

## WYBRANE PROBLEMY STEROWANIA WIELOSTOPNIOWEJ WYPARKI DO PRODUKCJI KONCENTRATU SOKU OWOCOWEGO

*Piotr Cyklis*

*Instytut Inżynierii Ciepłej i Procesowej, Politechnika Krakowska*

**Streszczenie.** Działanie wielostopniowej wyparki do produkcji koncentratów soków owocowych pod względem termodynamicznym jest znane, niemniej jednak firmy produkujące wyparki nie podają szczegółów konstrukcyjnych rozwiązań ani zastosowanych metod sterowania. Ważnym problemem przy odparowaniu jest minimalizacja zużycia energii na jednostkę produktu finalnego. Dla ograniczenia zużycia energii stosuje się wielostopniowe odparowanie wspomaganie przez właściwie dobraną automatykę sterującą procesem. Celem pracy jest pokazanie ważniejszych problemów sterowania procesem w rzeczywistym obiekcie przemysłowym, uwzględniając stan ustalony pracy wyparki i dynamiczne zmiany parametrów surowca, produktu i otoczenia. Zakres pracy oparty został na doświadczeniach autora przy projektowaniu technologii, optymalizacji i uruchamianiu kilku pracujących w południowej Polsce wywarek do produkcji koncentratu soku owocowego, wyposażonych w urządzenia do odzysku aromatów, i dotyczy wybranych elementów projektu powierzchni wymiany ciepła i działania statycznego oraz dynamicznego układów automatyki. Przedstawione w pracy wyniki badań pozwalają na sformułowanie wniosków, że w sterowaniu pracą wyparki należy uwzględniać czynniki dynamiczne, uwzględniające stałe czasowe oceniane eksperymentalnie i wprowadzane do algorytmów automatyki. Automatyka musi również reagować na zmiany parametrów otoczenia zewnętrznego, wpływające na ciśnienie w skraplaczu, czyli sterowanie pompy próżniowej.

**Słowa kluczowe:** wyparka wielostopniowa, energochłonność, koszty procesu, automatyka i sterowanie

### Wstęp

Proces wielostopniowego odparowania znany jest od kilkudziesięciu lat. Stosowany jest w cukrownictwie, przy odsalaniu wody morskiej, przy suszeniu ścieków, w przemyśle papierniczym, przy produkcji koncentratów soków owocowych oraz wstępnej koncentracji mleka (Kubasiewicz, 1977; Lewicki, 2005). Ważnym składnikiem całkowitych kosztów produkcji jest koszt energii doprowadzanej do procesu odparowania, gdzie źródłem ciepła

jest para nasycona, wytwarzana w kotle parowym opalany gazem lub olejem. Zużycie energii można minimalizować na dwóch etapach: wyboru właściwej technologii w momencie zakupu urządzenia i przy eksploatacji zarządzanej przez nowoczesną automatykę sterującą procesem.

Do koncentracji soków i mleka stosowane są różne konstrukcje wyparek: płaszczoworurowe z opadającym filmem cieczy, płytowe, z dekompresją pary itp. (Hoffman, 2004; Jariel i in., 2007). Postęp w technologii odparowania to przede wszystkim automatyka, wpływająca na energochłonność procesu odparowania, jakość wyrobu i ciągłość pracy wyparki oraz komfort obsługi.

