

WPŁYW STRUMIENIA MASY CZYNNIKA SUSZĄCEGO NA SUSZENIE ROZPYŁOWE KONCENTRATU BRZECZKI SŁODOWEJ

Mariusz Surma, Stanisław Peroń

Akademia Rolnicza we Wrocławiu

Streszczenie: Wykonano doświadczenie nad suszeniem brzeczki słodowej w przeciwną-
dowej laboratoryjnej suszarce rozpyłowej AVP ANHYDRO LAB1. Proces prowadzono
przy temperaturze czynnika suszącego 137–140°C, przy zawartości suchej substancji
w surowcu – 30%. Końcowa wilgotność suszu wynosiła 2,8–4,0%. Średnia średnica obję-
tościowa kropeł rozpylanego surowca wynosiła 30,5 μm. Określono wpływ strumienia
masy powietrza na wielkość strumienia wilgoci i suszu z jednostki objętości komory su-
szania oraz sprawność cieplną suszarki.

Słowa kluczowe: brzeczka słodowa, suszenie rozpyłowe, strumień masy powietrza

WYKAZ OZNACZEŃ

- g_p – strumień masy powietrza suszącego, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$
- w – strumień masy odparowanej wody, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$
- u_1 – początkowa zawartość wody w surowcu, $\text{kg H}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ s.s.
- u_2 – końcowa zawartość wody w suszu, $\text{kg H}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ s.s.
- d_k – średnia średnica objętościowa kropeł, μm
- t_1 – temperatura powietrza na wlocie do suszarki, °C
- t_2 – temperatura powietrza na wylocie z suszarki, °C
- t_o – temperatura otoczenia, °C
- s – wydajność suszarki w suszu, $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$
- m – wydajność suszarki w surowcu, $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$
- q_c – jednostka zużycia ciepła na odparowanie, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ H₂O
- η_c – sprawność cieplna suszarki, -
- ϕ_o – wilgotność względna otoczenia, %

Adres do korespondencji – Corresponding Author: Mariusz Surma, Stanisław Peroń, Instytut
Inżynierii Rolniczej Akademii Rolniczej we Wrocławiu, ul. Chelmońskiego 37/41, 51-630
Wrocław

WSTĘP I CEL PRACY

Koncentrat brzezki słodowej (zwany również ekstraktem słodowym) stanowi naturalny zagęszczony wyciąg wodny otrzymywany najczęściej ze słodu jęczmiennego. W Polsce produkuje się rocznie ok. 250 tys. ton słodu jęczmiennego.

Celem słodowania jest wzbogacenie ziarna w enzymy, nadanie mu odpowiednich cech aromatycznych oraz zmiana struktury ziarna ułatwiająca przemiany enzymatyczne zachodzące podczas zacierania słodu. Brzezka słodowa zawiera m.in. witaminy z grupy B, PP, enzymy i mikroelementy oraz szereg innych wartościowych substancji. Składniki zawarte w brzezce słodowej są łatwo przyswajalne przez organizm ludzki [Bogdański 1966].

Wykorzystanie ekstraktów słodowych w różnych działach przemysłu spożywczego i nie tylko (piwowarstwo, cukiernictwo, przemysł koncentratów i odżywek, przemysł farmaceutyczny, kosmetyczny) pociąga za sobą potrzebę modyfikacji składu i właściwości brzezek w zależności od wymagań kontrahenta [Fraj i Sąsiadek 1984].

Ekstrakt słodowy w Polsce produkowany jest jedynie w formie gęstego syropu o zawartości suchej substancji 75–80% i jako taki stanowi przedmiot obrotu towarowego. Zawartość wody wynosząca 20–25% jest czynnikiem ograniczającym trwałość ekstraktu, co wymusza stosowanie przez producenta środków konserwujących, np. benzoianu sodu. Konsystencja syropu stanowi utrudnienie w stosowaniu przy różnych procesach technologicznych.

