} \quad (1)$$

Temperatura cieczy żiębnika obniża się do wartości  $T_9$ , odpowiadającej ciśnieniu parowania  $p_{o1}$ .

Na skutek kontaktu ciekłego żiębnika z otoczeniem PAROWACZA (przestrzenią żiębnioną), następuje proces intensywnej dyfuzji żiębnika do *mieszaniny gazowej*, związany z przejmowaniem strumienia ciepła  $\dot{Q}_o$ . Odparowywanie żiębnika powoduje stopniowy wzrost zawartości pary  $NH_3$  w *gazowej mieszaninie* aż do momentu, gdy cała ciecz odparuje lub gdy osiągnięta zostanie maksymalna dopuszczalna temperatura końca parowania  $T_{10}$ . Oznacza to powstanie *bogatej mieszaniny*  $NH_3+H_2$ , w której ciśnienie cząstkowe żiębnika wzrosło do wartości  $p_{o2}$  wg równania:

$$p_c = p_{o2} + p_{i2} \quad (2)$$

Tak więc w rzeczywistym procesie parowania obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego, na skutek zastosowania gazu inertnego, jako składnika „dławiącego” ciśnienie żiębnika, występuje zjawisko początkowego spadku ciśnienia do wartości  $p_{o1}$  a następnie jego wzrost do wartości  $p_{o2}$ . Towarzyszy temu przyrost temperatury parowania z  $T_9$  do  $T_{10}$ , jako pochodna przyrostu ciśnienia. W rzeczywistym procesie parowania, na przyrost temperatury ma wpływ także niecałkowity proces rektyfikacji pary a przez to obecność w PAROWACZU niewielkiej ilości wody ( $\xi_z < 1,0$ ), co pogłębia nieizotermiczność rzeczywistego procesu parowania.

Podobny wpływ obecności gazu inertnego obserwujemy w ABSORBERZE. Na rys. 2 przedstawiono schemat modelowy ABSORBERA w układzie absorpcyjno-dyfuzyjnym wraz

z rozkładem ciśnień cząstkowych i temperatur wzduż długości rury ABSORBERA. Do górnej części rury ABSORBERA dopływa ciekły roztwór ubogi o stanie 4 ( $p_c$ ,  $\xi_u$ ,  $T_4$ ,  $h_4$ ), odpowiadający położeniu punktu A na rys. 2. Pochylenie rury sprawia, że ciekły roztwór ubogi spływa samoczynnie w dół ABSORBERA, w kierunku ZBIORNIKA. Na drodze spływu grawitacyjnego, ciecz kontaktuje się z *mieszaniną gazową, bogatą* w  $\text{NH}_3$ , w wyniku czego następuje intensywne absorbowanie pary ziębniaka z atmosfery gazu inertnego. Towarzyszy temu wzrost temperatury płynów w ABSORBERZE na skutek tworzenia się dodatniego efektu termicznego (ciepło absorpcji).

Rezultatem tego jest przyrost ciśnienia cząstkowego ziębniaka nad ciekłym roztworem z:

$$p_c = p_{a1} + p_{i1} \quad (3)$$

do

$$p_c = p_{a2} + p_{i2} \quad (4)$$

przy zachowaniu stałości ciśnienia całkowitego  $p_c$ .

Dzięki odprowadzeniu do otoczenia strumienia ciepła absorpcji  $\dot{Q}_a$ , temperatura końcowa roztworu bogatego  $T_1$ , osiąga najniższą wartość w aparacie, charakterystyczną dla możliwego do osiągnięcia w tych warunkach, zakresu absorpcji ( $\xi_b$ ). Z równań ( 1 ), ( 2 ), ( 3 ) i ( 4 ) można wnioskować, że :

$$p_{a1} = p_{o1} \quad \text{i} \quad p_{a2} = p_{o2} \quad (5)$$

co ułatwia identyfikację procesów obiegu.

