

Dr inż. Janusz Eichler
Dr inż. Jacek Kasperski

Zakład Chłodnictwa i Kriogeniki
Instytut Techniki Ciepłej i Mechaniki Płynów
Politechnika Wrocławska

MODELOWANIE UKŁADU ABSORPCYJNO-DYFUZYJNEGO (część II)

W [1] przedstawiono wykresy entalpia-stężenie dla roztworu $\text{NH}_3+\text{H}_2\text{O}$ i NH_3+H_2 , przeznaczone do modelowania rzeczywistego układu absorpcyjno-dyfuzyjnego, scharakteryzowanego na tle układu teoretycznego w [2 i 3], przy wykorzystaniu *metody skorelowanych wykresów entalpia stężenie* [4]. Sposób posługiwania się wykresami przedstawiono schematycznie na rys. 1. Według koncepcji identyfikacji punktów stanu i bilansowania energetycznego *metodą skorelowanych wykresów entalpia-stężenie*, procesy absorpcji (przemiana **4-1**), desorpcji (**2-3**), rektyfikacji i deflegmacji (**5''-6**) oraz rekuperacji ciepła w REKUPERATORZE (**1-2** i **3-4**) identyfikowane są na wykresie $h - \xi$ dla roztworu $\text{NH}_3+\text{H}_2\text{O}$ a procesy realizowane w obiegu gazu inertnego – parowanie (**9-10**), rekuperacja ciepła w WYMIENNIKU CIEPŁA GAZÓW (**10-11** i **13-14**) oraz dochładzanie gazu (**12-13**) identyfikowane są na wykresie $h - y$ dla roztworu NH_3+H_2 .

O ile posługiwanie się wykresem $h - \xi$ ($\text{NH}_3+\text{H}_2\text{O}$) dla potrzeb identyfikacji obiegu i bilansowania energetycznego jest znane [5, 6] o tyle omówienia wymaga sposób posługiwania się wykresem $h - y$ (NH_3+H_2), na którym identyfikuje się procesy realizowane w obiegu gazu inertnego. Na rys. 2 przedstawiono schemat obiegu substancji i energii pomiędzy parowaczem a absorberem. Do parowacza dopływa ze skraplacza strumień ziębniaka \dot{n}_z o stanie **8** ($p_c, y=1.0, t_8, h_8$), gdzie p_c – ciśnienie całkowite. Tu miesza się ze strumieniem \dot{n}_u^* ubogiej mieszaniny ziębniaka i gazu inertnego o stanie **14** (p_c, y_u, t_{14}, h_{14}). W wyniku zmieszania obu strumieni substancji powstaje zjawisko „dyfuzyjnego dławienia”, w którym ciekły ziębniak o stanie **9** (p_{01}, y_u, t_9, h_9) zaczyna odparowywać do atmosfery gazu inertnego przy niskim ciśnieniu cząstkowym p_{01} , przejmując z otoczenia parowacza strumień ciepła \dot{Q}_o . W wyniku procesu parowania tworzy się strumień \dot{n}_b^* bogatej mieszaniny ziębniaka i gazu inertnego o stanie **10** ($p_{02}, y_b, t_{10}, h_{10}$), który spływa grawitacyjnie z parowacza do absorbera.

Bilans strumieni substancji dla parowacza wg schematu na rys. 2 przyjmie postać:

$$\dot{n}_z + \dot{n}_u^* - \dot{n}_b^* = 0 \quad (1)$$

przy czym:

$$\dot{n}_u^* = \dot{n}_{zu} + \dot{n}_i \quad (2)$$

$$\dot{n}_b^* = \dot{n}_{zb} + \dot{n}_i \quad (3)$$

gdzie:

\dot{n}_{zu} - strumień ziębniaka w ubogiej mieszaninie gazowej,

\dot{n}_{zb} - strumień ziębniaka w bogatej mieszaninie gazowej,

\dot{n}_i - strumień gazu inertnego.

