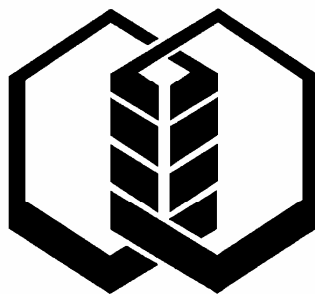


**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 28

ТОМ 2



**ОДЕСА
2006**

ББК 36.81 + 36.82
УДК 663 / 664

Головний редактор, професор
Заступник головного редактора, професор
Технічний редактор

Б.В.Єгоров
Е.Й. Жуковський
Т.Л. Дьяченко

Редакційна колегія,
доктори наук, професори:

Р.В. Амбарцумянц, А.Т. Безусов, О.Г. Бурдо,
Л.Г. Віннікова, М.Д. Захаров, О.І. Гапонюк,
О.К. Гладушняк, К.Г. Іоргачева, Л.В. Капрельянц,
Г.Ф.Козлов, В.О. Моргун, Г.М.Станкевич, Н.К. Черно

Збірник опубліковано за рішенням вченої ради від 27.12.2005 р., протокол № 5

Одеська національна академія харчових технологій
Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій /
Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2006. – Вип. 28. – Т. 2

Наукові праці ОНАХТ входять в перелік № 1 наукових фахових видань України, в яких
можуть публікуватись результати дисертаційних робіт на здобуття наукових ступеней
доктора і кандидата наук
(Бюлетень ВАК України, 1999, № 4)

За достовірність інформації відповідає автор публікації

Віддруковано у видавничому центрі «ТЕС»

ISBN 966-8145-34-8

© Одеська національна академія харчових технологій, 2006

1. ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

ПОЛУЧЕНИЕ СОЕДИНЕНИЙ КРЕМНИЯ ИЗ ОТХОДОВ РИСОВОГО ПРОИЗВОДСТВА

Сорока П.И., Тертышный О.А., Смирнова Е.С., Гриднева Т.В.

Украинский государственный химико-технологический университет, г. Днепропетровск

Потребности в кремнии и его соединениях выдвигают проблему вовлечения в производство новых, доступных, легко перерабатываемых видов сырьевых материалов и, соответственно, разработки современных рентабельных технологий, базирующихся на этом сырье.

Существующие способы производства, в частности, карбида кремния и аморфного диоксида кремния основываются на переработке кремнезема, являются энергоемкими и весьма дорогостоящими [1, 2].

Перспективным сырьевым источником могут служить многотоннажные отходы рисовой отрасли – рисовая шелуха, которая в настоящий момент не находит практического применения. Речь в данном случае идет о постоянно возобновляемом источнике ценного технического сырья.

Рисовая шелуха состоит в основном из целлюлозы, лигнина и минеральной части, содержащей 92 ÷ 97 % диоксида кремния. Наличие в её составе диоксида кремния и углерода позволило предположить, что при определенном их соотношении могут быть найдены оптимальные условия для образования карбида кремния. Реализация процесса получения аморфного диоксида кремния повышенной чистоты, возможна после удаления из исходного сырья всех «нежелательных» компонентов.

Карбид кремния представляет интерес для полупроводниковой и электротехнической промышленности. Поликристаллический карбид кремния используется как жаропрочный, абразивный, антикоррозионный и конструкционный материал.

Аморфный диоксид кремния находит применение в производстве электронных приборов радио и телеаппаратуры, в косметике, медицине, при производстве новых материалов с уникальными свойствами.

Возникает необходимость разработки процессов, позволяющих получать вышеуказанные материалы определенной структуры и со специфическими свойствами, что и явилось целью проводимых исследований.

Для определения физико-химических основ предлагаемых процессов выполнен комплекс теоретических и экспериментальных исследований, включающих термодинамический анализ, изучение кинетики, определение оптимальных технологических параметров и установление пространственно-временных характеристик с целью разработки аппаратного оформления и технологии.

Термодинамические расчеты и последующий анализ полученных результатов позволили определить условия образования в равновесном состоянии максимального количества целевого продукта при минимальных энергозатратах, т.е. определить оптимальные границы значений основных технологических параметров.

Термодинамические расчеты выполнялись с использованием стандартного программного комплекса ASTRA 4.0, который определяет равновесные составы на основе нахождения максимума энтропии системы [3]. Исследования проводили в температурном интервале 300 ÷ 3000 К и давлении 0,1 МПа. Конденсированные вещества рассматривались в виде отдельных фаз. Газовая фаза представлена как смесь идеальных газов. В ходе расчетов учитывались в конденсированном состоянии: SiO_2 ; SiC ; C ; Si ; в газовой фазе: H ; H_2 ; H_2O ; OH ; H_2O_2 ; HCN ; HNO ; HNO_2 ; O ; O_2 ; C ; CO ; CO_2 ; CH_4 ; C_2H ; C_2H_2 ; C_3H ; C_4H_2 ; CHO ; CHO_2 ; CH_2O ; CN ; N ; N_2 ; N_2C ; NO ; N_2O ; NO_2 ; NH ; NH_2 ; NH_3 ; NCO ; SiO_2 ; SiH ; SiH_2 ; Si_2 ; Si ; Si_2C ; SiC_2 ; SiH_3 ; SiN .

Исследовалась рисовая шелуха следующего химического состава, мас. %: SiO_2 – 22,24; C – 35,77; O_2 – 36,59; H_2 – 5,05; N_2 – 0,32.

Термодинамические расчеты показали [4, 5], что максимальный выход карбида кремния наблюдается при ведении процесса в инертной среде в температурном интервале (1750 – 2200 К). Процесс характеризуется достаточно высокими значениями энергозатрат, $\approx 15,5$ кВт/кг. С целью уменьшения удельных энергозатрат предложено термолиз проводить в две стадии. Полагая, что образование карбида кремния идет по реакции:



можно сделать вывод, что для полноты превращения исходных компонентов в SiC , необходимо соблюдать мольное соотношение $\text{C}:\text{SiO}_2 = 3:1$ [6]. Согласно химическому составу сырья, в нем содержатся избыточные углерод и кислород.

Термодинамический анализ первой стадии позволил установить оптимальную температуру предварительного обжига – $T_{\text{пр.об.}}$, обеспечивающую необходимое мольное соотношение $\text{C}:\text{SiO}_2$, зависимость

которой от относительной массовой концентрации воздуха $Y = \frac{\text{масса воздуха}}{\text{масса сырья}} \cdot 100\%$ аппроксимирована

на многочленом:

$$T_{\text{пр.об}} = 982,53 + 3,1688 Y + 0,6804 Y^2 + 0,0108 Y^3 - 0,0005 Y^4. \quad (2)$$

На второй стадии реализуется процесс последующей термообработки в среде аргона. Зависимость равновесных составов от температуры на второй стадии процесса представлена на рис.1. Конденсированная фаза в исследуемом интервале температур содержит: SiO_2 – (1000...1850) К; С – (1000...1800) К; Н – (2550...2900) К; SiC – (1800...2950) К. Как следует из термодинамических расчетов двухстадийная схема процесса позволяет снизить удельные энергозатраты в три раза.

Термодинамический анализ процесса получения аморфного диоксида кремния проводили, моделируя различные режимы и способы ведения процесса. Реализация процесса в воздушной среде, при массовом соотношении сырье/воздух = 1/1 (рис. 2) позволяет получать в составе конденсированной фазы диоксид кремния в интервале температур 500 – 3000 К. Следует учитывать, что после 850 К начинаются процессы кристаллизации аморфного диоксида кремния.

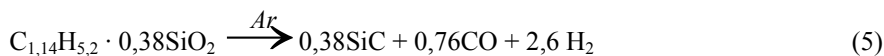
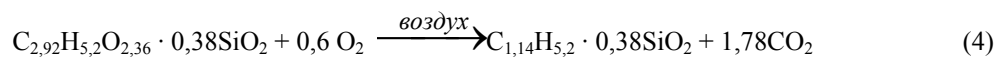
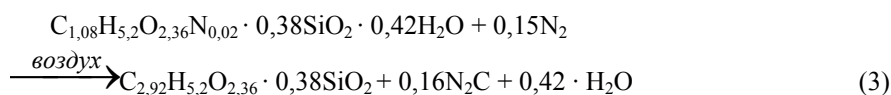
Практически аналогичная картина наблюдается при термообработке исходного сырья в атмосфере водяного пара. При массовом соотношении сырье/водяной пар = 1/1 конденсированный углерод присутствует, в равновесной смеси до температуры 550 К. Дальнейшее повышение температуры позволяет получать диоксид кремния в чистом виде. Расчеты показали, что уменьшение доли воздуха или водяного пара в реакционной смеси смещает границу существования конденсированного углерода в смеси с диоксидом кремния в сторону более высоких температур вплоть до 900 К.

Положительные результаты получены при ведении процессов термолиза в среде чистого кислорода.

Оценка уровня теоретических энергозатрат показала, что при прямом термолизе исходного сырья, их значения варьируются от 3 до 6 кВт/кг в зависимости от состава газовой среды и конечной температуры процесса.

Исследовался двухстадийный процесс получения диоксида кремния, когда на первой стадии удаляется химическим или термическим путем часть органической части (целлюлозы, гемицеллюлозы или лигнина). Уровень теоретических энергозатрат, согласно термодинамическим расчетам, снижается практически в два раза.

Уточнение оптимальных значений температуры, состава внешней газовой среды, определение продолжительности процесса основано на изучении кинетики образования карбида кремния, которое базировалось на обработке результатов термогравиметрических неизотермических исследований. На основании данных дериватограмм и с учетом предшествующих термодинамических исследований двухстадийный процесс описывается следующими суммарными химическими реакциями.



Для удобства при выполнении теоретических расчетов компоненты в реакциях (3), (4) и (5) обозначили согласно данным табл. 1.

Таблица 1 - Обозначения компонентов реакций (3), (4), (5)

Компонент	Обозначение
$\text{C}_{3,08}\text{H}_{5,2}\text{O}_{2,36}\text{N}_{0,02} \cdot 0,38\text{SiO}_2 \cdot 0,42 \cdot \text{H}_2\text{O}$	n_1
$\text{C}_{2,92}\text{H}_{5,2}\text{O}_{2,36} \cdot 0,38\text{SiO}_2$	n_2
$\text{C}_{1,14}\text{H}_{5,2} \cdot 0,38\text{SiO}_2$	n_3
N_2C	n_4
H_2O	n_5
CO_2	n_6
CO	n_7
SiC	n_8
H_2	n_9

Согласно химическим реакциям и принятым обозначениям (табл. 1) составлена система уравнений, описывающая процесс термолитического разложения рисовой шелухи с образованием карбида кремния следующего вида:

$$\frac{dn_1}{d\tau} = -k_1 n_1, \quad (6)$$

$$\frac{dn_2}{d\tau} = k_1 n_1 - k_2 n_2, \quad (7)$$

$$\frac{dn_3}{d\tau} = k_2 n_2 - k_3 n_3, \quad (8)$$

$$\frac{dn_4}{d\tau} = 0,16 k_1 n_1, \quad (9)$$

$$\frac{dn_5}{d\tau} = 0,42 k_1 n_1, \quad (10)$$

$$\frac{dn_6}{d\tau} = 1,78 k_2 n_2, \quad (11)$$

$$\frac{dn_7}{d\tau} = 0,76 k_3 n_3, \quad (12)$$

$$n_8 = 0,38 (n_1^0 - n_1 - n_2 - n_3), \quad (13)$$

$$n_9 = 0,5 (6,04 n_1^0 - 6,04 n_1 - 5,2 n_2 - 5,2 n_3 - 2 n_5). \quad (14)$$

Для определения кажущейся энергии активации и предэкспоненциального множителя реакций (3) и (4) на кривой дифференциального изменения энтальпии (ДТА) определялись пики, отвечающие реакциям разложения вещества. По экстремальным значениям пиков установили две опорные температуры T_s для реакции (3) 103 °C (273 K) и для реакции (4) 500 °C (773 K), соответственно [7]. По кривой изменения массы образца (ТГ) определили ее значение W при опорной температуре $T_s=103^\circ\text{C}$, а также массу образца при $T=T_s\pm\theta$, где условная температура $\theta_1=\pm 10^\circ\text{C}$ и $\theta_2=\pm 20^\circ\text{C}$.

По полученным данным строилась зависимость $W^* = \ln \ln \frac{W_0 - W_k}{W - W_k}$ от условной температуры θ на основании уравнения [8]:

$$\ln \ln \frac{W_0 - W_k}{W - W_k} = \frac{E \theta}{RT_s^2}, \quad (15)$$

где W_0 , W_k и W – значения начальной, конечной и текущей, при данной температуре T , массы образца; E – энергия активации Дж/моль; R – универсальная газовая постоянная, Дж/моль·К.

Зависимость (15) аппроксимировали линейными уравнениями:

$$\text{для } T_s=376 \text{ K} \quad W_1^* = 0,0507 \theta - 0,5798 ;$$

$$\text{tg } \varphi_1 = 0,0507 ;$$

$$\text{для } T_s=773 \text{ K} \quad W_2^* = 0,0037 \theta + 0,4626 ;$$

$$\text{tg } \varphi_2 = 0,0037 .$$

Подставляя в формулу:

$$E = RT_s^2 \cdot \text{tg } \varphi, \quad (16)$$

полученные значения тангенсов угла наклона прямой – $\text{tg } \varphi$, построенной в координатах

$\ln \ln \frac{W_0 - W_k}{W - W_k} = f(\theta)$, к оси абсцисс, определили кажущуюся энергию активации.

Для определения предэкспоненциального множителя использовали уравнение [8]:

$$\frac{E}{RT_s} = \frac{k}{u} \cdot n \cdot C^{n-1} \cdot e^{\frac{E}{RT_s}}, \quad (17)$$

где k – предэкспоненциальный множитель, с^{-1} ;

u – скорость нагревания образца, К/с;

n – величина, формально аналогичная порядку реакции;

C – массовая доля непрореагировавшего вещества $C = \frac{W - W_k}{W_0 - W_k}$.

Считая, что $n \cong 1$, получаем:

$$k = \frac{u \cdot E}{k \cdot T_s^2 \cdot \frac{E}{RT_s}} \quad (18)$$

Результаты вычислений сведены в табл. 2.

Таблица 2 – Результаты кинетических расчетов и значения констант

№ п/п	Реакция	T, К	θ , к	W_0 , мг	W_k , мг	W, мг	W^*	k, с ⁻¹	E, кДж/моль
1	(3)	376	-20	200	185,15	199,18	-2,87	$1,61 \cdot 10^6$	59,56
			-10			195,88	-1,12		
			0			193,40	-0,53		
			10			190,93	-0,06		
			20			188,45	-0,41		
2	(4)	773	-20	185,15	39,66	72,73	0,39	$3,2 \cdot 10^{-2}$	23,77
			-10			71,40	0,42		
			0			69,42	0,46		
			10			67,77	0,50		
			20			65,79	0,54		

Кинетические константы для реакции (5) по литературным данным [9] имеют значения:

$$k = 1,31 \cdot 10^7 \text{ с}^{-1}; E = 340 \text{ кДж/моль}.$$

В результате решения системы уравнений (6) – (14) получены временные характеристики процесса получения карбида кремния в интервале скоростей нагревания образцов 0,1 – 1,0 К/с.

Зависимость времени образования карбида кремния от скорости нагревания u , К/с представлена на рис. 3. Из рисунка видно, что при реализации процесса в неизотермических условиях, сырьевой материал следует нагревать со скоростью, что лежит в пределах 0,15 ÷ 0,4 К/с.