Uwzględnienie tych zjawisk pozwala na określenie rzeczywistego obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego na wykresie  $\lg p - \frac{1}{T}$  (rys. 3) i analizę odstępstw od teoretycznego obiegu porównawczego. Dzięki temu projektant układu absorpcyjno-dyfuzyjnego otrzymuje efektywne narzędzie, pozwalające na zamodelowanie obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego w taki sposób, który umożliwi osiągnięcie zakładanych parametrów pracy projektowanego układu. W części I [ 1 ] przedstawiono przebieg teoretycznego obiegu porównawczego dla odwracalnej ziębniarki absorpcyjnej, zrealizowanego na wykresie  $\lg p - \frac{1}{T}$  w oparciu o dany rozkład temperatur:  $T_z$  (temperatura ziębienia),  $T_{ot}$  (temperatura otoczenia),  $T_g$  (temperatura grzania). A oto lista odstępstw obiegu rzeczywistego, wynikająca ze zjawisk, towarzyszących realizowanym procesom:

1\* Niecałkowita rektyfikacja pary generowanej w DESORBERZE powoduje, że do części ziębniczej układu absorpcyjno-dyfuzyjnego dostaje się, zamiast czystego ziębniaka, roztwór o pewnej zawartości wody ( $\xi_z < 1,0$ ). Oznacza to nieizotermiczność rzeczywistego procesu skraplania. Punkt 7 (rys.3), określający stan cieczy na wylocie ze skraplacza zostaje wyznaczony w miejscu przecięcia linii  $\xi_z$  z izotermą  $T_7$ , określoną na podstawie arbitralnie założonego przez projektanta, przyrostu temperatury  $\Delta T_k$ , uwzględniającego nieodwracalność procesu przekazywania ciepła w SKRAPLACZU z równania:

$$T_7 = T_{ot} + \Delta T_k \quad (6)$$

Położenie punktu **7** wyznacza rzeczywistą wymaganą wartość ciśnienia kondensacji  $p_k > p_{kt}$ . Jeżeli projektant zapewni prawidłowe usuwanie gazu inertnego ze SKRAPLACZA, wówczas może przyjąć, że  $p_k \approx p_c$ , gdzie  $p_c$  oznacza całkowite ciśnienie w układzie, równe ciśnieniu napełnienia. Jeżeli projektant nie jest w stanie spełnić tego warunku, wówczas konieczne staje się przyjęcie:

$$p_c = p_k + \Delta p_c \quad (7)$$

gdzie:

$\Delta p_c$  - poprawka, uwzględniająca przewidywaną zawartość gazu inertnego w SKRAPLACZU.

**2\*** Strumienie substancji w układzie absorpcyjno-dyfuzyjnym są bardzo małe a średnice rur stosunkowo duże (dla zminimalizowania oporów przepływu), można więc pominąć spadek ciśnienia  $\Delta p_d$  pomiędzy DESORBEREM a SKRAPLACZEM. Pozwala to na przyjęcie założenia, że  $p_d = p_k$ .

**3\*** Konieczność uwzględnienia spadku temperatury  $\Delta T_d$  w modelowaniu rzeczywistego procesu przekazywania ciepła w DESORBERZE określa mniejszy niż w obiegu teoretycznym, zakres desorpcji. Rzeczywista temperatura roztworu uboższego  $T_3$  na wylocie z DESORBERA będzie określona z równania:

$$T_3 = T_g - \Delta T_d \quad (8)$$

Położenie punktu **3** na wykresie  $\lg p - \frac{1}{T}$  (rys. 3) zostaje określone w miejscu przecięcia izotermy  $T_3$  z izobarą  $p_d = p_k$ . Zostaje w ten sposób określony rzeczywisty skład roztworu uboższego, spełniający warunek  $\xi_u > \xi_{ut}$ , co znacząco zmniejsza rzeczywisty zakres sorpcji  $\Delta \xi$ .

