

Antoni Ryniecki

Instytut Technologii Żywności Pochodzenia Roślinnego

Akademia Rolnicza w Poznaniu

Komputerowe sterowanie procesami cieplnego utrwalania żywności

Wstęp

Poprawa jakości żywności, bezpieczeństwa konsumentów oraz obniżenie kosztów produkcji to najważniejsze cele do osiągnięcia w konserwacji surowców spożywczych. Procesy cieplnego utrwalania żywności, takie jak sterylizacja i pasteryzacja, są podstawowymi procesami konserwacji, szczególnie w przemyśle mięsnym, drobiarskim, a także owocowo-warzywnym i koncentratów spożywczych. Podczas sterylizacji żywności są niszczone drobnoustroje, ale równocześnie zmniejsza się wartość biologiczna produktów. W prostych nieskomputeryzowanych systemach sterowania sterylizacją przetwory są wyjaławiane w poszczególnych cyklach produkcyjnych bardzo nierównomiernie, a odstępstwa końcowej wartości letalności skumulowanej sięgają kilkuset procent w stosunku do wymaganego stopnia wyjałowienia [36, 38]. Przegrzanie konserw powoduje nadmierne zużycie energii oraz zmniejszenie wartości odżywczych, tj. nadmierną destrukcję witamin oraz aminokwasów (szczególnie egzogennych). Z kolei niedogrzenie konserw jest przyczyną rozwoju drobnoustrojów, które przeżyły proces cieplny, i może prowadzić do poważnych zatruc pokarmowych konsumentów.

Aby móc przewidywać optymalne warunki zakończenia procesów cieplnego utrwalania żywności, należy zastosować sterowanie komputerowe oparte na dokładnym modelu symulacji. Model taki (wpisany w pamięć urządzenia sterującego) oblicza na bieżąco w trakcie trwania procesu stopień wyjałowienia produktu (letalność skumulowaną) i wyznacza optymalny czas przełączenia autoklawu z ogrzewania na chłodzenie. W wypadku wystąpienia zakłóceń w działaniu autoklawu model symulacji przewiduje skutki tych zakłóceń dla procesu sterylizacji, co z kolei umożliwia automatyczne wprowadzenie korekty sterylizacji, tak aby końcowe efekty sterylizacji były zgodne z efektami pożądanymi [31]. Gdy korekta taka jest wprowadzana szybko, bez przerywania procesu sterylizacji, mówimy, że proces nadzoruje sterownik mający zdolność inteligentnego podejmowania decyzji korekcyjnych. Datta i in. [3], Lappo i Povey [5], Gill i in. [4], Teixeira i Shoemaker [31], Wojciechowski i

Ryniecki [39] oraz Ryniecki i Jayas [18, 19] zaproponowali systemy komputerowego sterowania procesami cieplnego utrwalania żywności w autoklawach lub pasteryzatorach. W niniejszym artykule przedstawiono przegląd najważniejszych zagadnień związanych z komputerowym sterowaniem sterylizacją i pasteryzacją surowców spożywczych.

Sterowanie procesem wyjaławiania żywności w autoklawach

Wielkość sterowana

Najbardziej obiektywnym wskaźnikiem wyjałowienia żywności w czasie obróbki termicznej jest letalność skumulowana, często nazywana wartością sterylizacyjną F lub pasteryzacyjną P . Istnieje kilka metod obliczania stopnia wyjałowienia żywności [22, 25, 26, 35]. Najczęściej wykorzystuje się tzw. metodę ogólną (General Method) Balla i Olsona [1], opartą na całkowaniu letalności obliczanej dla najmniej dogrzanego miejsca opakowania:

$$F(t_n) = \int_{t_0}^{t_n} L(t) dt = \int_{t_0}^{t_n} 10^{\left(\frac{T_{sp}(t) - T_{ref}}{z}\right)} dt \quad [1]$$

$F(t_n)$ oznacza letalność skumulowaną w czasie od t_0 do t_n (symbolu $F_o(t_n)$ używa się wtedy, gdy temperatura odniesienia T_{ref} wynosi $121,1^\circ\text{C}$ [33]). T_{sp} oznacza temperaturę w najmniej dogrzanym miejscu opakowania. Zakłada się, że jeśli poziom letalności skumulowanej osiągnie wartość żadaną w tym miejscu, osiągnie ją również w każdym innym miejscu opakowania. Temperatura $T_{sp}(t)$ zależy przede wszystkim od temperatury autoklawu $T_R(t)$, wymiarów opakowania oraz właściwości termicznych produktu. Letalność skumulowana (F lub P) jest powszechnie używana jako **wielkość sterowana** ze względu na łatwość obliczania na podstawie temperatury $T_{sp}(t)$, przewidywanej wg modelu matematycznego lub zmierzonej.

W procesie obróbki termicznej żywność jest najpierw ogrzewana przez określony czas, a następnie chłodzona do temperatury bliskiej temperatury otoczenia. Wyjałowienie następuje zarówno w fazie ogrzewania, jak i chłodzenia. Dlatego końcowa letalność skumulowana $F^{koń}$ jest następującą sumą: $F^{koń} = F^h + F^c$, gdzie: F^c i F^h są odpowiednio: letalnością skumulowaną w fazie chłodzenia oraz w fazie ogrzewania.