Увеличение скорости нагрева свыше 0,4 К/с не приводит к существенному уменьшению продолжительности процесса. Это свидетельствует о том, что стадией, лимитирующей процесс, является реакция карбидообразования. На основании полученных данных, можно предположить, что при скоростях нагрева образцов в пределах 0,15 ÷ 0,4 К/с, процесс идет в диффузионной области, при увеличении скорости нагрева выше 0,4 К/с - в кинетической. Ввиду того, что стадия образования карбида кремния идет в кинетической области, продолжительность этой стадии не зависит заметно от скорости подвода тепла. Поэтому при расчетах температуру системы увеличивали с постоянной скоростью 0,167 К/с до достижения определенного значения T^1 , а затем стабилизировали. На рис. 4 показано распределение во времени компонентов процесса термолитиза рисовой шелухи при данной скорости нагрева.

Анализ теоретических расчетов показал, что в интервале значений максимальной температуры нагрева образцов (1700...1800) К обеспечивается максимальный выход карбида кремния. Время процесса составляет $9 \cdot 10^3$ с (2,5 ч).

Проведенные эксперименты подтвердили результаты теоретических расчетов. Термообработка рисовой шелухи при вышеопределенных режимах позволила получать карбид кремния с чистотой 96 – 98%. Основной примесью является кристаллический диоксид кремния.

Экспериментальные исследования процесса получения аморфного диоксида кремния показали преимущества двухстадийного способа. Исследованы различные варианты технологических схем. Двухстадийная термообработка, включающая предварительный обжиг в воздушной среде, с удалением примерно 40 % органической части и окончательный обжиг в атмосфере кислорода позволило получать аморфный диоксид кремния технической квалификации.

Для получения диоксида кремния повышенной чистоты, предложено на первом этапе часть органической составляющей удалять химическими методами. Образующийся остаток подвергается термообработке в кислородной среде.

Таким образом, на основе термодинамических и кинетических исследований определены физико-химические основы процессов получения карбида кремния и аморфного диоксида кремния из рисовой шелухи. Результаты теоретических исследований подтверждены экспериментально.

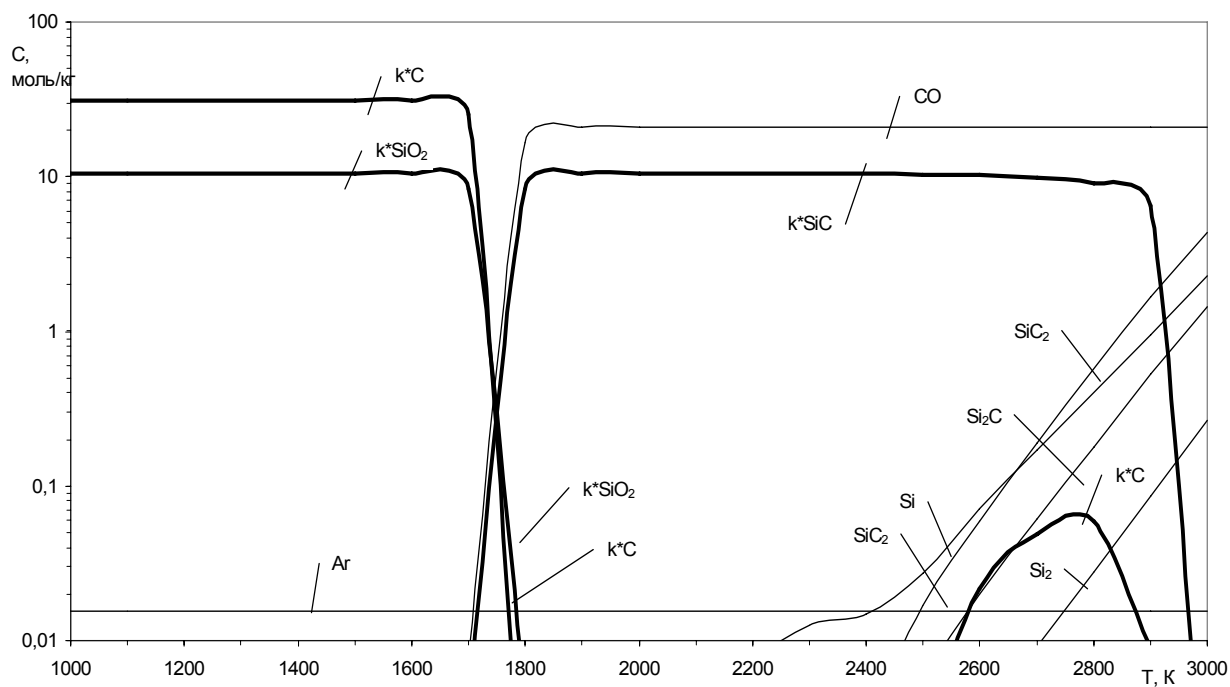


Рис. 1 - Температурная зависимость равновесных составов при термическом пиролизе предварительно обожженной рисовой шелухи ($T_{пр.об.}=1008\text{ K}$, $P=0,1\text{ МПа}$)

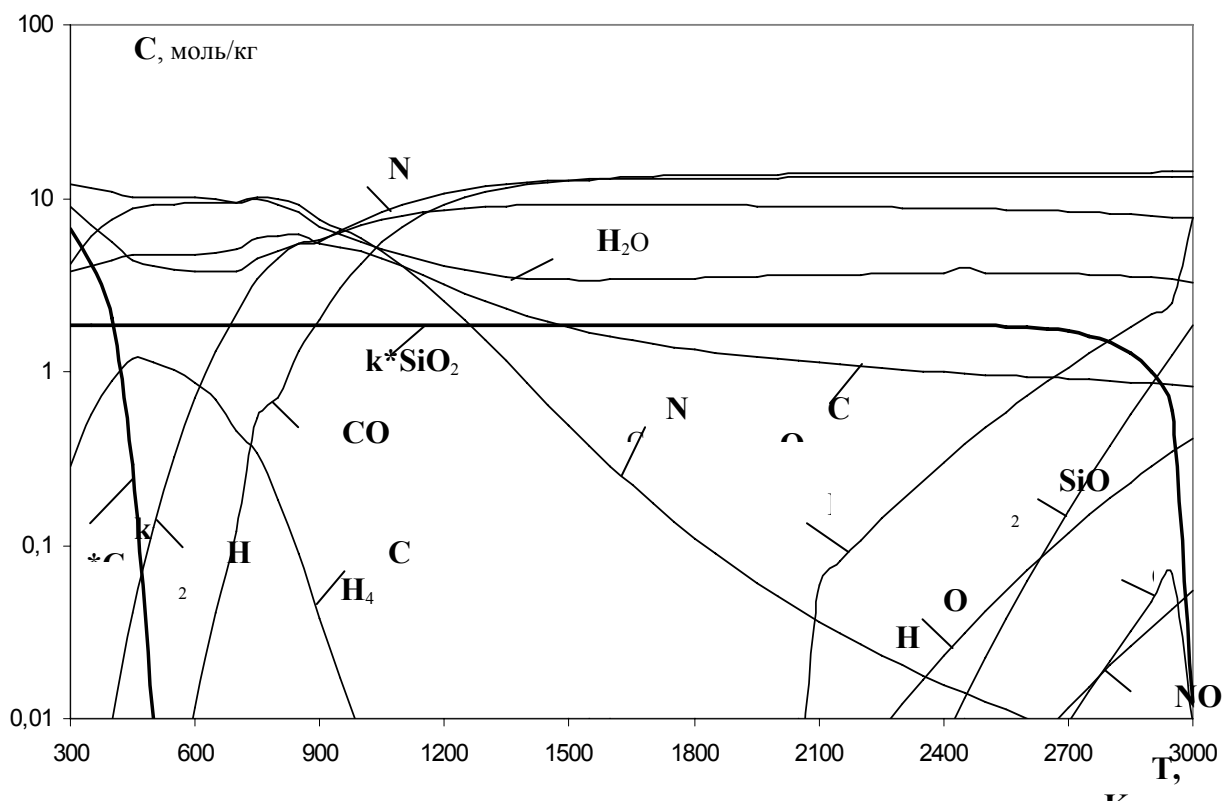


Рис.2 – Температурная зависимость равновесных составов при термообработке рисовой шелухи в присутствии воздуха ($P=0,1\text{ МПа}$)

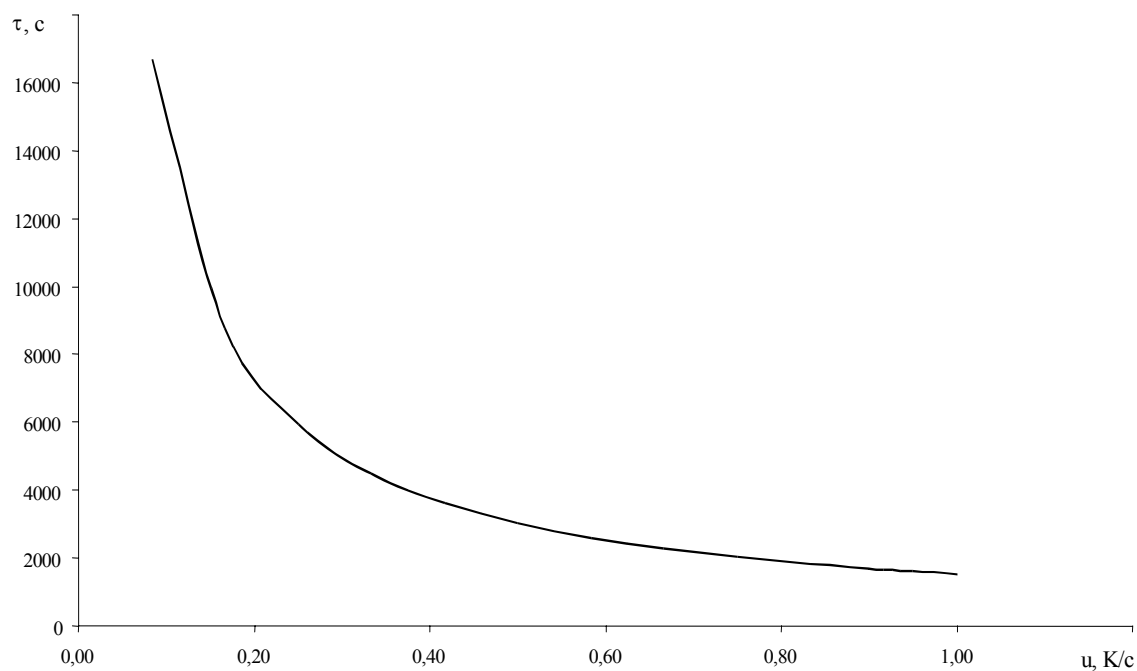


Рис. 3 – Зависимость времени образования карбида кремния от скорости нагревания образца

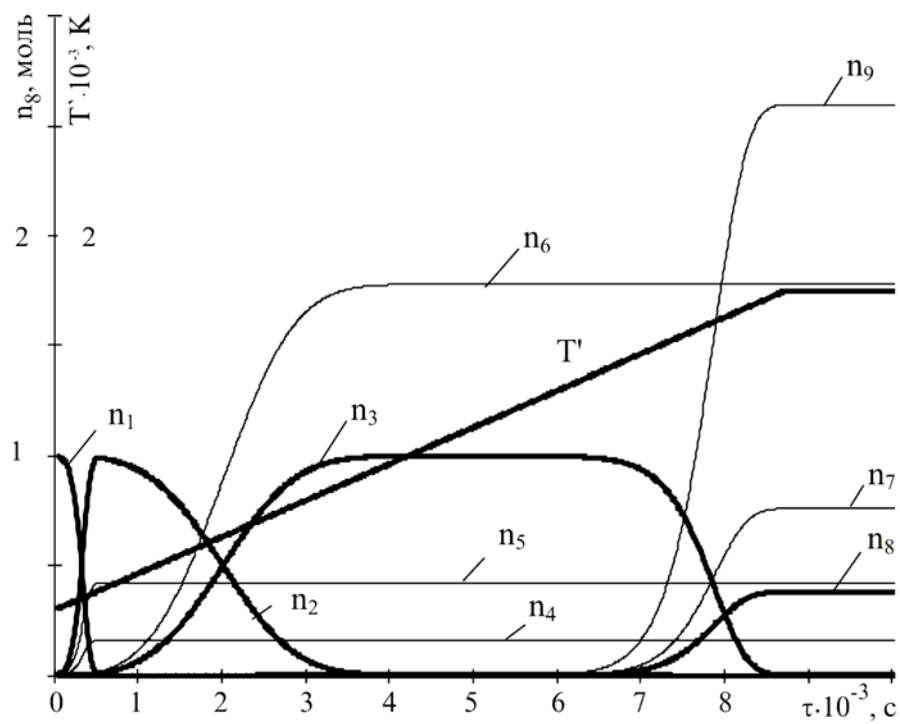


Рис. 4 – Временное распределение компонентов процесса термической переработки рисовой шелухи в неизотермических условиях при максимальной температуре нагрева $T' = 1750 \text{ К}$.

Література

1. Гнесин Г.Г. Карбидокремниевые материалы. – М.: Металлургия, 1977. – 216 с.
2. Таиров Ю.М. Методы получения кристаллов карбида кремния и перспективы их развития // Карбид кремния. – К.: Наукова думка, 1966. – С. 182 – 188.
3. Применение ЭВМ для термодинамических расчетов металлургических процессов/ Синярев Г.Б., Ватолин Н.А., Трусов В.Т. и др. – М.: Наука. – 1982. – 261 с.
4. Сорока П.И., Попов А.В. Термодинамический анализ процесса получения карбида кремния из рисовой шелухи // Вопр. Химии и хим. технологии. – 2003. - № 1. – С. 142 - 145.
5. Сорока П.И., Попов А.В. Определение технологических параметров процесса получения карбида кремния из рисовой шелухи на основании термодинамических расчетов // Вопр. Химии и хим. технологии. – 2003. - №2. – С. 149 – 152.
6. Попов О.В., Сорока П.Г. Дослідження процесу обробки рисової лузги в середовищі повітря // Вопр. Химии и хим. технологии. – 2005. - №4. – С. 152 – 154.
7. Попов О.В., Сорока П.Г., Волкова С.А. Дослідження кінетики процесу отримання карбиду кремнію з рисової лузги // Вопр. Химии и хим. технологии. – 2005. - № 5. – С. 75 – 80.
8. Horovitz N.N., Mettger C.A. New analysis of the thermogravimetric tracic // Analytical Chemistry/ - 1963/ - Vol. 35. – № 10. – p. 1464-1468.
9. Jacob A., Johnson, Christine M. Hrenya, Alan W. Weimer. Yntrinsic reaction and self – diffusion kinetics for silicon carbide synthesis by rapid carbothermal reduction // Journal of American Ceramics Sociefy. – 2002. - № 9. – p. 2273-2280.

ГІДРОДИНАМІКА СУХОГО ДИСПЕРСНОГО МАТЕРІАЛУ (ЗАЛІЗООКИСНОГО ПІГМЕНТУ)

Ханик Я.М., Цюра Н.Я., Дулеба В.П.

Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Питання інтенсифікації та зменшення енергетичних затрат на здійснення процесів сушіння є актуальною проблемою як з погляду раціонального природокористування, так і з боку забруднення навколишнього середовища.

Нами проведено дослідження процесу сушіння залізоокисного пігменту методом фільтраційного тепломасообміну в стаціонарному шарі, обумовлені потребою вдосконалення технологічної схеми виробництва цього пігменту з метою зменшення енергетичних затрат на його виробництво та збільшення продуктивності технологічної лінії.

На першому етапі вивчення сушіння в щільному шарі встановлено залежність зміни гідравлічного опору шару сухого матеріалу від фіктивної швидкості руху теплоносія, що в значній мірі визначає економічну доцільність процесу.

На основі результатів експериментальних досліджень встановлений зв'язок між гідравлічним опором шару сухого залізоокисного пігменту від фіктивної швидкості руху теплоносія за висот шару 10; 20; $30 \cdot 10^{-3}$ м.

Залежність гідравлічного опору від фіктивної швидкості має параболічний характер для всіх висот шару матеріалу і крива обернена випуклістю до осі ординат. Відомі залежності $\Delta P = f(\omega)$ в цьому разі не можуть бути використані. Гідравлічний опір такого шару дисперсного матеріалу визначається його проникністю, яка характеризується коефіцієнтом проникності матеріалу.

