

## METODY INTENSYFIKACJI PROCESÓW TECHNOLOGICZNYCH W PRZEMYSLE CUKROWNICZYM

*I. M. Fiedotkin*

Kijowski Instytut Technologiczny Przemysłu Spożywczego  
Kijów, ZSRR

Zadanie organizowania przyszłej wysokowydajnej produkcji cukru można podejmować tylko w oparciu o naukowe podstawy. Większość aparatów w przemyśle cukrowniczym to reaktory różnych typów. Istniejąca teoria podobieństwa nie pozwala na przeniesienie wyników z modelu aparatu na aparat wielkoprzemysłowy. Utrudnia to budowę aparatów o wysokiej wydajności. W celu pokonania tych trudności niezbędne jest zastosowanie metod modelowania matematycznego. Wykonanie pierwszego etapu modelowania wymaga znajomości kinetyki procesów technologicznych.

Podjęliśmy próby matematycznego ujęcia kinetyki niektórych podstawowych procesów technologicznych przemysłu cukrowniczego. Opracowaliśmy analityczne metody rozwiązania zagadnień przenoszenia ciepła i masy. Pozwalają one na przewidywanie przebiegu procesów, skrócenie do minimum kosztownych badań eksperymentalnych i przemysłowych.

Opracowania matematyczne dostarczają założeń do optymalizacji i intensyfikacji procesów, prowadzą do automatyzacji. Do czasu stworzenia zakładów w pełni zautomatyzowanych niezbędne jest zrobienie wszystkiego co możliwe dla zwiększenia wydajności produkcji, zmniejszenia zużycia wody, paliwa i energii elektrycznej, nasycenia produkcji aparatami ciągłymi, opracowania nowych procesów opartych na uzasadnionej ekonomicznie technologii. Prowadzimy prace w tych dziedzinach. Dotyczą one różnych zagadnień przemysłu cukrowniczego [1—6]. Niektóre z nich omówimy w tej publikacji.

W badaniach procesu dyfuzji, wymiany ciepła i masy w aparatach przemysłu spożywczego mamy do czynienia z niestacjonarnym przenoszeniem ciepła i masy przez przegrody warstwowe. Teoretyczne rozważania

takich procesów polegają na analizie układów równań różniczkowych. Istniejące metody rozwiązania tych zagadnień prowadzą do złożonych obliczeń. Napotyka się w nich trudności związane z zastosowaniem przekształceń Laplace'a „sztywnością” różnych schematów technologicznych i inne.

I. M. Fiedotkin i A. M. Ajzen opracowali nową metodę rozwiązania zagadnień niestacjonarnej wymiany ciepła i masy przez środowiska wielowarstwowe, w tej liczbie także przypadki z nieidealnymi warunkami przebiegu wymiany (nieidealny kontakt cieplny). Metodę nazwano integralną, zasada jej jest następująca.

Dana jest dwuwarstwowa nieograniczona płaszczyzna z nieidealnym kontaktem cieplnym i oporem cieplnym. Rozpatrzmy proces przewodzenia ciepła przez płaszczyznę, gdy na zewnętrznych powierzchniach istnieją graniczne warunki trzeciego rodzaju. Matematyczne sformułowania mają postać układu równań oraz warunków granicznych

$$\frac{\partial t_1}{\partial \tau} = a_1 \frac{\partial^2 t_1}{\partial x^2}, \quad (-\delta_1 < x < 0) \quad (1)$$

$$\frac{\partial t_2}{\partial \tau} = a_2 \frac{\partial^2 t_2}{\partial x^2}, \quad (0 < x < \delta_2) \quad (2)$$

$$t_1(x, 0) = f_1(x) \quad (3)$$

$$t_2(x, 0) = f_2(x) \quad (4)$$

$$-\frac{\partial t_1}{\partial x} + h_1 t_1 \Big|_{x = -\delta_1} = \varphi_1(\tau) \quad (5)$$

$$\frac{\partial t_2}{\partial x} + h_2 t_2 \Big|_{x = \delta_2} = \varphi_2(\tau) \quad (6)$$

Warunki nieidealnego kontaktu cieplnego zapiszemy w postaci poniższych równań

$$\lambda \frac{\partial t_1}{\partial x} = \lambda \frac{\partial t_2}{\partial x} \Big|_{x = 0} \quad (7)$$

$$\lambda \frac{\partial t_1}{\partial x} = \frac{1}{R} (t_2 - t_1) \Big|_{x = 0} \quad (8)$$

Oznaczmy nieznaną strumień ciepła na granicy  $x = 0$  przez  $\alpha(\tau)$  i chwilowo potraktujemy go jako wiadomy. Dalej rozwiążemy zagad-

nienia przewodzenia ciepła dla dwóch płaszczyzn z mieszanymi warunkami granicznymi III rodzaju po jednej stronie każdej płaszczyzny i II rodzaju po drugiej. Rozwiązanie obu zadań uzyskujemy metodą przekształceń całkowitych skończonych. Rozwiązanie pierwszego zadania ma postać

$$t_1 = \sum_{\gamma=1}^{\infty} \frac{P_{\gamma_1}(x)}{c_{\gamma_1}} \left\{ e^{-a_1 s^2 \gamma_1 \tau} \int_{-\delta_1}^0 f(x) P_{\gamma_1}(x) dx + \right. \\ \left. + \frac{a_1}{\lambda_1} P_{\gamma_1}(0) \int_0^{\tau} a(z) dz \right\} \quad (9)$$

Rozwiązanie drugiego zadania ma postać

$$t_2 = \sum_{\gamma=1}^{\infty} \frac{P_{\gamma_2}(x)}{C_{\gamma_2}} \left\{ e^{-a_1 s^2 \gamma_2 \tau} \int_0^{\delta_2} f_2(x) P_{\gamma_2}(x) dx + \right. \\ \left. + \frac{a_2}{\lambda_2} P_{\gamma_2}(\delta_2) \int_0^{\tau} \omega_2(z) e^{-a_2 s^2 \gamma_2 (\tau-z)} dz - \frac{a_2}{\lambda_2} P_{\gamma_2}(0) \int_0^{\tau} a(z) e^{-a_2 s^2 \gamma_2 (\tau-z)} dz \right\} \quad (10)$$

gdzie:

$P_{\gamma_1}, P_{\gamma_2}$  — znane funkcje Sturma-Luville'a,

$S_{\gamma_1}, S_{\gamma_2}$  — odpowiednie dane liczbowe,

$C_{\gamma_1}, C_{\gamma_2}$  — dzielniki korygujące,

$\lambda_1, \lambda_2$  — współczynniki przewodnictwa cieplnego dwóch płaszczyzn.

Wprowadzając warunek (8) dochodzimy po szeregu przekształceń do wyrażenia:

$$a(\tau) = \varphi(\tau) + \int_0^{\tau} K(\tau-z) a(z) dz \quad (11)$$

Rozwiązanie interesującego nas zagadnienia polega na zastosowaniu równania (11), które jest równaniem Volterry (7). Równanie Volterry rozwiązuje się łatwo jednym ze znanych sposobów np. metodą sum częściowych. Po wyznaczeniu nieznanego strumienia  $a(\tau)$  podstawienie do równania (9) i (10) daje rozwiązanie.

Dla wielowarstwowego środowiska otrzymujemy równanie typu (11), w którym przez każde z wyrażeń  $a(\tau)$ ,  $k(\tau-z)$  i  $\varphi(\tau)$  należy rozumieć pewne macierze. Tak np. dla środowiska o  $n$  warstwach mamy wektor jednokolumnowy nieznanych strumieni w postaci:

$$a(\tau) = \begin{vmatrix} a_1(\tau) \\ a_2(\tau) \\ \vdots \\ a_{n-1}(\tau) \end{vmatrix} \quad (12)$$

Wyniki tych badań opublikowano w kilku czasopismach AN USRR i AN ZSRR.

