

BADANIA PROCESU WYMIANY CIEPŁA W EKSTRAKTORACH
KRAJANKI BURACZANEJ W APARATURZE LABORATORYJNEJ*Jan Grabka*

Instytut Przemysłu Cukrowniczego w Warszawie

*Stanisław Zagrodzki*Instytut Chemicznej Technologii Żywności Politechniki Łódzkiej
Łódź, Polska

Jednym z podstawowych procesów jednostkowych w przemyśle cukrowniczym jest ekstrakcja cukru z krajanki buraczanej. Prawidłowe prowadzenie tego procesu jest celem wszystkich technologów, ponieważ ma to ogromne znaczenie dla dalszych etapów produkcji cukru. Spośród wielu sposobów prowadzenia dyfuzji cukru z tkanki buraczanej przyjęła się powszechnie metoda termoplazmolizy błon komórkowych pod wpływem ogrzewania krajanki w temperaturze powyżej 60°C [1, 10, 15, 21]. Mechanizm procesu dyfuzji jest szeroko poznany w wyniku wielu prac badawczych [11, 17, 22, 23]. Ciągłej modyfikacji ulegają jedynie urządzenia przeznaczone do realizacji tego skomplikowanego procesu. Obecnie w przemyśle cukrowniczym na całym świecie proces dyfuzji cukru z krajanki buraczanej prowadzi się w ciągłych dyfuzorach, czyli ekstraktorach krajanki.

Znane aparaty dyfuzyjne możemy podzielić pod względem sposobu wymiany ciepła na 2 grupy:

1) ze wstępnym zaparzeniem (zagrzewaniem) krajanki: RT, BMA, Buckau-Wolf, De Smeta, Oppermana Deichmana.

2) z ogrzewaniem płaszczowym (przeponowym): DDS, ZUP-Nysa, Olier, dyfuzja J.

W ekstraktorach pierwszej grupy plazmolizę krajanki osiąga się przez zaparzenie jej gorącym sokiem cyrkulacyjnym w ilości 450—700% nb. Wiadomo przy tym, że cyrkulacja albo zawracanie soku przedłużają czas ekstrakcji, pogarszają jakość soku a w następstwie jakość cukru.

Temperaturę soku cyrkulacyjnego utrzymuje się na poziomie 90—92°C (dyfuzja RT), albo 78—80°C (dyfuzje wieżowe), co powoduje miejscowe przegrzewanie krajanki.

W aparatach drugiej grupy występuje również zaparzenie krajanki sokiem w temperaturze 72—74°C, ale proces jest regulowany automatycznie na całej długości aparatu i temperatura mieszaniny ekstrakcyjnej nie przekracza w żadnym punkcie wartości zadanej 72°C. Cała ilość ciepła potrzebna do przeprowadzenia termoplazmolizy tkanki buraczanej dostarczana jest od płaszcza grzejnego, a medium grzejne nigdy nie spotyka się bezpośrednio z mieszaniną ekstrakcyjną. Czas dyfundowania we wszystkich aparatach dyfuzyjnych ciągłych waha się od 70 do 100 min.

Wielu badaczy uważa, że w ekstraktorach DDS warunki procesu są zbliżone do optymalnych [2, 3, 16, 18, 19]. Dotyczy to przede wszystkim aparatów o wydajności do 1400 t/d. W dyfuzjach korytowych o większej zdolności przerobowej, tj. ponad 2 tys. t/d zaobserwowano niekorzystny układ temperatur w przekroju poprzecznym aparatu [5, 9, 13] co zostało spowodowane powiększeniem promienia koryta i niekorzystną zmianą stosunku powierzchni ogrzewalnej do objętości ekstraktora. Pomiar wykazały, że temperatura mieszaniny ekstrakcyjnej w poszczególnych strefach ogrzania wykazuje znaczne odchylenie od wartości pożądaných. Istnieją duże różnice temperatur między warstwami mieszaniny przyległymi do płaszcza grzejnego a warstwami przy osi aparatu i dochodzą nawet do 25°C [5]. Podobne zjawisko zaobserwowano w dyfuzji Olieria w końcowej fazie kampanii buraczanej, kiedy temperatura krajanki wchodzącej do dyfuzora była poniżej 0°C [14, 20]. Na podstawie tych obserwacji można stwierdzić, że przeponowy system grzania mieszaniny ekstrakcyjnej w dyfuzorach ciągłych jest również niedostateczny do przenikania potrzebnej ilości ciepła do środka aparatu i do wnętrza każdego pasemka krajanki. Te niedobory cieplne mogą być przyczyną nadmiernych strat cukru w wysłodkach oraz mogą powodować trudności w transporcie mieszaniny wewnątrz aparatów (spiętrzanie się krajanki). Badania ruchu fazy stałej i ciekłej w dyfuzorach korytowych wykazały, że czas przebywania krajanki w ekstraktorze waha się od 80 do 110 min, a soku dyfuzyjnego ponad 60 min [4, 6, 7].

Światowy przemysł cukrowniczy w perspektywicznym rozwoju dąży do budowy cukrowni o wielkości 12 tys. t dobowego przerobu. Te tendencje zmuszają konstruktorów do budowy aparatów dyfuzyjnych o wydajności rzędu 6 tys. t na dobę. W związku z tym do prawidłowego projektowania nowych aparatów konieczne było podjęcie prac badawczych mechanizmu przenikania ciepła w ekstraktorze krajanki buraczanej. Sam proces jest ciekawy i ważny z punktu widzenia teorii inżynierii chemicznej, ponieważ ma charakter nieustalanej wymiany ciepła.