Po podstawieniu równań (2) i (3) do (1) i przekształceniach, otrzymamy:

$$\dot{n}_z = \dot{n}_{zb} - \dot{n}_{zu} \quad (4)$$

Wg sugestii Niebergalla [7] udziały poszczególnych składników w mieszaninie ziębnik+gaz inertny są proporcjonalne do ich ciśnień cząstkowych. Stąd:

- dla strumienia ubogiej mieszaniny gazowej:

$$\frac{\dot{n}_{zu}}{\dot{n}_i} = \frac{M_z}{M_i} \times \left(\frac{p_z}{p_i} \right)_u \quad (5)$$

- dla strumienia bogatej mieszaniny gazowej:

$$\frac{\dot{n}_{zb}}{\dot{n}_i} = \frac{M_z}{M_i} \times \left(\frac{p_z}{p_i} \right)_b \quad (6)$$

gdzie:

M_z - masa molowa ziębnika,

M_i - masa molowa gazu inertnego,

p_z - ciśnienie cząstkowe ziębnika w mieszaninie gazowej,

p_i - ciśnienie cząstkowe gazu inertnego w mieszaninie gazowej,

u, b – indeksy odnoszące się odpowiednio do ubogiej i bogatej mieszaniny gazowej.

Po podstawieniu (5) i (6) do (4) otrzymujemy związek pomiędzy strumieniami substancjalnymi, wyrażony wygodnymi dla potrzeb projektowych relacjami ciśnień cząstkowych:

$$\frac{\dot{n}_z}{\dot{n}_i} = \frac{M_z}{M_i} \times \left[\left(\frac{p_z}{p_i} \right)_b - \left(\frac{p_z}{p_i} \right)_u \right] \quad (7)$$

Równanie (7) pozwala na oszacowanie strumienia gazu inertnego \dot{n}_i , krążącego w obiegu gazu pomiędzy parowaczem a absorberem:

$$\dot{n}_i = \frac{\dot{n}_z}{\frac{M_z}{M_i} \times \left[\left(\frac{p_z}{p_i} \right)_b - \left(\frac{p_z}{p_i} \right)_u \right]} \quad (8)$$

Z kolei, strumienie substancjalne \dot{n}_u^* i \dot{n}_b^* można obliczyć ze wzorów:

$$\dot{n}_u^* = \dot{n}_i \left[1 + \frac{M_z}{M_i} \times \left(\frac{p_z}{p_i} \right)_u \right] \quad (9)$$

$$\dot{n}_b^* = \dot{n}_i \left[1 + \frac{M_z}{M_i} \times \left(\frac{p_z}{p_i} \right)_b \right] \quad (10)$$

Podobnie, jak dla (1), bilans strumienia składnika dla parowacza, jak na rys. 2, przy założeniu roztworu dwuskładnikowego, przyjmie postać:

$$\dot{n}_z \times 1,0 + \dot{n}_u^* \times y_u - \dot{n}_b^* \times y_b = 0 \quad (11)$$

Po zredukowaniu równania (1) i (11) przez \dot{n}_z i przyjęciu założenia upraszczającego:

$$f^* = \frac{\dot{n}_b^*}{\dot{n}_z} \quad f^* - 1 = \frac{\dot{n}_u^*}{\dot{n}_z} \quad (12)$$

otrzymamy:

$$f^* = \frac{1 - y_u}{y_b - y_u} \quad (13)$$

Równanie (13) pozwala na wyrażenie stosunku strumieni substancji f^* (12) za pomocą odpowiednich udziałów substancjalnych y i odwzorowanie tego stosunku na wykresie $h - y$ jako proporcji odpowiednich odcinków: $\overline{1 - y}$ do $\overline{y_b - y_u}$.

Bilans energii dla parowacza jak na rys. 2 przyjmie postać:

$$\dot{n}_u^* \times h_{14} + \dot{n}_z \times h_8 + \dot{Q}_0 - \dot{n}_b^* \times h_{10} = 0 \quad (14)$$

Po zredukowaniu przez \dot{n}_z i wprowadzeniu oznaczenia: $q_0 = \frac{\dot{Q}_0}{\dot{n}_z}$ oraz oznaczeń (12), można przekształcić równanie (14) do postaci:

$$q_0 = [h_{14} + f^* \times (h_{10} - h_{14})] - h_8 \quad (15)$$

Wprowadzając do (15) oznaczenie:

$$h_p = h_{14} + \frac{1 - y_u}{y_b - y_u} \times (h_{10} - h_{14}) \quad (16)$$

które jest równaniem prostej we współrzędnych $h - y$ (rys. 3), otrzymujemy wyrażenie na jednostkową wydajność ziębienia q_0 w postaci:

$$q_0 = h_p - h_8 \quad (17)$$

Wartość q_0 można łatwo określić bezpośrednio z wykresu $h - y$, ponieważ odpowiada ona odcinkowi $\overline{p - 8}$, wyrażonemu w jednostkach entalpii właściwej.