**4\*** Specyficzny wpływ obecności gazu inertnego na rozkład ciśnień i temperatur w PAROWACZU (rys. 1) sprawia, że projektant obiegu rzeczywistego zmuszony jest uwzględnić te zjawiska przy modelowaniu procesu parowania. Przyrost temperatury ziębnika w procesie parowania  $\Delta T_{9-10}$ , pochodzący od przyrostu ciśnienia cząstkowego ziębnika z  $p_{o1}$  do  $p_{o2}$  wyznacza wartość temperatury początku parowania  $T_9$  z równania:

$$T_9 = T_{10} - \Delta T_{9-10} \quad (9)$$

Z kolei, uwzględnienie nieodwracalności przekazywania ciepła w PAROWACZU, określonej przyrostem temperatury  $\Delta T_o$  (rys.3), pozwala na zamodelowanie rzeczywistego rozkładu temperatur i ciśnień w PAROWACZU wg równań:

$$T_{10} = T_z - \Delta T_o \quad (10)$$

i

$$T_9 = T_z - \Delta T_o - \Delta T_{9-10} \quad (11)$$

Punkty **9** i **10** zostaną określone w miejscu przecięcia izoterm  $T_9$  i  $T_{10}$  z linią  $\xi_z$ . Wyznaczają one zakres zmian ciśnienia cząstkowego  $\Delta p_0 = p_{02} - p_{01}$  w PAROWACZU. W obiegu rzeczywistym  $p_{02}$  jest zawsze niższe od teoretycznej wartości  $p_{10}$  dla obiegu porównawczego.

**5\*** Ponieważ obieg gazu inertnego sprzęga PAROWACZ z ABSORBEREM, można przyjąć, że  $p_{a1} = p_{o1}$  i  $p_{a2} = p_{o2}$ .

**6\*** Obecność gazu inertnego w ABSORBERZE (rys. 2) wpływa w istotny sposób na modelowanie rzeczywistego procesu absorpcji. Jeżeli przyjmie się, że gaz inertny wpływa jedynie na rozkład ciśnień w ABSORBERZE, wówczas położenie punktu **1** (określającego koniec procesu absorpcji), zostanie wyznaczone w miejscu przecięcia izobary  $p_{a2}$  z izotermą  $T_1$ , której wartość jest zdeterminowana równaniem:

$$T_1 = T_{ot} + \Delta T_a \quad (12)$$

gdzie:

$\Delta T_a$  - uwzględnia nieodwracalność przekazywania ciepła w ABSORBERZE.

Położenie punktu **1** wyznacza maksymalny, rzeczywisty skład roztworu bogatego  $\xi_b$ , opuszczającego ABSORBER. Pozwala to na wyznaczenie rzeczywistego zakresu sorpcji  $\Delta \xi = \xi_b - \xi_u$ , który jest zawsze mniejszy w porównaniu z obiegiem teoretycznym.

Położenie punktu **4**, wyznaczającego stan roztworu ubogiego na wlocie do ABSORBERA, zostaje określone w miejscu przecięcia linii  $\xi_u$  z izobarą  $p_{a1}$ . Z kolei położenie punktu **2**, określającego stan roztworu bogatego na początku procesu desorpcji w DESORBERZE, zostaje wyznaczone w miejscu przecięcia linii  $\xi_b$  z izobarą  $p_d$ . Wreszcie położenie punktu **5**, uwzględniającego przebieg procesu desorpcji w TERMOSYFONIE, połączony z efektem pompowania cieczy, można określić albo poprzez arbitralne założenie przyrostu temperatury roztworu w TERMOSYFONIE  $\Delta T_T$  i stąd:

$$T_5 = T_2 + \Delta T_T \quad (13)$$

albo przez założenie zakresu desorpcji w TERMOSYFONIE:

$$\Delta \xi_T = \xi_b - \xi_5 \quad (14)$$

co pozwala na określenie:

$$\xi_5 = \xi_b - \Delta \xi_T \quad (15)$$

Przy przyjęciu któregoś z wariantów, położenie punktu **5** zostaje wyznaczone w miejscu przecięcia izobary  $p_d$  z  $T_5$  lub  $\xi_5$ .