BADANIA WŁASNE

Przenikanie ciepła w ekstraktorach możemy podzielić na trzy etapy:

- 1) wymiana ciepła między czynnikiem grzejnym a mieszaniną ekstrakcyjną przylegającą do płaszcza grzejnego,
- 2) przenikanie ciepła od warstw przyległych do płaszcza grzejnego do warstwy mieszaniny w środku aparatu,
- 3) wymiana ciepła pomiędzy fazą ciekłą (sok dyfuzyjny) a fazą stałą (krajanka buraczana).

Wszystkie te etapy przenikania ciepła w ekstraktorze mają charakter nieustalanej wymiany ciepła, tzn. przepływ ciepła jest zmienny w czasie. Pole temperatury jest nie tylko funkcją położenia punktu w przekroju aparatu, ale również i czasu τ :

$$t = f(x, y, z, \tau)$$

Temperatury we wszystkich punktach nie tylko różnią się od siebie, ale zmieniają się w czasie, przyjmując coraz wyższe wartości [8].

W pierwszym etapie ilość ciepła przenikająca w czasie $d\tau$ przez powierzchnię grzejną aparatu można opisać równaniem różniczkowym:

$$dQ = K \cdot A \cdot \Delta t_m \cdot d\tau$$

gdzie:

- K — sumaryczny współczynnik przenikania ciepła,
- A — powierzchnia grzejna aparatu,
- Δt_m — zastępcza różnica temperatur pomiędzy czynnikiem grzejnym a medium ogrzewanym.

Współczynnik K jest również zmienny w czasie, ponieważ zmienia się temperatura mieszaniny ogrzewanej, a wraz z nią parametry fizyczne: lepkość, gęstość, ciepło właściwe, przewodnictwo cieplne. Problem ten możemy uprościć posługując się średnim współczynnikiem przenikania ciepła dla danego zakresu temperatur.

W drugim etapie w rzeczywistości proces przenikania ciepła jest bardziej złożony, ponieważ występuje tu przenoszenie ciepła na drodze konwekcji naturalnej, przewodnictwa cieplnego i wymiany ciepła przez mieszanie. Ze względu na warunki pracy ekstraktorów, decydującym o szybkości przenikania czynnikiem jest przewodnictwo cieplne układu. Proces ten ma również charakter nieustalanej wymiany ciepła. Ilość ciepła Q_1 jaka przenika do różniczkowego elementu mieszaniny jest różna od ilości ciepła Q_2 wychodzącej z tego elementu

$$dQ_1 \neq dQ_2$$

a przy procesie ogrzewania mieszaniny ekstrakcyjnej:

$$dQ_1 > dQ_2$$

Korzystając z równania różniczkowego Fouriera możemy napisać:

$$dQ_1 = -\lambda \cdot dA \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial x}\right) \cdot d\tau$$

$$dQ_2 = -\lambda \cdot dA \cdot \frac{\partial t}{\partial x} \cdot d\tau$$

a stąd:

$$\left(\frac{\partial t}{\partial x}\right) < \frac{\partial t}{\partial x}$$

ponieważ inne wielkości w obu równaniach są równe.

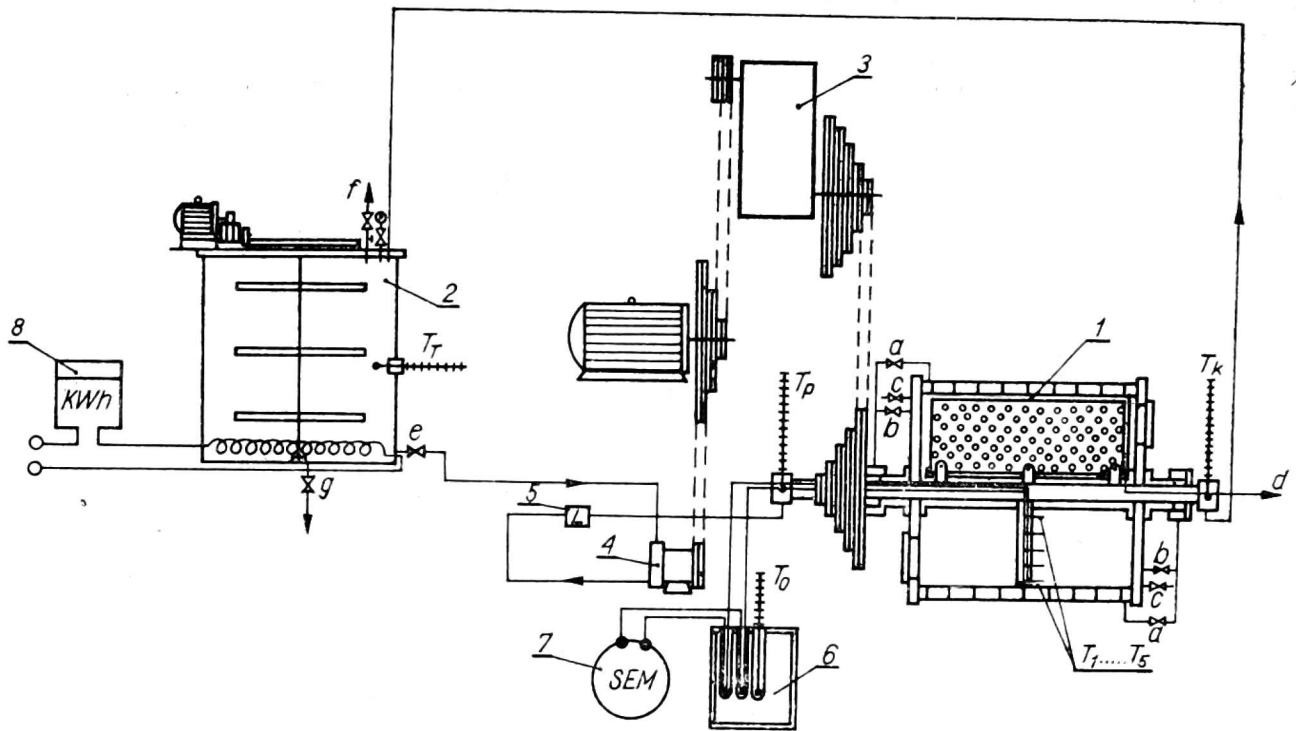
Pochodną $\left(\frac{\partial t}{\partial x}\right)$ nazywamy gradientem temperatury. Im lepiej ciało przewodzi ciepło tj. ma wyższy współczynnik λ , tym gradient temperatury jest niższy w samej bezwzględnej wartości dla tych samych ilości ciepła i przekroju, a opór cieplny jest mniejszy.