W podobny sposób można dokonać bilansu procesów, zachodzących w WYMIENNIKU CIEPŁA GAZÓW i DOZIĘBIACZU oraz w DOCHŁADZACZU GAZU i procesy te odwzorować na wykresie $h - y$, jak uczyniono to na rys. 3.

- dla WYMIENNIKA CIEPŁA GAZÓW i DOZIĘBIACZA:

$$\dot{n}_7 \times h_7 + \dot{n}_b^* \times h_{10} + \dot{n}_u^* \times h_{13} - \dot{n}_z \times h_8 - \dot{n}_b^* \times h_{11} - \dot{n}_u^* \times h_{14} = 0 \quad (18)$$

Po przekształceniach upraszczających jw., założeniach:

$$q_{wcg} = \frac{\dot{Q}_{wcg}}{\dot{n}_z}, \quad q_{dz} = \frac{\dot{Q}_{dz}}{\dot{n}_z}, \quad (19)$$

i oznaczeniach prostych przekrojowych (16) oraz:

$$h_{wcg} = h_{13} + f^* \times (h_{10} - h_{13}) \quad (20)$$

$$h_{dz} = h_{13} + f^* \times (h_{11} - h_{13}) \quad (21)$$

otrzymujemy wyrażenia na jednostkowe ciepła przemian q_{wcg} i q_{dz} :

$$q_{wcg} = h_p - h_{wcg} \quad (22)$$

$$i \quad q_{dz} = h_{dz} - h_p \quad (23)$$

które odpowiadają odcinkom $\overline{p-wcg}$ i $\overline{dz-p}$ na wykresie $h-y$ (rys. 3).

- dla DOCHŁADZACZA GAZU:

$$\dot{n}_u^* \times h_{12} - \dot{Q}_{dg} - \dot{n}_u^* \times h_{13} = 0 \quad (24)$$

Po przekształceniach, przyjęciu oznaczenia prostych przekrojowych: (20) oraz

$$h_{dz} = h_{13} + f^* \times (h_{11} - h_{13}) \quad (25)$$

otrzymujemy wyrażenie na jednostkowe ciepło procesu dochładzania gazu q_{dg} :

$$q_{dg} = h_{dz} - h_{dg} \quad (26)$$

które odpowiada odcinkowi $\overline{dz-dg}$ na wykresie $h-y$ (rys. 3).

Sposób modelowania, ukierunkowany na odnoszenie strumieni ciepła \dot{Q}_i oraz strumieni substancji \dot{n}_j określonej przemiany, do strumienia substancjalnego ziębnika \dot{n}_z pozwala na wygodne, w praktyce inżynierskiej, posługiwanie się identyfikacją punktów stanu i bilansowaniem analityczno-wykreślnym przy użyciu wykresu $h-y$ (rys. 3). Jeżeli w ogólnym bilansie układu absorpcyjno-dyfuzyjnego, jesteśmy w stanie określić wymaganą wydajność ziębnienia \dot{Q}_0 oraz zidentyfikować obieg na wykresie $h-y$ i wyznaczyć wartości jednostkowych ciepł przemian q_j poprzez konstrukcje prostych przekrojowych, wówczas wyznaczając \dot{n}_z z równania:

$$\dot{n}_z = \frac{\dot{Q}_0}{q_0} \quad (27)$$

możemy obliczyć wartości całkowitych strumieni ciepła \dot{Q}_j oraz substancji \dot{n}_j w układzie ze wzorów:

$$\dot{Q}_i = \dot{n}_z \times q_i \quad (28)$$

$$\dot{n}_j = \dot{n}_z \times f^* \quad (29)$$

Na rys. 4 przedstawiono odwzorowanie przemian obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego, odnoszących się do roztworu $\text{NH}_3+\text{H}_2\text{O}$. Przedstawione tu konstrukcje geometryczne prostych przekrojowych, powstałe w sposób analogiczny do zaprezentowanych w odniesieniu do identyfikacji procesów i bilansu energetycznego na wykresie $h-y$ (rys. 3), pozwalają na łatwe określenie jednostkowych strumieni ciepła q jako odcinków wyznaczonych w jednostkach entalpii właściwej.