Przedstawioną metodę zastosowano do rozwiązania zagadnień niestacjonarnego przewodzenia ciepła o zmiennym współczynniku wymiany cieplnej  $n(\tau)$  oraz zagadnień filtracji wspólnie z I. A. Gołoszukiem.

W przemyśle cukrowniczym szerokie zastosowanie mają procesy adsorpcji. Stosuje się jonity w procesie oczyszczania soków, węgiel aktywny w procesie oczyszczania wód ściekowych i filtracji przez warstwę naniesioną z zawiesiny. Z adsorpcją spotykamy się w procesie oczyszczania rafinady węglem kostnym. Badania tych procesów są prowadzone pod kierunkiem prof. I. M. Fiedotkina przez A. M. Ajzena i R. M. Marutowskiego.

Analiza izoterm adsorpcji z roztworów wykazuje, że izotermy wielu substancji mogą być przedstawione dostatecznie dokładnie tym samym równaniem z różnymi współczynnikami dla każdej substancji. Współczynnik nieliniowej części izotermy jest na przykład dziesięciokrotnie mniejszy od współczynnika części liniowej. To pozwala na zastosowanie teorii matematycznej ruchu burzliwego w badaniach procesu.

Rozpatrzono ogólne postacie równań różniczkowych, ujmujących kinetykę wewnątrzdyfuzyjną adsorpcji, to jest proces, w którym limitującym stadium jest wewnętrzna dyfuzja, a także kinetykę adsorpcji, przy krańcowej szybkości powierzchniowej wymiany masy w warunkach: a) stałego stężenia na powierzchni ziarna, b) zmiennego stężenia na powierzchni ziarna, w stałej i ograniczonej objętości układu.

Po rozwiązaniu odpowiednich równań otrzymano wyrażenia dla określenia adsorpcji w funkcji czasu:

I. Przy stałym stężeniu (kinetyka wewnątrzdyfuzyjna)

$$\gamma = \frac{4 \omega^n}{V} \sqrt{\frac{D}{\pi \Gamma}} \left( 1 + \frac{0,64 \varepsilon c_n^2}{a_n} \right) \sqrt{t} \quad (14)$$

— dla ziarna płytkowego

$$\gamma = \frac{6}{R} \sqrt{\frac{D}{\pi \Gamma}} \left( 1 + \frac{0,64 \varepsilon c_n^2}{\Gamma} \right) \sqrt{t} \quad (15)$$

— dla ziarna kulistego (graniczna szybkość powierzchniowej wymiany masy)

$$\gamma = 1 - e^{-\frac{\beta t}{\Gamma}} + \frac{2\varepsilon\beta c_n}{\Gamma^2} t e^{-\frac{\beta t}{\Gamma}} \quad (16)$$

II. Przy zmiennym stężeniu i stałej objętości (kinetyka wewnątrzdyfuzyjna)

$$\begin{aligned} \gamma = (1 + a) \left[ 1 + e^{-\frac{T}{a^2}} \operatorname{erfc} \left( \frac{\sqrt{T}}{a} \right) \right] + \frac{2\varepsilon C_H}{(1 + \Gamma)} \left( 1 + \frac{1}{a} \right) \times \\ \times \left[ \sqrt{\frac{T}{\pi}} - \frac{T}{a} e^{-\frac{T}{a^2}} \operatorname{erfc} \left( \frac{\sqrt{T}}{a} \right) \right] \end{aligned} \quad (17)$$

— dla ziarna płytkowego

$$\gamma = (1 + a) \left\{ 1 - \frac{1}{A - B} \left[ A e^{A^2 T} (1 + \operatorname{erf} A \sqrt{T}) - B e^{B^2 T} (1 + \operatorname{erf} B \sqrt{T}) \right] \right\} \quad (18)$$

— dla ziarna kulistego (graniczna szybkość powierzchniowej wymiany masy)

$$\gamma = 1 - \frac{N^2}{N^2 - \omega C_H} e^{-T_1} + \frac{\omega C_H}{N^2 - \omega C_H} \left( 2T_1 e^{-T_1} + e^{-2T_1} \right) \quad (19)$$

Oznaczenia we wzorach (14)—(19)

$$a = \frac{V_r}{V_z(1 + \Gamma)}$$

$V_r$  — objętość roztworu,

$V_z$  — objętość ziarna,

$\Gamma$  i  $\varepsilon$  — określa się z równania izotermy

$$a = \Gamma_c - \varepsilon c^2$$

$D$  — współczynnik dyfuzji wewnętrznej,

$\beta$  — współczynnik kinetyczny,

$C_H$  — stężenie początkowe

$$T_1 = \beta \left( \frac{V_3}{V_r} + \frac{1}{\Gamma} \right) t$$

$$T = \frac{Dt}{(1 + \Gamma)L^2}$$

$S$  — powierzchnia ziarna,

$V_z$  — objętość ziarna,

$\Gamma$  — grubość płaszczyzny lub promień kuli

$$N = \frac{V_3}{V_r} + \frac{1}{\Gamma}$$

Przedstawiona metodyka określenia współczynnika dyfuzji i współczynnika kinetycznego jest oparta na porównaniu teoretycznych i eksperymentalnych krzywych kinetycznych.

Otrzymano rozwiązanie układu równań różniczkowych, ujmujących niezerównowazony przebieg adsorpcji z nieco nieliniowymi izotermami. W wyniku uzyskano wyrażenia określające zależności pola stężeń i adsorpcji od czasu i odległości od wejścia do kolumny. Stosowanie ich daje możliwość ustalania optymalnych parametrów aparatury adsorpcyjnej.

W aparatach przemysłowych w większości przypadków zachodzi adsorpcja mieszaniny substancji. Dlatego aktualne jest poznanie kinetyki adsorpcji mieszanin. Otrzymano wzory dla określenia wielkości adsorpcji względnej dwóch składników, gdy limitującym stadium jest dyfuzja wewnętrzna.

$$\gamma_1 = \frac{2C_{H1}}{a_{H1}} \frac{S}{V} \sqrt{\frac{D_2(1 + \Gamma_1)}{\pi}} \sqrt{t} \quad (20)$$

$$\gamma_2 = \frac{2SC_{H2}}{Va_{H2}} \sqrt{\frac{D_2(1 + \Gamma_2)}{\pi}} (1 - \varepsilon_w) \sqrt{t} \quad (21)$$

gdzie:

$\varepsilon_w$  — współczynnik, określający wpływ adsorpcji jednej substancji na adsorpcję drugiej. W danym przypadku zastosowano analityczną postać izoterm adsorpcji, opartej na fizycznej interpretacji P. P. Zołotariewa, według której z ogólnej postaci izoterm  $a_i = f_i(c_1c_2)$  ( $i = 1,2$ ) mogą być otrzymane przybliżone wyrażenia izoterm drogą rozkładu funkcji wyjściowych w szereg Taylora w sąsiedztwie początku układu współrzędnych.

Rozwiązano także zagadnienia zrównoważonej dynamiki adsorpcji dwóch składników, a także kinetyki adsorpcji mieszaniny dwóch substancji ze stałej i ograniczonej objętości przy granicznej szybkości powierzchniowej wymiany masy.

Badania adsorpcji z roztworów prowadzimy wraz z pracownikami oddziału fizyczno-chemicznego metod oczyszczania ścieków przemysłowych Instytutu Chemii Koloidów i Chemii Wody AN USRR prof. dr A. M. Koganowskim oraz I. G. Rodem.