Узагальнення результатів гідродинаміки сухого шару матеріалу залізоокисного пігменту здійснюється в координатах

$$P_1^2 - P_2^2 = f(G),$$

де P_1, P_2 – тиски над шаром дисперсного матеріалу і під перфорованою решіткою, Па;

G – масова витрата повітря, кг/с.

Дане узагальнення дало змогу визначити коефіцієнт проникності шару, який залежить від швидкості руху теплоносія. Ця швидкість змінювалась в діапазоні від 0 до 1,6 м/с (масова витрата повітря – від 0 до 0,02 кг/с). Отримані розрахункові залежності дають змогу прогнозувати гідравлічний опір шару сухого матеріалу від масової швидкості теплоносія, а, значить, обґрунтувати доцільність застосування сушіння досліджуваного матеріалу в щільному шарі під час руху теплоносія в напрямку до перфорованої решітки, на якій розміщений матеріал.

РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ В ТЕХНИКЕ ХИМИЧЕСКИХ ВОЛОКОН

Старчак В.Г., Иваненко К.Н., Алексеенко С.А., Буяльская Н.П.
Черниговский государственный технологический университет

Научно-технический прогресс в охране окружающей среды и ресурсосбережении невозможен без конструкционных сталей и сварных соединений высокого качества, технологичности, долговечности, экологической безопасности и надежности при эксплуатации в агрессивных наводороживающих средах экологически опасных производств [1–3]. К ним, как известно, относятся нефтехимические, химические производства (в частности техника химических волокон – ТХВ), предприятия энергетики, нефтегазового комплекса [4, 5]. Коррозионно-механические разрушения (КМР) сварных конструкций при участии водорода – причина (в 80% случаев) техногенных аварий и экологических катастроф, со значительными потерями материальных, энергетических ресурсов и людскими жертвами [2–4]. Риск техногенных аварий и накопление отходов (только в химическом производстве их около 1000 наименований с использованием лишь четверти из них) относятся, по оценке ООН, к числу наиболее угрожающих экологических проблем глобального уровня [4–10]. На техногенную безопасность и конструкционную прочность сварных конструкций оказывает значительное влияние чистота стали по неметаллическим включениям (НМВ). НМВ – ловушки водорода, очаги зарождения трещин в металле, играющие иницирующую роль в разрушении стали при сварке (холодные трещины в сварных соединениях), термической обработке, в процессе эксплуатации. Эффективная стратегия и экономический аспект техногенной безопасности предусматривает максимальное исключение риска возникновения экологических катастроф при минимальных затратах ресурсов. Этому научному принципу отвечают исследования и разработки способов повышения надежности сварных металлоконструкций, с учетом влияния НМВ, за счет уменьшения агрессивности рабочих сред и внедрения инновационных экотехнологий с использованием отходов производства и потребления, как вторичных ресурсов, и с обеспечением охраны окружающей среды.

Цель работы заключалась в разработке и научном обосновании комплексной системы обеспечения ресурсосбережения и техногенной безопасности эксплуатации сварных конструкций в агрессивных средах ТХВ (вискозное производство), с учетом НМВ и с получением интегрированного технико-экономического и социально-экологического природоохранного эффекта.

Методология исследования – системный подход с привлечением декомпозиции как метода создания иерархии элементов, с учетом эмерджентности системы [11] научно-технического обеспечения техногенно-экологической безопасности эксплуатации сварных конструкций. Для разработки технологического режима сварки с регулируемым охлаждением, оптимальных синергичных защитных композиций – СЗК и покрытий на утилизированных отходах производства (ЧПО “Химволокно”, РХЗ “Азот” – МП, НДК, КУБ, фосфогипс – ФГ, ЗКХЗ – КУС и др.) и потребления (некондиционные, по срокам годности, фармпрепараты – НФП, как синергичные добавки – СД), проведены теоретические и экспериментальные исследования с использованием комплексной системы оценки их технико-экономической и социально-экологической эффективности. В работе для этого привлечены химические, физические, физико-химические методы анализа (спектральный анализ: ИК-, УФ-, Оже- и X-спектры, фотоэлектроколориметрия, электрохимические измерения, гравиволуметрия) и физико-механические испытания (на водородную хрупкость – ВХ, коррозионное растрескивание – КР, малоцикловую усталость (МЦУ) – основные виды КМР) [12].

При формировании вискозного волокна в осадительной ванне, пластификации кордного волокна применяются 0,1...1,5 М растворы H_2SO_4 , разлагающие тиокарбонаты с выделением активного стимулятора коррозии, наводороживания – H_2S . Поэтому, в качестве агрессивных сред выбраны растворы H_2SO_4 , а также HCl , $NaCl$ с добавкой H_2S и без него, $NaCl$, органические кислоты: сукцинатная, оксалатная (ОК), смесь HCl + ОК, двухфазные среды, имеющие значение для очистных сооружений и нефтегазового комплекса и др. Исследовали стали X18H10T и сталь 20, программного загрязнения НМВ (сульфидами – С, оксидами – О, нитридами – Н, пластичными силикатами – ПС), 16ГНМА; отдельные зоны сварных соединений стали 09Г2ФБ (зона термического влияния – ЗТВ, сварной шов – СШ, основной металл – ОМ) и др.

Некоторые из полученных результатов представлены на рис.1 – 3, табл.1, 2. Анализ корреляционной зависимости тока обмена по водороду $i_{H_2}^0$ (как меры активности металла) от работы выхода электрона Φ_m (рис.1а) показывает, что минимальные $i_{H_2}^0$ наблюдаются на стали 20 ПЗ и X18H10T с Н (0,036 и 0,069 А/м²), что отвечает наименьшим значениям Φ_m (5,25 и 5,29 эВ). Максимальные $i_{H_2}^0$, Φ_m на сталях с С (0,74, 1,0А/м² и 5,44, 5,46эВ). Минимальные значения Φ_m на стали с Н могут способствовать активизации по-

верхностной модификации стали синергичными защитными композициями за счет интенсификации п-диффузионного взаимодействия, с переносом заряда с металла на лиганд (минимальная Φ_m).

Влияние температуры, степени деформации стали ПЗ на ток обмена по водороду, показано на рис.1б, в, на примере нитридов (Н) и сульфидов (С) в 0,1н. H_2SO_4 . Сульфидные включения во всех случаях повышают i_H^0 – максимальное значение наблюдается при 313 К ($i_H^0=6,31 A/M^2$). С повышением температуры i_H^0 растет. Более чувствительны к температуре – нитриды титана: коэффициент Вант-Гоффа выше, чем у С в 1,3 раза при $\varepsilon = 0$ и в 3,4 раза при $\varepsilon = 0,4 \%$ (рис.1б,в). С повышением Т ток обмена по водороду на деформированной стали 20 с Н растет экспоненциально по сравнению с $\varepsilon = 0$ (от 1,1 до 4,6), а на стали с С снижается от 6,3 (при 293 К) до 3,8 (при 313 К) по прямолинейной зависимости. Кратность повышения i_H^0 на стали 20 с С против Н составляет:

Т, К	293	303	313
$\varepsilon = 0$	3,1	2,2	1,7
$\varepsilon = 0,4$	17,5	5,0	1,5

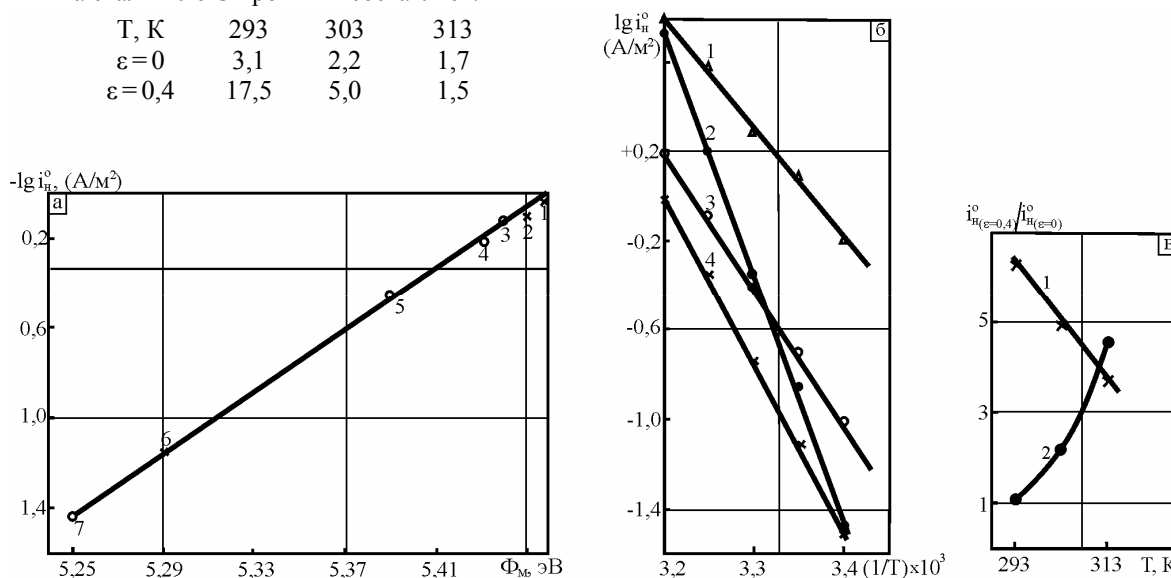


Рис. 1 – Корреляционная зависимость $lg i_H^0 = f(\Phi_m)$ стали 20 ПЗ (о) и X18H10T (х), $\varepsilon = 0$, в H_2SO_4 ; 1,3 – С, 2,4 – О, 5 – ПС, 6,7 – Н (а); $lg i_H^0 = f(1/T)$ от НМВ на стали 20 в 0,1н. H_2SO_4 ; 1,3 – С, 2,4 – Н; 1,2 – $\varepsilon = 0,4\%$, 3,4 – $\varepsilon = 0$ (б); влияние степени деформации стали 20 ПЗ и Т на i_H^0 в 0,1н. H_2SO_4 ; 1 – С, 2 – Н (в)

Наибольшая чувствительность к деформированному состоянию проявляет сталь при $T=293$ К. Она снижается при повышении температуры от 293 К до 313 К в 11,7 раз. На недеформированной стали ($\varepsilon=0$) с ростом Т кратность повышения $i_H^0(C) / i_H^0(H)$ уменьшается в 1,8 раза. В HCl i_H^0 меньше, чем в H_2SO_4 . Кратность уменьшения составляет:

НМВ	Н	О	ПС	С
pH1	1,3	1,8	1,5	2,0
pH0	2,6	6,0	3,3	7,0

Таким образом, i_H^0 в H_2SO_4 увеличивается в сравнении с HCl с повышением кислотности раствора от 2,0 у Н до 3,5 у С. Скорость саморастворения стали с разными НМВ в нейтральной среде меньше, чем в 0,1 н. HCl в 5...25,9 раз. По опасности НМВ в стали 20 ПЗ можно составить такие ряды: 3% $NaCl$ по i_c , i_k : $ПС > С > Н > О$, по i_a : $ПС > С > О > Н$.

0,1н. HCl по i_c , i_a : $С > О > ПС > Н$, по i_k : $О > ПС > С > Н$.

Величина потенциала саморастворения E_c заметно зависит от типа среды 1 – 4. Он максимальный в среде 1 (3 % $NaCl$), где E_c уменьшается на 30 мВ (от Н до С). Добавка C_6H_{14} , CH_3OH (среда 3) обуславливает максимальное смещение E_c (на 40 мВ), также от Н к С. Присутствие в средах 2 и 4 H_2S значительно уменьшает E_c : на 150...160 мВ (максимально у Н). Разница между E_c стали с НМВ уменьшается до 20 мВ – в (2) и до 25 мВ – в (4). На рис. 2 показано влияние разных агрессивных сред (1 – 4), в т.ч. двухфазных (3, 4), на показатели их физико-химического взаимодействия со сталью X18H10T в 3 % $NaCl$, с разными добавками (Д). Минимальные значения i_c были на стали X18H10T ПЗ в среде 1 (3 % $NaCl$), максимальные – в (4) – двухфазной среде с добавками к 3 % $NaCl$: C_6H_{14} , CH_3OH и H_2S , 1,7 г/л. Во всех средах (1 – 4) максимальная опасность НМВ – на стали с С:

	C > O > H (1)	C > H > O (2 – 4)
по i_k	C > H > O (1,3)	H > O > C (2, 4)
по i_a	C > O > H (4)	

В (1) и (3), при отсутствии H_2S , минимальную опасность имеют О. В (2) и (4), с добавкой H_2S , наименьшую опасность представляют Н. Это связано, в первую очередь, с механизмом катодной реакции, водородного перенапряжения, приближающихся в (2) и (4) – к замедленной рекомбинации, по порядку реакции (ионам H^+) – “n”:

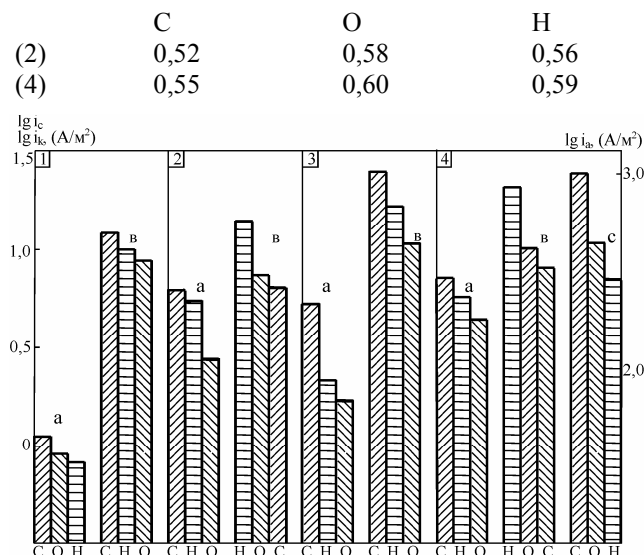


Рис. 2 – Кинетические показатели взаимодействия агрессивной среды (3 %NaCl) со сталью X18H10T ПЗ (C, O, H), $\varepsilon=0,4$ %; 1-4 среды: 1 – без Д, 2 – с Д (H_2S), 3 – с Д (C_6H_{14} , CH_3OH), 4 – с Д (H_2S + C_6H_{14} + CH_3OH); а – $lg i_c$, в – $lg i_k$, с – $lg i_a$

Замедленная рекомбинация обуславливает большую опасность С и О, так как скорости катодного восстановления водорода на этих сталях меньше, чем с Н в 2,2...2,7 раз в (2) и в 2,2...2,5 раз в (4). Замедление реакции рекомбинации: $H_{ад} + H_{ад} = H_2$, приводит к накоплению водорода на поверхности металла и увеличению наводороживания этих сталей. Напротив, высокие i_k на стали с Н, способствуют отводу водорода: $2H_{ад} \rightarrow H_2 \rightarrow nH_2 \uparrow$ и значительно уменьшают опасность НМВ относительно наводороживания и возможного водородного охрупчивания.

Роль энергетического загрязнения – электромагнитного поля (ЭМП), в частности, его составляющих – электрического (ЭП) и магнитного (МП), показано на рис. 3, табл.1, 2. СЗК на НФП обеспечивают максимальную защиту на сварном шве (СШ): $\gamma_c=8,9$; $\gamma_k=7,2$, $\gamma_a=14,4$; по γ_a : СШ > ОМ > ЗТВ, по γ_k : СШ > ЗТВ > ОМ ($\gamma_k=2,1$).