Idea sterowania

Celem sterowania jest osiągnięcie równości między końcową i żadaną wartością wielkości sterowanej, czyli letalności skumulowanej, do chwili zakończenia procesu wyjaławiania: $F^{koń} = F^{zad}$, gdzie F^{zad} jest żadaną wartością F dla danego produktu. Termobakteriologia definiuje żądane wartości letalności skumulowanej F^{zad} (np. dla

sterylizowanych konserw mięsnych wartość F_0^{zad} waha się od 4 do 6 min, zaś dla niektórych konserw warzywno-mięsnych od 8 do 12 min). Jako **wielkość sterującą**, bezpośrednio wpływającą na końcowe wyjałowienie produktu $F^{\text{koń}}$, wykorzystuje się czas ogrzewania t_h .

Możliwe jest wyznaczenie czasu ogrzewania t_h dla znanych $T_{\text{shp}}(t)$, $T_{\text{scp}}(t)$ i czasu chłodzenia oraz danych wartości T_{ref} z i F^{zad} (można to wyznaczyć np. z równania [1]). Tradycyjnie, przybliżona wartość t_h wyznaczana była eksperymentalnie dla danej temperatury T_R , wymiarów opakowania, rodzaju żywności oraz danej F^{zad} . W metodzie Balla (Ball Formula Method) [1] przybliżoną wartość t_h wyznaczano na podstawie różnicy temperatur ogrzewania i żywności w najmniej dogrzanym miejscu opakowania. Autoklaw lub pasteryzator przełączano na chłodzenie, gdy $t \geq t_h$.

Sterowanie procesem cieplnego utrwalania żywności na podstawie t_h wyznaczonego metodą Balla nie eliminuje jednakowoż wpływu zakłóceń na proces, w szczególności wpływu nieprzewidzianych wahań temperatury T_R . Dlatego Teixeira i Manson [30] oraz Datta i in. [3] zaproponowali metodę korekty wpływu zakłóceń procesu wyjaławiania żywności; w metodzie tej czas ogrzewania t_h jest obliczany na bieżąco podczas trwania procesu. Zaproponowali oni sprawdzanie co kilka sekund w czasie ogrzewania, czy letalność skumulowana od chwili rozpoczęcia procesu do danej chwili sprawdzania t , tzn. $F^h(t)$, łącznie z letalnością obliczoną dla fazy chłodzenia F^c , osiągnęły żądaną wartość wyjałowienia F^{zad} . Jeśli ten warunek zostanie spełniony, tzn.

$$\text{jeśli } |F^h(t) + (\text{przewidywane co kilka sekund } F^c)| \geq F^{\text{zad}}, \text{ to } t \geq t_h$$

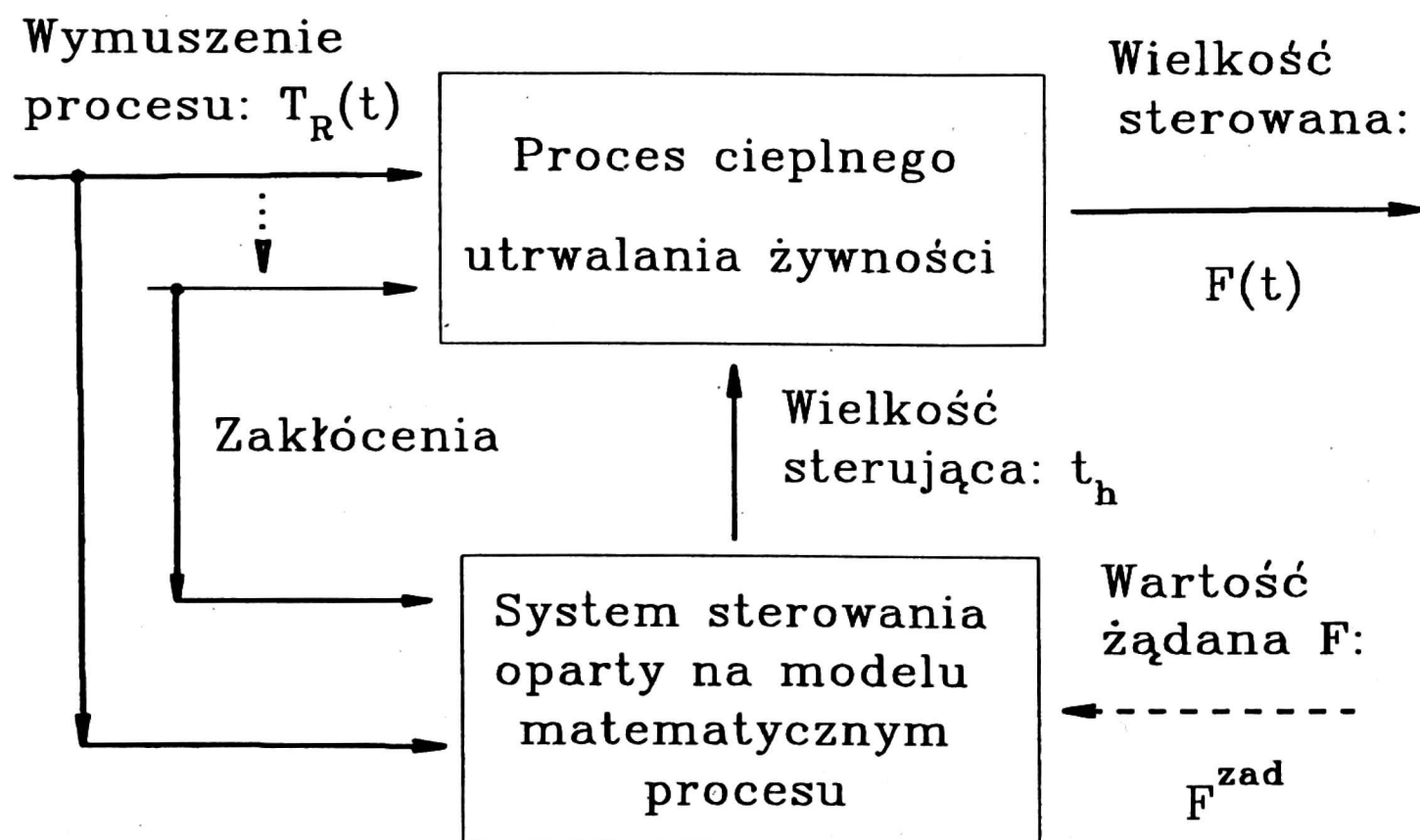
i w chwili t autoklaw lub pasteryzator należy przełączyć na chłodzenie. Letalność skumulowaną fazy chłodzenia F^c oblicza się przy założeniu, że dana chwila t jest czasem rozpoczęcia chłodzenia. System sterowania Datty i in. [3] umożliwia osiągnięcie równości między końcową i żądaną wartością letalności skumulowanej w sytuacji nieprzewidzianych zakłóceń temperatury ogrzewania. W celu obliczenia $F^h(t)$ wyznacza się wartość temperatury $T_{\text{shp}}(t)$ z modelu matematycznego przepływu ciepła w wyjaławianej żywności. Można oczywiście obliczać F^h na podstawie $T_{\text{shp}}(t)$, mierzonej w próbnej konserwie [7, 8], ale w praktyce przemysłowej metodę taką z punktu widzenia efektywności produkcji uważa się za niepraktyczną [31]. W celu obliczenia F^c co kilka sekund symuluje się przebieg czasowy temperatury w najmniej dogrzanym miejscu opakowania w fazie chłodzenia. Słuszność i założenia algorytmu sterowania Datty i in. [3] sprawdzili i potwierdzili inni badacze, m.in. Gill i in. [4] oraz Ryniecki i Jayas [18]. Analizując system sterowania Datty i in. [3], nasuwa się pytanie: dlaczego letalność skumulowana dla fazy chłodzenia F^c musi być przewidywana? Powodem jest to, że od chwili rozpoczęcia chłodzenia, tzn. od momentu pompowania zimnej wody do autoklawu, bardzo trudno jest kontrolować przyrost letalności skumulowanej F^c . Wartość F^c stanowi do 45% końcowej wartości letalności skumulowanej, szczególnie dla konserw o dużych wymiarach, ogrzewanych konduk-