Wygodny w stosowaniu, trwały i bez konserwantów jest ekstrakt słodowy w formie proszku, dotychczas importowany z krajów zachodnich. Opracowanie techniki otrzymywania wysuszonego ekstraktu z krajowych surowców powinno się spotkać z dużym zainteresowaniem ze strony potencjalnych odbiorców. Z dostępnej literatury i praktyki wynika, że istnieje duża luka informacyjna w zakresie kinetyki oraz parametrów suszenia ekstraktów słodowych. Powyższa luka dotyczy w szczególności suszenia rozpyłowego. Niniejsza praca stanowi wycinek szerszych badań, a jej celem jest ocena wpływu wielkości strumienia masy czynnika suszącego tłoczonego do komory suszenia na wydajność suszarki, jednostkowe zużycie ciepła i sprawność cieplną instalacji podczas suszenia rozpyłowego roztworu koncentratu brzezki słodowej.

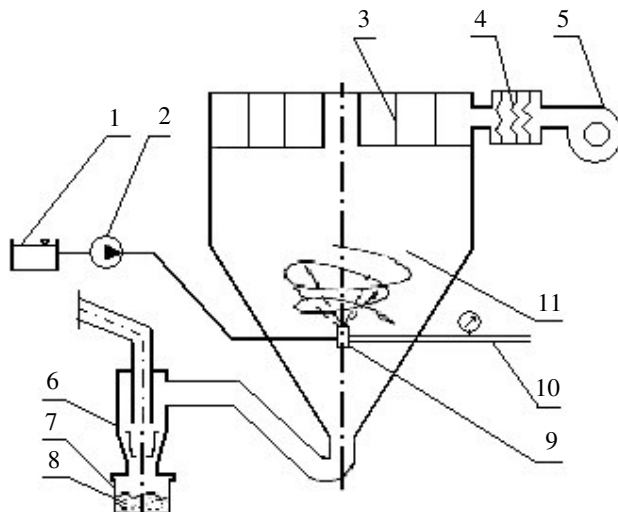
MATERIAŁY I METODY

Badania przeprowadzono w laboratorium suszarniczym Instytutu Inżynierii Rolniczej Akademii Rolniczej we Wrocławiu.

Do badań użyto koncentratu słodu jęczmiennego o zawartości 75% s.s. produkowanego przez Słodownię w Wolsztynie. Zawartość ważniejszych składników koncentratu w odniesieniu do masy surowca wynosiła: maltozy 18,2%; glukozy i fruktozy 4,97%; dekstryn 6,28%; protein 2%; tłuszczu 0,3%.

Na rysunku 1 przedstawiono schemat suszarki rozpyłowej APV ANHYDRO LAB1 na której prowadzono doświadczenie. Suszarkę wyposażono w oryginalną fabryczną pneumatyczną dyszę rozpylającą SU4. Po rozcieńczeniu koncentratu wodą do zawartości wody $u = 2,33 \text{ kg H}_2\text{O} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ s.s.}$ (30% s.s.) tłoczono go pompa perystaltyczną o nape-

dzie bezstopniowym do rozpylacza. Strumień masy surowca podawanego do suszarki regulowano w zakresie $1,051\text{--}1,789\text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$. Surowiec suszono w przeciwprądzie. Rozpylenie surowca prowadzono przy ciśnieniu powietrza w dyszy rozpylającej $p = 1\text{ bar}$.