Badając zmianę gradientu temperatury w czasie możemy wyznaczyć opór cieplny przewodzenia ciepła do poszczególnych warstw mieszaniny w ekstraktorze.

Celem niniejszej pracy było prowadzenie w warunkach laboratoryjnych badań porównawczych i wyznaczenie współczynników przenikania ciepła dla układów zbliżonych w technice fabrycznej, w ekstraktorach krajanki buraczanej.

Pomiary prowadzono w aparaturze doświadczalnej, której schemat przedstawiono na rys. 1. Zestaw aparatury składał się z następujących elementów:

1 — wymiennik ciepła z obrotowym płaszczem grzejnym, o powierzchni grzejnej $A = 0,775 \text{ m}^2$. Dna wymiennika wykonano z bakelitu o grubości 25 mm. Elementem nośnym wymiennika był wał, który przechodzi przez całą długość aparatu, a końce jego zamocowane były w konstrukcji stalowej. Wał spełniał ponadto trzy funkcje: doprowadzenie wody grzejnej do płaszcza grzejnego i odprowadzenie jej do zbiornika wody



Rys. 1. Schemat aparatury doświadczalnej (objaśnienie w tekście)

gorącej (2), wprowadzenie przewodów kompensacyjnych 5 czujników pomiarowych temperatury ($T_1 \dots T_5$) z wnętrza wymiennika ciepła, odprowadzenie odpowietrzenie aparatu. Wewnątrz aparatu zainstalowano przegrodę z tekstolitu, zamocowaną w trzech miejscach do nieruchomego wału. Perforowana przegroda uniemożliwiała przesuwanie się krajanki razem z płaszczem grzejnym, a była jedynie przepuszczalna dla soku dyfuzyjnego.

2 — zbiornik wody gorącej o średnicy 500 mm i wysokości 700 mm, zaopatrzone w mieszadło łopatkowe, oporowe elementy grzejne o mocy 9 kW, zawory: odpowietrzający (f) i spustowy (g) manometr, rurkę wodowskazową.

3 — układ napędowy — silnik elektryczny o mocy 2 kW i 700 obr/min, przekładnia zębata o przełożeniu $i = 40,2$, przekładnia pasowa, 2 pasy klinowe o wymiarach 13×8 mm. Układ napędowy był wspólny dla wymiennika ciepła (1) i pompy wirowej (4). Wymiennik ciepła miał następujące prędkości: 3,9 obr/min (0,1 m/s), 11,6 obr/min (0,3 m/s), 26,1 obr/min (0,7 m/s), 38,2 obr/min (1,0 m/s), 78,3 obr/min (2,0 m/s).

4 — pompa wirowa o wydajności 2000 kg/h, 2800 obr/min.

5 — licznik wody gorącej — dokładność pomiaru do 0,001 m³.

6 — naczynie Dewara (termostat) — wypełnione drobno potłuczonym lodem zalany wodą destylowaną (temperatura 0°C). W naczyniu Dewara umieszczono probówki szklane napełnione olejem transformatorowym, w których znajdowały się końce przewodów kompensacyjnych termoelementów miedź—konstantan.

7 — kompensator KT-35 — zakres pomiaru 0—20 mV, błąd pomiaru $\pm 0,1\%$ ($\pm 1\mu\text{V}$).

8 — licznik energii elektrycznej typu MODC3 — dokładność pomiaru 0,01 kWh.

W zaznaczonych na schemacie miejscach umieszczono termometry rtęciowe wskazujące temperaturę z dokładnością $0,1^\circ\text{C}$:

T_p — temperatura wlotowa wody grzejnej przed wymiennikiem ciepła (1),

T_k — temperatura wylotowa wody grzejnej po wymienniku ciepła (1),

T_T — temperatura wody grzejnej w zbiorniku wody gorącej (2),

T_D — temperatura mieszaniny lód—woda destylowana w naczyniu Dewara (0°C).