cyjnie. Ponieważ F^c nie może być dokładnie kontrolowana i nie jest stała, wobec tego musi być przewidywana na bieżąco w trakcie trwania ogrzewania co kilka sekund przed podejmowaniem decyzji o zakończeniu ogrzewania. Nie ma innej możliwości wyeliminowania zakłóceń i dlatego obliczanie F^c na bieżąco w trakcie trwania ogrzewania jest konieczne. Z powyższego wynika, że niezbędnym warunkiem dokładnego sterowania procesem cieplnego utrwalania żywności jest zastosowanie systemu sterowania opartego na modelu matematycznym sterowanego procesu. Inne powody zastosowania inteligentnego komputerowego systemu sterowania to możliwość:

- automatycznej i dokładnej rejestracji mierzonych wielkości,
- łatwej obróbki danych zarejestrowanych przez sterownik komputerowy,
- obserwacji przebiegu procesu (włączając w to zakłócenia) z dużej odległości, np. ze sterowni oddzielonej od hali autoklawów,
- precyzyjnej cyfrowej regulacji temperatury i ciśnienia w autoklawie,
- elastyczność.

W praktyce oznacza to produkcję żywności o lepszej jakości – przy jednoczesnym zmniejszeniu zużycia energii.

Sterownik komputerowy musi być zaprogramowany tak, by realizował niezbędne funkcje sterowania. Najważniejszymi z nich są: sterowanie procesem wyjaławiania



Rysunek 1. Schemat blokowy otwartego układu sterowania procesem wyjaławiania żywności opartego na modelu matematycznym sterowanego systemu (użyte symbole wyjaśnione są w części „Oznaczenia”)

1. Wpisz wartości T_{ref} , z , F^{zad} , T^{kon} oraz współczynniki niezbędne do obliczenia $T_{sp}(t)$
2. Rozpocznij ogrzewanie (włącz regulator temperatury T_R ; $W\$$ ="ogrzewanie")
3. Zmierz temperaturę $T_R(t_n)$
4. Oblicz temperaturę $T_{sp}(t_n)$
5. Oblicz aktualny stopień wyjałowienia $F(t_n)$
6. Jeśli $W\$$ = "ogrzewanie", podejmij decyzję o zakończeniu ogrzewania; jeśli $W\$$ = "chłodzenie" skocz do punktu 7.
 - a) oblicz $T_{sp}(t \geq t_h)$
 - b) oblicz $F^c(t \geq t_h)$ zakładając, że aktualna chwila jest momentem zakończenia ogrzewania, tzn. $t_h = t_n$
 - c) jeśli $[F(t_n) + F^c(t \geq t_h)] \geq F^{zad}$, przełącz autoklaw na chłodzenie; $W\$$ = "chłodzenie"
 - d) skocz do punktu 3.
7. Jeśli $T_{sp} > T^{kon}$, kontynuuj chłodzenie (skocz do punktu 3.);
jeśli $T_{sp} \leq T^{kon}$, zakończ proces wyjaławiania.