Rys. 1. Schemat suszarki rozpyłowej APV ANHYDRO LAB1: 1 – pojemnik z brzożką, 2 – pompa, 3 – kierownica strug powietrza, 4 – nagrzewnica, 5 – wentylator, 6 – cyklon, 7 – odbieralnik, 8 – susz, 9 – rozpylacz, 10 – przewód doprowadzający sprężone powietrze, 11 – komora suszenia

Fig. 1. Scheme of spray dryer APV ANHYDRO LAB1: 1 – container with malt worth, 2 – pump, 3 – prewhirl vanes, 4 – heater, 5 – fan, 6 – cyclon, 7 – receiver, 8 – dry material, 9 – sprayer, 10 – pressure air pipe, 11 – drying chamber

Próbkę rozpylanego materiału pobierano w odległości 0,5 m od wylotu dyszy na płytkę Petriego powleconą cienką warstwą oleju silikonowego „Silform”. Obraz kropeł „wyłapanych” przez olej silikonowy przekazywany przez mikroskop „BIOLAR B” 2308 sprzężony z kamerą (Color CCD KAMERA VCC-3770P) i komputerem rejestrowano i analizowano. Do odczytu wielkości średnic kropeł (fotografowanych pod mikroskopem) użyto programu Corel Photo Paint. W oparciu o krzywe rozkładu określono średnią średnicę objętościową kropeł dla każdej z prób. Podobną technikę analizy rozkładu kropeł surowca opisano w pracy Orzechowskiego i Prywera [1991], Filkovej i Cedika [1984], Azzoprodiego [1979], Hiroyasu i in. [1980].

Temperatura na wlocie do suszarki wynosiła $137\text{--}140^\circ\text{C}$, na wylocie $74\text{--}85^\circ\text{C}$. Temperaturę powietrza na wlocie i wylocie z suszarki oraz temperaturę suszu osadzającego się w cyklonie mierzono termoparami CuKo ($\pm 1^\circ\text{C}$). Ilość ciepła dostarczanego do suszarki określono na podstawie pomiaru zużycia energii elektrycznej przez nagrzewnicę trójfazowym licznikiem energii elektrycznej. Przyjmowano, że 1 kWh jest równoważna 3600 kJ ciepła. Ciepło zużyte na odparowanie 1 kg wody q_c obliczono mnożąc masę odparowanej wody przez entalpię właściwą pary wodnej. Sprawność cieplna su-

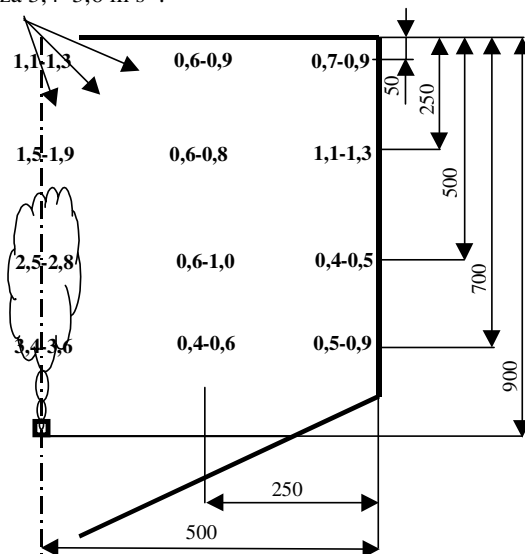
szarki η_c obliczono, dzieląc ciepło zużyte na odparowanie 1 kg wody q_c przez ciepło dostarczone przez nagrzewnicę. Strumień masy powietrza określano na podstawie pomiarów jego prędkości w rurze wylotowej cyklonu anemometrem skrzydełkowym AA 2113 ($\pm 1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$). Pomiaru prędkości powietrza w komorze suszarki dokonano termomanometrem AM-4202 ($\pm 0,1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$). Zawartość ekstraktu (suchej masy) w surowcu określano refraktometrem RL1. Wilgotność suszu określano metodą suszarkową. Masę surowca oraz suszu mierzono na wadze elektronicznej WPT 3/6 ($\pm 0,5 \text{ g}$). Strumień masy odparowanej wody obliczano na podstawie znajomości masy początkowej surowca oraz wilgotności początkowej i końcowej suszonego materiału.