Поляризационное сопротивление R_p сварных соединений в 0,1 М НСl в ЭП и МП приведены в табл.1. Как видно, в отличие от ЭП, в МП зоны СС – ОМ, СШ более активны с СЗК, чем без защиты, на ЗТВ наблюдается небольшое увеличение R_p . Таким образом, МП отрицательно действует на эффективность защиты отдельных зон СС. R_p (табл.2) в H_2S -средах значительно зависит от анионного состава среды: в 1 М НСl эффективность защиты СС (против значений в 0,1 М НСl) снижается максимально (более чем в 50 раз) по анодному растворению СС (без охлаждения), тогда как СС с охлаждением – только в 2,6 раза. Потери металла максимальны в 1 М НСl + H_2S , несколько ниже они в 1 М H_2SO_4 + H_2S . Защитные покрытия на ЭП-смолах (ЭПС), модифицированных КУС, К, МП, ФГ проявили высокую эффективность в H_2S -средах ТХВ: $z = 92...98$, $\beta = 73...76$, $K_n = 82...85$ %. Разработанные СЗК, ЗП отвечали требованиям экологической безопасности по ряду дифференцированных показателей.

Выводы.

1. Ресурсосбережение и техногенная безопасность сварных металлоконструкций в ТХВ обеспечивается рациональным выбором НМВ и технологического режима сварки с охлаждением, применением разработанных СЗК на вторичных ресурсах – НФП, К, КУБ, МП и ЗП, на основе ЭПС, модифицированных КУС, К, МП, ФГ. Экономия дефицитных ЭПС составляет 40...50 %.

2. Природоохранный эффект обеспечивается сокращением более, чем на порядок, вредных выбросов в атмосферу при сварке, уменьшением загрязненности ОС продуктами коррозии, предотвращением техногенных аварий за счет увеличения стойкости СС к КМР: водородной хрупкости, растрескиванию и малоциклового усталости защитными композициями и покрытиями.

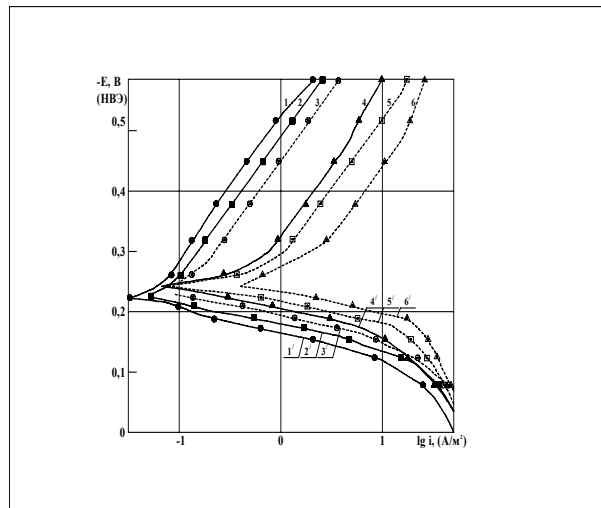


Рис. 3 – Влияние ЭП ($f=100$ кГц, $E=100$ В/м) на катодное восстановление водорода (1-6) и анодное растворение (1' – 6') сварных соединений стали 09Г2ФБ (сварка с охлаждением) в 0,1 М НСl
1, 3 – ОМ, 2, 5 – СШ, 4, 6 – ЗТВ (пунктир – без защиты), 1, 2, 4 – с СЗК на НФП, К, КУБ

Таблица 1 – Поляризационные сопротивления – R_p сварных соединений стали 09Г2ФБ в 0,1 М НСl в ЭП, МП

Зона СС	ЭП ($f=100$ кГц, $E=100$ В/м)		МП ($f=100$ кГц, $H=5$ А/м)	
	1	2	1	2
ОМ	134,2	321,9	84,7	21,3
ЗТВ	11,7	42,7	41,5	48,7
СШ	28,5	254,1	58,6	21,3

*/ 1 – без защиты, 2 – с СЗК на НФП, К, КУБ, сварка с охлаждением

Таблица 2 – R_p в H₂S-средах (1,7 г/л) на СС стали 09Г2ФБ

СС	0,1М НСl + H ₂ S		1М НСl + H ₂ S		1М H ₂ SO ₄ + H ₂ S	
	1	2	1	2	1	2
С охлад.	9,3	35,3	4,6	9,3	5,3	6,7
Без охлад.	3,9	22,3	3,6	12,8	8,9	17,7

*/ 1 – без защиты, 2 – с СЗК на НФП, К, МП

Литература

1. Промышленность Украины: путь к энергетической эффективности. – Киев: Е.С. – Energy Centre Kiev, Ukraine, Denmark, 1995. – 197 с.
2. Сучасне матеріалознавство ХХІ сторіччя / Відповід. редактор – акад. І.К. Походня. – Київ: Наук. думка, 1998. – 658 с.
3. Механіка руйнувань матеріалів і міцність конструкцій / Під ред. акад. В.В.Панасюка. – Львів: Камениар, 1999. – Т.1. – 352 с., Т.2. – 346 с., Т.3. – 286 с.
4. Національна доповідь про стан навколишнього природного середовища в Україні. – К.: Мін. охор. НПС та ядерної безпеки, 1995. – №3. – 110 с.
5. Дорогунцов С., Федорищева А. Виробництва підвищеного техногенного ризику – джерело формування конфліктів в Україні // Економіка України. – 1995. – №9. – С. 14-23.
6. Козьменко С.Н. Экономика катастроф. – К.: Наук. думка, 1997. – 203 с.
7. Сафонов В.С. Проблемы экологии и ресурсосбережения в промышленности. – Самара: СПИ, 1991. – 123 с.
8. Кокошкин К.Б. Проблемы определения ущерба от техногенных катастроф в современных условиях // Вестн. Моск. ун-та. – 1995. – №3. – С. 52-62.
9. Старчак В.Г. Резервы экономии металлоресурсов. – К.: Об-во Знание УССР, 1983. – 48 с.
10. Маршалл В. Основные опасности химических производств. – М.: Мир, 1989. – 672 с.

11. Екологічне управління / В.Я. Шевчук, Ю.М. Саталкін, Г.О. Білявський та ін. – К.: Либідь, 2004. – 432с.
12. Наукові основи підвищення екологічної безпеки металоконструкцій модифікацією їх поверхні в протикорозійному захисті / В.Г. Старчак, Н.П. Буяльська, С.Д. Цибуля, С.О. Олексієнко, К.М. Іваненко // Фіз.-хім. механіка матер. – Спецвипуск №4. – 2004. – Т.2. – С.853-859.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ УСЛОВИЙ ДЛЯ ОБРАЗОВАНИЯ ГРАНУЛЫ ПОРИСТОЙ СТРУКТУРЫ

Кочергин Н.А.

Сумской государственной университет, г. Сумы

В последнее время для сельскохозяйственных нужд широко применяется гранулированная аммиачная селитра. Аммиачная селитра имеет уникальные свойства, одновременно с тем, что ее используют как удобрение, она является составной частью многих простейших взрывчатых веществ, которые в основном используются в горнодобывающей промышленности. Но для этих целей, по своим свойствам лучше подходит пористая аммиачная селитра, производство которой в Украине отсутствует.

Были проведены сравнительные исследования методов получения гранулированной аммиачной селитры и пористой аммиачной селитры, в результате чего было выбрано направление теоретических и экспериментальных исследований [1].

Разработка новых способов получения гранул пористой структуры позволила создать новые способы гранулирования [2, 3, 4, 5] из расплавов, растворов и суспензий, основанных на усовершенствовании динамики движения гранул.

Для того чтобы получить гранулу заданной структуры нужно создать необходимые термодинамические и гидродинамические условия в рабочей зоне гранулятора. Чтобы решить эту задачу, необходимо узнать какие физические явления происходят в грануле в момент формирования пористой структуры. С этой целью было проведено экспериментальное исследование по удалению влаги из гранулы аммиачной селитры методом сушки при различных температурах и различных начальных влагосодержаниях. Эксперимент позволил установить закономерности, которым подчиняется процесс испарения влаги из гранулированной аммиачной селитры.

В результате обработки экспериментальных данных и сравнения их с теоретическими расчетами были найдены скорости сушки в разные периоды времени по методике предложенной Лыковым [6], который занимался сушкой других веществ. По полученным экспериментальным данным изучается механизм проникновения тепла в гранулу.

В результате эксперимента были получены гранулы пористой структуры, исследование которых на масловбирающую способность показало, что она составляет 15,3 %. Обычно она колеблется от 10 до 18 %, в то время как у обычной гранулированной аммиачной селитры она не превышает 7 – 8 %.

Полученные данные позволяют управлять структурой гранул за счет подбора термодинамических и гидродинамических режимов в рабочей зоне гранулятора, а также создать инженерную методику расчета.

Литература

1. Кочергин М.О., Склабинський В.І. // Вісник Сумського державного університету. – 2004. – №13(72). – С. 89-92.
2. Пат. №46560А UA, МКІ В01J2/16. Спосіб гранулювання розплавів, розчинів і суспензій і пристрій для його здійснення / О.В. Парьохін, В.І. Склабинський. – Бюл. №5, 15.05.2002.
3. Пат. №39024А UA, МКІ В01J2/16. Спосіб гранулювання розплавів, розчинів і суспензій і пристрій для його здійснення / О.В. Парьохін, В.І. Склабинський. – Бюл. №4, 15.05.2001
4. Пат. №69624 UA, МКІ В01J2/16. Спосіб гранулювання розплавів, розчинів і суспензій і пристрій для його здійснення / В.І. Склабинський, В.М. Маренок, М.О. Кочергін. – 2004.
5. Пат. №2232628 RU, МПК В01J2/16. Способ гранулирования жидкого материала и устройство для его осуществления / Калужников В.В., Склабинский В.И., Кочергин А.Н., Модестов В.Б., Кочергин Н.А., Чернышов А.Н. – 2004.
6. Лыков А.В. Теория сушки. – М.: Государственное энергетическое издательство, 1950. – 416 с.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССОВ ОПРЕСНЕНИЯ МОРСКОЙ ВОДЫ И ОБЕЗВОЖИВАНИЯ СТОЧНЫХ ВОД МЕТОДОМ БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАНИЯ

Евдокимова О.А., Коваленко Е.А.

Одесская национальная академия пищевых технологий

1. Актуальность опреснения морской воды и обезвоживание сточных вод

Вода – самое распространенное вещество на Земле: 3/4 поверхности земного шара покрыты морями, океанами, озерами, реками, ледниками. Несмотря на жизненно важное значение пресной воды, ее ресурсы постоянно истощаются в результате неэффективного водопользования, урбанизации территорий, роста населения, поступления загрязняющих веществ в природные водоемы, таким образом, происходит нарушение экологического равновесия [1,2]. В Украине эта проблема ощущается наиболее остро, т.к. в настоящее время 25% станций очистки воды превысили свой срок эксплуатации, 10% водопроводов находятся в аварийном состоянии, 35% изношены и не отвечают требованиям, 45% населения Украины потребляют питьевую воду, которая не отвечает стандартам качества [2,3]. В поверхностные воды ежегодно поступает около 650 млн. м³ неочищенных хозяйственно-бытовых и промышленных стоков, что составляет 25% от общего количества сточных вод Украины [3].

По данным ООН, уже сегодня мировой дефицит пресной воды, включая сельскохозяйственные и промышленные нужды, оценивается в 230 млрд. куб. м в год; к 2025г. дефицит пресной воды увеличится до 1,3 – 2 трлн. м³ в год. Среди стран Европы Украина является одной из наименее обеспеченных водными ресурсами. Обеспеченность водой составляет 1700 м³ в год на одного человека, в то время как, например, в Швеции, – 24000 м³[4].

Выход из сложившейся ситуации возможен при: более полном использовании и расширенном воспроизводстве ресурсов пресных вод; разработки новых технологических процессов, позволяющих предотвратить загрязнение водоемов и свести к минимуму потребление свежей воды.

При этом, для Украины перспективным является использование альтернативных источников водоснабжения, например опреснение соленых вод. Актуальным направлением в решении экологической проблемы является разработка технологически простого и экономически целесообразного оборудования для очистки сточных вод.

2. Характеристика способов обработки воды и их сравнительный анализ

Сточные воды поступают вначале на механическую очистку, где удаляются взвешенные частицы, нерастворимые минеральные и органические примеси. Затем сточные воды проходят биологическую и физико-химическую очистку, при которой происходит удаление активного ила, биопленки, остаточных загрязнений органического происхождения, ПАВ, бактериальных загрязнений [4,5,11]. После очистки вода поступает в водоем, при этом очищенные стоки не должны превышать установленные нормы ПДК. Следует отметить, что механическая, реагентная и биохимическая очистка не могут обеспечить опреснение природных и минерализованных сточных вод. Таким образом, в мире применяются специальные методы для обезвоживания сточных вод: дистилляция, обратный осмос, электродиализ, ионный обмен, вымораживание [4]. Эти же методы применяются и для опреснения морской воды. Анализ литературных источников показал, что метод вымораживания сегодня не очень распространен, как например, метод дистилляции или метод обратного осмоса, из – за сложностей в разделении соленого раствора от опресненной воды, а также из – за энергоемкости процесса. Вместе с тем, достижения в холодильной технике и в конструкции холодильных опреснителей, а именно, повышение производительности, увеличение выхода пресной воды, уменьшение энергоемкости оборудования, делают метод вымораживания альтернативным по сравнению с распространенными методами опреснения.

Среди вымораживателей для задач опреснения соленых вод и обезвоживания сточных вод, особое место занимают вымораживающие опреснители, реализующие направленную кристаллизацию воды из раствора на поверхности. Предложенный в ОНАПТ блочный вымораживатель, относится к классу таких установок [8]. Метод блочного вымораживания дал положительные результаты при концентрировании соков, экстрактов, молочной сыворотки [6,7,8,9]. Однако отсутствие научных основ, которые включают экспериментальные исследования кинетики процессов блочного вымораживания солевых систем, а также методик расчета аппарата, сдерживает применение блочных вымораживателей для опреснения морской воды и сточных вод.

Для решения этих задач необходимо: осуществить моделирование процессов опреснения; определить криоскопические условия солевых систем; исследовать кинетику процессов опреснения методом блочного вымораживания из солевых систем; обобщить экспериментальные данные; создать методику расчета и оптимизации режимов и конструкции аппарата для опреснения морской воды и сточных вод.

3. Экспериментальные исследования криоскопических условий морской воды и сточных вод

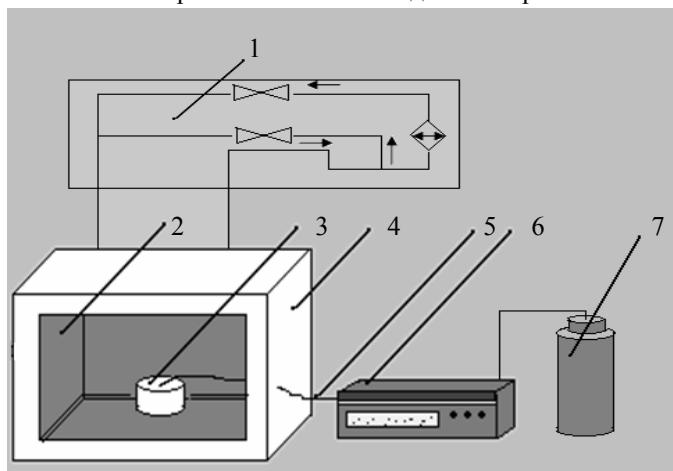


Рис.1 – Схема экспериментального стенда для определения криоскопических температур

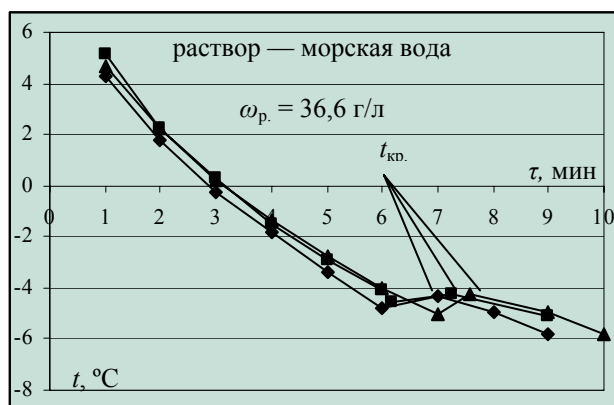


Рис.2 – График получения точки кристаллизации морской воды

Эксперимент проводился три раза для достоверности результатов. Затем определялось среднее значение точки заморзания (рис.2). Совокупность полученных точек заморзания растворов разных концентраций, представлены в виде криоскопических кривых $t_{кр.} = f(\omega_p)$ (рис. 3). Для практических расчетов тепло – и массообмена при блочном вымораживании воды из солевых систем с помощью пакета Excel, были получены регрессионные уравнения. Уравнения представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Модели для расчета криоскопических условий

Раствор	Вид уравнения	Диапазон изменения концентраций солей, ω_p , г/л
Промышленные стоки винзавода	$t_{кр.} = -0,0066 \omega_p^3 - 0,1045 \omega_p^2 - 0,2808 \omega_p$ $R^2 = 1$	0 – 10
Морская вода	$t_{кр.} = -0,0006 \omega_p^2 - 0,0841 \omega_p$ $R^2 = 0,9979$	0 – 50

Для исследования криоскопических условий применялся термодатный метод. Точность измерения низких температур этим методом определялась рядом условий [10]. Схема экспериментального стенда представлена на рисунке 1.