Rysunek 2. Algorytm sterowania procesem wyjaławiania żywności

żywności (rysunki 1 i 2) oraz regulacja cyfrowa temperatury i ciśnienia autoklawu. Dokładność otwartego układu sterowania wyjaławianiem żywności silnie jest uzależniona od dokładności przewidywania wartości wielkości sterowanej F , a to z kolei wymaga dokładnych modeli matematycznych zmian temperatury produktu w czasie obróbki termicznej. Zastosowanie do sterowania komputerowego niewłaściwego modelu matematycznego nie eliminuje różnic między żądanym a rzeczywistym końcowym wyjałowieniem. Naveh in. [11] oraz Gill i in. [4] pisali o rozbieżnościach dochodzących do 100%. W badaniach prowadzonych przez Rynieckiego i Jayasa [18] na 5–9-procentowych roztworach bentonitu rozbieżność między żądanym optymalnym a końcowym rzeczywistym wyjałowieniem dochodziła do 18%.

Cyfrowa regulacja temperatury autoklawu

Celem regulacji temperatury w autoklawie lub pasteryzatorze jest zapewnienie żądanej wartości **wielkości regulowanej**, czyli temperatury $T_R(t)$, niezależnie od zakłóceń. Najczęściej temperatura T_R powinna być utrzymywana na stałej wartości (np. dla sterylizacji powinna wynosić 121°C). Jednak w niektórych zastosowaniach, np. w metodzie ogrzewania stopniowego, umożliwiającej zminimalizowanie strat wartości odżywczych produktu, temperatura autoklawu czy pasteryzatora powinna się zmieniać zgodnie z określoną funkcją $T_R(t)$ [2, 20, 32, 37]. Jako **wielkość sterującą** w procesie regulacji wykorzystuje się strumień energii cieplnej dopływającej do

autoklawu. Tradycyjne analogowe regulatory temperatury autoklawu (pneumatyczne lub elektryczne) wykorzystują algorytmy regulacji PID. W systemie sterowania komputerowego można zastąpić analogowy algorytm regulacji PID algorytmem dyskretnym PID [17].

Modele matematyczne zmian temperatury produktu

Model Fouriera

Zmiany temperatury żywności wewnątrz sterylizowanych lub pasteryzowanych konserw są spowodowane przepływem ciepła między czynnikiem grzejącym lub chłodzącym a konserwami. Model Fouriera nieustalonego przewodzenia ciepła w następującej trójwymiarowej formie jest najczęściej wykorzystywany do przewidywania zmian temperatury w dowolnym miejscu wewnątrz konserwy ogrzewanej kondukcyjnie:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a \nabla^2 T \quad [2]$$

T oznacza temperaturę produktu w dowolnym czasie i miejscu konserwy, $\nabla^2 T$ zaś – operator Laplace'a temperatury produktu.

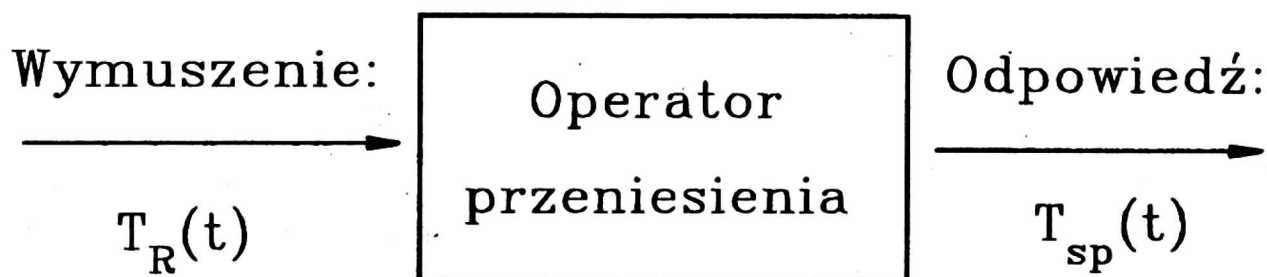
Teixeira i in. [28, 29], Manson i in. [6] oraz Teixeira i Manson [30] zastosowali numeryczną metodę różnic skończonych, Naveh i in. [9, 10, 11] zaś metodę elementów skończonych do obliczenia z powyższego równania Fouriera zmian temperatury żywności w fazie ogrzewania i chłodzenia ($T_{shp}(t)$ i $T_{scp}(t)$). Metoda różnic skończonych, jak również metoda elementów skończonych wymagają znajomości współczynników przepływu ciepła dla fazy ogrzewania i chłodzenia sterylizowanej żywności. Określenie tych współczynników dla żywności o jednorodnym składzie nie stwarza większych problemów [24, 29, 34]. Zależą one przede wszystkim od właściwości fizykochemicznych żywności oraz od wymiarów geometrycznych i masy konserwy. Istotną trudność stanowi obliczanie wymienionych współczynników dla niejednorodnej żywności.