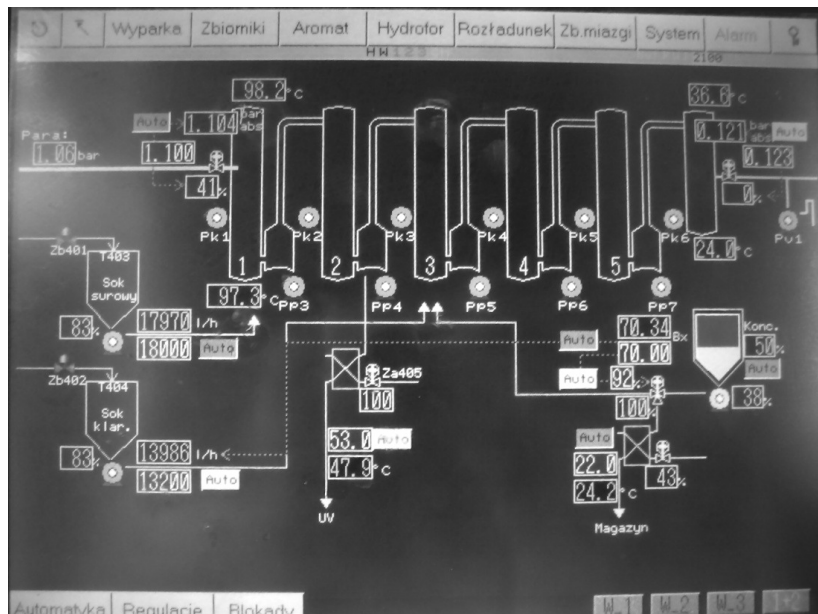
## Stan ustalony pracy wyparki

Proces koncentracji w odniesieniu do soków ma swoją specyfikę i wymagania dotyczące konstrukcji wyparki. Sok owocowy nie może być podgrzany do zbyt wysokiej temperatury (około 98°C dla soku jabłkowego, 85°C dla owoców miękkich) ze względu na jakość wyrobu końcowego. Wydajność wyparki do koncentratów owocowych mieści się najczęściej w przedziale 10–30 t·h<sup>-1</sup> napływającego surowca świeżego. Zastosowanie tej samej wyparki do różnych owoców w ciągu sezonu wymaga konstrukcji dającej możliwości pracy w szerokim zakresie zmian obciążenia.

W procesie wielostopniowym para, powstała w wyniku procesu zagęszczania produktu na stopniu poprzednim, jest źródłem ciepła dla odparowania w następnym stopniu. Para z ostatniego stopnia zagęszczania skraplana jest w skraplaczu chłodzonym wodą. Dwie skrajne temperatury: temperatura pary świeżej, ograniczona wymogami jakości soku, i temperatura wody chłodzącej skraplacz dają w wyniku dostępną całkowitą różnicę temperatury dla procesu, dzieloną samoczynnie pomiędzy stopnie wyparki. Maksymalizacja tej różnicy w dozwolonych granicach korzystnie wpływa na wydajność i efektywność procesu odparowania. Schemat działającej wyparki pięciostopniowej pokazano na rysunku 1. Temperatura pary na pierwszym stopniu  $t_{p1}$  regulowana jest zaworem dławiącym parę, automatycznie ustawianym według ciśnienia nasycenia. Temperatura skraplania, a co za tym idzie ciśnienie w skraplaczu, wynika z temperatury wody chłodzącej skraplacz. Ta z kolei zależy od warunków otoczenia w chłodni wentylatorowej.

Proces wymiany ciepła na pojedynczej rurce cienkowarstwowej wymiennika ciepła jest dosyć złożony. Z zewnętrznej strony rurki pionowej jest kondensująca para. Pełny zestaw stosowanych formuł obliczeniowych można znaleźć m.in. w Cyklis i Żelasko (2006).

Formuły do obliczeń wnikania ciepła mają ogólną postać opartą o specjalnie zdefiniowane liczby kryterialne Nusselta, Reynoldsa, Prandtla. Określenie urealnionych dla badanych wymienników rzeczywistych przenikalności cieplnych  $k$  pozwala na ułożenie poprawnych bilansów stanu ustalonego całości urządzenia i obliczenia stanów równowagi w zależności od zewnętrznych parametrów sterujących (np. ciśnienia i temperatury pary zasilającej I stopień, temperatury wody chłodzącej skraplacz, składu soku surowego).