Основные элементы стенда: 1 – холодильная машина; 2 – камера охлаждения; 3 – криостат; 4 – изолирующая крышка; 5 – термопары; 6 – измерительная система; 7 – сосуд Дьюара

Методика экспериментальных исследований криоскопических условий заключалась в следующем: раствор объемом 4 мл. заливался в криостат, криостат закрывался изолированной крышкой с закрепленной и отцентрированной в ней термопарой. Криостат помещался в холодильную камеру на фиксированное место. Температуру раствора определяли с помощью цифрового милливольтметра Ц 304 – 2. Для перевода значений милливольтметра в градусы Цельсия, использовалась экспериментально полученная тарировочная кривая. Концентрация солей в растворе измерялась кондуктометром «DIST 4»

Принцип, на котором основывалось получение точек кристаллизации раствора, базировался на механизме кристаллизации воды из раствора. Известно, что перед кристаллизацией раствор охлаждается, переохлаждается, затем происходит температурный скачок, характеризующий момент кристаллизации. По максимальному значению температурного скачка определялась точка заморзания раствора.

Следует отметить, что сведения о криоскопических температурах морской воды приводятся в литературе [12]. Значения криоскопических температур, полученные при использовании этих моделей дают расхождения. На основании этого были проведены свои исследования.

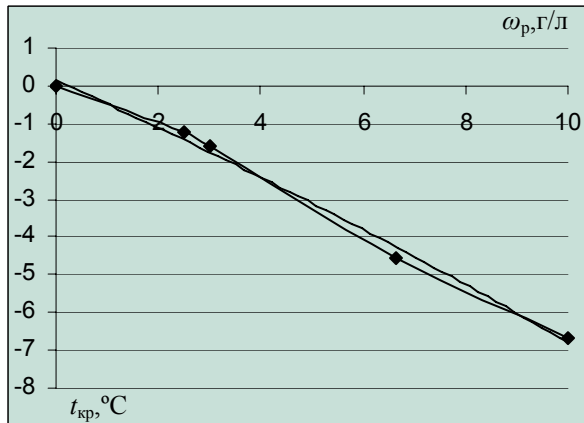


Рис.3 – Криоскопическая кривая стоков винзавода

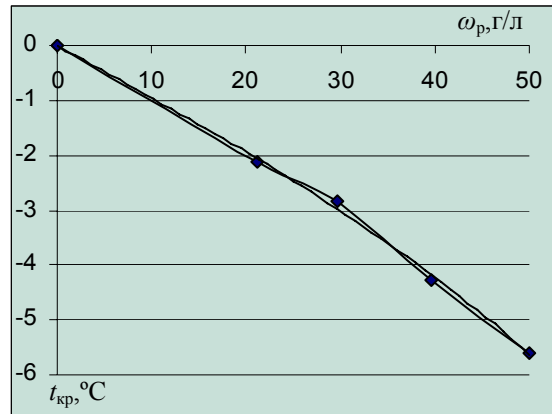
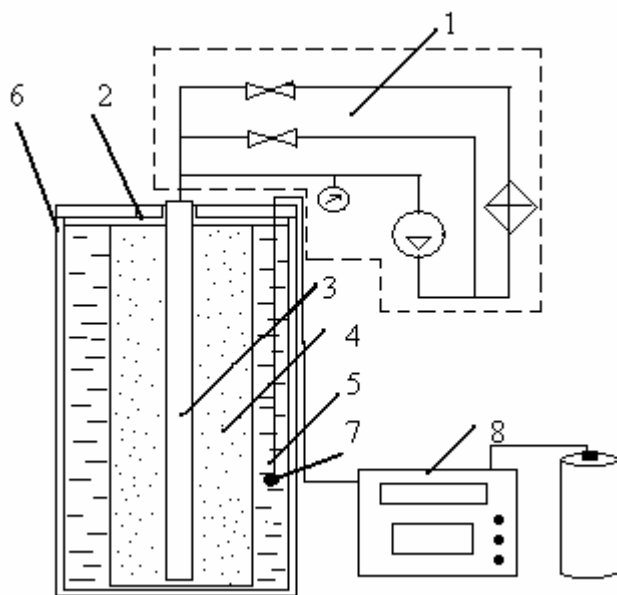


Рис.4 – Криоскопическая кривая морской воды

4. Экспериментальные исследования кинетики процессов опреснения морской воды и промышленных стоков винзавода методом блочного вымораживания

4.1. Экспериментальный стенд. Методика экспериментальных исследований



1 – холодильная машина; 2 – емкость; 3 – кристаллизатор; 4 – блок льда; 5 – раствор; 6 – изоляция; 7 – термопара; 8 – измерительные приборы.

Рис.5 – Экспериментальный стенд

ного вымораживания воды из солевых систем и конструктивных параметров установки на изменение химического состава исследуемых объектов.

Режимные условия процесса и конструктивные параметры установки, при которых проводились экспериментальные исследования кинетики процессов блочного вымораживания, представлены в таблице 2.

Исследование кинетики процессов опреснения морской воды и промышленных стоков проводилось на экспериментальном стенде (рис.5).

Входе экспериментальных исследований, изучалось влияние: начальной температуры раствора $t_{н.р-ра}$; начального объема раствора $V_{н.р-ра}$; начальной концентрации раствора $\omega_{н.р-ра}$, а также конструктивных параметров установки $d_{кр}$; температурного режима процесса $t_{хл}$; параметров окружающей среды $t_{окр.ср.}$ на: текущее содержание в растворе $\omega_{р-ра.т}$; текущую температуру раствора $t_{р-ра.т}$, текущий объем раствора $V_{р-ра.т}$, а также на изменение диаметра блока льда $d_{льда.т}$ и высоты блока льда $h_{льда.т}$. На основании полученных данных вычислялись: концентрация в блоке льда $\omega_{льда.т}$, объем $V_{льда.т}$ и масса блока льда $M_{льда.т}$.

Измерение геометрических размеров кристаллизатора, емкости для раствора, блока льда проводилось с помощью штангенциркуля. Для измерения содержания в растворе использовали кондуктометр «DIST 4». Измерение температуры в растворе проводилось цифровым милливольтметром ЦЦ 304 – 2. Для перевода показаний милливольтметра использовалась тарировочная кривая термопары. Входе эксперимента исследовалось влияние режимов процесса блочного

Таблица 2 – Режимные и конструктивные условия кинетических исследований

№п/п	Раствор	$C_{н.р-ра.τ}$, г/л	$t_{н.р-ра.τ}$, °C	$V_{н.р-ра.τ}$, м ³	$t_{хл.τ}$, °C	$d_{кр.τ}$, м	$t_{окр.сп.τ}$, °C
1	морская вода	12,5	14,3	0,001	-4,5	0,018	13,5
2	морская вода	12,5	15,6	0,001	-5,5	0,018	13,5
3	морская вода	10	12	0,001	-6	0,018	14
4	морская вода	10	12,5	0,001	-5	0,018	14,5
5	морская вода	10	15,5	0,001	-5,5	0,018	14,5
6	морская вода	12,76	7	0,0015	-5,5	0,045	14,5
7	стоки винзавода	1,9	10,5	0,001	-5	0,018	16
8	стоки винзавода	1,15	6,5	0,0015	-5	0,045	14,5

4.2. Результаты и выводы по экспериментальным исследованиям кинетики процесса блочного вымораживания воды из солевых систем

Результаты экспериментальных исследований представлены в виде кинетических зависимостей: $V_{р-ра.τ} = f(τ)$; $ω_{р-ра.τ} = f(τ)$; $t_{р-ра.τ} = f(τ)$; $M_{льда.τ} = f(τ)$ (рис.6).

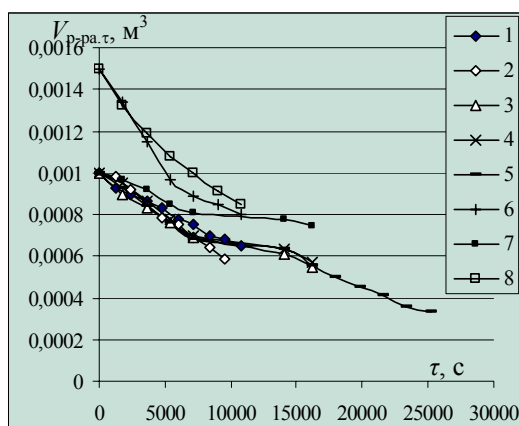
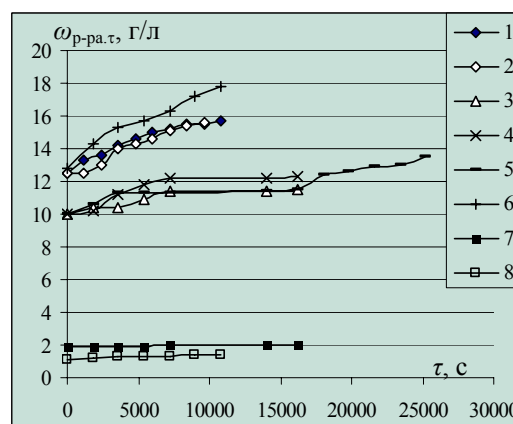
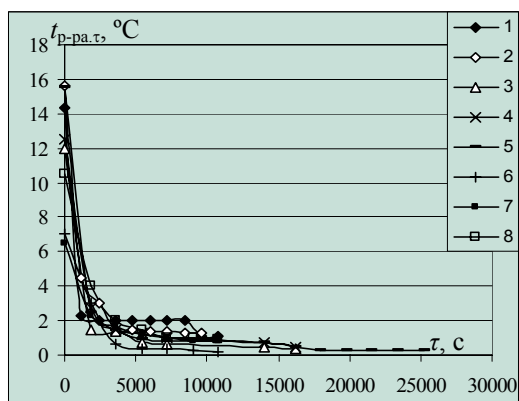
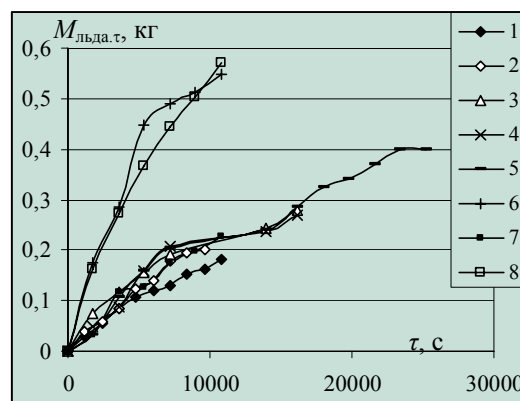
а) изменение объема раствора $V_{р-ра.τ} = f(τ)$ б) изменение концентрации раствора $ω_{р-ра.τ} = f(τ)$ в) изменение температуры раствора $t_{р-ра.τ} = f(τ)$ г) изменение массы блока льда $M_{льда.τ} = f(τ)$

Рис.6 – Кинетика процесса блочного вымораживания воды из солевых растворов

Анализируя полученные результаты по кинетике процесса блочного вымораживания из солевых растворов, можно отметить следующее: на изменение концентрации раствора, на степень опреснения воды, на интенсивность вымораживания воды из солевого раствора оказывают влияние температурный режим процесса, исходный объем раствора, начальная концентрация солей в растворе, конструктивные параметры установки. Например, понижение температурного режима процесса вымораживания ($t_{хл}$) воды из солевого раствора обуславливает снижение степени концентрирования раствора. Поскольку степень

концентрирования раствора и степень чистоты блока льда параметры взаимосвязанные, следствие снижения степени концентрирования раствора приводит к снижению степени опреснения солевого раствора. Вместе с тем, снижение температурного режима процесса вымораживания воды из солевых систем, повышает интенсивность процесса вымораживания воды из раствора. Так, при вымораживании морской воды с начальными параметрами ($V_{н-р-ра.} = 1000$ мл., $\omega_{н-р-ра.} = 12,54$ г/л, $t_{хл.} = -4,5^{\circ}\text{C}$) в течение определенного промежутка времени, в блок льда заморозилось 320 мл. раствора, а при $t_{хл.} = -5,5^{\circ}\text{C}$, за тот же промежуток времени и такими же начальными параметрами, заморозилось 410 мл. раствора.

Конструктивные параметры установки (диаметр кристаллизатора – $d_{кр.}$, рабочая высота кристаллизатора – $h_{кр.}$, емкость для раствора – $d_{ем.}$) так же оказывают влияние на кинетику процесса вымораживания воды из солевого раствора, а именно на изменение концентрации солей в растворе и количество вымороженной воды. Так при вымораживании морской воды с начальными параметрами ($V_{н-р-ра.} = 1000$ мл., $\omega_{н-р-ра.} = 12,76$ г/л, $t_{хл.} = -5,5^{\circ}\text{C}$) и диаметром кристаллизатора $d_{кр.} = 1,8$ см, диаметром емкости $d_{ем.} = 9$ см, степень концентрации солей в растворе составила 1,24, а при аналогичных начальных параметрах, но с диаметром кристаллизатора $d_{кр.} = 4,5$ см, диаметром емкости $d_{ем.} = 10$ см, степень концентрации солей в растворе составила 1,39.

На основе проведенных исследований установлены основные закономерности процесса блочного вымораживания воды из солевых систем. Следующим этапом исследования будет обобщение результатов экспериментальных данных.

Таблица 3 – Результаты химического анализа стоков вин завода до и после блочного вымораживания

№ п/п	Исследованные показатели	До	После
1.	ХПК, мгО/дм ³	19360	1584
2.	БПК ₅ , мгО/дм ³	9701	694

случае с морской водой – 4 часа, стоков винзавода – 1,5 часа. Результаты химических анализов представлены в таблицах 3 – 4.

Были проведены исследования изменения химического состава морской воды и стоков винзавода до и после блочного вымораживания. Процесс одноступенчатого вымораживания осуществлялся при $t_{хл.} = -5^{\circ}\text{C}$, и объеме исследуемых проб 3 л. для морской воды и 1,5 л. для стоков винзавода. Длительность процесса вымораживания в

Таблица 4 – Результаты химического анализа морской воды до и после вымораживания

наименование показателей ед. измер.	до	после	нормативы: ГОСТ 2874-82 ПДК	наименование показателей ед. измер.	до	после	нормативы: ГОСТ 2874-82 ПДК
pH, ед.	7,6	6,25	6-9	Сухой остаток, мг/дм ³	21935	4399	≤1000
Жесткость, моль/дм ³	57,2	15,2	≤7,0	Нитраты, мг/дм ³	49,2	19,6	≤45,0
Кальций, мг/дм ³	160	60	-	Железо, мг/дм ³	0,24	0,12	≤0,3
Гидрокарбонаты, мг/дм ³	268,4	73,2	-	Алюминий, мг/дм ³	0,037	0,037	≤0,5
Хлориды, мг/дм ³	8378	2166	≤350	Хром (VI), мг/дм ³	56,7	5,7	
Сульфаты, мг/дм ³	382,8	128,1	≤500				

Анализируя представленные в таблице 3 результаты химических исследований, можно отметить следующее, что показатель ХПК в очищенных блочным вымораживанием стоках винзавода уменьшился в 12,2 раза; БПК₅ – в 14 раз, что делает возможным применение метода блочного вымораживания для обезвоживания сточных вод.