Analityczna postać bilansu energetycznego układu absorpcyjno-dyfuzyjnego, powstałego w oparciu o bilansowanie wykreślne na wykresach entalpia-stężenie (rys. 1, 2 i 3) przyjmie postać:

$$-q_{df} - q_k - q_{dz} + q_0 + q_{wcg} - q_{wcg} + q_{dz} - q_{dg} - q_a - q_{rk} + q_{rk} + q_d = 0 \quad (30)$$

Każdy ze składników bilansu (30) odpowiada odcinkowi na wykresie entalpia-stężenie. Pomnożenie każdego jednostkowego strumienia q_i przez \dot{n}_z , obliczonego ze wzoru (27), pozwala na obliczenie całkowitych strumieni ciepła \dot{Q}_i ze wzoru (28). Powstały w ten sposób, bilans układu absorpcyjno-dyfuzyjnego, po uproszczeniu, przyjmie postać:

$$-\dot{Q}_{df} - \dot{Q}_k + \dot{Q}_0 - \dot{Q}_{dg} - \dot{Q}_a + \dot{Q}_d = 0 \quad (31)$$

W ten sposób otrzymujemy wytyczne do obliczeń cieplnych aparatów projektowanego układu.

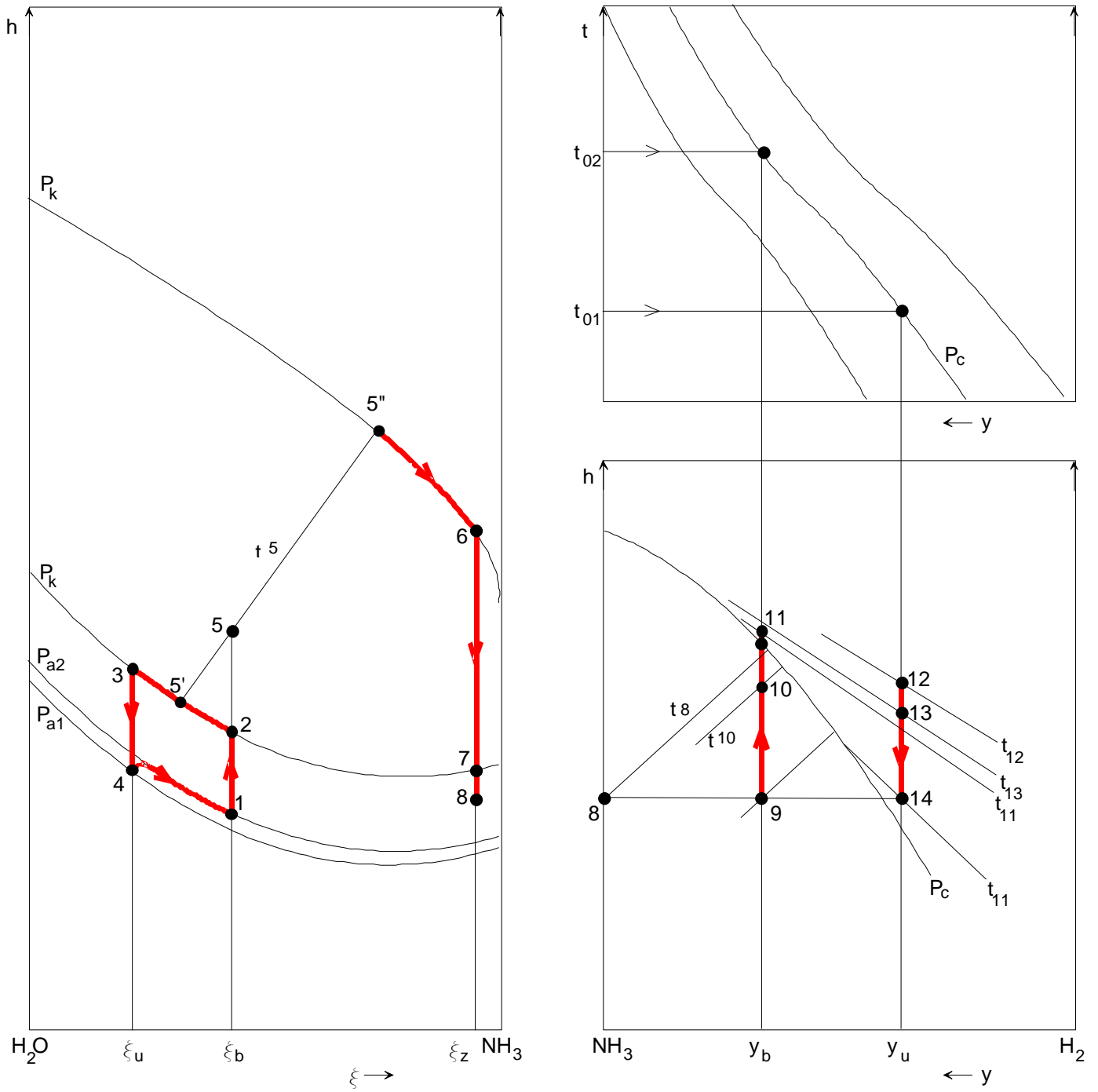
W oparciu o bilans (31) można wyznaczyć efektywność ζ_{rz} rzeczywistego układu absorpcyjno-dyfuzyjnego, posilkując się wyżej opisaną metodą, ze wzoru:

$$\zeta_{rz} = \frac{\dot{Q}_o}{\dot{Q}_d} \quad (32)$$

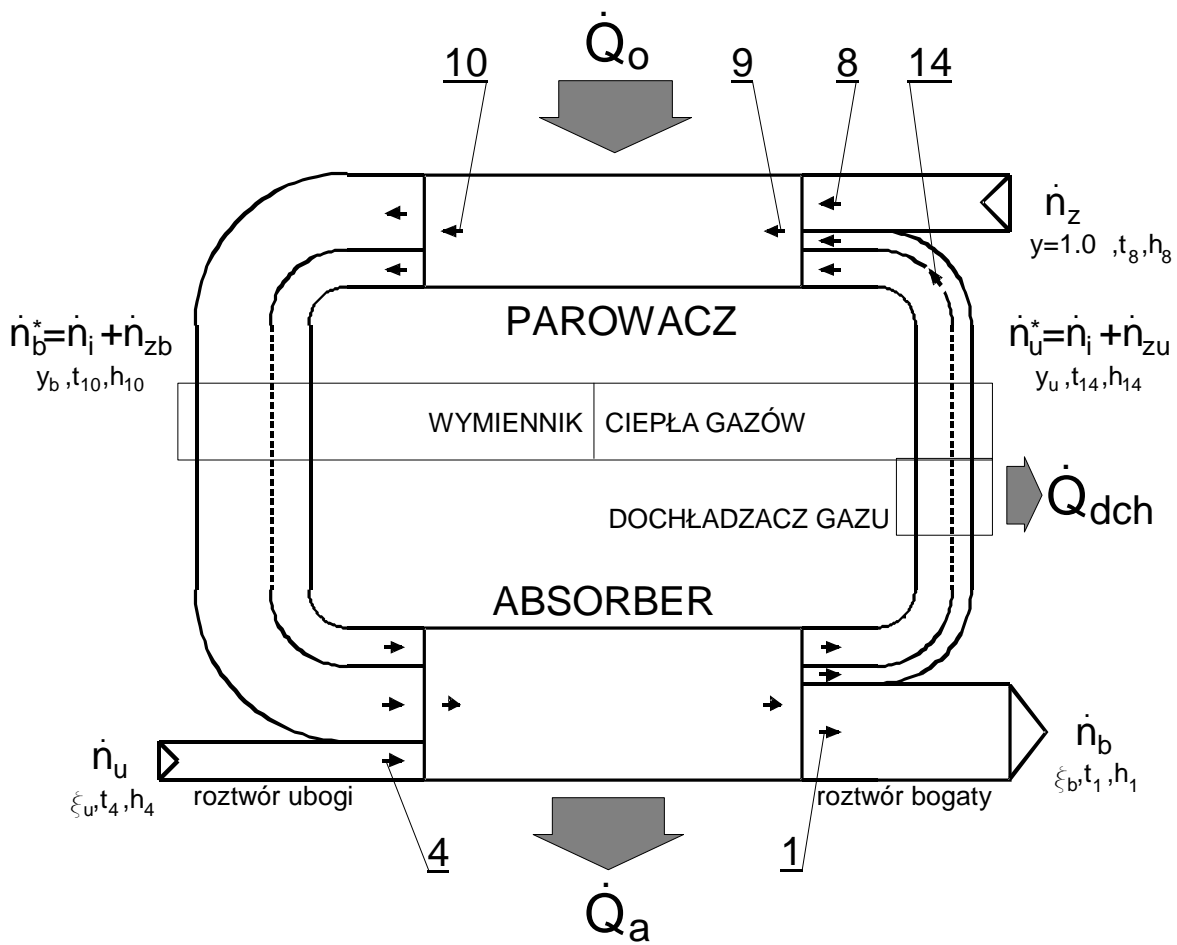
W ten sposób można porównać liczbowo efektywność ζ_{rz} rzeczywistego układu absorpcyjno-dyfuzyjnego z efektywnością ζ_t teoretycznego układu porównawczego, określonego dla analogicznego rozkładu temperatur źródeł ciepła i opisanego w [2]. Dostarcza to projektantowi niezbędnego narzędzia do analizy zastosowanego rozwiązania technicznego w konkretnych warunkach termicznych. Stanowi to także zachętę do dalszego rozwijania aparatu analitycznego (np. bilansowanie egzergetyczne) w celu poszukiwania sposobów minimalizacji strat nieodwracalności procesów w układach rzeczywistych.