Rysunek 1. Schemat wyparki pięciostopniowej – zdjęcie ekranu kontrolno-pomiarowego układu sterującego linią wyparną firmy POMATIC obsługującą wyparkę PIKO projektu autora

Figure 1. Scheme of a five-stage evaporator – picture of a control-measurement screen of the controlling system with POMATIC evaporator line which operates PIKO evaporator of the author's design

Tabela 1

Wartości przenikalności cieplnej dla pięciu stopni wyparki wg różnych źródeł i badań własnych

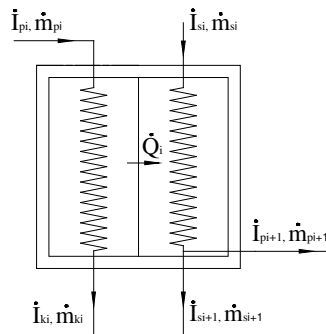
Table 1

Value of thermal permeability for five degrees of an evaporator according to various sources and the author's own research

Stopień wyparki	k (W·m <sup>-2</sup> ·K <sup>-1</sup> )						
	Formuły wg VDI	Formuły wg Chemical resources	Formuły wg WIEGAND	Obliczone wg Sugartec	Badania własne rurki poziome	Badania własne pionowe 6 m	Badania własne pionowe 9 m
I	1932	2056	3991	3994	2300	2646	2200
II	1703	1700	3574	2934	2100	2460	2000
III	1580	1471	3050	1950	1400	2175	1300
IV	1284	1364	2401	1225	1200	1709	1000
V	1064	704	1451	601	950	1215	800

Źródło: VDI- Warmeatlas, (1977); Haslego, (2010); www.sugartech.co.za

W tabeli 1 podano przykładowe wyniki obliczeń przenikalności cieplnej  $k$  wykonanych na podstawie różnych zależności. Widoczne są znaczące różnice w wartościach przenikalności cieplnej  $k$  wyznaczonych według różnych źródeł i własnych badań autora dla obiektów przemysłowych. Można zauważyć wpływ długości rurek na wielkość  $k$ . Dokładne określenie rzeczywistego  $k$  jest w przypadku wymienników z opadającym filmem cieczy szczególnie istotne, gdyż nie ma możliwości zwiększenia powierzchni wymiany ciepła, jak to ma miejsce w wymiennikach klasycznych. W tym przypadku może to doprowadzić do zerwania filmu cieczowego w rurce i zaburzenie działania wyparki. Na rysunku 2 pokazany został model termodynamiczny wymiennika ciepła jednego stopnia wyparki z zaznaczonymi strumieniami entalpii i masy.



Rysunek 2. Schemat jednego stopnia wyparki  
Figure 2. Scheme of a one degree of an evaporator

Stacyjny model wyparki sformułowany jest dla jednego stopnia (wymennik + separator) przez podanie następujących zależności:

- bilans energii dla jednego stopnia wyparki:

$$\dot{m}_{pi}i_{pi} + \dot{m}_{si}i_{si} = \dot{Q}_{stri} + \dot{m}_{ki}i_{ki} + \dot{m}_{s_{i+1}}i_{s_{i+1}} + \dot{m}_{p_{i+1}}i_{p_{i+1}} \quad (1)$$

- równanie przenikania ciepła

$$\dot{m}_{pi}(i_{pi} - i_{ki}) = A_i k_i \Delta t_i = \dot{m}_{p_{i+1}}(i_{p_{i+1}} - c_{wi}t_i) \quad (2)$$

gdzie:

- $m$  – oznacza strumień masy,
- $i$  – entalpia właściwa,
- $c_w$  – ciepło właściwe,
- $t$  – temperatura, indeksem  $p$  oznaczono parę,
- $k$  – kondensat,
- $s$  – sok, natomiast indeksem  $i$  oznaczono wartości parametrów i funkcji stanu na wejściu do  $i$ -tego stopnia a z indeksem  $i+1$  na wyjściu z  $i$ -tego stopnia  $Q_{stri}$  – straty ciepła do otoczenia na stopniu.

Zapis tak sformułowanych równań dla wszystkich stopni wymiennika i skraplacza jako stopnia ostatniego, dla stanu równowagi i danych parametrów zasilania pary, soku świeżego i wody chłodzącej skraplacza, daje układ matematycznie jednoznaczny. Jego rozwiązanie pozwala na obliczenie wszystkich parametrów i funkcji stanu płynów na każdym ze stopni dla stanu ustalonego.