Model Fouriera opisuje zmiany temperatury żywności o postaci stałej, ogrzewanej kondukcyjnie. Teixeira [27] podjął próbę modyfikacji tego modelu w celu przewidywania zmian temperatury żywności będącej mieszaniną cieczy i cząstek stałych, tzn. ogrzewanej przez przewodzenie i konwekcję. Otwarty pozostał jednak problem szybkiego wyznaczenia współczynników przepływu ciepła dla zaproponowanej przez Teixeirę [27] metody w sytuacji, gdy skład procentowy białka, tłuszczu i wody zmienia się w sposób przypadkowy w kolejnych wsadach do autoklawu. Dlatego Ryniecki i Jayas [18, 19] wykorzystali model w postaci transmitancji operatorowej systemu inercyjnego. Dla tak przyjętego systemu w dziedzinie przekształcenia Laplace'a wyprowadzili modele zmian temperatury $T_{shp}(t)$ i $T_{scp}(t)$ w

dziedzinie czasu oraz opracowali metodę automatycznego wyznaczania parametrów tych modeli. Metoda nie wymaga znajomości współczynników przepływu ciepła i dlatego ich modele $T_{shp}(t)$ i $T_{scp}(t)$ mogą być zastosowane do przewidywania zmian temperatury w najmniej dogrzanym miejscu żywności o niejednorodnym składzie.

Model inercyjny m -tego rzędu

Schemat blokowy procesu ogrzewania i chłodzenia żywności w procesie cieplnego utrwalania przedstawiono na rysunku 3. Operator przeniesienia lub model procesu symbolizuje dynamiczne właściwości procesu. Jeśli operator przeniesienia jest znany, to można wyznaczyć odpowiedzi procesu na znane wymuszenia. Ryniecki i Jayas [18] przyjęli najbardziej ogólną formę operatora przeniesienia w postaci transmitancji operatorowej systemu inercyjnego m -tego rzędu z opóźnieniem:



Rysunek 3. Schemat blokowy reprezentujący proces przepływu ciepła między czynnikiem grzejnym/chłodzącym autoklawu i cieplnie utrwalaną żywnością (użyte symbole wyjaśnione są w części „Oznaczenia”)

$$G(s) = \frac{K e^{-s\tau_0}}{(1 + s\tau_s)^m} \quad [3]$$

Zakładając, że zmiany temperatury T_R w autoklawie na początku ogrzewania i chłodzenia w porównaniu ze zmianami temperatury żywności w najmniej dogrzanym miejscu opakowania są tak szybkie, że można je potraktować jako zmiany skokowe, możemy zapisać: $T_R(t) = T_{Ri}$ dla $t < 0$, $T_R(t) = T_{Rh}$ dla $0 \leq t < t_h$ oraz $T_R(t) = T_{Rc}$ dla $t_h \leq t < t_c$, gdzie: T_{Ri} , T_{Rh} i T_{Rc} są temperaturami autoklawu odpowiednio: początkową, ogrzewania i chłodzenia. W chwili t_h kończy się faza ogrzewania autoklawu, natomiast w chwili t_c faza chłodzenia.

Ryniecki i Jayas [18] wyznaczyli odpowiedź w dziedzinie czasu dla procesu ogrzewania o operatorze przeniesienia przyjętym w równaniu (3) i dla wyżej zdefiniowanego wymuszenia skokowego oraz przy założeniu, że temperatura początkowa T_{shp} dla $t \leq 0$ jest stała, równa T_{ih} :

$$T_{shp}(t) = T_{ih} + [T_{Rh}(t) - T_{ih}] \left[1 - e^{-\left(\frac{\tau_{oh} - t}{\tau_{sh}}\right)} \sum_{i=0}^{m_h - 1} \frac{(t - \tau_{oh})^i}{i! \tau_{sh}^i} \right] \quad [4]$$

Zależność (4) jest modelem inercyjnym m -tego rzędu zmian temperatury żywności w najmniej dogrzanym miejscu opakowania. Podobnie wyznaczono model zmian temperatury T_{scp} dla $t \geq t_h$ w fazie chłodzenia, przyjmując, że temperatura początkowa T_{scp} dla $t \leq t_h$ równa jest T_{ic} :

$$T_{scp}(t) = T_{Rc}(t) + [T_{ic} - T_{Rc}(t)] e^{\left(\frac{\tau_{oc} + t_h - t}{\tau_{sc}}\right)} \sum_{i=0}^{m_c-1} \frac{(t - t_h - \tau_{oc})^i}{i! \tau_{sc}^i} \quad [5]$$

Roots [15] oraz Ryniecki [16, s. 111–115] wyjaśnili związki między parametrami modelu inercyjnego a współczynnikami przepływu ciepła dla procesów termicznych. Ryniecki i Jayas [18, 19] podali metodę i program komputerowy automatycznego wyznaczania parametrów modeli inercyjnych m -tego rzędu, opisanych równaniami (4) i (5).

Modele probabilistyczne

W literaturze przedmiotu pojawiły się ostatnio pierwsze prace podejmujące problem modelowania stochastycznego procesów przepływu ciepła w termicznie utrwalanej żywności [12, 13]. Autorzy podejmują problem wpływu losowości parametrów termofizycznych żywności o niejednorodnym składzie na dynamikę nieustalonego przewodzenia ciepła. Modelowanie probabilistyczne umożliwia zbliżenie modeli matematycznych do rzeczywistych procesów, w których występują elementy przypadkowości oraz dokładniejszą i bardziej systematyczną analizę takich procesów.

Sterowanie procesem wyjaławiania żywności w systemach aseptycznych

Proces aseptycznej produkcji konserw, obejmujący szybkie osiągnięcie sterylności płynnej żywności w wymiennikach ciepła i aseptyczne pakowanie, nazwano w USA fasteryzacją [40] (od angielskiego słowa fast, tzn. szybko). W systemach aseptycznych żywność sterylizowana jest w temperaturze 135–150°C w czasie rzeczywistym nie dłuższym niż 1 min (zwykle kilkanaście sekund). Ten rodzaj szybkiej przepływowej sterylizacji w wysokiej temperaturze (UHT) korzystniej wpływa na zachowanie wartości odżywczych produktów w porównaniu z tradycyjną sterylizacją w autoklawach [23].