Из данных, представленных в таблице 4, видно, что такие показатели как жесткость, содержание кальция, гидрокарбонаты, хлориды, уменьшились в 2,5 – 4 раза, содержание хрома – в 10 раз, сухой остаток – в 5 раз. Однако некоторые показатели превышают нормы ПДК для питьевой воды, и таким образом необходима 2 – ступень очистки.

Література

1. Основы химии и технологии воды / Кульский Л.А.; Отв. Ред., Строкач П.П.; АН УССР. Ин – т коллоидной химии и химии воды им. А. В. Уманского. – Киев: Наук. Думка, 1991. – 586 с. – ISBN 5 – 12 – 001811 – 4
2. <http://www.unesco.org> – UNESCO Water Portal, ноябрь 2005 г
3. <http://jakimov.iatp.org.ua> Водные ресурсы Украины
4. А.К. Запольський, Н.А. Мишкова-Клименко, Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод: Підручник. – К: Лібра, 2000. – 552с
5. Рябчиков В.Е. Современные методы подготовки воды для промышленного и бытового использования.
6. Zhang Z., Hartel R. W., A Multilayer Freezer for Freeze Concentration of Liquid Milk/ Journal of Food Engineering, №29, 1996. – pp. 23 – 28.
7. Бурдо О.Г., Милинчук С.И., Коваленко Е.А., Аль – згул Бассам., Повышение эффективности процесса концентрирования пищевых жидкостей/ Наукові праці ОДАХТ, Вип. 23, 2002. – с. 240 – 243.
8. Патент 1716976 (СССР). Способ получения вымораживанием концентрированных жидких пищевых продуктов/ Бурдо О.Г., Горыкин С.Ф., Опубл. 29.02.92., Бюл. №8.
9. Бурдо О.Г., Коваленко Е.А., Милинчук С.И., Кинетика процессов блочного вымораживания из растворов/ Научно – теоретический журнал «Вестник международной академии холода» г. Санкт – Петербург.
10. Третьяков Ю.Д. и др. Основы криохимической технологии: Учеб. пособие для химических специальностей университетов и хим. – технол. спец. вузов / Ю.Д. Третьяков, А.П. Можаяев – М.: Высш. шк., 1987. – 143с.
11. <http://www.nkiugansk.com> – Нефтеюганский корпоративный институт
12. Н.И. Попов, К.Н. Федоров, В.М. Орлов Морская вода: справочное руководство / под ред. А. С. Моина, – М: Наука, 1979 г.

ВПЛИВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ НА ПРОЦЕС ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ АЗОТНО – ГУМІНОВИХ ДОБРІВ

Корнієнко Я.М., Магазій П.М., Горбаченко В.В.

Національний технічний університет України, “Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Застосування енергозберігаючих технологій для утилізації промислових відходів з метою одержання твердих композитів з подальшим їх використанням в якості добрив сприятиме вирішенню важливої проблеми народно – господарської задачі – впровадження принципів раціонального землекористування.

Застосування техніки псевдозрідження для одержання азотно – гумінових добрив шляхом переробки розчинів сульфату амонію, що є відходами виробництва капролактаму, та гумінових речовин, дозволяє одержати продукт із заданими фізико-хімічними властивостями та сумістити ряд технологічних стадій в одному апараті.

Готовий продукт являє собою сферичні гранули розміром 1,5 – 4,5 мм з рівномірним розподіленням компонентів по всьому об'єму і міцністю $4 \div 6$ МПа.

Для визначення впливу технологічних параметрів на коефіцієнт гранулоутворення азотно-гумінових добрив при здійсненні багатофакторних процесів зневоднення і грануляції використано планування експерименту. Реалізовано план повного факторного експерименту типу 2^3 . В якості змінних параметрів, які суттєво впливають на ефективність процесу гранулоутворення, вибрані гідравлічний опір псевдозрідженого шару (x_1), температуру псевдозрідженого шару (x_2) та лінійну швидкість диспергатора (x_3).

За результатами експериментальних досліджень одержано регресійне рівняння:

$$\psi = 84.6 - 2.2x_1 - 4.7x_2 - 2.7x_3,$$

яке з вірогідністю 95 % описує експериментальні дані.

Згідно наведеного рівняння максимальне значення коефіцієнту гранулоутворення $\psi = 94,2\%$, досягнуте при мінімальних значеннях визначених параметрів в межах їх діапазону зміни.

Результати досліджень покладені в основу параметричного розрахунку промислового гранулятора для одержання азотно-гумінових добрив продуктивністю 2 т/год.

Визначення оптимальної зони проведення багатофакторних процесів грануляції азотно – гумінових речовин планується із застосуванням сучасних методів.

ГІДРОДИНАМІЧНА КАВІТАЦІЯ ЯК ОДИН ІЗ СПОСОБІВ АКТИВАЦІЇ РІДКИХ СЕРЕДОВИЩ

Вітенько Т.М., Гащин О.Р.

Тернопільський державний технічний університет ім. Івана Пулюя

На сьогодні існують різноманітні способи активації водяних розчинів. Серед яких можна відмітити віброкавітацію і віброперемішування, турбулентну активацію, ультразвукову, акустичну, електрохімічну, термічну і обробку електричним розрядом.

Результати досліджень термічного способу обробки водних систем [3] показують, що вода, нагріта до 200 – 400 °С з наступним охолодженням до 20 °С, суттєво змінює свої фізико-хімічні властивості, зокрема, спостерігається зміна рН води, оптичної густини, в'язкості, питомої електропровідності, поверхневого натягу, підвищується її розчинна здатність.

Подібні зміни також спостерігаються при електрохімічній обробці води. Так, у електрохімічній комірці окрім підвищення рН і пом'якшення води у катодній камері, пониження рН і утворення H_2O_2 у анодній камері спостерігається зростання мікрров'язкості.

Результатом ініціювання хімічних процесів у воді під дією ультразвукового кавітаційного поля є зміна рН води, утворення вільнорадикальних продуктів, підвищення температури оброблюваного середовища.

Аналіз ефектів, що спостерігаються при вищезазначених методах показав, що у всіх випадках виникає кавітація на мікро- або макрорівнях. Крім того, кожен із вищевказаних способів активації рідких середовищ окрім зазначених переваг має ряд недоліків, до яких відносяться: енергоємність, складність конструкції апаратів і також те, що кожен із вищевказаних способів придатний для обробки лише невеликих об'ємів оброблюваного середовища. Тому доцільним є застосування для активації рідких середовищ гідродинамічної кавітації.

Оскільки при активації змінюються фізико-хімічні властивості води, цікавим є вивчення хімічного фактора впливу кавітаційного поля. Стосовно хімічних перетворень існує думка, що їх викликають процеси у кавітаційних бульбашках [2, 3]. В роботі [1] вимірювали вміст кисню у воді при її обробці у гідродинамічному кавітаційному пристрої в різних газових середовищах, а також зміну рН середовища і наявність пероксиду водню. Така картина хімічних перетворень у воді є недостатньо повною, оскільки відсутні конкретні відомості стосовно кількості утворення пероксиду водню і вільнорадикальних продуктів при різних параметрах гідродинамічного кавітаційного поля, що є важливим для вивчення процесів активації. За даними цієї роботи, інтенсивності свічення відповідають найбільші концентрації пероксиду водню, що утворюються у атмосфері кисню. Водневий показник змінюється в лужну сторону (при $p = 125 \text{ с}^{-1}$ на 20 % відносно початкового значення за 2 хв. обробки). Ці дані є дуже корисними і вказують на те, що інтенсифікуючі фактори та механізм впливу гідродинамічного кавітаційного поля не можна пояснювати лише дією фізичних ефектів та підтверджують наявність хімічного фактора.

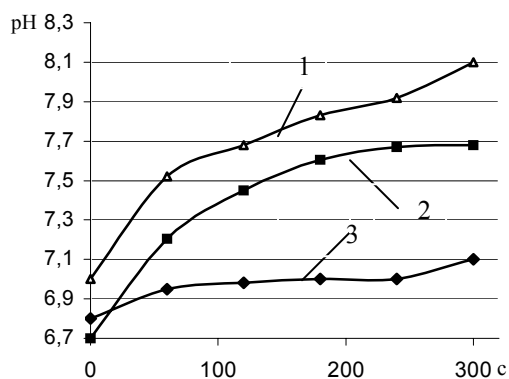
Тому метою роботи було дослідження хімічних змін у воді при різних режимах гідродинамічного кавітаційного поля, що має практичний інтерес і може бути основою створення продуктивних технологій водопідготовки.

Зі всіх елементарних реакцій, що можуть відбуватися у гідродинамічному кавітаційному полі, на основі аналізу відомих досліджень дії ультразвуку, вибрано наступні:



Концентрацію іонів OH^- вимірювали за допомогою універсального іономіра ЭВ-74. Вміст пероксиду водню визначали за стандартною методикою [4], а кількість озону визначали згідно ГОСТ 18301-72 "Вода питьевая. Методы определения содержания остаточного озона".

Вихід радикалів $OH^{\bullet}$ оцінювали по витраті речовини, що взаємодіє тільки з радикалами. В якості такої речовини вибрали щавлеву кислоту, оскільки вона практично не взаємодіє з озоном, але окислюється радикалами $OH^{\bullet}$.



1 – відстояна водопровідна вода; 2 – дистиллят;
3 – деаерований дистиллят

Рис. 1 – Зміна pH води в часі
($Re=1,754 \cdot 10^5$, $T=15^\circ C$)

Тому витрати щавлевої кислоти можна пов'язати лише з наявністю радикалів гідроксилу. Приблизно в якості верхньої оцінки кількість витрачених іонів COO^- , при концентрації щавлевої кислоти не менше $0,05$ моль/л приймали за вихід радикалів [5].

Обробку води проводили на лабораторному стенді динамічного типу, що являє собою високооборотну мішалку, робочі функції в якій виконує кавітаційний гвинт (трилопатева крильчатка клиновидного профілю з гострою передньою і тупою задньою кромками).

В якості об'єктів досліджень використовували деаерований дистиллят, дистиллят, відстояну водопровідну воду. На рис. 1 зображені експериментальні результати, отримані авторами статті. Вони ілюструють процес іонізації води під впливом гідродинамічного кавітаційного поля.

Іонізація води відбувається за механізмом (1), (2). Це можна пояснити тим, що у молекулі води електрони є загальними для атомів водню і кисню, і більшість часу знаходяться між цими атомами. Тому ядра атомів водню у молекулі води є вільними від електронного кола з однієї сторони. До цих додатних зарядів і притягуються сторонні атоми ззовні. Коли молекула води знаходиться у щільному оточенні інших молекул води, то спарені електрони інших молекул води утворюють водневий зв'язок. Внаслідок дії кавітаційних ефектів молекула води відривається від решти й розриваються водневі зв'язки. При цьому деякі молекули прихоплюють з собою електрон, який належав другій молекулі, яка в свою чергу стає іоном. В роботі [3] також підтверджено, що в умовах гідродинамічної кавітації відбувається вивільнення водневих зв'язків, деструктування каркасу води і клатральних комплексів впритул до однієї молекули води. Автори підкреслюють, що вода відноситься до відкритих систем, тому може обмінюватись із зовнішнім середовищем не тільки енергією а і речовиною.

Одним з основних параметрів, що характеризує особливості кавітаційного режиму, зокрема, вказує на гідродинаміку і структуру потоку оброблюваного середовища, є число Рейнольдса Re

$$Re = \frac{w d_m \rho_c}{\mu_c} = \frac{d_m^2 n_m \rho_c}{\mu_c},$$

де $w = \pi d_m n_m$ – лінійна швидкість оброблюваного середовища, м/с;

n_m – частота обертання мішалки, 1/с;

d_m – діаметр мішалки, м;

ρ – густина рідини, kg/m^3 ;

μ_c – в'язкість оброблюваного середовища, Па·с.

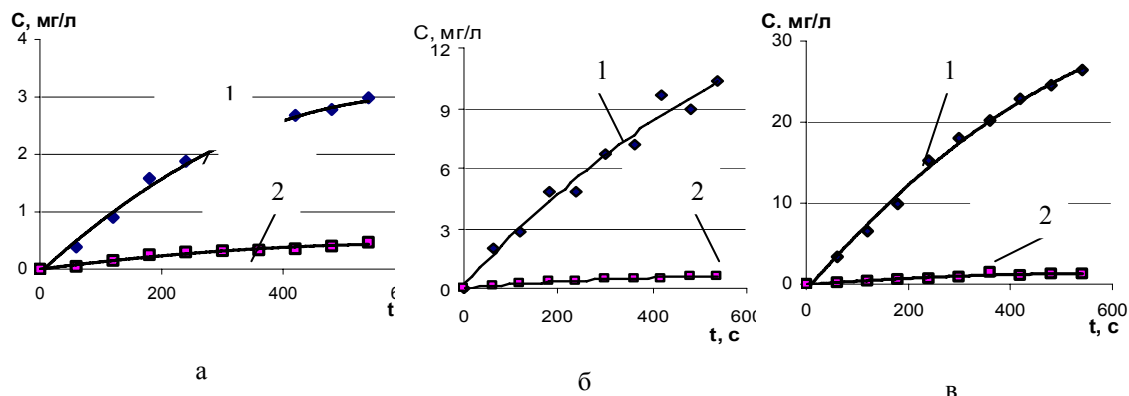
У таблиці 1 представлено зміну концентрації гідроксильних іонів в часі для різних режимів роботи установки. Наявність у воді вільних іонів може суттєво прискорювати транспорт речовин і відповідно інтенсифікувати масообмінні процеси.

Таблиця 1 – Експериментальні дані по зміні концентрації гідроксильних іонів

Число Рейнольдса	C, г·іон/л				
	60 сек	120 сек	180 сек	240 сек	300 сек
$0,702 \cdot 10^5$	$0,1514 \cdot 10^{-6}$	$0,2042 \cdot 10^{-6}$	$0,331 \cdot 10^{-6}$	$0,3549 \cdot 10^{-6}$	$0,3631 \cdot 10^{-6}$
$1,165 \cdot 10^5$	$0,2139 \cdot 10^{-6}$	$0,3389 \cdot 10^{-6}$	$0,4074 \cdot 10^{-6}$	$0,4572 \cdot 10^{-6}$	$0,4897 \cdot 10^{-6}$
$1,754 \cdot 10^5$	$0,2455 \cdot 10^{-6}$	$0,4074 \cdot 10^{-6}$	$0,457 \cdot 10^{-6}$	$0,489 \cdot 10^{-6}$	$0,537 \cdot 10^{-6}$

Зміни, що відбуваються у воді під впливом кавітаційного поля не обмежуються утворенням вільних іонів. Досліди показали, що з часом утворюється значна кількість радикалів гідроксилу, які характеризуються високою реакційною здатністю [2]. Умови для утворення $OH^\bullet$ радикалів за реакцією (3) реалізуються всередині кавітаційної бульбашки, де молекули води розщеплюються з утворенням радикалів $H^\bullet$ і $OH^\bullet$, які після її руйнування переходять в розчин, де реагують з розчиненими домішками.

Ці радикали також рекомбінують і приймають участь у регенерації молекул води й утворенні пероксиду водню (4), (5). Результати досліджень кінетики утворення радикалів гідроксилу і пероксиду водню у дистильованій воді від режиму обробки представлені на рис. 2.