## Analiza stanów niestabilnych pracy wyparki

Procesy rozruchu, zatrzymania i zmiany obciążenia wyparki wymagają modelu dynamicznego, odzwierciedlającego rzeczywiste parametry równań różniczkowych zwyczajnych. Reakcja systemu na zmiany i zaburzenia ma charakter oscylacyjny, nie zawsze zmierzający do stanu równowagi obliczonego z równań bilansowych. Wynika to np. ze zmiany charakterystyki przenikania ciepła, zmniejszenia pokrywania ścianki rurki, zrywania filmu itp. Problem niestabilnej pracy parowacza i wyparki rozważali m. in. (Aprea i Renno, 2001; Aly i Marwan, 1997; Stefanov i in., 2005). Są dwa podejścia: pierwsze bazuje na opisie matematycznym procesu, a drugie na systemie eksperckim, analizującym wyłącznie odpowiedź systemu na wymuszenie.

Przykładowe równania różniczkowe podane zostały też w (Cyklis, 2004). Dla przykładu jeśli  $\Delta t_{si}$  jest średnią różnicą temperatury między czynnikiem grzany a chłodzonym w wymienniku ciepła, to na jej wartość ma wpływ m.in. średnia temperatura odparowania  $t_{si}$ . Temperatura ta wynika z temperatury wrzenia przy danym ciśnieniu  $t''(p_{si})$  i tzw. podniesienia punktu wrzenia  $\Delta t(b, t_i)$  (boiling point elevation) za względu m.in. na udział cukru wyrażony w stężeniu masowym  $b$  (brix):

$$t_{si} = t''(p_{si}) + \Delta t(b, t_i) \quad (3)$$

Różniczkując to równanie względem czasu  $\tau$  otrzymuje się:

$$\frac{dt_{si}}{d\tau} = \frac{\partial t''}{\partial p_{si}} \cdot \frac{dp_{si}}{d\tau} + \frac{\partial(\Delta t)}{\partial b} \cdot \frac{db}{d\tau} + \frac{\partial(\Delta t)}{\partial t_i} \cdot \frac{dt_i}{d\tau} \quad (4)$$

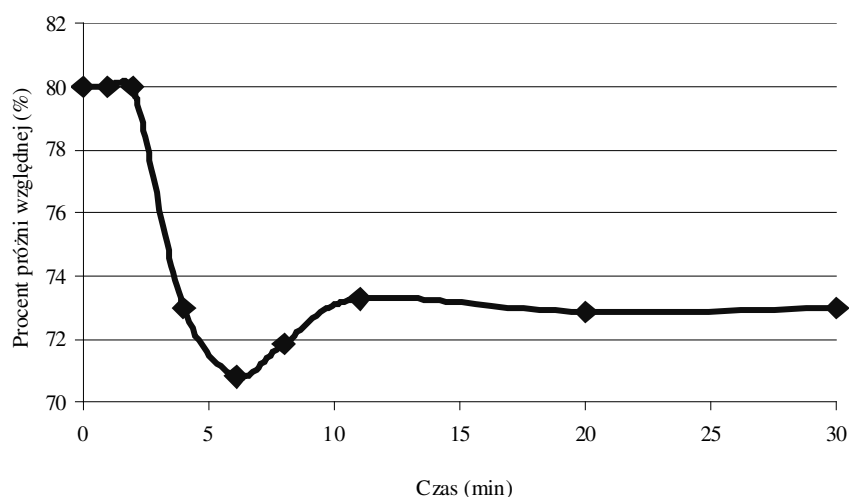
Wielkości

$$\frac{\partial t''}{\partial p_{si}} = a_p \quad \frac{\partial(\Delta t)}{\partial b} = a_b \quad \frac{\partial(\Delta t)}{\partial t_i} = a_t \quad (5)$$

można w rozważaniach małych zmian w otoczeniu punktu równowagi uznać jako stałe.