W wielu procesach technologii żywności, szczególnie w przemyśle cukrowniczym, występują procesy wprowadzania fazy gazowej do cieczy („barbotażu”), wrzenia i inne, w których zachodzi ruch pęcherzyków pary i gazu w strumieniu cieczy. A. M. Ajzen, N. A. Pidsucha, W. B. Wy-skrebcow zajmują się problemem dynamiki przepływu pęcherzyków zmieniających kształt. W literaturze brak analitycznych rozwiązań równań dynamiki pęcherzyka z uwzględnieniem jego deformacji. W laboratorium zastosowano asymptotyczną metodę WBK („metoda całek fazowych”) dla przybliżonego rozwiązania równania ruchu pęcherzyka i otrzymania prostych wzorów do wyliczenia szybkości ruchu deformującego się pęcherzyka, koncepcja rozwiązania tego zagadnienia jest następująca. Równanie ruchu pęcherzyka w cieczy, jak wiadomo ma postać:

$$g(\rho' - \rho'') - C \frac{3\rho'}{4D} u^2 - (\rho + \xi \rho') \frac{du}{d\tau} - \frac{3\psi \rho''}{D} \frac{dD}{d\tau} u = 0 \quad (22)$$

gdzie:

- $\rho'$  — gęstość cieczy,
- $\rho''$  — gęstość pęcherzyka,
- $C$  — współczynnik oporu ruchu pęcherzyka w cieczy,
- $g$  — przyspieszenie siły ciężkości,
- $\psi$  — współczynnik wynikający z niejednakowej szybkości, odparowania (kondensacji) pęcherzyka,
- $\xi$  — współczynnik przyłączonej masy, równy dla kuli 0,5,

- $U = W' - W''$  — prędkość względna,
- $W'$  — prędkość cieczy,
- $W''$  — bezwzględna prędkość pęcherzyka,
- $D$  — zmienna średnica pęcherzyka.

Równanie (22) przekształca się w postać

$$\frac{du}{d\tau} = \varphi_1 u^2 + \varphi_3 u + \varphi_2 \quad (23)$$

gdzie:

$\varphi_1, \varphi_2, \varphi_3$  — pewne funkcje czasu wyrażone przez współczynniki, wchodzące w skład równania (22).

W wyniku szeregu podstawień równanie (23) doprowadza się do postaci

$$y'' - I(\tau)y = 0 \quad (24)$$

gdzie:

$$I(\tau) = -\varphi_1\varphi_2 + \frac{1}{4}\left(\varphi_3 + \frac{\varphi_1'}{\varphi_2}\right)^2 + \frac{1}{2}\left(\varphi_3 + \frac{\varphi_1'' - \varphi_1'^2}{\varphi_2^2}\right) \quad (25)$$

Nieznana funkcja  $y$  związana jest z funkcją  $U$  zależnością

$$y = V \exp \left[ -\frac{1}{2} \int \left( \varphi_3 + \frac{1}{\varphi_1} \frac{d\varphi_1}{d\tau} \right) d\tau \right] \quad (26)$$

$$u = -\frac{1}{\varphi_1 V} \frac{dV}{d\tau} \quad (27)$$

Rozwiązania równania (3) przy warunku początkowym

$$U(0) = U_0 \quad (28)$$

prowadzi się metodą całek fazowych, która daje następujące wzory dla dwóch cząstkowych rozwiązań równania (24):

$$y_{1,2} = \frac{1}{\sqrt{\omega}} \exp \left( \pm \sqrt{g} \int_0^\tau \omega(z) dz \right) \quad (29)$$

$$\omega^2 = \frac{a\beta}{D} + \frac{1}{g} \left[ \frac{D'}{D} \left( \frac{\gamma+1}{2} \right)^2 + \frac{\gamma+1}{2} \frac{D''D - D_1'^2}{D^2} \right]$$

$$a = -\varphi_1 D, \quad \beta = \frac{\varphi_2}{g}, \quad \gamma = -\frac{\varphi_3 D}{\gamma \frac{dD}{d\tau}} \quad (30)$$

Po przeprowadzeniu szeregu przekształceń otrzymujemy rozwiązanie zagadnienia w postaci

$$u = \frac{\sqrt{g}}{a} \omega' D \left[ 1 - \frac{2}{1 + A \exp(2\sqrt{g} \int_0^\tau \omega dz)} \right] - \frac{1}{2} \left( \frac{\omega D}{2\omega} + \frac{\gamma + 1}{2} D'' \right) \quad (31)$$

W wyrażeniu (31) stałą całkowania  $A$  wyznacza się z warunku (28).

Konkretny przypadek rozwiązania otrzymuje się dla określonej postaci równania zmiany kształtu pęcherzyka.

$$D = D(\tau)$$

W szczególności gdy  $D = \text{const}$  otrzymuje się równanie prędkości pęcherzyka nie deformującego się.

$$u = \sqrt{\frac{(\rho' - \rho'')4t}{3c\rho''}} \cdot \frac{\exp\left(\frac{g\sqrt{3\rho'c(\rho'' - \rho')}}{(\rho'' + \xi\rho')z} \tau - 1\right)}{\exp\left(\frac{g\sqrt{3\rho'c(\rho'' - \rho')}}{(\rho'' - \xi\rho')z} + 1\right)} \quad (32)$$

A. W. Gukałow prowadzi badania procesu tworzenia gazowych i parowych pęcherzyków z pojedynczego źródła w układzie wielu zmiennych parametrów. Dla matematycznego ujęcia niezbędne są wnikliwe badania fizyki tego procesu. Prowadzone są precyzyjne wielostronne badania mechanizmu tworzenia pęcherzyków z pojedynczego źródła. Stosuje się z powodzeniem szybkie filmowanie, metody przewodnictwa elektrycznego, diagnostyki akustycznej i analizy spektralnej. W wyniku zsynchronizowania filmu z krzywymi wyrażającymi zmiany parametrów pęcherzyka i ciśnienia wewnątrz niego określono intensywność procesu, wyjaśniono mechanizm tworzenia pęcherzyków (średnice pęcherzyków w momencie odrywania itp.).

Ostatnio w badaniach procesu wrzenia stosuje się metody akustyczne. Otrzymane przez nas wyniki wyjaśniają mechanizm tworzenia dźwięków podczas barbotażu i wrzenia. Otrzymano zależność częstości i ciśnienia dźwięku od średnicy pęcherzyka w momencie jego odrywania.

W. N. Czigariew wraz z I. M. Fiedotkinem prowadzą badania procesów dyfuzyjnych. Brak w literaturze matematycznych rozwiązań tego typu dla obszarów wielowymiarowych z wyjątkiem tylko nielicznych opracowań. W badaniach dyfuzji stosuje się metody oparte na odwzorowaniu konforemnym w przekształceniach całkowych. Tym sposobem rozwiązano proces dyfuzji molekularnej przy równoczesnym występowaniu reakcji chemicznej w dowolnej przestrzeni. Rozwiązano także skrajny

przypadek równania ujmującego lokalną konwekcyjną i molekularną dyfuzję w cienkiej warstwie płynącej cieczy, w której zmierzono także inne wielkości. Analogiczne zadanie rozwiązano według tego samego równania uzupełnionego członem, wyrażającym występowanie reakcji chemicznej w strumieniu. Otrzymano wzory do obliczenia stężenia substancji gromadzącej się wewnątrz pewnych brył przestrzennych w procesie molekularnej dyfuzji oraz reakcji chemicznej przy tak zwanym płasko-równoległym omywaniu brył cieczą lub gazem. Wyniki tych prac są opisane w wielu publikacjach I. M. Fiedotkina i W. N. Czigariewa.

Aspirantka T. W. Bondarienko prowadzi badania eksperymentalne i teoretyczne w zakresie hydrodynamiki i wymiany ciepła na wirującym dysku. Oznaczyła współczynniki przenikania ciepła do wody. Wartości  $K$  wynosiły 8,5—10 tys. kcal/m<sup>2</sup>h°C.

Ułożono równania różniczkowe laminarnej warstwy granicznej na wirującym dysku. Obecnie układa się program dla rozwiązania ich przy pomocy maszyny matematycznej. Badania prowadzi się celem zaprojektowania wysokowydajnych wymienników cieplnych dla przemysłu cukrowniczego.