1 – концентрація радикалів гідроксилу $\text{OH}^\bullet$; 2 – концентрація пероксиду водню H_2O_2 :

a – $Re = 0,702 \cdot 10^5$; б – $Re = 1,165 \cdot 10^5$; в – $Re = 1,754 \cdot 10^5$:

Рис. 2 – Кінетика утворення радикалів гідроксилу і пероксиду водню у дистильованій воді при її обробці у кавітаційному пристрої, температура оброблюваного середовища 15°C

Дослідження показали, що через 540 с обробки в апараті, при температурі 15°C і числі $Re = 1,754 \cdot 10^5$ утворюється 25,4 мг/л радикалів гідроксилу і 1,27 мг/л пероксиду водню, як ми бачимо радикалів гідроксилу утворилося майже у 20 раз більше ніж пероксиду водню. Але при інших режимах обробки співвідношення і кінетика утворення дещо інші, тому, для прогнозування швидкості процесу при різних режимах обробки було визначено константи швидкості утворення радикалів гідроксилу і пероксиду водню в межах від 0 до 600 с. Результати розрахунку представлені у таблиці 2.

Таблиця 2 – Константи швидкості утворення радикалів гідроксилу і пероксиду водню при різних режимах обробки

Критерій Рейнольдса	$4,63 \cdot 10^4$	$7,018 \cdot 10^4$	$9,403 \cdot 10^4$	$1,165 \cdot 10^5$	$1,404 \cdot 10^5$	$1,754 \cdot 10^5$
H_2O_2 , мг/л·с	0,0007	0,0008	0,001	0,0012	0,0018	0,0024
$\text{OH}^\bullet$, мг/л·с	0,0046	0,0078	0,0146	0,022	0,0377	0,0507

Узагальнення отриманих результатів методом найменших квадратів дозволяє отримати залежності констант швидкості від числа Re . Для радикалів гідроксилу ця залежність має вигляд:

$$K = 2E - 12Re^2 + 4E - 08Re - 0,0014;$$

для пероксиду водню

$$K = 2E - 14Re^2 - 5E - 09Re + 0,0007.$$

В присутності кисню також може утворюватись невелика кількість озону, що підтверджується результатами досліджень при озвучуванні води [2]. При його утворенні основну роль відіграє молекула O_2^* у збудженому стані (6). Результати досліджень по утворенні озону у воді під дією гідродинамічного кавітаційного поля показали, що кількість O_3 не перевищує 0,05 мг/л.

Отже, наведені результати показують, що при обробці води у гідродинамічному кавітаційному пристрої відбувається ряд елементарних хімічних процесів, внаслідок яких утворюються реакційно активні сполуки. Отримані закономірності утворення можуть бути використані при подальшому вивченні інтенсифікуючої дії гідродинамічної кавітації у біологічних процесах і масообмінних процесах, що контролюються хімічною кінетикою.

Література

1. Есиков С.А. Гидродинамические характеристики суперкавитирующих реакторов для кавитационной обработки питательной воды диффузионных аппаратов свеклосахарного производства. Дисс. кан. техн. наук. – Красноярск, 1987, – 210с.
2. Маргулис М.А. Основы звукохимии. – М.: Высш. шк., 1984. – 272с.

3. Федоткин И.М., Гулый И.С. Кавитация, кавитационная техника и технология, их использование в промышленности (Теоретические основы производства избыточной энергии, расчет и конструирование кавитационных теплогенераторов). Часть II – К.: АО "ГЛАЗ", 2000. – 898с.
4. Государственная фармакопея СССР "Медицина", Москва, 1968 – 1180с.
5. Аристова Н.А., Н. Карпель Вель Лейтинер, Пискарев И.М. // Химия высоких энергий, 2002, том 36, №3, С. 228 – 233.

УДОСКОНАЛЕННЯ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ ФІБРОБЕТОНУ

Андрєєв І.А., Повстюк Ю.Г.

Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Фібробетон є одним з ефективних будівельних матеріалів, який має більш високі міцність на стиск і розтягання, тріщиностійкість, морозостійкість, опір стиранню, ударо- і вибухостійкість порівняно з бетоном.

Властивості фібробетону, як і будь-яких дисперсноармованих композитів залежать не тільки від характеристик вихідних матеріалів, але і від технологічних факторів. Значне зниження в'язкості матриці, при якому можливо здійснювати її армування будь-якими фібрами при знижених водоцементних відношеннях і без використання поверхнево – активних речовин можна досягти застосуванням віброекструзійного способу формування, розробленого в НТУУ "КПІ". Крім того віброекструзійний спосіб дає можливість орієнтувати фібри вздовж осі формування, тобто більш ефективно використовувати армуючі властивості фібр і виготовляти більш тонкостінні вироби порівняно з традиційною технологією.

Базова установка віброекструзії складається з дозаторів-живильників цементного розчину 1 і фібр 3, вібростола 2, конвеєра 4, трьох віброекструдерів (двох, що змішують 5, 6 і формуючого 7), форми 8 (рис.1).

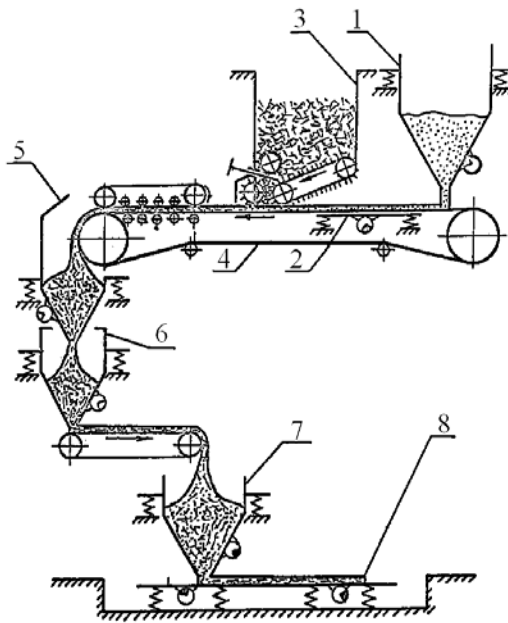


Рис. 1 – Установка віброекструзії

Удосконалення способу полягає в можливості одержання складних профільних виробів за допомогою вигину сирих листів у формі 8, при якому виключаються розриви суцільності матеріалу й здійснюється орієнтація фібр у місцях відгину. Границя міцності при розриві базальтофібробетонних виробів при цьому підвищується в 1,2 – 1,25 рази. Вигин здійснюється в спеціальній шарнірній формі при одночасній вібрації. Спосіб дозволяє здійснювати формування виробів при відношенні товщини стінок, які відгинаються, до їх довжини менш 0,25.

НОВІТНЄ ГРАНУЛЯЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ. ВИХРОВИЙ ГРАНУЛЯТОР З ВІБРАЦІЙНИМ РОЗПИЛОМ РОЗПЛАВУ

Артюхов А.Є.
Сумський державний університет

В даний час вітчизняні підприємства, що спеціалізуються на виробництві гранульованих продуктів з розчинів і розплавів, використовують в якості основного способу грануляцію в грануляційних баштах [1,2]. З огляду на великі витрати матеріальних, енергетичних та трудових ресурсів галузь отримання гранульованих продуктів поступово переходить на малогабаритні апарати псевдозрідженого шару [3, 4]. Одним з недоліків апаратів з псевдозрідженим шаром є низька стабільність самого шару в широкому діапазоні зміни навантажень по газовій та рідкій фазах [5]. Розробка гранулятора вихрового псевдозрідженого шару дозволить уникнути цього недоліку, а також покращити гідродинаміку робочого простору апарату.

Гранулятори вихрового псевдозрідженого шару в хімічній промисловості вже знайшли свою сферу використання. На даний час запропоновано декілька конструкцій грануляторів, що застосовують енергію закрученого газового потоку при створенні псевдозрідженого шару гранул [6, 7, 8, 9]. В той же час, кожна з запропонованих конструкцій має недоліки, які негативно впливають на формування структури гранули, зменшуючи ступінь монодисперсності готового продукту і, як наслідок, показники його якості.

Підвищення якості кінцевого продукту і збільшення потужностей одиничних установок викликають необхідність створення високопродуктивних і високоефективних пристроїв та способів гранулювання рідких матеріалів.

Виходячи з вищевикладеного, формулюється основна мета статті: дослідження методів інтенсифікації процесу гранулоутворення та покращення якості продукту в вихровому псевдозрідженому шарі; розробка вдосконаленої конструкції вихрового гранулятора псевдозрідженого шару; оцінка основних параметрів модернізованого апарату та вплив їх на якість кінцевого продукту.

Розпилення розплаву до робочого простору гранулятора дозволяє створити розвинену поверхню контакту фаз між розплавом та газовим потоком. Це є необхідною умовою ефективного проведення теплообмінних і масообмінних процесів в хімічній промисловості [10]. Від способу розпилення розплаву на дзеркало псевдозрідженого шару залежить процес гранулоутворення та споживацької якості сформованих гранул.

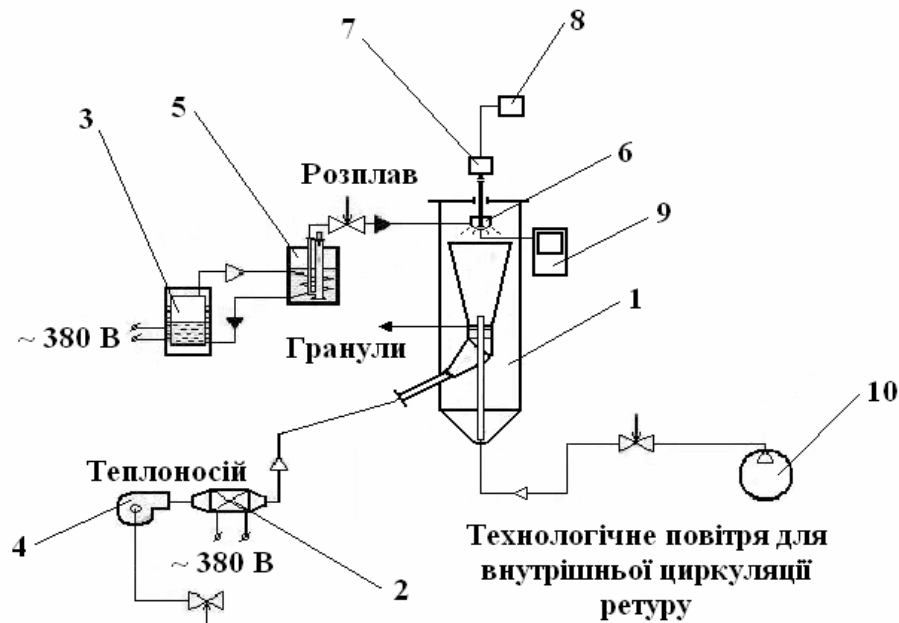
В рамках науково-дослідної роботи по відпрацюванню технологічних та конструктивних параметрів експериментального зразка вихрового гранулятора у складі модернізованої схеми виробництва гранульованих продуктів (рис.1) розроблено новий спосіб гранулювання рідкого матеріалу та пристрій для його здійснення [11].

В основу винаходу поставлене завдання удосконалення способу гранулювання рідкого матеріалу шляхом здійснення його розпилу без надання додаткового моменту руху під дією гідростатичного напору та власної ваги з одночасним накладанням на струмінь розплаву регулярних електромагнітних коливань що забезпечує рівномірність контакту кожної з створених гранул з вихровим вісесиметричним потоком теплоносія та збільшення ступеню монодисперсності гранулометричного складу матеріалу в заданому діапазоні розмірів товарної фракції.

Експериментальні дослідження характеру протікання процесу гранулювання [10] довели, що розпил рідкого матеріалу зазначеним способом дозволяє запобігти утворенню гранул з формою, відмінною від сферичної, значно зменшує вплив зустрічного вихрового вісесиметричного потоку теплоносія на процес формоутворення частки, яка витікає з розпилювача, знижує вірогідність забруднення розпилювача і частоту його очищення в 3-5 разів, зменшує кількість зіткнень окремих крапель розплаву в 2-3 рази, повністю виключає фактор впливу на розпил нерівномірність надходження до розпилювача рідкого матеріалу, що ефективніше, ніж розпил при переході частини моменту кількості руху від фази, яка здійснює розпил, до рідкого матеріалу та розпил без надання рідкому матеріалу додаткових коливань, і забезпечує більш ефективне зрошення рідкого матеріалу на вихровий псевдозріджений шар гранул в робочому об'ємі пристрою, підвищує швидкість росту гранул до товарної фракції, що забезпечує збільшення ступеня монодисперсності отриманого гранулометричного складу готового продукту.

Формування сферичної форми відбувається за рахунок властивості рідини розпадатися на рівномірні краплі, якщо на поверхні струменю створювати регулярні коливання (хвилі). Отримання рівномірних крапель розплаву при його диспергуванні дозволяє здійснити принцип рівномірності, сутність якого полягає в тому, що при здійсненні процесу гранулоутворення необхідно досягти однакової дії сил, які виникають при взаємодії краплі розплаву, що витікає, та вихрового вісесиметричного потоку теплоносія, на

кожну з крапель розплаву [10]. При цьому зменшується вплив дестабілізуючих факторів, що викликані неоднорідністю розмірів та форми крапель.



1 – вихровий гранулятор; 2 – електрокалорифер; 3 – парогенератор; 4 – газодувка;
5 – заглиблений насос; 6 – розпилювач; 7 – електромагнітний вібратор; 8 – електронний регулятор;
9 – частотомір; 10 – компресор.

Рис.1 - Принципова схема експериментального стенду

Однорідність структури крапель, що формуються зі струменю рідкого матеріалу, та рівномірність розпилу досягається також за рахунок вирівнювання полів швидкості витікання розплаву з отворів перфорованої поверхні сферичного днища розпилювача.

При проведенні аналізу наведеного матеріалу можна зазначити, що запропонований спосіб розпилення рідкого матеріалу допоможе уникнути наступних небажаних факторів, що виникають при використанні конструкцій [6, 7, 8, 9,]:

- утворення вихрового потоку високотемпературного теплоносія над розпилювачем для висушування рідкого матеріалу, що сприяє закрученню розплаву та його нерівномірному розподілу по поверхні псевдозрідженого шару гранул;
- додаткова деформація краплі розплаву внаслідок закручування потоку теплоносія зверху. Утворені гранули через відхилення від сферичної форми при пошаровому напilenні нерівномірно розподіляються по поверхні вже сформованих центрів кристалізації, розширюючи діапазон гранулометричного (фракційного) складу, збільшуючи полідисперсність продукту;
- порушення правильності форми центрів кристалізації, що утворюються. На початковому етапі формування структури гранули закладається дефект форми продукту, який зростає з кожним новим напilenням розплаву на гранулу, що негативно впливає на якість готового продукту;
- інкрустація внутрішньої поверхні робочого корпусу пристрою внаслідок впливу вихрового потоку теплоносія над розпилювачем та зміни форми краплі розплаву зі сферичної на дископодібну;
- здійснення розпилу при наданні рідкому матеріалу, що витікає, частини моменту імпульсу від рідкої або газової фази, яка є рушійною силою процесу, тобто збільшення енергетичних витрат на процес гранулоутворення;
- можливість зіткнення крапель розплаву та їх агломерація в польоті, яка приводить до утворення гранул різноманітного розміру, збільшуючи ступінь полідисперсності товарної фракції, що погіршує якість готового продукту.