Powyższa analiza pozwala na wyznaczenie rzeczywistego obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego na wykresie  $\lg p - \frac{1}{T}$  (rys. 3) na tle przedstawionego w [ 1 ] teoretycznego obiegu porównawczego. Obieg rzeczywisty **1-2-5-3-4-7-9-10** charakteryzuje się mniejszym zakresem sorpcji  $\Delta \xi$  w stosunku do porównawczego obiegu teoretycznego  $\Delta \xi_t$  oraz większą różnicą ciśnień pomiędzy stroną wysokociśnieniową i niskociśnieniową, przy czym istotny wpływ na to ma obecność gazu inertnego.

Określenie efektywności  $\zeta$  rzeczywistego układu absorpcyjno-dyfuzyjnego w oparciu o identyfikację obiegu na wykresie  $\lg p - \frac{1}{T}$  nie jest możliwe. Dlatego celowe jest przeniesienie rezultatów powyższej analizy na przydatniejszy do obliczeń inżynierskich, wykres  $h-\xi$  dla roztworu roboczego, co stanowi dalszy cel prac autorów.

#### LITERATURA:

[ 1 ] Eichler J., Kasperski J. – *Odstępstwa rzeczywistego obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego od obiegu teoretycznego. Część I.* Chłodnictwo, 1998, nr 9.

#### Artykuł 1. Podpisy pod rysunkami:

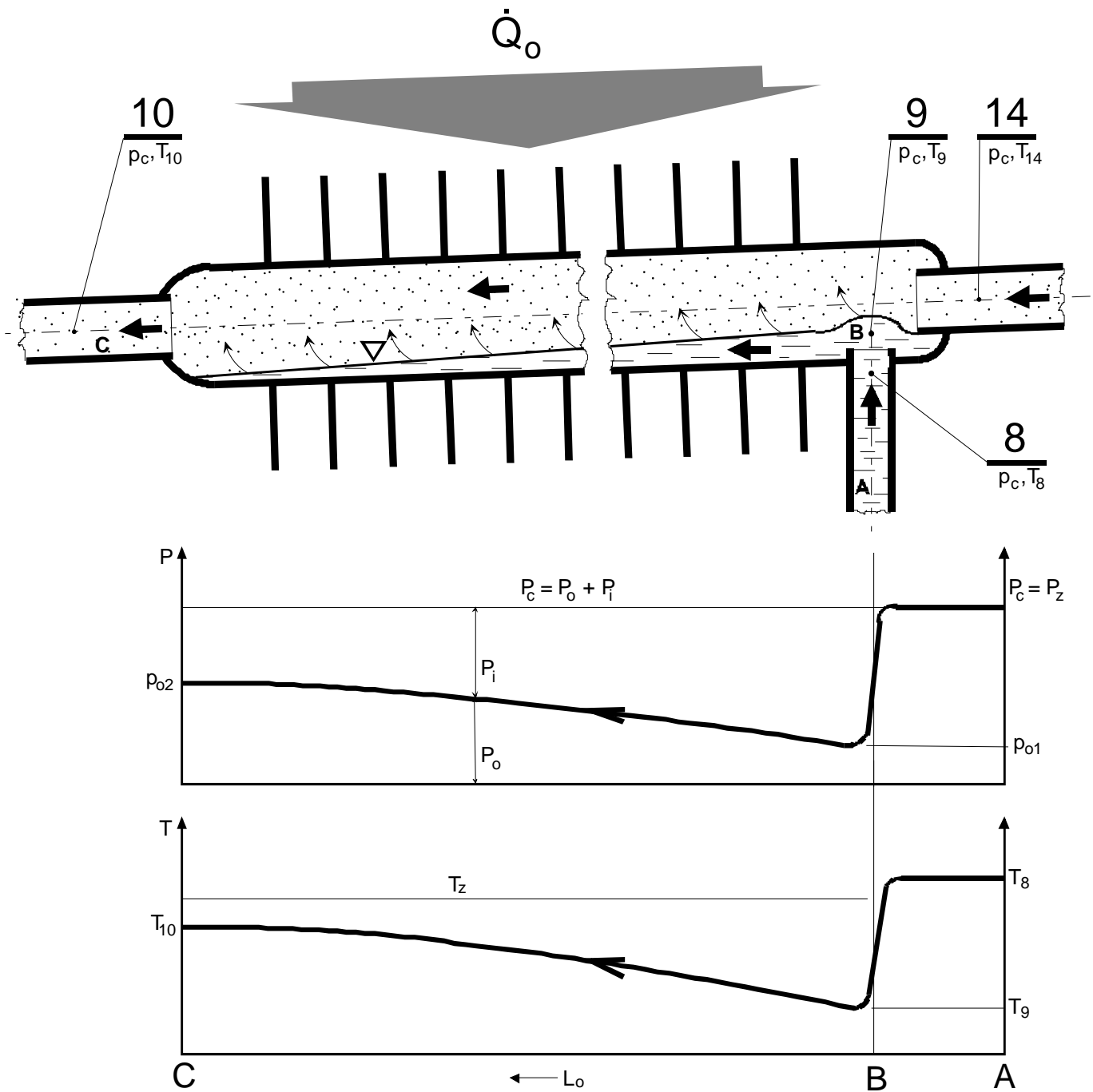
Rys. 1. Schemat modelowy parowacza w układzie absorpcyjno-dyfuzyjnym.