A. M. Ajzen i N. N. Marutowski prowadzą badania w cukrowniczych piecach do wypalania wapna nad rozkładem brył w piecu wapiennym. W technologii cukru ważną rolę odgrywa optymalizacja pracy tych pieców. Znalezienie optymalnych parametrów procesu rozłożenia kamienia wapiennego wymaga teoretycznego opracowania metod obliczania procesów przenoszenia ciepła i masy. W piecach przemysłowych temperatura ogrzewania materiału zmienia się w szerokich granicach i w wysokich temperaturach obowiązuje zależność współczynnika przewodnictwa ciepła od temperatury w postaci  $\lambda = \lambda(1 + \varepsilon T)$ . Na podstawie rozwiązania równania przewodności cieplnej z uwzględnieniem zależności współczynnika przewodnictwa cieplnego od temperatury, otrzymano wzór do oznaczenia czasu całkowitego rozkładu jednego kawałka  $\tau$  przy stałej temperaturze czynnika grzejjącego

$$\tau = \frac{Q\gamma c_0 r_0}{300a\lambda\Delta T_2} \left[ (1 - \varepsilon T_B) \left( \lambda + \frac{ar_0}{2} \right) - \frac{3}{2} \varepsilon \frac{\Delta T_2 ar_0}{6} \right] \quad (33)$$

gdzie:

- $Q$  — jednostkowe zużycie ciepła,
- $\gamma$  — ciężar właściwy kawałka,
- $C_0$  — stężenie początkowe,
- $r_0$  — promień kulistego kawałka,
- $a$  — współczynnik wymiany ciepła

$$\Delta T_2 = T_c - T_B$$

$T_c$  — temperatura czynnika grzejjego,

$T_B$  — temperatura rozkładu.

Rozwiązano przypadek zmiennej temperatury czynnika grzejjego. Przedstawiono metodykę określenia czasu całkowitego rozkładu w tych warunkach.

Badano zagadnienie rozkładu polidispersyjnego materiału sypkiego. Na podstawie analizy statystycznej danych eksperymentalnych frakcyjnego składu materiału ładowanego do pieca ustalono, że rozmiary kawałków charakteryzują się rozkładem normalnym. Przy pomocy metod teorii prawdopodobieństwa i statystyki matematycznej otrzymano gęstość rozkładu i frakcję rozkładu czasu całkowitego wypalenia. Ułożono nomogramy do określenia frakcyjnego składu materiału załadowywanego do pieca w zależności od czasu przebywania w strefie wypalania, stopnia wypalenia i temperatury czynnika grzejjego.

I. M. Fiedotkin i W. B. Wyskrecow prowadzą teoretyczne i eksperymentalne prace w zakresie wymiany ciepła i masy w aparatach rozpyłowych (odparowanie, kondensacja, suszenie, absorpcja, spalanie). Na podstawie zestawionego matematycznego modelu wymienionych procesów otrzymano sposoby uśrednienia cząstek pod względem rozmiarów z uwzględnieniem kinetyki procesów wymiany ciepła i masy. Model uwzględnia polidispersyjność fazy ciekłej w stanie rozpylonym oraz wpływ zależności parametrów cieplnych od temperatury i stężenia. Prowadzone są prace nad znalezieniem metodyki obliczania aparatów rozpyłowych z uwzględnieniem polidispersyjności rozpylonego materiału i kinetycznych praw różnych procesów wymiany ciepła i masy.

I. M. Fiedotkin, A. S. Dyczenko i W. W. Zieliński prowadzą badania nad zastosowaniem membran do oczyszczania i zagęszczania soków. Na podstawie wstępnych badań laboratoryjnych opracowano nowy schemat oczyszczania soku dyfuzyjnego w przemyśle cukrowniczym oraz zagęszczania do soku półgęstego bez obróbki cieplnej. Oczyszczanie soku dyfuzyjnego za pomocą metod membranowych pozwoli na wyeliminowanie wapna z cukrowni, racjonalne wykorzystanie niecukrów (wydzielenie niecukrów białkowo-pektynowych dla celów paszowych, otrzymanie aminokwasów, betainy, odzyskanie soli mineralnych do nawożenia), otrzymanie produktów rafinowanych, zwiększenie wydajności cukru o 10—12% na masę buraków, zmniejszenie zużycia paliwa o 40—50%. Istnieje możliwość otrzymania płynnego cukru o czystości 100.

Przy oczyszczaniu soku dyfuzyjnego za pomocą wapna i dwutlenku węgla wydziela się do 40% niecukrów soku. Pozostałe 60% niecukrów

przechodzi wszystkie stadia produkcji, utrudnia prowadzenie operacji technologicznych, gromadzi się w melasie i stanowi przyczynę 12—15% strat cukru wprowadzonego w burakach. Przy oczyszczaniu soku dyfuzyjnego za pomocą metod membranowych efekt oczyszczania może być znacznie zwiększony. Związki wielkocząsteczkowe usuwa się w 95—98%, przy czym wydzielone białka mogą być wykorzystane jako pasza. Małocząsteczkowe substancje wydziela się w 60—70%. Obliczenia przeprowadzone dla cukrowni o przerobie 3 tys. t buraków na dobę wykazały, że efekt ekonomiczny zastosowania membran dochodzi do 2,8 mln rubli rocznie, przy równoczesnym zwiększeniu produkcji cukru o 3,5 tys. ton.

I. M. Fiedotkin, L. P. Zarudniew, S. P. Tkaczuk i W. M. Rosiński pracują nad mieszadłami cieczowo-strumieniowymi i wykorzystaniem ich do intensyfikacji procesów technologicznych przemysłu cukrowniczego. W celu zintensyfikowania procesów potrzebne są nowe wysoko-wydajne aparaty. W związku z tym mieszadła cieczowo-strumieniowe mogłyby być z powodzeniem rozpowszechnione w procesach wymiany masy takich jak saturacja i siarkowanie. W aparatach strumieniowych mieszanie zapewnia dużą intensywność przebiegu procesów wymiany ciepła i masy oraz procesów fizyczno-chemicznych. Wielkimi zaletami aparatów jest prostota budowy, obsługi, małe wymiary, zwartość. Aparaty strumieniowe są już stosowane i będą stosowane w przyszłości coraz szerzej.

W związku z intensyfikowaniem procesów technologicznych i koniecznością efektywniejszego wykorzystania złożonego zespołu maszyn i urządzeń, problemy niezawodności i trwałości różnych stacji i oddzielnych części nabierają szczególnego znaczenia. Te zagadnienia są aktualne przy pracy różnych aparatów i maszyn w szczególnych warunkach, gdy części podlegają działaniu prądów wielofazowych. Zmienia to nie tylko parametry pracy stacji, lecz objawia się ostrym działaniem korozyjnym, niszczeniem części przez hydroerozję i zmniejszeniem sprawności urządzeń. Istniejące jednostronne traktowanie zagadnienia nie daje oczekiwanych rezultatów. Dlatego w naszych badaniach problemy podniesienia efektywności aparatury rozwiązywano kompleksowo, a mianowicie: pracę stacji z wielofazowymi erozyjnymi środowiskami zawierającymi pompy odśrodkowe, rozpatrywano równocześnie w kierunku odkrycia hydrodynamicznych sposobów podwyższenia niezawodności i trwałości urządzeń a także w aspekcie materiałoznawstwa. Takie podejście polegające na optymalizacji kompleksu rurociąg—pompa—silnik okazało się bardziej skuteczne. W szczególności zbadanie wpływu struktury strumienia dwufazowego w kanałach maszyn przepływowych na ich charakterystykę i na przebieg procesów erozyjnego zużycia części z zastosowaniem teorii sieci hydrodynamicznych pozwoliło otrzymać konkretne dane do konstruowa-

nia bardziej nowoczesnych maszyn ze wskazaniem warunków eksploatacji (wyższa sprawność, zwiększona niezawodność i trwałość części itp.). Nasz Instytut wraz z pracownikami Cukrowni Dolińskiej prowadzi prace nad zastosowaniem mieszadeł strumieniowych do wzmożenia wymiany ciepła z wykorzystaniem oparów bez tworzenia kamienia kotłowego a także do procesów siarkowania i karbonatacji.