Wyznaczając stopień wyjałowienia żywności w systemach aseptycznych, można założyć, że nie istnieje gradient temperatury na przekroju rury wymiennika ciepła (typowe warstwy produktu mają grubość 1,2–3,5 cm). Upraszcza to istotnie model przepływu ciepła od czynnika grzejącego do sterylizowanego produktu. Letalność

skumulowaną oblicza się dla pojedynczych, najmniej dogrzanych cząstek żywności, tzn. dla cząstek najszybciej przesuujących się wewnątrz rury wymiennika i wobec tego najkrócej wyjaławianych [14, 21].

Prędkość płynnej żywności przepływającej w rurze wymiennika nie jest stała na jej przekroju, a ponadto podlega wielu zakłóceniom. Do najistotniejszych należą zmiany składu niejednorodnej żywności powodujące zmiany strumienia objętości przepływającej żywności i w konsekwencji zmiany czasu wyjaławiania najmniej dogrzanych jej cząstek. Teixeira i Shoemaker [31] zaproponowali metodę korekty wpływu powyższych zakłóceń opartą na komputerowym sterowaniu. Sterownik komputerowy otrzymuje za pośrednictwem czujników informacje o zmianach właściwości przepływowych żywności, dokonuje niezbędnych obliczeń i przeprowadza korektę temperatury ogrzewania, tak by płynna żywność opuszczająca rurę wymiennika miała żądany stopień wyjałowienia. Dodatkowo sterownik komputerowy dokonuje rejestracji mierzonych i obliczanych wielkości, które są wykorzystywane w sytuacjach awaryjnych.

Podsumowanie

Możliwość wykorzystania komputerów do sterowania procesami sterylizacji i pasteryzacji żywności zarówno w autoklawach, jak i w systemach aseptycznych zostały przedstawione w bogatej literaturze przedmiotu. Sterowanie komputerowe okazuje się niezbędne do optymalnego podejmowania decyzji korekcyjnych na bieżąco w trakcie trwania procesu wyjaławiania żywności. System sterowania powinien właściwie reagować na wszelkie możliwe zakłócenia. W wypadku wyjaławiania żywności w autoklawach typowymi zakłóceniami są odchylenia temperatury autoklawu od ustalonych wartości (spowodowane np. awarią systemu ogrzewania). Z kolei w systemach aseptycznych zakłóceniom podlega prędkość płynnej żywności przepływającej w rurze wymiennika, mająca bezpośredni wpływ na stopień wyjałowienia płynnej żywności opuszczającej system ogrzewania.

Sterowanie komputerowe powinno być oparte na przewidywaniu letalności skumulowanej zarówno w fazie ogrzewania, jak i chłodzenia. Wykorzystywany do tego celu model symulacji sterowanego systemu powinien dokładnie przewidywać skutki zakłóceń w działaniu urządzeń do cieplnego utrwalania żywności, by wprowadzać precyzyjną korektę. Modele symulacji procesów wyjaławiania żywności sformułowane są na podstawie modeli matematycznych zmian temperatury produktu w najmniej dogrzonym miejscu oraz destrukcji cieplnej drobnoustrojów. Aktualnie uwaga wielu badaczy koncentruje się na doskonaleniu wymienionych modeli matematycznych. Od wielu lat znane są modele deterministyczne nieustalonego przepływu ciepła (m.in. model Fouriera oraz model inercyjny m -tego rzędu). Ostatnio w literaturze przedmiotu pojawiły się pierwsze prace podejmujące problem modelowania stochastycznego przepływu ciepła w sterylizowanej żywności o niejednorodnym składzie.