Rys. 2. Schemat modelowy absorbera w układzie absorpcyjno-dyfuzyjnym.

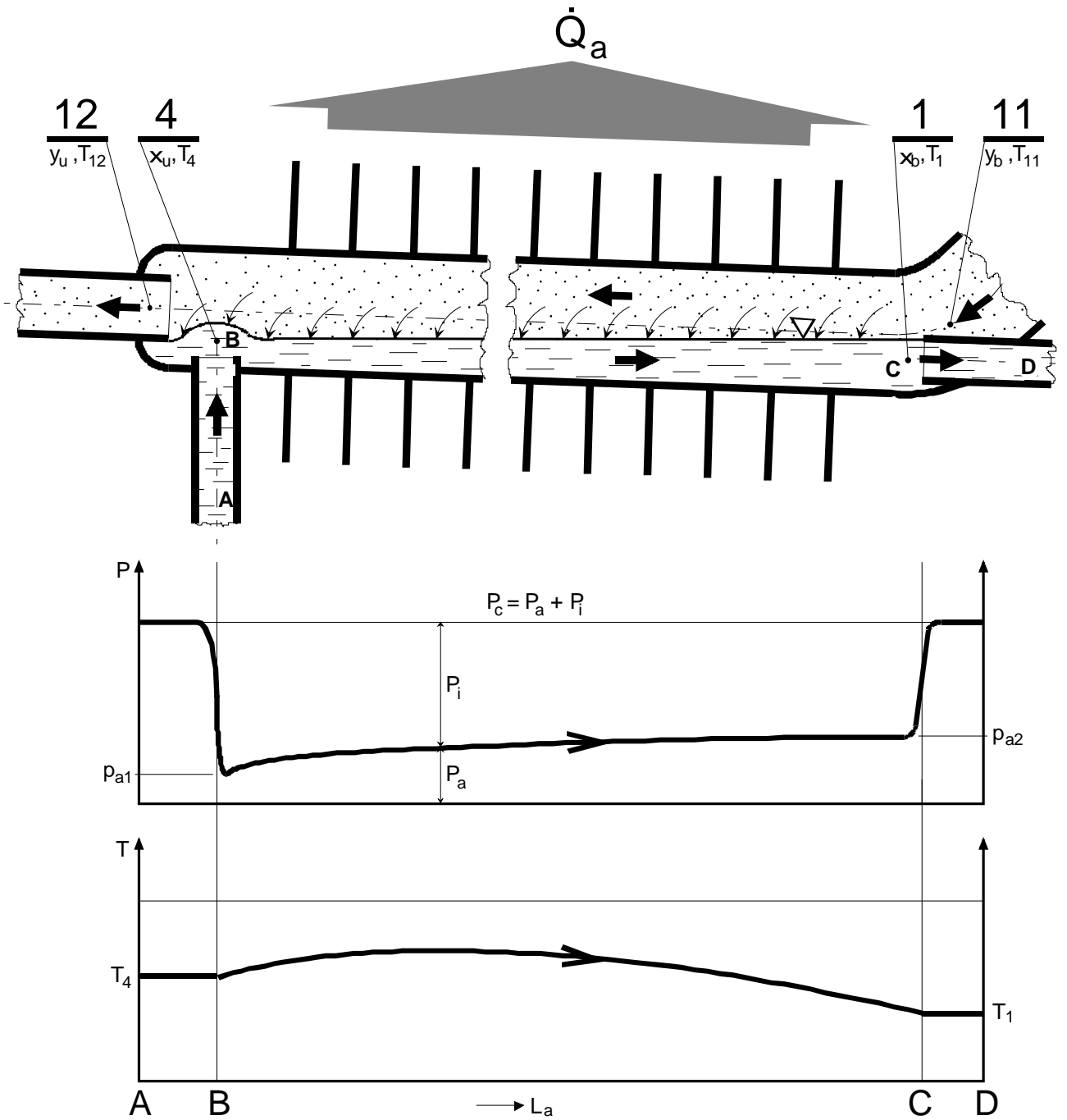
Rys. 3. Rzeczywisty obieg absorpcyjno-dyfuzyjny 1-2-3-4-7-9-10 na tle teoretycznego obiegu porównawczego 1t-2t-3t-4t-7t-10t na wykresie  $\lg p - \frac{1}{T}$ .