Obecnie w przemyśle cukrowniczym rozpowszechnione są typowe aparaty ze zraszaniem do siarkowania i karbonatacji. Podstawowymi wadami tych aparatów jest nieuporządkowany ruch cieczy i gazu wpływający w dużym stopniu na jednorodność i jakość produktu, duże wymiary i duże zużycie metalu, długość procesu (czas przebywania produktu w aparacie 5—7 minut), niski współczynnik wykorzystania gazu (68—75%), niemożność pełnego zautomatyzowania procesu, niemożność zastosowania ciekłego  $\text{SO}_2$ , nieodpowiednie warunki higieny pracy, przenikanie do pomieszczeń fabryki i do atmosfery nieprzereagowanego  $\text{SO}_2$  w stężeniach wyższych od dopuszczalnych.

W celu opracowania metodyki obliczania mieszadeł cieczo-strumieniowych i ustalenia optymalnych warunków ich pracy w przemyśle cukrowniczym, zaprojektowano i wykonano stację doświadczalną. Opracowano także matematyczny model aparatu o działaniu ciągłym. Matematyczny model aparatu strumieniowego do siarkowania opracowano na podstawie modelu struktury strumieni, obejmującego rozkład czasu przebywania cząstek strumienia reagującej mieszaniny w aparacie z dodatkowymi równaniami „lokalnej” kinetyki procesu. „Lokalną” nazywa się kinetykę procesu wyznaczoną w danym aparacie i w ograniczonym zakresie wielkości parametrów technologicznych, charakterystyczną dla przebiegu danego procesu w warunkach przemysłowych. Dysponując modelem struktury strumieni i matematycznym opisem procesu w konkretnym obszarze w obecnym schemacie produkcyjnym można optymalizować proces w wybranych warunkach miejscowych.

Przeprowadzono doświadczenia z aparatem strumieniowym do siarkowania. Wykreślono krzywe rozkładu czasu przebywania. Krzywe odpowiedzi wykreślono przy różnych warunkach pracy aparatu. W celu matematycznego ujęcia hydrodynamiki strumieniowego aparatu do siarkowania zastosowano jednoparametrowy model dyfuzyjny. Sprawdzian adekwatności wybranego modelu z badanym aparatem wykazywał przydatność tego modelu.

Informacje o lokalnej kinetyce otrzymywano po przeprowadzeniu serii eksperymentów, w których zmieniano dopływ fazy ciekłej przy niezmiennym dopływie gazu. Wykonywano analizy wychodzącego produktu. Następnie zmieniano dopływ gazu przy stałym dopływie cieczy i wykonywano analizy produktu. Zestawiono wyniki i wykreślono zależności na

podstawie danych doświadczalnych. Wyniki doświadczeń pozwoliły określić rząd reakcji procesu według równania

$$n = \frac{\lg \frac{G'X_{ap} - G'_mX'_{ak}}{GX_{ap} - G_mX_{ak}}}{\lg \frac{X'_{ak}}{X_{ak}}} \quad (34)$$

Następnie określono wielkości stałej szybkości w temperaturze, w której prowadzono doświadczenie w warunkach izotermicznych.

$$K = \frac{GX_{ap} - G_mX_{ak}}{V_p X_{ak}^n} \quad (35)$$

gdzie:

- $G', G$  — masowe ilości produktu,
- $n$  — rząd reakcji,
- $V_p$  — objętość aparatu,
- $K$  — stała szybkości reakcji,
- $G'$  — masowa ilość produktu wyjściowego,
- $G'_m$  — masowa ilość fazy ciekłej odbieranej z aparatu,
- $X_{ap}$  — względne stężenie masowe substancji A w produkcie wchodzącym do aparatu,
- $X_{ak}$  — względne stężenie masowe substancji A odprowadzanej z aparatu w postaci fazy ciekłej.

Mając krzywą podziału dla badanego aparatu i dane o kinetyce procesu, określono stopień przemiany w aparacie strumieniowym do siarkowania w różnych warunkach pracy. Badania pozwoliły ustalić optymalne warunki pracy aparatu do siarkowania, określić współczynnik efektywności aparatu w różnych warunkach pracy.

Przy prowadzeniu i intensyfikowaniu procesów siarkowania i karbonatacji ciekłych produktów przemysłu cukrowniczego podstawowym zadaniem jest maksymalne zwiększenie powierzchni międzyfazowych, ciągłe odnawianie powierzchni kontaktu międzyfazowego i zwiększenie szybkości przepływu strumieni w ruchu burzliwym. Strumień burzliwy prowadzi do równomiernego rozkładu przedyfundowanych cząsteczek w całej objętości. Intensywne mieszanie w komorze mieszania aparatu strumieniowego wpływa na przebieg heterogennej reakcji, ponieważ polepsza wymianę mas. Przy intensywnym mieszaniu wzrasta szybkość przenikania masy i w konsekwencji szybkość reakcji heterogennej. Na podstawie wyników przeprowadzonych prac opracowano i wdrożono w jednej cukrowni pięć mieszadeł cieczenio-strumieniowych dla intensyfikacji pro-

cesów technologicznych oraz wymiany ciepła i masy. Aparaty te dobrze pracują od 2—3 kampanii. Komisja MPS USRR przyjęła cieczenio-strumieniowe aparaty do siarkowania soków rzadkich i gęstych i przeznaczyła do wdrożenia w innych cukrowniach. Aparaty te mogą pracować ze sprężonym lub gazowym  $\text{SO}_2$ , otrzymywanym przez wypalanie siarki w obrotowych piecach siarkowych. Przypuszczalnie będą one miały duże zastosowanie w przyszłości, ponieważ pracują z całkowitym wykorzystaniem gazu, a proces siarkowania przebiega intensywnie, równomiernie, daje się łatwo sterować. Zastosowanie mieszadeł cieczenio-strumieniowych radykalnie polepsza warunki sanitarne pracy oraz warunki BHP, ponieważ wyklucza ulatnianie się  $\text{SO}_2$  do pomieszczeń fabrycznych lub do atmosfery.

W związku z intensywnym burzliwym mieszaniem cieczy i gazu następuje znaczne rozwinięcie powierzchni kontaktu międzyfazowego w niezwykle krótkim czasie, dlatego wymiana masy między cieczą i gazem zachodzi szybko. W wyniku wykonanych prac otrzymano wzory do obliczeń aparatów przemysłowych, określono niektóre zależności i stałe warunki ich pracy, rozwiązano zagadnienia o charakterze konstrukcyjnym, hydrodynamicznym i technologicznym. Zaletą tych aparatów jest to, że pozwalają na całkowite wykorzystanie gazu, zajmują małą objętość, są tanie, mogą być łatwe do wykonania.

Proces nasycenia bezwodnikiem siarkowym jest zautomatyzowany i może być prowadzony do założonej wielkości pH. Efekt ekonomiczny wdrożenia wynosi 52 tys., rubli rocznie. Urządzenia do siarkowania z rozpylaniem (sulfitatory rozpyłowe) oddano na złom. Strumieniowe mieszadła do siarkowania soków całkowicie spełniają wszystkie wymagania procesu technologicznego i umożliwiają otrzymanie soków o minimalnym zabarwieniu, automatyczną kontrolę i regulację procesu siarkowania, dobre higieniczne warunki pracy.

Opracowano dla cukrowni konstrukcje wymienników cieplnych cieczenio-strumieniowych do podgrzewania wody wysłodkowej i wody zasilającej ekstraktor. Zainstalowano stację wyparną ciśnieniową złożoną z czterech działów. Para z czwartego działu wyparki o temperaturze  $90^\circ\text{C}$  była kierowana do skraplacza, jej energię tracono bezpowrotnie. Tę parę użyto do podgrzewania wody na ekstrakcję do  $65\text{--}68^\circ\text{C}$  podgrzewaczem strumieniowym. Przy tym stacja wyparna z czterema działami pod ciśnieniem z stabilizowanym ciśnieniem oparów I pracuje bardziej ekonomicznie. Straty ciepła do skraplacza zostały całkowicie zlikwidowane.