Wilgotność względną i temperaturę otoczenia mierzono psychrometrem Assmanna z dokładnością $\pm 2\%$ oraz termometrem rtęciowym z dokładnością $\pm 0,2^\circ\text{C}$. Czas trwania doświadczenia określano zegarem z sekundnikiem. Każdy cykl pomiarów powtarzano trzykrotnie.

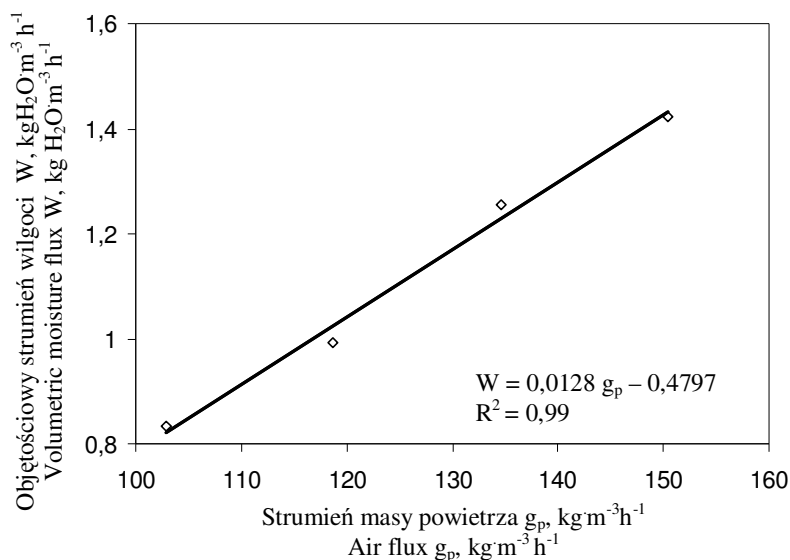
WYNIKI I DYSKUSJA

Ruch powietrza determinuje szybkość i stopień odparowania wody poprzez oddziaływanie na ruch rozpylonych kropeł w strefie suszenia, stopień obciążenia komory suszącej masą surowca oraz promień rozpyłu w obszarze którym cyrkulują cząstki surowca.

Rysunek 2 przedstawia rozkład prędkości powietrza suszącego wewnątrz komory suszarki – dla strumienia jego masy g_p – (w przeliczeniu na 1 m^3 komory) wynoszącego $\approx 103 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$. Jak wynika z rysunku najwyższa prędkość wystąpiła w osi komory w pobliżu rozpylacza $3,4\text{--}3,6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$.



Rys. 2. Rozkład prędkości powietrza w komorze suszarki rozpyłowej (m/s)
Fig. 2. The air velocity distribution in spray drying chamber (m/s)



Rys. 3. Wykres zależności $W = f(g_p)$ dla $m = 1,051-1,789\ kg\cdot h^{-1}$, $p = 1\ bar$, $u_1 = 2,33\ kg\ H_2O\cdot kg^{-1}\ s.s.$, $u_2 = 0,029-0,042\ kg\ H_2O\cdot kg^{-1}\ s.s.$, $d_k = 30,5\ \mu m$, $t_1 = 135-140^\circ C$, $t_2 = 74-88^\circ C$, $t_o = 19,2^\circ C$, $\phi_o = 41\%$

Fig. 3. Diagram of relationship $W = f(g_p)$ for $m = 1,051-1,789\ kg\cdot h^{-1}$, $p = 1\ bar$, $u_1 = 2,33\ kg\ H_2O\cdot kg^{-1}\ s.s.$, $u_2 = 0,029-0,042\ kg\ H_2O\cdot kg^{-1}\ s.s.$, $d_k = 30,5\ \mu m$, $t_1 = 135-140^\circ C$, $t_2 = 74-88^\circ C$, $t_o = 19,2^\circ C$, $\phi_o = 41\%$

W pozostałych miejscach komory – rozkład prędkości był przypadkowy i wahał się od $0,4-1,3\ m\cdot s^{-1}$. Wskazania termooanemometru (przedstawione na rysunku 3) sugerują występowanie w komorze drgań prędkości. W komorze zlokalizowano obszary, gdzie w tym samym punkcie różnica prędkości powietrza sięgała nawet 40%.