- [1] Ball C.O., Olson F.C.W. 1957. Sterilization in food technology (Theory, practice and calculations). McGraw-Hill, New York.
- [2] Danyluk B., Wojciechowski J. 1992. Wpływ ogrzewania stopniowego na wybrane cechy jakościowe konserw mięsnych. *Gosp. Mięs.* 9: 14–18.
- [3] Datta A.K., Teixeira A.A., Manson J.E. 1986. Computer-based retort control logic for on-line correction of process deviations. *J. Food Sci.* 51: 480–483 i 507.
- [4] Gill T.A., Thompson J.W., LeBlanc G., Lawrence R. 1989. Computerized control strategies for a steam retort. *J. Food Eng.* 10: 135–154.
- [5] Lappo B.P., Povey M.J.W. 1986. A microprocessor control system for thermal sterilization operations. *J. Food Eng.* 5: 31–53.
- [6] Manson J.E., Stumbo C.R., Zahradnik J.W. 1974. Evaluation of thermal processes for conduction-heating foods in pear-shaped containers. *J. Food Sci.* 39: 276–281.
- [7] Mulvaney S.J., Rizvy S.H. 1984. A microcomputer controller for retorts. *Trans. ASAE (Am. Soc. Agric. Eng.)* 27(6): 1964–1969.
- [8] Navankasattusas S., Lund D.B. 1978. Monitoring and controlling thermal processes by on-line measurement of accomplished lethality. *Food Technol.* 43(3): 79–83.
- [9] Naveh D., Kopelman I.J., Pflug I.J. 1983. The finite element method in thermal processing of foods. *J. Food Sci.* 48: 1086–1093.
- [10] Naveh D., Kopelman I.J., Zechman L., Pflug I.J. 1983. Transient cooling of conductive heating products during sterilization: temperature histories. *J. Food Proc. Preserv.* 7: 259–273.
- [11] Naveh D., Pflug I.J., Kopelman I.J. 1983. Transient cooling of conductive heating products during sterilization: sterilization values. *J. Food Proc. Preserv.* 7: 275–286.
- [12] Nicolai B.M., De Baerdemaeker J. 1993. Computation of heat conduction in materials with random variable thermophysical properties. *Int. J. Num. Meth. Eng.* 36: 523–536.
- [13] Nicolai B.M., De Baerdemaeker J. 1994. Stochastic modeling and simulation of heat transfer in agricultural products under uncertain processing conditions. XII World Congress on Agricultural Engineering, Milano 29.08–01.09. Report N. 94–G–006.
- [14] Rao M.A. 1990. Aseptic processing of foods. Biotechnology and food process engineering (red. Schwartzberg H.G.). Marcel Dekker, USA.
- [15] Roots W.K. 1969. Fundamentals of temperature control. Academic Press, New York.
- [16] Ryniecki A. 1990. Podstawy automatyzacji procesów w przemyśle spożywczym. Wyd. AR, Poznań.
- [17] Ryniecki A. 1994. Komputerowe sterowanie procesami cieplnego utrwalania żywności. Materiały III Seminarium „Postępy w sterowaniu cieplnymi procesami utrwalania żywności”. Kat. Technol. Mlecz. AR, Poznań.
- [18] Ryniecki A., Jayas D.S. 1993. Automatic determination of model parameters for computer control of canned food sterilization. *J. Food Eng.* 19: 75–94.
- [19] Ryniecki A., Jayas D.S. 1993. A computer program for control of canned food sterilization. *ASAE (Am. Soc. Agric. Eng.)* St. Joseph, MI, USA, Paper 93–3063.
- [20] Saguy I., Karel M. 1979. Optimal retort temperature in optimizing thiamine retention in conduction-type heating of canned foods. *J. Food Sci.* 44(5): 1485.
- [21] Sastry S.K. 1992. Modelling the continuous sterilisation of particulate foods. Mathematical modelling of food processing operations (red. Thorne S.). Elsevier, New York.
- [22] Sikorski Z.E. 1980. Technologia żywności pochodzenia morskiego. WNT, Warszawa.
- [23] Simpson G.S., Williams M.C. 1974. Analysis of high temperature – short time sterilization during laminar flow. *J. Food Sci.* 39: 1047.

- [24] Simpson R., Almonacid-Merino F.S.F., Torres J.A. 1993. Mathematical models and logic for the computer control of batch retorts: conduction – heated foods. *J. Food Eng.* **20**: 283–295.
- [25] Smith T., Tung M.A. 1982. Comparison of formula methods for calculating thermal process lethality. *J. Food Sci.* **47**(2): 626–630.
- [26] Stumbo C.R. 1973. Thermobacteriology in food processing. Academic Press, New York, USA.
- [27] Teixeira A.A. 1992. Zmodyfikowany model przepływu ciepła przeznaczony do bezpośredniego sterowania sterylizacją konserw. Materiały II Seminarium „Postępy w sterowaniu pasteryzacją i sterylizacją produktów spożywczych oraz urządzenia do pasteryzacji i sterylizacji żywności płynnej”. Kat. Technol. Mlecz. AR, Poznań.
- [28] Teixeira A.A., Dixon J.R., Zahradnik J.W., Zinsmeister G.E. 1969. Computer determination of spore survival distributions in thermally processed conduction-heated foods. *Food Technol.* **23**(3): 78.
- [29] Teixeira A.A., Dixon J.R., Zahradnik J.W., Zinsmeister G.E. 1969. Computer optimization of nutrient retention in the thermal processing of conduction-heated foods. *Food Technol.* **23**(6): 137–142.
- [30] Teixeira A. A., Manson J. E. 1982. Computer control of batch retort operations with on-line correction of process deviations. *Food Technol.* **36**(4): 85–97.
- [31] Teixeira A.A., Shoemaker C.F. 1989. Computerized food processing operations. An AVI Book, Van Nostrand Reinhold, New York.
- [32] Teixeira A.A., Zinsmeister G.E., Zahradnik J.W. 1975. Computer simulation of variable retort control and container geometry as a possible means of improving thiamine retention in thermally processed foods. *J. Food Sci.* **40**: 656.
- [33] Toledo T.R. 1981. Fundamentals of food process engineering. AVI Publ. Comp. Westport, USA.
- [34] Tung M.A., Morello G.F., Ramaswamy H.S. 1989. Food properties, heat transfer conditions and sterilization considerations in retort process. Food Properties and Computer-Aided Engineering of Food Processing Systems (red. Singh R.P., Medina A.G.), Kluwer Acad. Publ. 49–71.
- [35] Wojciechowski J. 1980. Charakterystyka i ocena technologicznej przydatności termobakteriologicznych sprawdzianów pasteryzacji konserw mięsnych. Rozprawa habilitacyjna, Roczn. AR Poznań Zesz. 101.
- [36] Wojciechowski J. 1985. Zasady stosowania opracowanej metody oraz aparatury do sterowania pasteryzacją i sterylizacją żywności. Maszynopis Inst. Technol. Żywn. Pochodz. Zwierz. AR, Poznań.
- [37] Wojciechowski J., Danyluk B., Piątkowski R. 1994. Analiza energetyczna stopniowego i tradycyjnego ogrzewania konserw. *Gosp. Mięs.* **10**: 15–17.
- [38] Wojciechowski J., Michalski M., Wojtoń B. 1994. Czynniki wpływające na stan bakteriologiczny wybranych przetworów mięsnych, drobiowych i mleczarskich. Materiały III Seminarium „Postępy w sterowaniu cieplnymi procesami utrwalania żywności”. Kat. Technol. Mlecz. AR, Poznań.
- [39] Wojciechowski J., Ryniecki A. 1989. Steuerung der sterilisation von fleischkonserven mittels computer. *Fleischwirtschaft* **69**(2): 268–270.
- [40] Ziemia Z. 1993. Podstawy cieplnego utrwalania żywności. WNT, Warszawa.