W analogiczny sposób rozpisuje się wszystkie człony równań bilansowych, uzyskując równania zwyczajne po ustaleniu współczynników wynikających z pochodnych cząstkowych. Drugie bardziej praktyczne podejście, stosowane w praktyce przez obsługę, polega na analizie zarejestrowanych, eksperymentalnych zmian parametrów, traktując układ jako tzw. „czarną skrzynkę”. To pozwala na uwzględnienie rzeczywistych pojemności cieplnych nie tylko surowca i pary, ale też całego urządzenia. Celem sporządzenia modelu jest określenie wpływu zmian takich wielkości, jak masowe natężenie przepływu pary  $\dot{m}_{si}$ , soku zasilającego  $\dot{m}_{si}$ , ciśnienia za wymiennikiem (z którego wynika różnica temperatury),

składu soku (zawartość cukru), przepływu wody chłodzącej skraplacz i jej temperatury, na efektywność odparowania, czyli ostateczną zawartość cukru (brix) na wyjściu z wyparki. Charakter przykładowego przebiegu czasowego zmian ciśnienia wyrażonego przez procent próżni pokazano na rysunku 3. Podobne wykresy można znaleźć w literaturze, np. dla wyparek do koncentracji solanki (Aly i Marwan, 1997).



Rysunek 3. Zmiana podciśnienia II stopnia wyparki trzystopniowej ABO przy spadku przepływu pary świeżej, zasilającej I stopień

Figure 3. Change of under pressure of II degree of three-degree evaporator ABO at the decrease of fresh steam flow that supplies I degree

Charakter odpowiedzi jest silnie wytłumiony, niemniej jednak widoczny jest niewielki charakter oscylacyjny w początku krzywej. Stąd możliwe jest zaproponowanie równań transformat w postaci I lub II rzędu:

$$G(s) = K \frac{e^{-\Delta\tau \cdot s}}{1 + T \cdot s}; \quad G(s) = K \frac{\omega^2 \cdot e^{-\Delta\tau \cdot s}}{s^2 + 2\zeta \cdot \omega \cdot s + \omega^2} \quad (6)$$

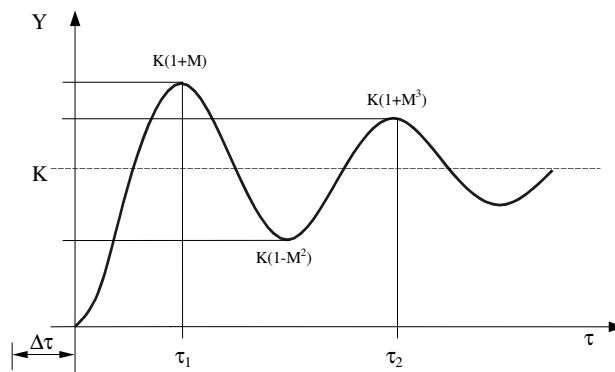
gdzie:

- K – współczynnik odpowiedzi zlinearyzowanej,
- T – stała czasowa,
- $\Delta\tau$  – czas reakcji (opóźnienie),
- $\zeta$  – współczynnik tłumienia,
- $\omega$  – częstość własna układu.

Sama analiza przebiegów czasowych wystarczyłaby zupełnie do sporządzenia modelu dynamicznego pracy konkretnie wybranej wyparki. Na rysunku 4 pokazano graficzny spo-

sób określenia wielkości występujących w równaniach (6). Definiując wielkość przeregulowania  $M$ , którą można określić na podstawie przebiegu funkcji na rysunku 4, otrzymuje się:

$$\zeta = \frac{-\log M}{\sqrt{\pi^2 + (\log M)^2}}; \quad \omega = \frac{2}{T} \sqrt{\pi^2 + (\log M)^2} \quad (7)$$



Rysunek 4. Określanie transmitancji odpowiedzi układu na wymuszenie skokowe dla modelu II rzędu

Figure 4. Determination of transmittance of the system answers on the step function for the II degree model

W pełnym, uogólnionym modelu dynamicznym wyparki połączenie obydwu metod daje najlepszy rezultat; w ten sposób z jednej strony możliwa jest pełna weryfikacja, a z drugiej strony wyprowadzone zależności na podstawie teoretycznych równań bilansowych pozwalają na uogólnienie modelu dla dowolnych wyparek cienkowarstwowych, wielostopniowych. Jeśli jednak automatyka dostrajana jest do konkretnego projektu wyparki, to parametry  $T$ ,  $\zeta$ ,  $\omega$ ,  $\Delta\tau$ ,  $K$  dla przebiegów funkcji sterowanych dokładniej można oszacować na podstawie rzeczywistych wykresów rejestrowanych przy uruchomieniu wyparki.