Tak znaczne wartości stopnia burzliwości muszą wpływać na przebieg procesu suszenia rozpyłowego, oddziałując zarówno na proces przenoszenia pędu, ciepła i masy między fazami, jak i wprowadzając do procesu element niestacjonarności utrudniający modelowanie i sterowanie.

Zależność objętościowego strumienia wilgoci W od strumienia masy tłoczonego przez wentylator powietrza g_p (przy zachowaniu stałości u_1 , u_2 , d_k , t_1 , p) pokazano na rysunku 3.

Zależność ta przebiega liniowo i można ją przybliżyć wzorem:

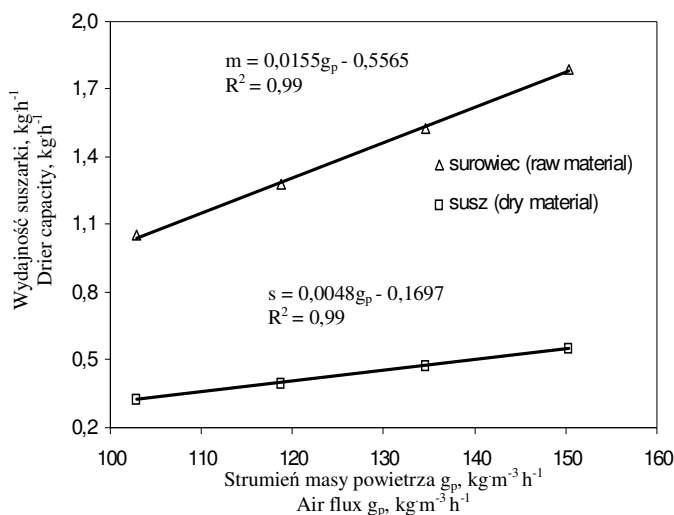
$$W = 0,001128\ g_p - 0,4979 \quad (1)$$

przy współczynniku determinacji $R^2 = 0,99$.

Jak wynika z wykresu – w zakresie strumienia masy powietrza ok. $103-150\ kg\cdot m^{-3}\cdot h^{-1}$ (przypadającego na $1\ m^3$ objętości komory) wartość W zawierała się w granicach

0,835–1,424 kg H₂O·m⁻³·h⁻¹ – co potwierdza w tym przypadku dość silny wpływ parametru g_p na W .

Wskutek wzajemnego sprzężenia między fazą rozproszoną (rozpylonymi kroplami) – a fazą ciągłą (czynnikiem suszącym) oczywistą rzeczą jest odpowiednie zasilanie komory suszenia masą surowca. Jak wynika z doświadczenia zbyt duży wydatek surowca w stosunku do możliwości suszarki – powoduje niedosuszenie tego produktu lub co gorsza oblepianie ścian suszarki materiałem, jego przegrzewanie i tworzenie się zlepów. Z kolei zbyt małe podawanie surowca do komory – powoduje spadek jej wydajności i sprawności.



Rys. 4. Wykres zależności $m = f(g_p)$ i $s = f(g_p)$ dla $p = 1$ bar, $u_1 = 2,33$ kg H₂O·kg⁻¹ s.s., $u_2 = 0,029$ – $0,042$ kg H₂O·kg⁻¹ s.s., $d_k = 30,5$ μm, $t_1 = 135$ – 140 °C, $t_2 = 74$ – 88 °C, $t_0 = 19,2$ °C, $\varphi_0 = 41\%$

Fig. 4. Diagram of relationship $m = f(g_p)$ and $s = f(g_p)$ for $p = 1$ bar, $u_1 = 2,33$ kg H₂O·kg⁻¹ s.s., $u_2 = 0,029$ – $0,042$ kg H₂O·kg⁻¹ s.s., $d_k = 30,5$ μm, $t_1 = 135$ – 140 °C, $t_2 = 74$ – 88 °C, $t_0 = 19,2$ °C, $\varphi_0 = 41\%$