Oznaczenia

- a Dyfuzyjność termiczna (współczynnik wyrównywania temperatury) [m^2/s]
- F Letalność skumulowana lub wartość sterylizacyjna (ang. cumulative lethality lub sterilization value) [min]
- F_0 Efekt letalny równoważny liczbie minut ogrzewania w temperaturze $121,1^\circ C \equiv 250^\circ F$ [min]

- F^c Letalność skumulowana podczas fazy chłodzenia (ang. F value achieved during cooling cycle) [min]
- F^h Letalność skumulowana podczas fazy ogrzewania (ang. F value achieved during heating cycle) [min]
- $F^{\text{koń}}$ Letalność skumulowana od chwili rozpoczęcia do zakończenia procesu cieplnego utrwalania [min]
- F^{zad} Żądana wartość letalności skumulowanej (ang. desired level of bacterial sterilization) [min]
- $G(s)$ Stosunek transformat Laplace'a odpowiedzi do wymuszenia procesu cieplnego przy założeniu zerowych warunków początkowych
- K Wzmocnienie procesu cieplnego (w fazie ogrzewania jest to $(T_{Rh} - T_{ih})$, natomiast w fazie chłodzenia $(T_{ic} - T_{Rc})$) [$^{\circ}\text{C}$]
- L Letalność (ang. lethality)
- m Rząd inercji procesu cieplnego (ang. the lag order of a thermal process)
- m_c Rząd inercji procesu chłodzenia
- m_h Rząd inercji procesu ogrzewania
- s Zmienna zespolona w przekształceniu Laplace'a
- t Czas [min]
- t_0 Chwila rozpoczęcia procesu wyjąławiania, min,
- t_c Chwila zakończenia chłodzenia [min]
- t_h Chwila zakończenia ogrzewania [min]
- t_n Chwila obliczania aktualnej wartości F [min]
- T_{ic} Początkowa temperatura produktu (ang. initial temperature) dla fazy chłodzenia [$^{\circ}\text{C}$]
- T_{ih} Początkowa temperatura produktu dla fazy ogrzewania [$^{\circ}\text{C}$]
- $T^{\text{koń}}$ Temperatura zakończenia procesu chłodzenia (ok. 30°C)
- T_{ref} Temperatura odniesienia (ang. reference temperature) dla procesu wyjąławiania żywności (typowa wartość dla procesu sterylizacji wynosi $121,1^{\circ}\text{C} \equiv 250^{\circ}\text{F}$, natomiast dla pasteryzacji $66-72^{\circ}\text{C} \equiv 150-161^{\circ}\text{F}$) [$^{\circ}\text{C}$]
- T_R Temperatura autoklawu lub pasteryzatora (ang. retort temperature) [$^{\circ}\text{C}$]
- T_{Rc} Temperatura autoklawu lub pasteryzatora w fazie chłodzenia [$^{\circ}\text{C}$]
- T_{Rh} Temperatura autoklawu lub pasteryzatora w fazie ogrzewania [$^{\circ}\text{C}$]
- T_{Ri} Początkowa temperatura autoklawu [$^{\circ}\text{C}$]
- T_{sp} Temperatura w najmniej dogrzanym miejscu opakowania (ang. temperature at the slowest heating or cooling point) [$^{\circ}\text{C}$]
- T_{scp} Temperatura w najmniej dogrzanym miejscu opakowania w fazie chłodzenia [$^{\circ}\text{C}$]
- T_{shp} Temperatura w najmniej dogrzanym miejscu opakowania w fazie ogrzewania [$^{\circ}\text{C}$]

- z Współczynnik efektu letalnego, stały dla danego szczepu dronoustrójów i danej temperatury T_{ref} [°C]
- τ_o Czas opóźnienia procesu cieplnego (ang. dead-time delay) [s]
- τ_{oc} Czas opóźnienia w fazie chłodzenia [s]
- τ_{oh} Czas opóźnienia w fazie ogrzewania [s]
- τ_s Stała czasowa dla modelu inercyjnego m -tego rzędu (ang. time-constant) [s]
- τ_{sc} Stała czasowa fazy chłodzenia (dla modelu inercyjnego m -tego rzędu) [s]
- τ_{sh} Stała czasowa fazy ogrzewania (dla modelu inercyjnego m -tego rzędu) [s]

Computer control of thermal processes for foods

Summary

Literature reporting research into the computer control of sterilization and pasteurization of foods is reviewed. Attention is paid to control systems capable of achieving the desired level of bacterial inactivation even in the case of unexpected deviations of the thermal process.

Consideration is given to mathematical models of heat transfer during thermal processing. Accurate mathematical models are essential to predict the optimal rate at which thermal processes can be accomplished. When unexpected changes occur during heating, simulation models (programmed in computer memory) can predict the outcome of the reaction as a result of these altered conditions and can be used on-line to compensate for upstream deviations, so that the desired final process result will be achieved.