Wewnątrz wymiennika ciepła umieszczono 5 czujników pomiarowych temperatury (termoelementy Cu — Konst). Pierwszy czujnik pomiarowy był oddalony od płaszcza grzejnego na odległość 10 mm, a następne po 40 mm od siebie. W ten sposób mierzono układ temperatur w przekroju poprzecznym mieszaniny wymiennika ciepła, w połowie jego długości ($T_1 \dots T_5$).

Całość aparatury pomiarowej łącznie z rurociągami wody gorącej zaizolowano w celu zmniejszenia strat ciepła do otoczenia. W aparaturze zastosowano zamknięty obieg czynnika grzejnego: zbiornik wody gorącej — pompa wirowa — płaszcz grzejny wymiennika ciepła — zbiornik wody gorącej. Ilość czynnika grzejnego w obiegu zamkniętym była stała dla wszystkich serii pomiarów, równa 100 kg. W każdym doświadczeniu utrzymywano stałą szybkość liniową przepływu wody grzejnej w płaszczu wymiennika, wynosiła ona 1,5 m/s.

Przed przystąpieniem do właściwych pomiarów prowadzono cechowanie termoelementów w zmontowanej całkowicie aparaturze. W tym celu przesyłano wodę z maksymalną prędkością przez wnętrze wymiennika ciepła.

Pomiarów siły elektromotorycznej za pomocą kompensatora dokonywano po uzyskaniu równowagi tzn. gdy przez dłuższy okres czasu temperatura wody na wlocie była równa temperaturze na wylocie z wymiennika ciepła. Odczytując na kompensatorze wartość siły termoelektrycznej i odpowiadającej różnym temperaturom uzyskano zależność siły termoelektrycznej od temperatury każdego termoelementu. Otrzymano liniowe zależności, które pokrywały się z niewielkimi odchyleniami u wszystkich termoelementów.

W celu sprawdzenia działania aparatury doświadczalnej, ważnego dla metodyki pomiarów i sposobu opracowania wyników, prowadzono wstępne pomiary stosując po obydwu stronach powierzchni grzejnej wodę de-

stylowaną. Dokładność i powtarzalność wykonywanych pomiarów cieplnych sprawdzono przez wyznaczenie w procentach stosunku:

$$\delta = \frac{Q_2 - Q_1}{Q_1} \cdot 100$$

gdzie:

- Q_1 — strumień ciepła wyznaczony po stronie czynnika grzejącego (wody gorącej),
- Q_2 — strumień ciepła wyznaczony po stronie czynnika ogrzewanego (wody ogrzewanej).

Wszystkie pomiary dokonane dla wody wykazały wartość δ zawartą w granicach od 0,5‰ do 1,5‰. W większości przypadków omawiana wartość nie przekraczała 1,0‰. Taki błąd pomiaru stanowi dowód prawidłowego działania aparatury doświadczalnej.

Aparaturę do właściwych pomiarów przygotowano przez napełnienie zbiornika gorącej wody (2) wodą destylowaną w ilości 100 kg i podgrzanie jej do temperatury 95°C.

Wymiennik ciepła napełniano badaną mieszaniną: krajanka buraczana + sok dyfuzyjny.

Wykonano następujące oznaczenia w krajance:

- długość w 100 g (liczba Silina),
- ‰ braków,
- ‰ krajanki prawidłowej,
- ‰ cukru (polaryzację),

a w soku dyfuzyjnym:

- gęstość w °Bx,
- zawartość cukru,
- czystość soku.

Oznaczenia te wykonano metodami podanymi w Przepisach Kontroli Fabrykacji w Cukrowniach i Rafineriach [12].

Po napełnieniu wymiennika ciepła mieszaniną włączono napęd wymiennika, celem wyrównania temperatury w całym przekroju. Przed bezpośrednim rozpoczęciem każdego doświadczenia dokonywano odczytów:

- 1) temperatury mieszaniny krajanka—sok ($T_1 \dots T_5$),
- 2) stanu początkowego licznika wody grzejącej (5),
- 3) stanu początkowego licznika energii elektrycznej (8).

Następnie otwierano zawór (e), odpowietrzano pompę wirową (4) i włączano dwa sekundomierze do pomiaru czasu z dokładnością do 0,1 s. W odstępach czasu co 2 min dokonywano odczytów:

- 1) temperatury T_p wlotu wody grzejącej do wymiennika ciepła (1) w °C,

2) temperatury T_k wylotu wody grzejnej z wymiennika ciepła (1) w °C,

3) temperatury wody (T_T) grzejnej w zbiorniku (2) w °C,

4) stanu licznika wody grzejnej (5) w m³,

5) stanu licznika energii elektrycznej w kWh.

Temperaturę mieszaniny ($T_1 \dots T_5$) mierzono w odstępach co 1 min, tzn. częstotliwość pomiarów każdego czujnika wynosiła 5 min. Doświadczenie prowadzono do momentu uzyskania temperatury mieszaniny 80°C w wymienniku ciepła. Po zakończeniu pomiarów wyłączano:

1) napęd wymiennika ciepła (1) i pompy wirowej (7),

2) dopływ energii elektrycznej do elementów grzejnych w zbiorniku (2).

W poszczególnych seriach pomiarów zmieniano:

1) szybkość obwodową płaszcza grzejnego od 0,1 do 2,0 m/s,

2) ładunek krajanki buraczanej od 0,50 do 0,58 kg/l,

3) długość krajanki buraczanej w 100 g: 8, 10, 12 m/100 g.