Literatura:

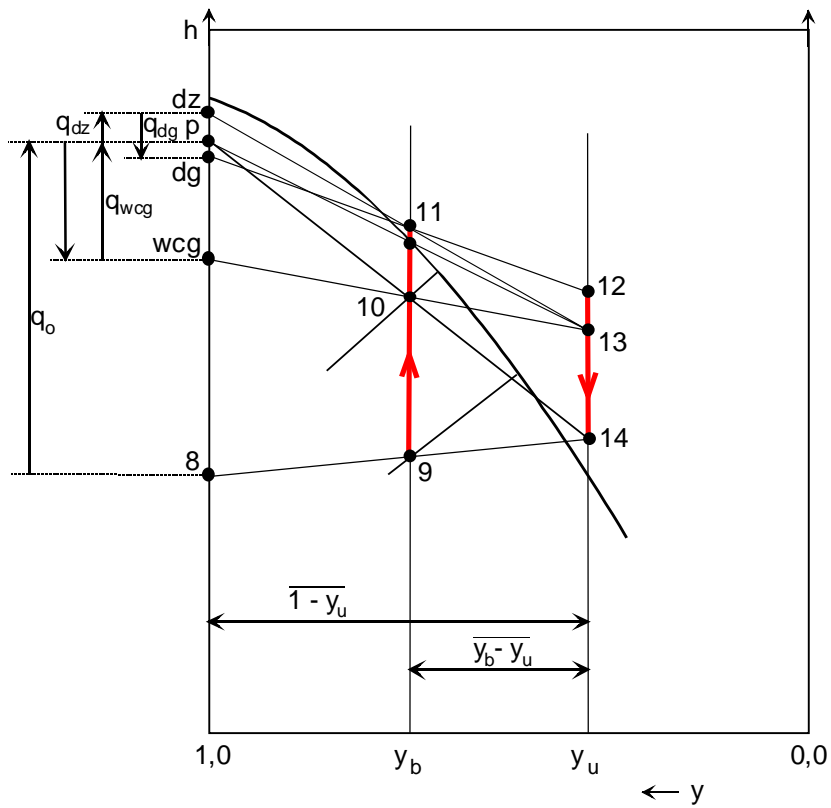
- [1] Eichler J., Kasperski J. *Modelowanie układu absorpcyjno-dyfuzyjnego (część I)*. Chłodnictwo, 1998, nr .
- [2] Eichler J., Kasperski J. *Odstępstwa rzeczywistego obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego od obiegu teoretycznego (część I)*. Chłodnictwo, 1998, nr 9.
- [3] Eichler J., Kasperski J. *Odstępstwa rzeczywistego obiegu absorpcyjno-dyfuzyjnego od obiegu teoretycznego (część II)*. Chłodnictwo, 1998, nr .
- [4] Eichler J., Kasperski J. *Metoda skorelowanych wykresów entalpia-stężenie w zastosowaniu do modelowania obiegu w klimatyzatorze absorpcyjno-dyfuzyjnym*. Chłodnictwo, 1997, nr 7.
- [5] Maczek K. *Obliczanie bilansu energetycznego i egzergetycznego przemysłowej ziębiarki absorpcyjnej na roztwór amoniak – woda*. Biuletyn Informacyjny. Chłodnictwo, 1966, nr 2.
- [6] Maczek K. *Modelowanie matematyczne w optymalizacji urządzeń cieplnych sorpcyjnych*. Monografia. Politechnika Krakowska. Kraków 1984.
- [7] Niebergall W. *Sorptionskaltmaschinen. Band 7 – Handbuch der Kältetechnik*. Springer Verlag, Berlin 1981.