Na rysunku 4 przedstawiono współzależności pomiędzy strumieniem masy powietrza g_p , a wydajnością suszarki w surowcu m i suszu s . Jak wynika z wykresów funkcje $m = f(g_p)$ oraz $s = f(g_p)$ przebiegają liniowo wg zależności:

$$m = 0,0155 g_p - 0,5565 \quad (2)$$

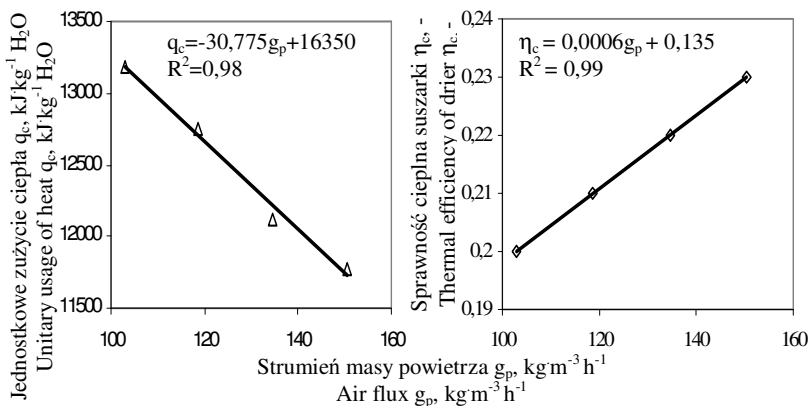
przy $R^2 = 0,99$

$$s = 0,0048 g_p - 0,1697 \quad (3)$$

przy $R^2 = 0,99$

Zwiększanie strumienia gorącego powietrza g_p w granicach 103–150 kg·m⁻³·h⁻¹ – umożliwiło zwiększenie ilości podawanego surowca z ok. 1 do ok. 1,8 kg·h⁻¹, co z kolei zwiększyło wydajność suszarki w suszu od ok. 0,33 do ok. 0,57 kg·h⁻¹.

Zależność jednostkowego zużycia ciepła q_c oraz sprawności cieplnej η_c suszarki od wielkości strumienia masy powietrza g_p pokazano na rysunku 5.



Rys. 5. Wykres zależności $q_c = f(g_p)$ oraz $\eta_c = f(g_p)$ dla $m = 1,051\text{--}1,789 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, $u_1 = 2,33 \text{ kg H}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1} \text{ s.s.}$, $u_2 = 0,029\text{--}0,042 \text{ kg H}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1} \text{ s.s.}$, $d_k = 30,5 \mu\text{m}$, $t_1 = 135\text{--}140^\circ\text{C}$, $t_2 = 74\text{--}88^\circ\text{C}$, $t_o = 19,2^\circ\text{C}$, $\phi_o = 41\%$, $p = 1 \text{ bar}$
 Fig. 5. Diagram of relationship $q_c = f(g_p)$ and $\eta_c = f(g_p)$ for $m = 1,051\text{--}1,789 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, $u_1 = 2,33 \text{ kg H}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1} \text{ s.s.}$, $u_2 = 0,029\text{--}0,042 \text{ kg H}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1} \text{ s.s.}$, $d_k = 30,5 \mu\text{m}$, $t_1 = 135\text{--}140^\circ\text{C}$, $t_2 = 74\text{--}88^\circ\text{C}$, $t_o = 19,2^\circ\text{C}$, $\phi_o = 41\%$, $p = 1 \text{ bar}$