## Automatyka sterująca pracą wyparki

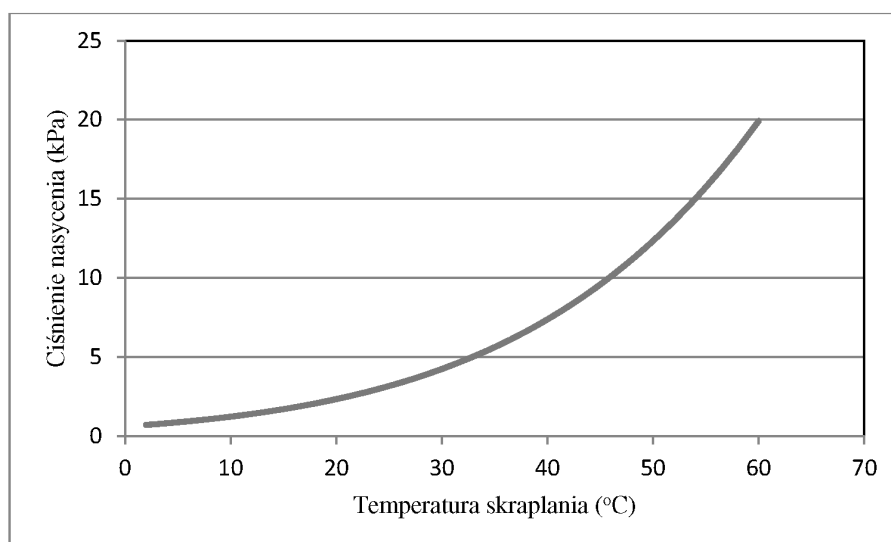
Automatyka sterująca pracą wyparki ma następujące zadania:

- zapewnienie możliwie najdłuższej pracy ciągłej wyparki, reagując na zmiany parametrów zewnętrznych i wewnętrznych, przy uwzględnieniu stopniowego zanieczyszczenia powierzchni wymiany ciepła,
- zapewnienie możliwości płynnej regulacji wydajności ciągłej pomiędzy minimum i maksimum tej wydajności założonych w projekcie wyparki,

- informowanie obsługi o niewłaściwej pracy i zagrożeniach dla ciągłości procesu, zwłaszcza o zaburzeniach pracy poszczególnych stopni wyparki,
- zapewnienie komfortu obsługi.

Wpływ zmienności parametrów otoczenia na pracę wyparki można zobrazować na przykładzie wydawałoby się mało znaczącego parametru, jakim jest temperatura i wilgotność otoczenia. Decydują one o temperaturze wody chłodzącej skraplacz.

Temperatura ta w okresie letnim suchym może być niższa niż temperatura otoczenia, przy wykorzystaniu w procesie ciepła odparowania wody w powietrzu o wilgotności poniżej 100%. Można przyjąć, że temperatura wody chłodzącej skraplacz w okresie produkcyjnym może się zmieniać w granicach 5–30°C. Ma to konsekwencje takie, że można uzyskać schłodzenie pary i kondensację w skraplaczu w zakresie 20–55°C. To z kolei powoduje, że ciśnienie nasycenia pary w skraplaczu może się zmieniać według krzywej pokazanej na rysunku 5: od 3–17 kPa, czyli od 97 do 83% próżni.



Rysunek 5. Zależność ciśnienia nasycenia od temperatury skraplania  
 Figure 5. Relation of the saturation pressure to condensation temperature