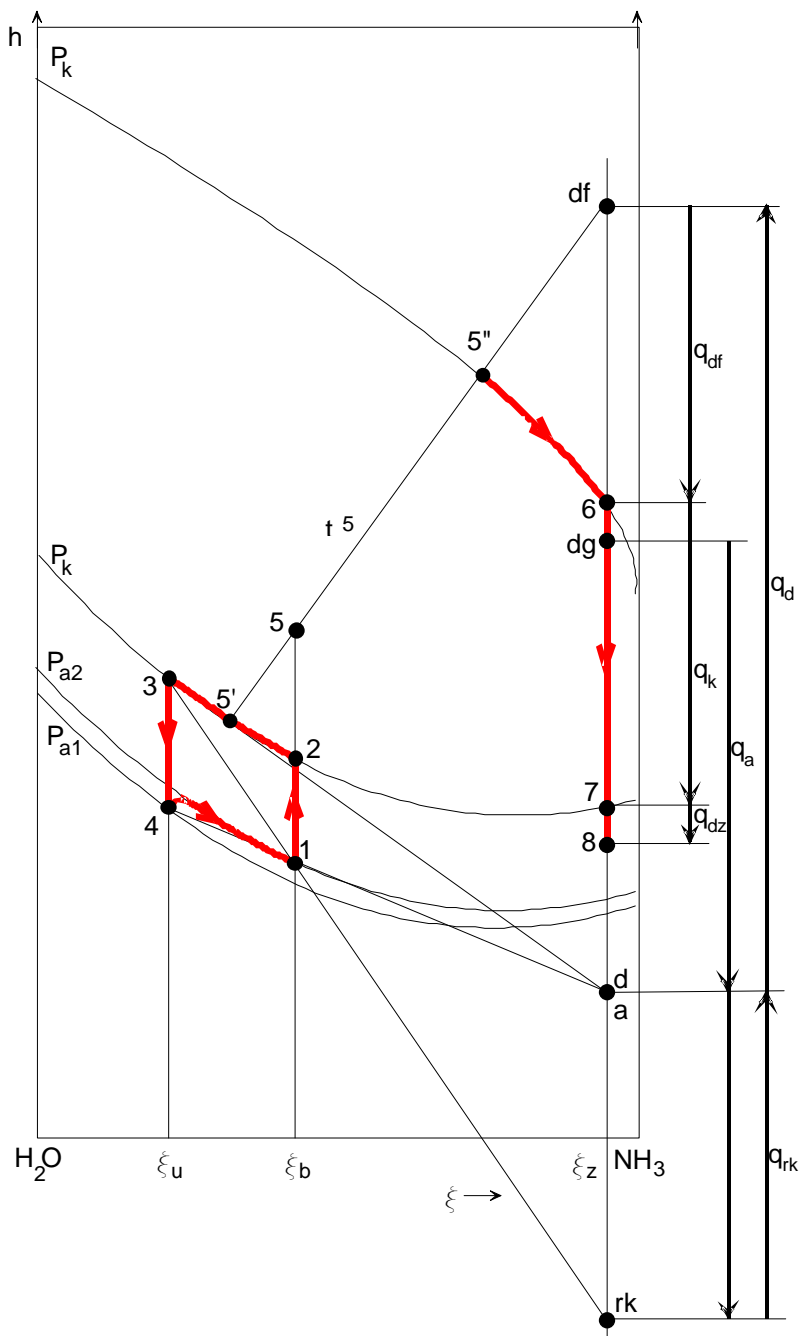
Rys.1. Identyfikacja punktów stanu na skorelowanych wykresach entalpia-stężenie.



Rys. 2. Schemat obiegu substancji i energii pomiędzy parowaczem a absorberem.



Rys. 3 Odwzorowanie bilansu energetycznego procesów w obiegu gazu inertnego



Rys. 4 Odwzorowanie bilansu energetycznego procesów w obiegu roztworu $\text{NH}_3+\text{H}_2\text{O}$