Uzyskane wyniki pomiarów pozwoliły na wyliczenie średniego sumarycznego współczynnika przenikania ciepła K dla poszczególnych parametrów zmiennych w zakresie temperatur od 40 do 80°C badanej mieszaniny krajanka buraczana + sok dyfuzyjny. Współczynnik przenikania ciepła określano mierząc ilość ciepła, która przeniknęła w jednostce czasu przez jednostkę powierzchni, przy jednostkowej różnicy temperatur. Całkowitą ilość ciepła, przenikającą do mieszaniny w czasie τ (czas doświadczenia) możemy opisać równaniem:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_m \cdot \tau$$

stąd:

$$K = \frac{Q}{F \cdot \Delta t_m \cdot \tau}$$

Ilość ciepła Q , jaka przeszła do mieszaniny krajanka buraczana + sok dyfuzyjny przez powierzchnię grzejną A w czasie τ (czas doświadczenia), była równa ilości ciepła oddanego przez czynnik grzejny do płaszcza grzejnego wymiennika, a zatem:

$$Q = G \cdot c \cdot (t_{p\acute{s}r} - t_{k\acute{s}r})$$

gdzie:

G — masa wody grzejnej, jaka przepłynęła w czasie τ , w kg:

$$G = V \cdot \rho,$$

- V — objętość wody grzejącej, jaka przepłynęła w czasie τ w m^3 mierzona przez licznik (5),
 ρ — gęstość wody w kg/m^3 ,
 c — ciepło właściwe w $kcal/(kg^\circ C)$,
 $t_{p\bar{s}r}$ — średnia temperatura wody grzejącej na wlocie do wymiennika ciepła w czasie τ mierzona termometrem rtęciowym T_p , w $^\circ C$,
 $t_{k\bar{s}r}$ — średnia temperatura wody grzejącej na wylocie z wymiennika ciepła w czasie τ mierzona termometrem rtęciowym T_k , w $^\circ C$.

Osobnego wyjaśnienia wymaga wielkość Δt_m — zastępcza różnica temperatur między czynnikiem grzejącym a mieszaniną ogrzewaną. Można ją również rozumieć jako siłę napędową przechodzenia ciepła od czynnika grzejącego do mieszaniny ogrzewanej. W naszym rozważaniu Δt_m opisano wzorem:

$$\Delta t_m = \frac{\sum_{i=2}^{i=\tau} \Delta t_i}{n_\tau}$$

gdzie:

- Δt_i — różnica temperatur między czynnikiem grzejącym a czynnikiem ogrzewanym po czasie (i) mierzona w odstępach czasu co 2 min,
 n_τ — liczba odczytów w danej serii pomiarów. Wartość Δt_m obliczona w ten sposób jest średnią arytmetyczną różnic temperatur (średnią siłą napędową) między czynnikiem grzejącym a mieszaniną ogrzewaną dla całego przebiegu doświadczenia.

W danym momencie (i) wartość Δt_i była wyliczona jako różnica między średnią temperaturą wlotu (tp_i) i wylotu (tk_i) wody grzejącej z płaszcza grzejącego wymiennika, a średnią temperaturą warstwy mieszaniny ogrzewanej, przylegającej do płaszcza grzejącego T_{1i}

$$\Delta t_i = \frac{tp_i - tk_i}{2} - T_{1i}$$

OMÓWIENIE WYNIKÓW POMIARÓW

W tab. 1 zestawiono wartości średnie współczynników przenikania ciepła (K) dla mieszaniny: krajanka buraczana (o długości 12 m/100 g) + sok dyfuzyjny przy różnych ładunkach krajanki (\mathcal{L}) od 0,50 do 0,58 kg/l i zmiennych szybkościach obwodowych (W) płaszcza grzejącego od 0,1 do 2,0 m/s.

Tabela 1

Wartości współczynników przenikania ciepła w kcal/(m²h°C) dla mieszaniny: krajanka buraczana (o długości 12 m/100 g) + sok dyfuzyjny, przy różnych ładunkach krajanki od 0,50 do 0,58 kg/l i zmiennej szybkości obwodowej płaszczka grzejnego od 0,1 do 2,0 m/sek

Ładunek krajanki kg/l	Współczynniki przenikania ciepła przy szybkości obwodowej płaszczka grzejnego m/s					Krajanka buraczana			Sok dyfuzyjny			
	2,0	1,0	0,7	0,3	0,1	długość m/100 g	prawi- dłowa %	bra- ki	Pol	Bx	Pol	Cz
0,50	897	566	517	454	409	11,8	38,8	2,0	15,8	16,0	14,3	89,5
0,52	873	554	484	440	385	12,2	40,4	1,8	16,2	15,8	14,2	89,8
0,54	862	545	461	416	369	12,0	42,4	1,8	16,6	16,1	14,5	90,1
0,56	845	534	444	397	366	12,0	40,8	2,0	16,2	16,4	14,7	89,6
0,58	829	532	441	384	352	12,4	44,2	1,6	16,0	16,6	14,4	89,0