Podgrzewanie wody wyżymaczkowej prowadzi się w podgrzewaczach strumieniowych do  $80\text{--}85^\circ\text{C}$  oparami III o temp.  $101\text{--}103^\circ\text{C}$ . Woda po usunięciu miazgi na oddzielaczach płynie do podgrzewacza. Cała woda z wyżymaczek ok.  $80\text{ m}^3/\text{h}$  zawracana jest do ekstrakcji.

Interesujące są dane otrzymane na stacji karbonatacji lub siarkowania wody kierowanej do ekstrakcji. Wartość pH wody wynosiła średnio 9,3, a po karbonatacji 6,3—6,83.

Do aparatu strumieniowego wprowadzano gaz karbonatacyjny sprężony w kompresorach do 0,8 atn, o zawartości około 30% CO<sub>2</sub>. Ciśnienie roztworu roboczego: wody wyżymaczkowej, soku rzadkiego lub gęstego wahało się w granicach 2—4 atn.

Doświadczalne podgrzewacze, zainstalowane w Cukrowni Dolińskiej w ciągu trzech ostatnich kampanii pracowały dobrze. W porównaniu z podgrzewaczami z rurkową powierzchnią grzejną podgrzewacze strumieniowe są bardziej ekonomiczne, ponieważ pracują intensywnie bez powstawania osadów na rurkach. Wartość współczynnika przenikania ciepła od kondensującej pary do strumienia wody odniesiona do powierzchni cylindrycznej strumienia ma rząd wielkości 10<sup>6</sup> kcal/m<sup>2</sup>h°C. Cała stacja jest znacznie tańsza, bardziej niezawodna w pracy, nie wymaga pracy ręcznej do oczyszczania powierzchni grzejnej ogrzewaczy, ma małe wymiary, całe ciepło pary grzejnej jest wykorzystane. Ogrzewacze strumieniowe nie wymagały remontu w ciągu trzyletniej pracy. Obie stacje są w pełni zautomatyzowane.

Prace badawcze i wdrożeniowe na temat gazowo-cieczowych wymienników ciepła prowadzone są w skali przemysłowej pod kierownictwem I. M. Fiedotkina, przez L. P. Zarudniewa i A. G. Bogorosza.

Badania gazowo-cieczowych wymienników ciepłych miały na celu zapobieżenie zarastaniu. Określono efektywne warunki pracy aparatów cieczowo-gazowych. Opracowano metodykę obliczania takich aparatów, w której z rodzaju przepływu, współczynnika przenikania ciepła  $K$  i z innych danych można wyliczyć długość okresu pracy aparatu bez postoju na oczyszczanie.

Przygotowano schematy podłączenia przemysłowych wymienników ciepłych do ich pracy w układzie gazowo-cieczowym. Prowadzi się prace nad przeprowadzeniem prób. W przygotowaniu są próby przemysłowe i oddanie wyników do oceny komisji Ministerstwa Przemysłu Spożywczego. USRR. N. B. Moiko, G. I. Łopatin i B. N. Gładki prowadzą podobne badania. Stosują różne fizyczne metody oddziaływania na strumień ciekłego produktu: obróbka magnetyczna, ultradźwięki, pulsacja w wymiennikach ciepła i aparatach technologicznych przemysłu spożywczego. Otrzymano pozytywne rezultaty, które wdraża się w przemyśle.

Jedną z metod ograniczania zarastania jest metoda magnetyczna. Badania własne oraz statystyczne opracowanie wyników pozwoliły I. M. Fiedotkinowi, S. I. Tkaczenko i A. W. Sanduliakowi wydzielić grupy parametrów, wyraźnie wpływające na proces i tym samym zapewnić naukowe prognozowanie skuteczności metody magnetycznej. Przy identycz-

ności odpowiednich komponentów i grup parametrów osiąga się pełną zgodność wyników doświadczeń z wynikami obliczeń i tym samym uzyskuje się możliwość przewidywania końcowego wpływu obróbki magnetycznej na tworzenie się osadów w wymiennikach cieplnych.

Fizyczno-ekonomiczne badanie składu osadu prowadzi N. I. Osiejko. Do poznania procesów tworzenia sadu potrzebna jest znajomość nie tylko chemicznego ale i fazowego składu tworzących się związków. Najwięcej danych o fazowym składzie osadu może być otrzymanych przy kompleksowym zastosowaniu metody termograficznej, rentgenograficznej i optyki kryształów.

Tabela 1

## Skład chemiczny próbek osadów

Próbki analizowano po usunięciu wolnej wody przez suszenie w 105°C. Metody analiz: analiza spektralna emisyjna spektrografem ISP-28 — Mg, Si, Fe, Al, Na, P, i Ba Pb; fotometria płomieniowa aparatem WPF-WTI — Ca i Na; polarografia polarografem DP-60 — Fe; kolorymetrem FEK-56 — Fe; analitycznie — Si, Al, wilgoć i popiół; zawartość Pb 0,05%, Mn 0,1%, P i Ba nie wykryto

Nr próbki	1	2	3	4	5
Wilgotność	3,1	0,9	1,4	1,0	1,0
Strata przy prażeniu	49,6	45,1	46,4	49,1	46,9
Ekstrakt z osadu	8,4	2,9	0,7	6,0	3,0
CaO	33,9	33,2	33,8	35,4	37,6
MgO	4,2	2,7	1,7	21,2	1,7
SiO <sub>2</sub>	2,4	0,7	0,3	0,4	0,2
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,9	1,6	0,4	0,7	1,7
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,1	0,4	—	—	—
Na <sub>2</sub> O	1,1	1,1	0,5	0,5	0,8

Badaliśmy osady z jednofazowego (nr 1 w tab. 1) i dwufazowego (2) wymiennika ciepła, osady z kotłów pierwszej (3) i drugiej (4) karbonatacji oraz z zbiornika przelewowego (5).

Skład chemiczny osadów charakteryzowano przez oznaczanie CaO, MgO, SiO<sub>2</sub>, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Na<sub>2</sub>O. Stosowano analizy fizyczno-chemiczne: fotokolorymetrię, spektrofotometrię w podczerwieni i ultrafiolecie, polarografię, fotometrię płomieniową, analizę spektralną, emisyjną analizę termiczną różnicową i rentgeno-strukturalną.

Badane osady mają następujący skład: CaCO<sub>3</sub> (węglan wapniowy), MgCO<sub>3</sub> (węglan magnezowy), 5CaO · 5SiO<sub>2</sub> · H<sub>2</sub>O (ksonotlit), Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> · 2SiO<sub>2</sub> · 2H<sub>2</sub>O (kaolinit), i amorficzne (rentgenoamorficzne) związki organiczne. Węglan wapniowy zawiera dwie modyfikacje krystaliczne — kalcyt i niewielkie ilości aragonitu.

W wyniku przeprowadzonych fizyczno-chemicznych badań osadów

z wymienników cieplnych przemysłu cukrowniczego ustalono co następuje:

1. Osady złożone są z węglanów wapniowych i magnezowych z domieszką osadów krzemianowych i zawierają do 13% substancji organicznych.

2. Tylko część substancji organicznych osadu rozpuszcza się w metanolu. Z analizy spektrofotometrycznej w zakresie ultrafioletu i podczerwieni wynika, że metanolowe ekstrakty osadu stanowią produkty termochemicznych przemian sacharozy i innych składników soku. Substancje te powodują występowanie zabarwienia osadu i ekstraktów osadu, wpływają na strukturę osadu i szybkość tworzenia osadu. Według danych analizy termicznej różnicowej nieekstrahująca się część substancji ograniczonych złożona jest z produktów głębokich przemian termicznych (reakcje kondensacji, polimeryzacji, kopolimeryzacji) sacharozy i innych składników soku w różnym stopniu związane z nieorganicznymi składnikami osadu. Powiązanie części frakcji organicznej jest różne i zależy od warunków tworzenia osadu.