### ODSTĘPSTWA RZECZYWISTEGO OBIEGU ABSORPCYJNO-DYFUZYJNEGO OD OBIEGU TEORETYCZNEGO (część II). (streszczenie)

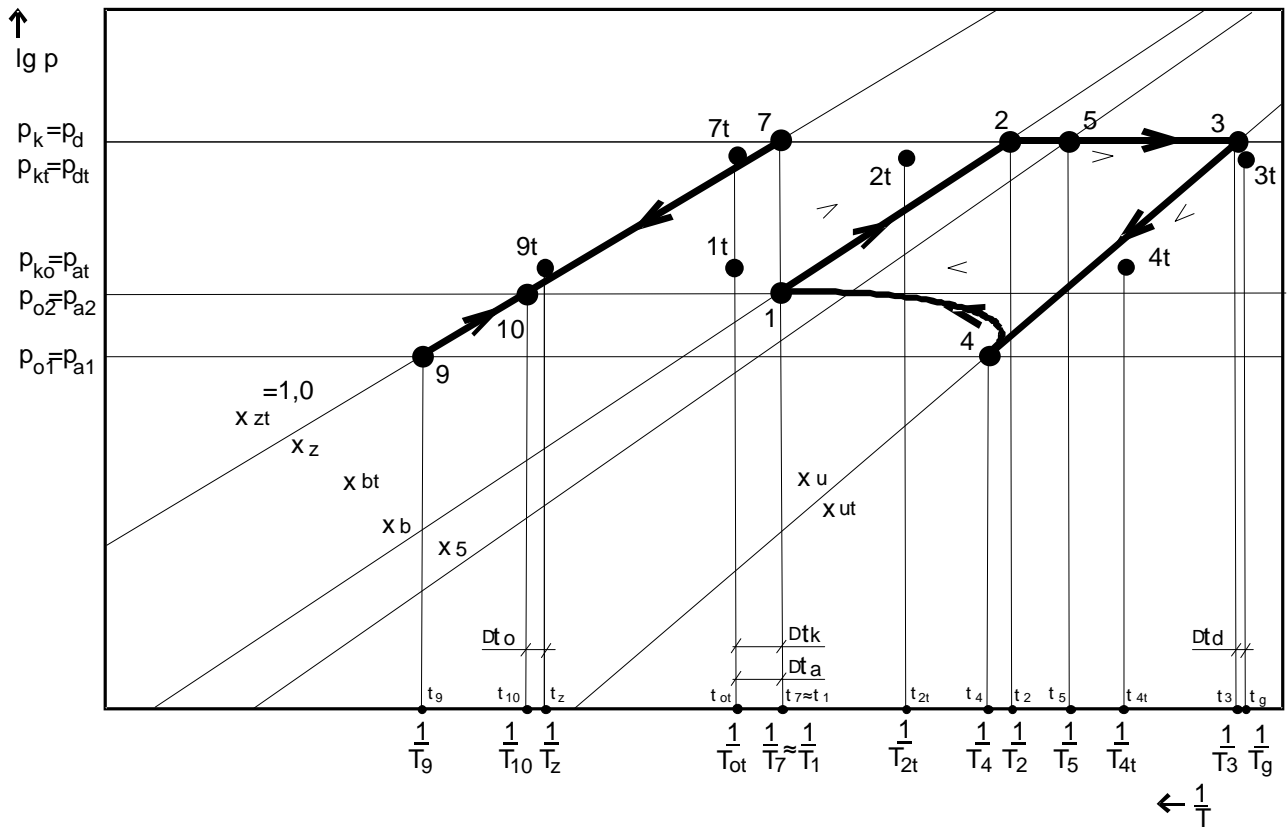
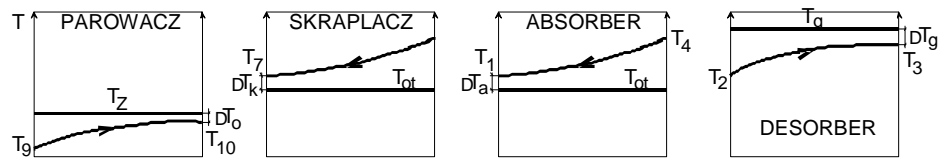
W artykule omówiono szczegółowo charakterystyczne cechy obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego, które odróżniają go od porównawczego obiegu teoretycznego i ukierunkowane na modelowanie termodynamiczne. Zaprezentowano rozkład ciśnień cząstkowych i temperatur w modelowym parowaczu i wykazano wpływ tego rozkładu na sposób modelowania procesu parowania w rzeczywistym obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnym. Następnie pokazano analogiczny rozkład ciśnień i temperatur w modelowym absorberze, który pozwolił na odwzorowanie rzeczywistego obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego na wykresie  $\lg p - \frac{1}{T}$ . W oparciu o sformułowany w ten sposób obraz rzeczywistego obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego, przedstawionego na tle porównawczego obiegu teoretycznego, określono listę specyficznych cech, które należy uwzględnić w procesie konstruowania obiegu w rzeczywistym urządzeniu chłodniczym. Na zakończenie zasugerowano kierunek dalszych prac badawczych, polegający na przeniesieniu wykazanych zależności na przydatniejszy do obliczeń inżynierskich wykres entalpia-stężenie.



Rys. 1. Schemat modelowy parowacza w układzie absorpcyjno-dyfuzyjnym.



Rys. 2. Schemat modelowy absorbera w układzie absorpcyjno-dyfuzyjnym.



Rys.3. Rzeczywisty obieg absorpcyjno-dyfuzyjny 1-2-5-3-4-7-9-10 na tle obiegu porównawczego 1t-2t-3t-4t-7t-9t na wykresie  $\lg p - 1/T$ .