Z przedstawionych wartości współczynników (K) wynika wyraźna ich zależność od szybkości obwodowej płaszczka grzejnego. Przy każdym ładunku krajanki ze wzrostem szybkości obwodowej, współczynnik przenikania ciepła rośnie, a w skrajnych przypadkach (porównanie $W = 0,1$ m/s i $W = 2,0$ m/s) jest dwukrotnie większy. Widoczny jest również wpływ wielkości ładunku krajanki na wartość współczynników przenikania ciepła. Przy szybkości obwodowej płaszczka grzejnego $W = 0,1$ m/s podwyższenie ładunku krajanki od $\xi = 0,50$ do $\xi = 0,58$ kg powodowało obniżenie współczynników (K) o około 20%; dla $W = 2,0$ m/s obniżenie to jest mniejsze i wynosi około 10%. Tak więc, w miarę wzrostu szybkości obwodowej płaszczka grzejnego, wpływ zwiększenia ładunku krajanki na szybkość przenikania ciepła maleje. Zależności powyższe przedstawiono na rys. 2. Na osi rzędnych przedstawiono wartości (K), a na osi odciętych ładunek krajanki. Dla poszczególnych szybkości obwodowych płaszczka grzejnego punkty ułożyły się na liniach prostych nachylnych w kierunku mniejszych ładunków.

W tab. 2 porównano wielkości współczynników przenikania ciepła dla mieszanin krajanka buraczana (o długości 8, 10, 12 m/100 g) + sok dyfuzyjny w zależności od szybkości obwodowej płaszczka grzejnego przy takim samym ładunku krajanki równym 0,54 kg/l. Wyraźny wpływ jakości krajanki na podwyższenie współczynnika przenikania ciepła pozwala wyciągnąć wniosek, że w miarę pogarszania się jakości krajanki (długość 8 m/100 g i duża ilość miazgi, ponad 5%), wartości współczynników (K) obniżają się o 20% w stosunku do krajanki buraczanej o długości

Rys. 2. Zależność średnich współczynników przenikania ciepła (K) od ładunku krajanki (ξ kg/l) przy różnych prędkościach obwodowych płaszcza grzejnego

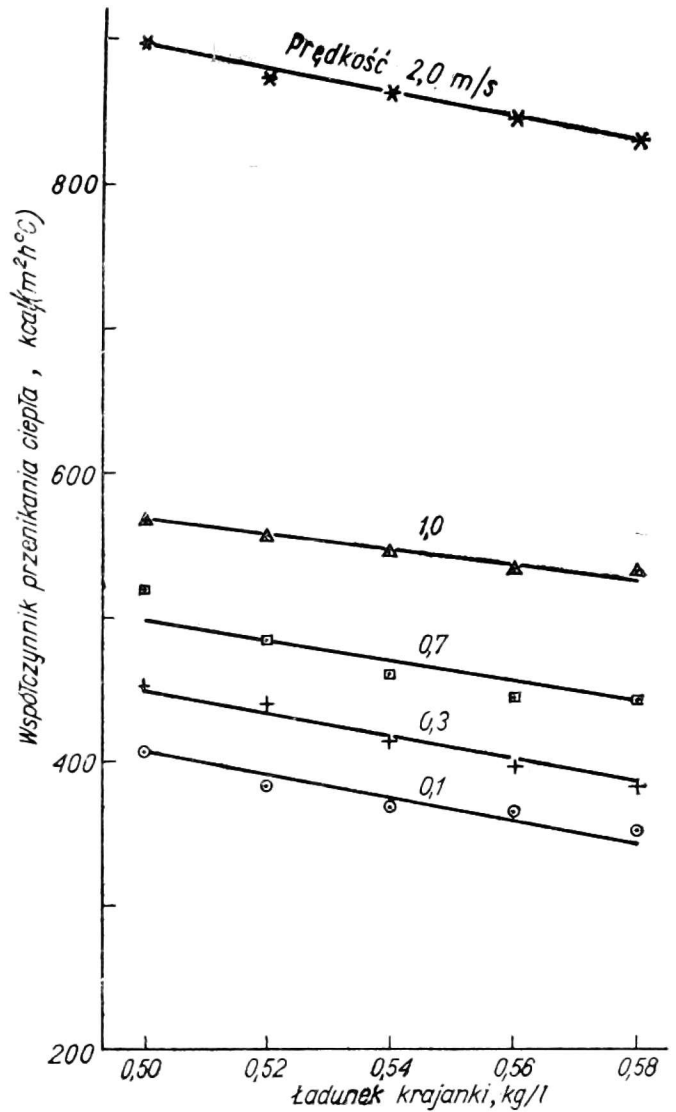
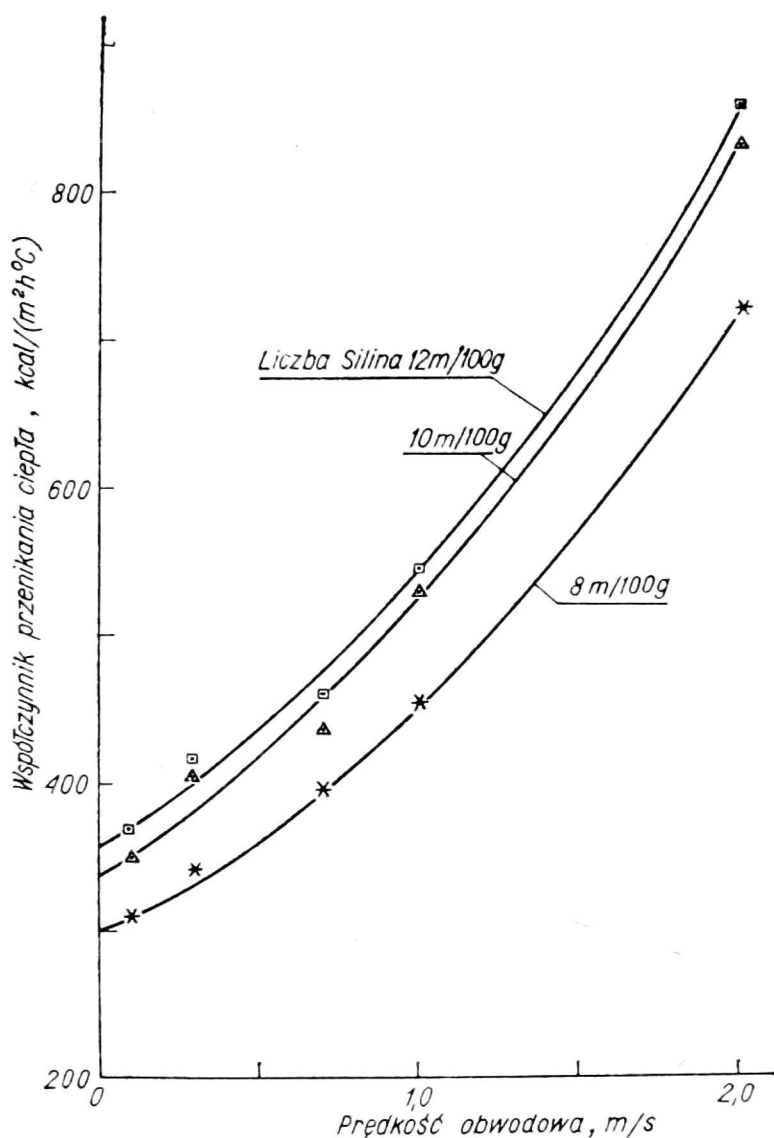