3. Na mechanizm tworzenia osadu w cukrowniczych wymiennikach ciepła wpływa skład soku, szczególnie zawartość substancji powierzchniowo czynnych składników nieorganicznych, zachowanie dyscypliny technologicznej procesów.

4. Użytkowanie wymienników ciepła dwufazowego strumienia pozwala zmienić warunki powstawania osadu, zmniejszyć tworzenie się osadu, a tym samym polepszyć warunki wymiany ciepła, a także zmniejszyć straty cukru w osadzie.

Jednym z kierunków intensyfikacji wymiany ciepła i zapobiegania tworzeniu osadu w podgrzewaczach jest zastosowanie drgań niskiej częstotliwości w obszarze ruchu strumienia. Te badania przeprowadził A. S. Zajec i I. W. Kosminskij. Przy pulsacyjnym przepływie cieczy duże praktyczne znaczenie ma otrzymanie ogólnego równania dla określenia intensywności wnikania ciepła z uwzględnieniem zahamowania przeniesienia impulsu w kanale ogrzewanym.

Oddawanie ciepła było badane przy przepływach pionowych i poziomych. W wyniku opracowania danych eksperymentalnych otrzymano równanie, z którego można obliczyć wnikanie ciepła przy pulsacyjnym ruchu cieczy w rurach z uwzględnieniem tłumienia pulsacji wzdłuż ogrzewanej rury

$$Nun_i = 24,4 \cdot 10^{-3} \left( \sqrt{R_{l_0}^e + R_{l_n}^2} \right)^{0,867} P_{gż}^{0,43} \left( \frac{P_{gż}}{P_g \text{ cm}} \right)^{0,25} \left( \frac{l_i}{D} \right)^{-0,3} \quad (36)$$

$$200 < R_{l_0} < 160.000, \quad 200 < R_{l_n} < 200.000$$

$$1,8 < P_{g\dot{z}} < 115, \quad 36 < \frac{l_i}{D} < 155$$

Celem wyjaśnienia wpływu pulsacji na odkładanie osadu i intensywność procesu wymiany ciepła w podgrzewaczach, pracujących w warunkach tworzenia obfitego osadu, przeprowadzono przemysłowe badania pulsacyjnego podgrzewacza soku dyfuzyjnego. Stwierdzono, że przy pulsacyjnym przepływie cieczy sumaryczny współczynnik przenikania ciepła  $K$  zwiększa się 1,2—2 razy w zależności od warunków pulsacji (częstotliwości i amplitudy pulsacji) w porównaniu ze stałym przepływem cieczy.

Podgrzewacz soku dyfuzyjnego, kiedy pracował w układzie normalnym, a nie pulsacyjnym, co 6—7 dni pracy był zatrzymywany w celu oczyszczenia z powodu intensywnego odkładania osadu na powierzchni i znacznego obniżenia współczynnika oddawania ciepła  $K$ .

Badanie pulsacyjnego podgrzewacza w celu określenia wpływu pulsacji na tworzenie osadu prowadzono przy częstotliwości  $f = 0,52$  Hz i względnej amplitudzie  $\frac{A}{D} = 13,1$ . Przy tym stwierdzono, że na powierzchni grzejnej podgrzewacza pulsacyjnego osad prawie nie powstaje. W pierwszym dniu pracy pulsacyjnego podgrzewacza współczynnik przenikania ciepła nieco wzrasta, co świadczy o tym, że pulsacje rozmywają warstwę osadu pozostałego po mechanicznym oczyszczaniu podgrzewacza. Wyniki otrzymane w badaniach pulsacyjnego podgrzewacza mogą być wykorzystane w różnych wymiennikach cieplnych w celu:

- 1) uniknięcia tworzenia osadu na powierzchniach grzejnych wymienników ciepła,
- 2) intensyfikacji procesu wymiany ciepła,
- 3) usunięcia z powierzchni grzejnych osadów utworzonych wcześniej.

A. P. Gordienko i W. K. Rieszotniak prowadzą pracę nad aparatami wyparnymi z cyrkulatorem odparowującym, której celem jest rozbudowa aparatów wyparnych w rekonstruowanych cukrowniach w celu zwiększenia ich przerobu. Badania i obliczenia wskazują na to, że instalacja cyrkulatorów na stacji wyparnej wzmacnia proces wymiany ciepła. Dla wyparki złożonej z czterech działów wzrost ilości w poszczególnych działach wyniesie: 5,6%, 13,3%, 32,5%, 37,8%. Przy zwiększeniu masy produkcyjnej fabryki zestaw cyrkulatorów odparowujących pozwala w wielu przypadkach zrezygnować z dodatkowych aparatów wyparnych. Prócz tego w wyniku zwiększenia szybkości cyrkulacji w aparatach i skrócenia czasu przebywania soków w strefie wysokich temperatur, straty cukru zmniejszają się 1,5-krotnie.

W Smelińskiej Fabryce Maszyn znajduje się model wytwornicy pary

z powierzchnią grzejną 320 m<sup>2</sup>. W kampanii 1973/74, mają być prowadzone badania wytwornicy na stacji wyparnej w cukrowni.

S. P. Tkaczyk i A. P. Gordienko pracują nad stworzeniem modelu matematycznego procesów w aparacie wyparnym. Pracę podjęto w celu otrzymania danych wyjściowych do opracowania aparatu wyparnego, charakteryzującego się wysokimi wskaźnikami cieplnymi i innymi, a także minimalnym narastaniem zabarwienia w procesie odparowania.

Obecnie przygotowuje się stanowisko doświadczalne aparatu wyparnego, które umożliwi otrzymanie krzywych funkcji przejścia dla różnych wymuszeń i szeregu innych wskaźników. Dla wyboru optymalnych parametrów pracy aparatu wyparnego, sterowania procesem odparowania i optymalnego konstruowania niezbędne jest opracowanie matematycznego modelu aparatu wyparnego.

Jednym z podstawowych czynników charakteryzujących wyparkę jest jej reakcja na wymuszenie na wejściu określona charakterystyką skokową. W celu otrzymania krzywych odpowiedzi aparatu wyparnego zastosowaliśmy metodykę stosowaną przez W. W. Kafarowa. Model matematyczny cyrkulacyjnego aparatu wyparnego z podwieszoną komorą opracowano na podstawie teorii Markowa.

Wyparka z podwieszoną komorą jest cylindrem z wmontowaną wewnątrz komorą grzejną. Komora złożona jest z rur zawalcowanych na obu końcach w dwu równoległych do siebie płytach z otworami i z centralnej rury cyrkulacyjnej. Ciecz wchodzi do wyparki ponad górną płytą. Główny strumień roztworu płynący przez układ rur aparatu skierowany jest w górę; można go wyrazić wzorem

$$q = \frac{\pi d_r^2}{4} n_r W_0 \qquad q = q_1 + q_2 \qquad (37)$$

gdzie:

$W_0$  — szybkość cyrkulacji wyznaczona z praw hydrauliki.

Strumień ten po wyjściu z rur rozdziela się na dwa, które są proporcjonalne do odpowiednich powierzchni przekroju

$$\frac{q_1}{q_2} = \frac{D_{rc}^2}{D_a^2 - D_k^2} \qquad (38)$$

Strumienie dzielą się w stosunku  $n$

$$n = \frac{D_a^2 - D_k^2}{(D_a^2 - D_k^2) + D_c^2} \qquad 1 - n = \frac{D_{rc}^2}{(D_a^2 - D_k^2) + D_c^2} \qquad (39)$$

Przestrzeń rur traktujemy jako strefę idealnego mieszania. Obliczając dwupotokowy cyrkulacyjny model aparatu wyparnego przyjmujemy, że strefa z najmniejszą objętością ma objętość jednostkową (komórka elementarna). Wtedy liczbę objętości jednostkowych w każdej strefie aparatu wyparnego otrzymać można z zależności

$$\gamma_i = \frac{V_i}{V_{\min}} \quad (40)$$

gdzie:

$V_{\min}$  — objętość najmniejszej strefy,

$V_i$  — objętość strefy, w której określa się liczbę komórek elementarnych.