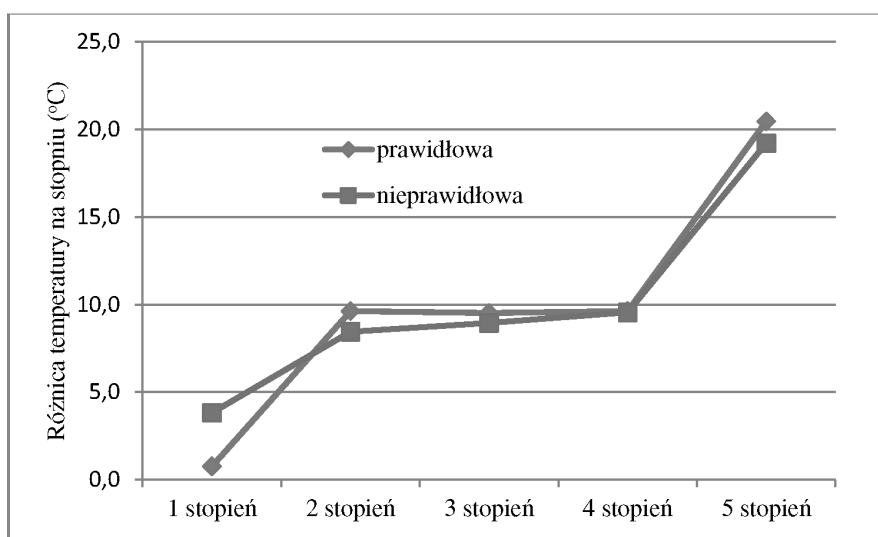
To zwiększa znacząco wymagania dotyczące pompy próżniowej. Ta zmienność ma dwie ważne konsekwencje. Po pierwsze można uzyskać większą dyspozycyjną różnicę temperatury na wyparce przy wykorzystaniu pełnych możliwości chłodzenia, ale można też obniżyć wydajność wyparki, podnosząc temperaturę skraplania. Przykładowo jeśli obróbce podlega moszcz jabłka, to całkowita dostępna temperatura na wyparce zmienia się od 43°C do 78°C. Czyli około  $60(^{\circ}\text{C}) \pm 30\%$ . Jest to zmiana w stosunku do wartości projektowej, wynikająca bezpośrednio z dostępnej temperatury w skraplaczu.

Sterowanie pracą pompy próżniowej musi uwzględniać krzywą nasycenia, gdyż jej najważniejszą rolę jest odsysanie gazów niekondensujących. Przyjęcie niewynikającej



z krzywej nasycenia wartości ciśnienia ustawianej na pompie powoduje ograniczenie odsysania gazów niekondensujących, co może po dłuższym okresie zdecydowanie obniżyć wydajność wyparki lub ostatecznie przerwać jej działanie. Gazy niekondensujące powodują obniżenie współczynnika  $k$ , podobnie jak zanieczyszczenia zbierające się na ściankach.

Na rysunku 6 pokazano rozdział dostępnej różnicy temperatury (w sumie  $50^{\circ}\text{C}$ ) na poszczególne stopnie wyparki. Pokazany jest przebieg poprawnego rozkładu różnicy temperatury oraz przypadek, gdzie I stopień ze względu na zanieczyszczenie powierzchni przyjął większą różnicę temperatury, obniżając ją na stopniach następnych. W tej sytuacji konieczne było wcześniejsze płukanie wyparki. Taki sam efekt może spowodować zbyt mała recyrkulacja produktu na stopniu powodująca zrywanie filmu cieczy w rurkach.



Rysunek 6. Różnice temperatury na stopniu przy prawidłowej i nieprawidłowej pracy wyparki

Figure 6. Differences in temperatures at the degree at the correct and incorrect operation of an evaporator

## Wnioski

Przy konstruowaniu wyparki i projektowaniu algorytmów automatyki sterującej procesem należy brać pod uwagę, że:

- Przenikalność cieplna przegród w wymiennikach może być obliczona z dokładnością co najwyżej 20%. Jednakże sposób ewentualnego zwiększenia powierzchni musi uwzględniać pokrywanie filmem soku całych ścianek.

- Zastosowanie w sterowaniu pracą wyparki algorytmów uwzględniających parametry otoczenia jest konieczne ze względu na możliwość zwiększenia wydajności i konieczność usuwania gazów niekondensujących przy niskich ciśnieniach skraplania.
- Sterowanie dynamiczne musi uwzględniać bezwładność procesu i jego stałe czasowe, które najlepiej oceniać eksperymentalnie przy uruchamianiu nowego urządzenia.
- Sterowanie musi uwzględniać zarówno działanie całej wyparki, jak i stan pracy poszczególnych stopni, gdyż odparowanie determinuje najgorzej pracujący stopień, nie ma możliwości „nadrobienia” odparowania na pozostałych stopniach ze względu na przekazywanie ciepła szeregowo za pomocą pary.