Tabela 2

Wartości współczynników przenikania ciepła w kcal/(m²h°C) dla mieszaniny: krajanka buraczana + sok dyfuzyjny przy zmiennej szybkości obwodowej płaszcza grzejnego i różnej długości krajanki, a stałym ładunku równym 0,54 kg/l

Długość krajanki m/100 g	Współczynniki przenikania ciepła przy szybkości obwodowej płaszcza grzejnego m/s					Krajanka buraczana			Sok dyfuzyjny			
	2,0	1,0	0,7	0,3	0,1	długość m/100 g	prawi- dłowa	bra- ki	Pol	Bx	Pol	Cz
12	862	545	461	416	369	12,0	42,4	1,8	16,6	16,1	14,5	90,1
10	840	532	438	404	351	10,0	38,2	2,0	16,4	16,8	15,0	89,2
8	724	455	395	342	309	8,0	36,4	5,2	16,1	16,8	14,9	88,6



Rys. 3. Zależność średnich współczynników przenikania ciepła (K) od prędkości obwodowej (W) przy różnych wartościach liczby Silina

12 m/100 g i zawartości miazgi 1,8⁰%. W obu przypadkach wpływ szybkości jest podobny, tzn. wzrost szybkości liniowej od 0,1 do 2,0 m/s powoduje dwukrotny wzrost współczynników (K). Zależności te przedstawiono na rys. 3.

Współczynniki przenikania ciepła przedstawiono jako funkcję szybkości obwodowej płaszcza grzejnego dla długości krajanki buraczanej 9, 10, 12 m/100 g. Na osi rzędnych odłożono wartości współczynnika (K) a na osi odciętych wartości szybkości obwodowej płaszcza grzejnego (W). Punkty ułożyły się na trzech krzywych przebiegających równolegle.

W tab. 3 zestawiono zależności współczynników przenikania ciepła dla mieszanin: krajanka buraczana (o długości 12 m/100 g) + sok dyfuzyjny oraz wysłodki wyżęte 10⁰% s.s. + woda, przy zmiennej szybkości obwodowej płaszcza grzejnego od 0,1 do 2,0 m/s, przy tym samym ładunku 0,54 kg/l.

Z porównania tych zależności wynika, że współczynniki (K) dla mieszaniny wysłodki + woda są niższe o 20⁰% przy szybkości obwodowej $W = 2,0$ m/s niż dla mieszaniny krajanka buraczana + sok dyfuzyjny a przy szybkości $W = 0,1$ m/s obniżenie to jest równe 35⁰%.

Tabela 3

Wartość współczynników przenikania ciepła dla mieszaniny krajanka buraczana (o długości 12 m/100 g) + sok dyfuzyjny oraz wysłodki + woda przy zmiennej szybkości obwodowej płaszcza grzejnego i stałym ładunku równym 0,54 kg/l

Ładunek krajanki kg/l	Współczynniki przenikania ciepła przy szybkości obwodowej płaszcza grzejnego m/s					Krajanka buraczana			Sok dyfuzyjny			
	2,0	1,0	0,7	0,3	0,1	długość m/100 g	prawi- dłowa %	bra- ki	Pol	Bx	Pol	Cz
0,54	862	545	461	416	369	12,0	42,4	1,8	16,6	16,1	14,5	90,1
0,54	723	542	408	310	243		wysłodki		0,6		woda	

WNIOSKI

1. Stwierdzono znaczną zmianę współczynnika przenikania ciepła w zależności od szybkości obwodowej płaszcza grzejnego (W), jakości krajanki buraczanej i wielkości ładunku krajanki (\mathcal{L}).

2. W obecnej konstrukcji ekstraktorów korytowych do obliczeń projektowych powierzchni grzejnych należy przyjmować współczynnik przenikania ciepła $K = 400 \text{ kcal}/(\text{m}^2\text{h } ^\circ\text{C})$.