Macierz modelu układa się w następujący sposób. W czasie  $\Delta t$  rozpatrywana cząstka może albo pozostać w komórce 1 z prawdopodobieństwem  $P_{11}$ , lub przejść do komórki 2 lub 3 z prawdopodobieństwem  $P_{12}$  lub  $P_{13}$ . Cały zespół zdarzeń składa się z sumy trzech prawdopodobieństw

$$I = P_{11} + P_{12} + P_{13}$$

Prawdopodobieństwo, że cząstka pozostanie w komórce 1 wyrazimy następująco

$$P_{11} = \exp - \left( \frac{q + Q}{V_1} \Delta t \right) \quad (41)$$

Stosunek prawdopodobieństw  $\frac{P_{12}}{P_{13}}$  zależy od podziału strumieni między komórkami 2 i 3

$$\frac{P_{12}}{P_{13}} = \frac{q_1 + Q_n}{q_2 + Q(1-n)} \quad (42)$$

gdzie:

$n$  — część strumienia wchodzącego, przechodzącego przez komórkę 2.

Prawdopodobieństwo przejścia rozpatrywanej cząstki z komórki 1 do komórki 2 wynosi

$$P_{12} = \frac{n}{1-n} \left[ 1 - \exp \left( - \frac{q + Q}{V_1} \Delta t \right) \right] \quad (43)$$

a z komórki 1 do komórki 3

$$P_{13} = I - P_{11} - P_{12} \quad (44)$$

W ten sposób otrzymaliśmy pierwszy wiersz szukanej macierzy

$$|P_{11} \ P_{12} \ P_{13} \ 0 \ 0 \ 0| \quad (45)$$

Prawdopodobieństwa  $P_{14}$ ,  $P_{15}$  i  $P_{16}$  są równe 0, ponieważ z kierunku przepływu strumienia wynika, że cząstka w okresie  $\Delta t$  nie może przejść z komórki 1 do komórek 4 i 5 i na zewnątrz układu. Należy dodać, że wybiera się taki okres  $\Delta t$ , aby rozpatrywana cząstka mogła przejść z poprzedniej komórki do następnej, lecz by nie zdążyła jej minąć. Analogicznie dochodzi się do następnych wierszy macierzy. Dla drugiego wiersza cały zespół zdarzeń zapisuje się następująco:

$$I = P_{22} + P_{25} \quad (46)$$

$$P_{22} = \exp\left(-\frac{q_1 + Q_n}{V_2} \Delta t\right) \quad (47)$$

$$P_{25} = 1 - P_{22} \quad (48)$$

dla trzeciego wiersza

$$I = P_{33} + P_{35}$$

$$P_{33} = \exp\left[-\frac{q_2 + Q(1-n)}{V_3}\right] \quad (49)$$

$$P_{35} = 1 - P_{33} \quad (50)$$

dla czwartego

$$I = P_{41} + P_{44} \quad (51)$$

$$P_{44} = \exp\left(-\frac{q}{V_1} \Delta t\right) \quad (52)$$

$$P_{41} = I - P_{44} \quad (53)$$

dla piątego

$$I = P_{54} + P_{55} + P_{56} \quad (54)$$

gdzie:

$P_{56}$  — prawdopodobieństwo tego, że cząstka pojawi się na wyjściu z układu.

$$P_{55} = \exp - \left( \frac{q + Q}{V_5} \Delta t \right) \quad (55)$$

$$\frac{P_{54}}{P_{56}} = \frac{q}{Q} \quad (56)$$

$$P_{54} = \frac{q}{Q} P_{56} \quad (57)$$

$$P_{56} = \frac{1 - P_{55}}{1 + \frac{q}{Q}} \quad (58)$$

Teraz możemy zapisać wzór w ogólnym ujęciu

$$P = \begin{vmatrix} P_{11} & P_{12} & P_{13} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & P_{22} & 0 & 0 & P_{25} & 0 \\ 0 & 0 & P_{33} & 0 & P_{35} & 0 \\ P_{41} & 0 & 0 & P_{44} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & P_{54} & P_{55} & P_{56} \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & I \end{vmatrix}$$

W ostatnim wierszu macierzy przedstawione jest prawdopodobieństwo pojawienia się rozpatrywanej cząstki na wyjściu układu w czasie  $5 \Delta t$ . Podstawiając wartości prawdopodobieństw częściowych do macierzy i obliczając ją otrzymujemy dane do wykreślenia krzywej odpowiedzi układu. Krzywe te są zgodne jakościowo z krzywymi doświadczalnymi otrzymanymi z laboratoryjnego modelu cyrkulacyjnego. Potwierdza to prawidłowość przyjętej metodyki opracowania modelu aparatu wyparnego.

#### LITERATURA

1. Борщевский Ю. Т., Федоткин И. М., Колодин А. М.: Двухфазные турбулентные струйные течения, Изд. Техника, Киев, 1972
2. Федоткин И. М., Фирисюк В. Р.: Укр. НИИ науч.-техн. инф., Киев, 1969
3. Федоткин И. М., Фирисюк В. Р.: Интенсификация теплообмена в аппаратах химических производств, Изд. Техника, Киев, 1971
4. Федоткин И. М., Криль С. И., Борщевская Л. И.: Разделение суспензий и гиперфильрование, Изд. Техника, Киев, 1972

5. Федоткин И. М., Липсман В. С.: Пищевая пром., Москва, 1972
6. Федоткин И. М., Сирый О. Н., Руденко В. И., Бобровский В. С., ВУЗов, Пищевая технология, № 6, 21—24, 1972
7. Федоткин И. М., Айзен А. М.: Изв. АН СССР, Энергетика и транспорт, I, 1973

*И. М. Федоткин*

## ПРОГРЕССИВНЫЕ МЕТОДЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ В САХАРНОМ ПРОИЗВОДСТВЕ

### Резюме

Изучены различные методы воздействия на пограничный слой с целью интенсификации процессов тепломассопереноса. Среди них: пульсации, вибрации, вдува газа в жидкость, воздействие магнитных, электрических и ультразвуковых полей и др.

Изысканы пути повышения экономичности осуществления технологических процессов. Исследованы возможности использования ультра-, гипер- и суперфилтрации, магнитного и электрического поля, тепловой, гидравлической и концентрационной нестационарности для осуществления и интенсификации процессов очистки и сгущения соков. Разработаны вопросы теории адсорбции смесей, распыла жидкости, тепло- и массопереноса при пульсациях, филтрации и гиперфилтрации, обжига известняка, теории реакторов.

Исследованы методы подавления процесса накипеобразования.

*I. M. Fedotkin*

## PROGRESSIVE METHODS OF INTENSIFICATION OF TECHNOLOGICAL PROCESSES IN SUGAR PRODUCTION

### Summary

Different methods of affecting a boundary layer for the intensification of heat and mass transfer processes were studied. They included: pulsation, vibration, blowing of gas into liquid, atomization, influence of magnetic, electric and supersonic fields, etc.

Improvement ways of the operation economy were determined. Possibilities of using ultra-, hyper- and superfiltration, magnetic and electric fields, thermal, hydraulic and concentration instability for carrying out and intensifying processes of purification and condensation of juices were investigated. Problems of the theory of adsorption of mixtures, liquid atomization, heat and mass transfer by pulsating, filtrating and hyperfiltrating, roasting of limestone, theory of reactors were developed.

Methods of suppression of deposit formation processes were studied.