## Literatura

- Aly, N.H.; Marwan, M.A. (1997). *Dynamic response of multi-effect evaporators*. Desalination 114, 189-196.
- Apra, C.; Renno, C. (2001). Experimental analysis of a transfer function for an air cooled evaporator. *Applied Thermal Engineering*, 21, 481-493.
- Cyklis, P. (2004). Dynamika pracy wielostopniowej wyparki cienkowirowej z opadającym filmem cieczy. *Materiały konferencyjne IV Warsztatów „Modelowanie przepływów wielofazowych w układach termochemicznych” Stawiska*, (streszczenie: 2 strony w materiałach drukowanych, nie numerowane, pełny tekst referatu: 8 stron na CD).
- Cyklis, P.; Żelasko, J. (2007). *Optymalne sterowanie procesami wymiany ciepła i masy w wielostopniowej wyparce cienkowirowej*. XIII Sympozjum Wymiany Ciepła i Masy. ISBN 978-83-7365-128-9.
- Haslego, C. (2010). Pobrano z: <http://www.cheresources.com/content/articles/heat-transfer/falling-film-evaporators-in-the-food-industry?pg=1>
- Hoffman P. (2004). Plate evaporators in food industry – theory and practice. *Journal of Food Engineering*, 61, 515-520.
- Jariel, O.; Reynes, M.; Courel, M.; Durand, N.; Dornier, M. (2007). Comparison de quelques techniques de concentration des jus de fruits. *Fruits*. 51(6), 437-450.
- Kubasiewicz, P. (1977). *Wyparki. Konstrukcja i obliczanie*. Warszawa, WNT, Symbol 78999/Ch.
- Lewicki, P. i in. (2005). *Inżynieria procesowa i aparatura przemysłu spożywczego*. Warszawa, WNT, ISBN 83-204-3227-8.
- Stefanov, Z.; Hoo, K.A. (2004). Control of a Multiple-Effect Falling-Film Evaporator Plant. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 44, 3146-3158.
- VDI – Wärmesatlas Berechnungsblätter für den Wärmeübertragung, *VDI-Verlag GmbH Dusseldorf* 1977 ISBN 3-18-400373-6  
<http://www.sugartech.co.za/rapiddesign/multieffect/calculate.php>

## **SELECTED PARAMETERS OF CONTROLLING A MULTI-DEGREE EVAPORATOR FOR PRODUCTION OF FRUIT JUICE CONCENTRATE**

**Abstract.** Operation of a multi-degree evaporator for production of fruit juice concentrate concerning thermodynamics is known. However, companies producing evaporators do not give structure details, solutions or the applied methods of control. Minimization of energy consumption per a unit of a final product is a significant issue at evaporation. A multi-stage evaporation supported with a properly selected automatics that controls the process is applied in order to limit energy consumption. The objective of the paper is to show significant issues of controlling the process in a real industrial object including a stationary state of the evaporator operation and dynamic changes of the material parameters, a product and surroundings. The scope of the paper was based on the author's experiments at designing technology, optimization and starting few evaporators working in the Southern Poland for production of fruit juice concentrate equipped with devices for aroma recovery and it concerns the selected elements of the project of the heat exchange surface and static and dynamic operation of the automatics systems. The research results presented in the paper allow conclusion that dynamic factors including time constants assessed experimentally and introduced to the automatics algorithms should be included in the control of work. Automatics must also react to changes of parameters of the surroundings influencing the pressure in a condenser that is control of a vacuum pump.

**Key words:** multi-stage evaporator, energy consumption, process costs, automatics and control

**Adres do korespondencji:**

Piotr Cyklis; e-mail: pcyklis@mech.pk.edu.pl  
Zakład Termodynamiki i Pomiarów Maszyn Ciepłych  
Politechnika Krakowska  
Al. Jana Pawła II 37  
31-864 Kraków