3. Celem zwiększenia szybkości przenikania ciepła od płaszcza grzejnego do mieszaniny ekstrakcyjnej w dyfuzorach korytowych należy dążyć do intensywniejszego mieszania i dobrej jakości krajanki (o większej liczbie Silina i małej zawartości miazgi).

LITERATURA

1. Becker D. i in.: Technologie des Zuckers, Hanower 1955, s. 106
2. Borkowski M. A.: Sacharn, promyszl., 1958, t. 32, nr 1, s. 14
3. Episzyn A. S.: Sacharn. promyszl.; 1962, t. 36, nr 8, s. 8
4. Gawrych S.: Gaz. cukr., 1966, t. 74, s. 265
5. Gawrych S., Krupa W.: Gaz. cukr., 1971, t. 79, s. 219
6. Hoffman P. i in.: Gaz. cukr., 1966, t. 74, s. 265
7. Hoffman P. i in.: Gaz. cukr., 1967, t. 75, s. 5
8. Hobler T.: Ruch ciepła i wymienniki, PWT Warszawa, 1959, s. 95
9. Majewski W. i in.: Gaz. cukr., 1968, t. 76, s. 159
10. Nowakowski B.: Gaz. cukr., 1959, t. 61, s. 303
11. Oplatka G.: Z. Zuckerind., 1954, t. 79, s. 471
12. Praca zbiorowa: Przep. Kontrol. Fabryk. w Cukrown. i Rafiner., Warszawa, WPL i S; 1958; s. 130 i 132

13. Przyłuski I.: *Sacharn. promyszl.*, 1962, t. 36, nr 9, s. 29
14. Ropa C.: *Gaz. cukr.*, 1961, t. 63, s. 293
15. Schneider F., Hoffman-Walbeck H.: *Zucker Beihefte*, 1952, z. 1, 1953, z. 2
16. Schneider F., Reinefeld E.: *Z. Zuckerin.*, 1960, t. 10, s. 251
17. Silin P. M.: *Sacharn. promyszl.*, 1955, t. 29, nr 3, s. 7
18. Silin P. M.: *Gaz. cukr.*, 1967, t. 75, s. 157
19. Wintzell T.: *Socket*, 1958, t. 14, s. 15
20. Zagrodzki S. i in.: *Gaz. cukr.*, 1958, t. 60, s. 71
21. Zagrodzki S., Kubiak J.: *Gaz. cukr.*, 1963, t. 71, s. 8
22. Zagrodzki S., Kubiak J.: *Gaz. cukr.*, 1964, t. 72, s. 144
23. Zagrodzki S., Kubiak J.: *Gaz. cukr.*, 1972, t. 80, s. 217

Я. Грабка, С. Загородзки

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛООБМЕНА В ЭКСТРАКТОРЕ СВЕКЛОВИЧНОЙ СТРУЖКИ В ЛАБОРАТОРНЫХ УСЛОВИЯХ

Резюме

Принимая во внимание отсутствие в мировой сахарной литературе материалов по вопросу теплообмена в процессе непрерывной диффузии и возникающие в связи с этим технологические затруднения в ходе процесса экстракции сахара из свекловичной стружки, Институтом сахарной промышленности были предприняты исследования по этому вопросу.

Целью работы было проведение в лабораторных условиях тепловых исследований и экспериментальное определение коэффициентов теплопроводности для систем приближенных к заводской технике.

Исследования проводились с аппаратурой, главным элементом которой был теплообменник с вращающимся нагревающим кожухом. Изменчивыми параметрами были: скорость вращения нагревающего кожуха, загрузка (заполнение) теплообменника от 0,50 до 0,58 кг/л, длина свекловичной стружки от 8—16 м/100 г (ч. Силина), состав смеси в теплообменнике: стружка—диффузионный сок, стружка после плазмолиза—диффузионный сок, жом—вода.

Проведенные исследования и полученные результаты позволили определить коэффициенты теплопроводности и установить зависимость этих коэффициентов от скорости вращения нагревающего кожуха, загрузки твердой фазы, а также от длины стружки при разных составах смесей нагреваемого агента.

Полученные результаты помогут улучшить процессы происходящие в непрерывных экстракторах и проектировать аппараты применяемые при экстракции.

J. Grabka, S. Zagrodzki

INVESTIGATION OF THE HEAT EXCHANGE PROCESS IN BEET
COSSETTES EXTRACTOR IN LABORATORY CONDITIONS

S u m m a r y

On account of a lack in the world sugar literature of many data on heat exchange in a continuous diffusion process and arising in connection with this technological difficulties in sugar extraction from beet cossettes, investigations in that direction were carried out by the Institute of Sugar Industry.

The object of investigations were laboratory heat measurements and experimental determination of heat transfer coefficients in conditions corresponding with actual industrial conditions.

The experiments were carried out in an apparatus, where an essential part was the heat exchanger with the revolving heating jacket. The variables were: heating jacket rotation speed, heat exchanger charge — from 0.50 to 0.58 kg/l, length of beet cossettes — from 8 to 12 m/100 g (Silin Number), composition of mixture in the heat exchanger: cossettes-water, cossettes-diffusion juice, beet pulp-water.

Investigations and data obtained were used for the heat transfer coefficient determination and for the determination of dependence of these coefficients on rotation speed of heating jacket, solid phase charge and length of cossettes for different systems of mixtures of the heated medium.