Należy nadmienić, że nie uwzględniono tutaj energii pobieranej przez wentylator suszarki napędzany silnikiem komutatorowym o mocy znamionowej 0,75 kW. Obserwacje wykazały, że zmiana wielkości strumienia powietrza w granicach $103\text{--}150 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$ (poprzez zmianę przesłony na wlocie do wentylatora) spowodowała wzrost pobieranej mocy elektrycznej od ok. 0,20 kW do ok. 0,40 kW. Wielkości te nie przekraczają 10% energii pobranej przez nagrzewnicę, przy tych wydatkach powietrza. Średnio biorąc – można przyjąć, że przy uwzględnieniu zużycia energii przez wentylator ogólna sprawność suszarki w zależności od wydatku powietrza będzie się kształtować w granicach 0,18–0,20, a jej przebieg będzie podobny jak na rysunku 5.

Jak wynika z przedstawionych danych zwiększanie strumienia czynnika suszącego g_p w zakresie $103\text{--}150 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$ stosunkowo niewiele zmniejszyło jednostkowe zużycie ciepła q_c (od 13186 do 11774 $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1} \text{H}_2\text{O}$), zwiększając o ok. 11% sprawność termiczną suszarki. Równania opisujące przebieg zależności $q_c = f(g_p)$ oraz $\eta_c = f(g_p)$ zamieszczono poniżej:

$$q_c = -30,755 g_p + 16350 \tag{4}$$

przy $R^2 = 0,98$

$$\eta_c = 0,0006 g_p + 0,135 \tag{5}$$

przy $R^2 = 0,99$

WNIOSKI

1. W komorze suszarki zlokalizowano obszary, gdzie w tym samym miejscu różnica prędkości sięgała 40% – co oznacza występowanie w komorze „drgań prędkości” czynnika suszającego.

Prędkość powietrza przy stałym wydatku wentylatora była wyższa w miejscach położonych wzdłuż osi komory suszenia w porównaniu z innymi miejscami w komorze.

Zwiększenie strumienia masy czynnika suszającego podawanego do komory suszarki o ok. 50% (przy zachowaniu stałości jego temperatury oraz stopnia rozpylenia i wilgotności początkowej surowca) spowodowało wzrost wydajności suszarki w odparowanej wodzie i suszu o ok. 70% a także wzrost jej sprawności cieplnej o ok. 11%.

PIŚMIENNICTWO

- Azzopodi B. J., 1979. Measurement of drop sizes. *Internat. J. Heat Mass Transfer* 22, 245–279.
- Bogdański K., 1966. *Zarys technologii koncentratów żywnościowych, witaminowych i odżywek*. PWN, Warszawa
- Filkova I, Cedik P., 1984. Nozzle Atomization in Spray Drying. *Advances in Drying*, Mujumdar A. S. (ed.). 3, Hemisphere, Washington, 181–214.
- Fraj A, Sasiadek R., 1984. Produkcja i zastosowanie ekstraktu słodowego. *Przegl. Piek. Cukier.* 2, 11–12.
- Hiroyasu H., Kadota T., Arai M., 1980. Supplementary comments: Fuel spray characterization in diesel engines. *Proceedings of the Symposium on Combustion Modeling in Reciprocating Engines*. New York–London, Plenum Press.
- Orzechowski Z., Prywer J., 1991. *Rozpylanie cieczy*, WNT, Warszawa.

THE INFLUENCE OF THE MASS STREAM OF DRYING MEDIUM ON THE SPRAY DRYING PROCESS OF MALT WORT CONCENTRATE

Abstract. Experiments on drying of malt wort have been carried out in countercurrent laboratory spray drier APV ANHYDRO LAB1. The proces was conducted at the temperature of drying medium 137÷140°C, at concentration of raw material 30% dry substance. The final moisture content of dry product was 2.8–4.0%. The mean volumetric diameter of atomized of malt wort was 30.5 µm. The influence of stream of air on the value of moisture flux, dry product flux from unit volume of drying chamber, and thermal efficiency have been determined.

Key words: malt wort, spray drying, air flux

Zaakceptowano do druku – Accepted for print: 13.10.2004