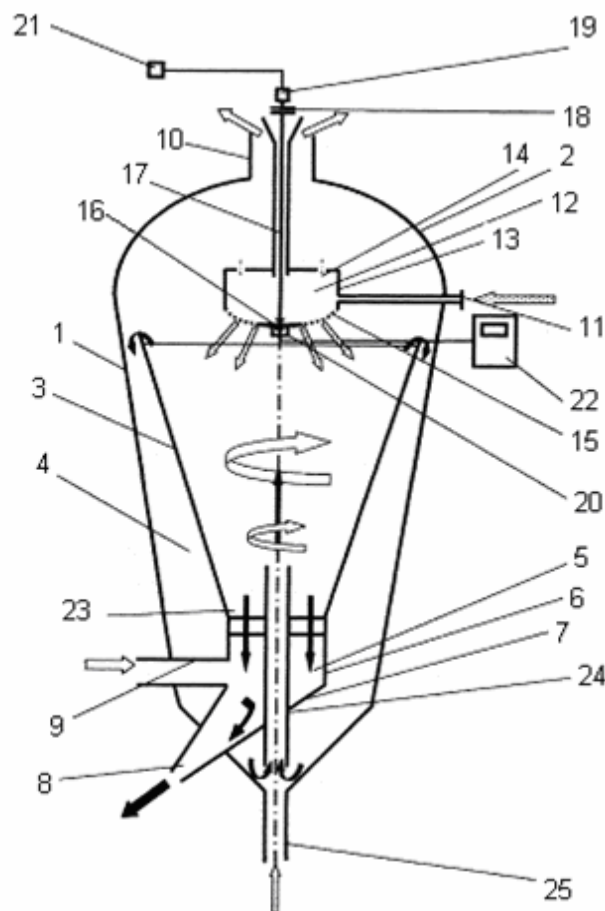
Розглянемо особливості конструкційного оформлення запропонованого пристрою для гранулювання вищезазначеним способом (рис.2).

В основу винаходу поставлене завдання удосконалення пристрою для гранулювання рідкого матеріалу шляхом зміни конструктивних елементів пристрою, що покращує ефективність зрошення рідкого матеріалу, збільшує площу зрошення поверхні дзеркала псевдозрідженого шару, інтенсифікує процес

гранулоутворення, підвищуючи швидкість росту гранул, крім того, відбувається дроблення струменю розплаву, що витікає з розпилювача, на краплі сферичної форми, що забезпечує більш високий відсоток отримання гранул товарної фракції та збільшення ступеню монодисперсності гранулометричного складу матеріалу в заданому діапазоні.

Аналіз конструктивних особливостей та режимів роботи конструкцій [6, 7, 8, 9,] виявив наступні недоліки:

- неможливість створення розпилювачем рівномірного розпилення рідкого матеріалу на поверхню гранул внаслідок великої поверхні дзеркала псевдозрідженого шару, що зменшує інтенсивність теплообміну та масообміну між розплавом та гранулами, що негативно впливає на швидкість процесу гранулоутворення;
- виліт гранул з розпилювача здійснюється з великим кутом падіння від його вертикальної осі, що зменшує площу зрошення поверхні дзеркала псевдозрідженого шару;
- розпилювач не формує сферичну форму краплі розплаву, що витікає;
- внаслідок можливої забрудненості розплаву випадковими твердими частками, розпилювач рідкого матеріалу може погіршити якість розпилу (рівномірність і напрям), оскільки не виключене її забивання, що є причиною зниження показників якості готового продукту та ефективності пристрою.



1 – основний корпус; 2 – еліптична кришка; 3 – додатковий корпус; 4 – міжкорпусний кільцевий простір; 5 – кільцевий уловлювач гранул; 6 – циліндрична порожнина кільцевого уловлювача гранул; 7 – нахилне днище; 8 – патрубок відведення готового продукту; 9 – патрубок для подачі теплоносія; 10 – патрубок для відведення відпрацьованого теплоносія; 11 – патрубок для подачі розплаву; 12 – вузол розпилення; 13 – коробчатий корпус; 14 – отвори для відведення повітря; 15 – перфороване днище; 16 – плоска мембрана; 17 – шток; 18 – муфта; 19 – електромагнітний вібратор; 20 – датчик вібрацій; 21 – електронний регулятор; 22 – частотомір; 23 – вихровий газорозподільний вузол; 24 – патрубок для рециркуляції гранул; 25 – патрубок для подачі газу.

Рис. 2 - Гранулятор псевдозрідженого шару з вібраційним розпиленням розплаву

Використання вихрового гранулятора псевдозрідженого шару з вібраційним розпиленням рідкого матеріалу виключає недоліки попередніх конструкцій.

При встановленні всередині пристрою розпилювача рідкого матеріалу з механізмом створення та розповсюдження електромагнітних коливань на виході з останнього відбувається дроблення струменю рідкого матеріалу з утворенням потоку монодисперсних крапель правильної сферичної форми з великою густиною зрошення та площею контакту з дзеркалом псевдозрідженого шару гранул, що розповсюджуються по робочому об'єму пристрою з однаковою швидкістю витікання та утворюють однорідний гранулометричний склад готового продукту.

Аналізуючи викладений матеріал, можна дійти до висновку, що покращення гідродинамічних умов протікання процесу гранулювання у вихровому псевдозрідженому шарі в поєднанні з високоефективними методами розпилення рідкої фази до робочого простору пристрою – перспективний напрямок розвитку хімічної промисловості в даній галузі. Завдяки використанню вісесиметричного газового потоку можна уникнути деяких факторів, що дестабілізують псевдозріджений шар. Запропонований спосіб розпилення рідкого матеріалу дозволить значно ефективніше використовувати робочий простір гранулятора та підвищити ступінь однорідності гранул.

З огляду на результати теоретичного аналізу реалізація процесу гранулювання в малогабаритних вихрових апаратах псевдозрідженого шару зі змінною площею перетину робочої камери та вібраційним розпилом рідкого матеріалу є високоефективним шляхом до покращення якості продукту та зниження його собівартості.

Література

1. Кочетков В.Н. Гранулирование минеральных удобрений. – М.: Химия. – 1975. – 244 с.
2. Казакова Е.А. Гранулирование и охлаждение азотосодержащих удобрений. – М.: Химия. – 1980. – 288с.
3. Классен П.В., Гришаев И.Г. Основы техники гранулирования. – М.: Химия. – 1982. – 272 с.
4. Юхименко М.П., Вакал С.В., Кононенко М.П., Філонов А.П. Апарати завислого шару. Теоретичні основи і розрахунок. – Суми: Собор. – 2003. – 304 с.
5. Классен П.В., Гришаев И.Г., Шомин И.П. Гранулирование. – М.: Химия. – 1991. – 240 с.
6. А. с. №1554958 А1 СССР, МКИ В01J2/16. Устройство для сушки и гранулирования жидких материалов / Сажин Б.С., Лукачевский Б.П., Полевич А.А., Акулич А.В., Акулич П.В.и Павленко В.З. – №4167541/31-26; Заявлено 26.12.1986; Оpubл. 07.04.1990, Бюл. №11.
7. Декл. пат. №39024 А Україна МПК 7 В01J2/16. Спосіб гранулювання розплавів, розчинів і суспензій і пристрій для його здійснення / Парьохін О.В., Склабінський В.І. – №2001010023; Заявлено 03.01.2001; Надрук. 15.05.2001, Бюл. №4, 2001 р.
8. Декл. пат. №46560 А Україна МПК 7 В01J2/16. Спосіб гранулювання розплавів, розчинів і суспензій і пристрій для його здійснення / Парьохін О.В., Склабінський В.І. – №2001085767; Заявлено 14.08.2001; Надрук. 15.05.2002 Бюл. №5, 2002 р.
9. Декл. пат. №69624 А Україна МПК 7 В01J2/16. Спосіб гранулювання рідкого матеріалу і пристрій для його здійснення / Склабінський В.І., Маренок В.М., Кочергин М.О. – №2003109471; Заявлено 21.10.2003; Надрук. 15.09.2004 Бюл. №9, 2004 р.
10. Холин Б.Г. Центробежные и вибрационные грануляторы плавов и распылители жидкости. – М.: Машиностроение. – 1977. – 182 с.
11. Патент України. Заявка №а 200512066 від 15.12.2005, МПК 7 В 01 J2/16. Спосіб гранулювання рідкого матеріалу та пристрій для його здійснення / Артюхов А.Є., Склабінський В.І., Стеценко А.С.

ОБҐРУНТУВАННЯ КОМПЛЕКСНОГО ПІДХОДУ ДО УТИЛІЗАЦІЇ ПРОМИСЛОВИХ ВІДХОДІВ

Корнієнко Я.М., Степанюк А.Р.

Національний технічний університет України “Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Подальше існування і розвиток суспільства пов'язано із загостренням екологічних проблем. Збереження екологічної рівноваги в умовах постіндустріального суспільства є надзвичайно актуальними для України. Внаслідок систематичного порушення науково обґрунтованих принципів ведення землеробства природна родючість їх катастрофічно падає. Останні роки землеробство ведеться при різко від'ємному

балансі в ґрунті гумусу, азоту, фосфору та калію. Враховуючи особливість багатофакторних процесів, пов'язаних із зменшенням інтенсивності виносу поживних і гумінових речовин доцільно розробляти технології, направлені на утилізацію промислових відходів, що містять компоненти, які можуть бути використані для компенсації втрат родючості ґрунтів.

Наведено ряд способів утилізації промислових та агропромислових відходів: утилізація одержання енергії шляхом спалювання чи біопереробки; утилізація відходів з одержанням органічних і гуміновмісних добрив.

Розглянуто існуючі технології одержання органо-мінеральних добрив. Наведені способи одержання органо-мінеральних добрив не забезпечують рівномірне розподілення компонентів по всьому об'єму ґрунту.

Одним з найбільш реальних в сучасних умовах є спосіб виготовлення гранульованих органо-мінеральних добрив із змінним співвідношенням поживних та стимулюючих речовин захищений патентом України. Гранульований продукт, виготовлений згідно нової технології, має мінеральні та органічні складові, співвідношення яких визначається ґрунтово-кліматичними умовами їх застосування.

Проведені агродослідження нового типу гуміново-мінеральних добрив показали, що застосування їх в різних регіонах України дозволяє збільшити врожайність сільгоспкультур на 30 – 40 % при одночасному суттєвому зменшенні місту в них важких металів, нітратів та радіонуклідів.

ЕКСТРАГУВАННЯ ЦІЛЮВИХ КОМПОНЕНТІВ З ПОРИСТИХ СТРУКТУР (СИСТЕМА ТВЕРДЕ ТІЛО – РІДИНА)

Семеншин Є.М., Троцький В.І., Ковальська Ю.В.
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів.

Вилучення (екстрагування) цільових компонентів з пористих інертних структур являється найбільш розповсюдженою технологічною операцією в хімічній, харчовій, фармацевтичній та інших галузях промисловості.

Разом з тим, сучасний стан названих процесів, як рівно ж їх апаратне оформлення характеризуються відсутністю методів розрахунку, які базувались би на фундаментальних закономірностях, тому вибір здійснюється переважно на основі емпіричних залежностей оскільки кінетичні залежності, які б могли бути покладені в основу розрахунку розроблені недостатньо.

В ряді виробництв технологічні схеми не можуть задовольнити нинішнім вимогам, оскільки виробництво довготривале з одної сторони і не відповідає екологічним вимогам з другої сторони. Слід відзначити, що процеси, які пов'язані з вилученням цільових компонентів являються енергомісткими, тому інтенсифікація цих процесів дасть можливість зменшити витрати виробництва.

Реалізація процесів екстрагування пов'язана з різноманітними структурними модифікаціями пористих тіл, які містять цільовий компонент, який може розміщуватися як в твердому виді, так і у виді рідини, а екстрагування може здійснюватись в умовах фізичного розчинення компонента, так в умовах хімічної взаємодії з реагентом. Тому в загальному процеси екстрагування являються надзвичайно складними, а тому при реалізації цих процесів в умовах виробництва кожний об'єкт повинен бути досконало вивченим і експериментально дослідженим з метою розробки оптимального варіанту.

Згідно теорії гетерогенних процесів, екстрагування включає, як внутрішньо-молекулярний перенос так і зовнішню дифузію. Хоча в обох випадках перенос речовини є дифузійним – механізм цього переносу різний.

В залежності від природи цільового компоненту і екстрагенту, будови капілярів, а також умов проведення процесу, одна із вказаних стадій визначає швидкість всього процесу. Тому знання лімітуючої стадії дає можливість вибрати найбільш ефективні технологічні, чи фізичні умови, які будуть сприяти найбільш інтенсивному протіканню процесу.

Дослідження кінетики екстрагування цільових компонентів з мінеральної сировини (сірка, окис алюмінію, озокерит та інші) показали, що процеси екстрагування протікають в основному по внутрішньо-дифузійному механізму. Для опису кінетики екстрагування одержано рівняння виду:

$$\frac{t}{T} = \frac{1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 + \frac{6}{\varepsilon}(1 - \varphi_0) + \frac{2}{Bi}(1 - \varphi_0^3)}{1 + \frac{6}{\varepsilon} + \frac{2}{Bi}}, \quad (1)$$

$$\text{де } Bi = \frac{KR}{D_m}; \quad \varepsilon = \frac{K_{r0}R}{D_m}; \quad \varphi = \frac{r}{R};$$

t – біжучий час;

T – час повного розчинення;

φ_0 – безрозмірний радіус;

K – коефіцієнт масопередачі;

D_m – коефіцієнт стислої дифузії;

K_{r0} – коефіцієнт хімічної взаємодії.

Для внутрішньо-дифузійного механізму $\varepsilon \Rightarrow \infty$; $Bi \Rightarrow \infty$. Для міжфазової хімічної взаємодії $\varepsilon \ll 1$.

Разом з вищевказаним практика знає немало випадків, коли процес розчинення цільового компонента супроводжується виділенням в ході хімічної реакції нерозчинних продуктів. Утворені в ході реакції такі продукти ізолюють цільовий компонент від розчину і таким чином сповільнюють процес екстрагування. Мають місце протікання таких реакцій, які характеризуються виділенням газової фази у вигляді бульбашок, які закривають частину поверхні, сповільнюючи процес взаємодії. До таких об'єктів відносяться окислені мідні руди, які містять такі мінерали, як малахіт, мідний купорос, хрізосола, азурит, купріт та інші.

Математична модель екстрагування з таких об'єктів описується рівняннями:

$$\frac{C_1 D_m t}{R^2 \eta} = \frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3}; \quad A + \frac{C_1 D_m t}{R^2 \eta} = \frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3}; \quad (2)$$

$$\text{де } A = \frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3} - \operatorname{tg} \alpha \cdot t_1; \quad \operatorname{tg} \alpha = \frac{C_1 D_m}{R^2 \eta};$$

t_1 – тривалість першого періоду;

η – маса речовини в 1 м^3 ;

α – кут нахилу кінетичних кривих.

Поряд з розглянутими модифікаціями пористих структур, що містять цільовий компонент в твердому вигляді мають місце структури, які здатні на попередніх стадіях технологічного процесу (транспортування) об'єднуватись у більші агрегати закриваючи доступ розчинника до поверхні цільового компонента. До таких структур відносяться металоорганічні реакційні маси, що містять, наприклад, фероцен. Тому вилучення цільового компонента з таких структур являє собою великі труднощі.

Для опису кінетики екстрагування з таких структур одержано рівняння виду:

$$C_s - C = \frac{\rho^2}{8\tau^2} \left[\left(\frac{4\tau}{\rho} + \frac{1}{\beta} \right) \pm \sqrt{\left(\frac{4\tau}{\rho} + \frac{1}{\beta} \right)^2 - \frac{16\tau^2 C_s}{\rho^2 \beta}} \right] \quad (3)$$

$$\text{де } \tau = \frac{Kt_{\text{cep}}}{d_0}; \quad K = \frac{\rho d_0}{2\beta} \operatorname{tg} \alpha; \quad \beta = \frac{M}{W}; \quad M_0 - M = W(C_1 - C_n); \quad K - \text{коефіцієнт масовіддачі}$$

Ще більш складним з точки зору кінетики являється екстрагування цільових компонентів з рослинної сировини (насіння ріпаку, амаранту, дикої моркви, виноградної кісточки та інших). Експериментальні дослідження проведені нами показали, що процес екстрагування протікає дуже повільно (декілька діб), що пояснюється наявністю бар'єрів на шляху проникнення речовин з середини зерна до поверхні фазового контакту з розчинника.

Для таких об'єктів нами одержано рівняння, яке задовільно описує процес:

$$1 - \frac{C}{C_{\max}} = Ae^{-a\tau} + Be^{-b\tau} \quad (4)$$

де $C, C_{\max}$ – концентрації;

A, B, a, b – постійні, які визначаються шляхом постановки експерименту.

Якщо найбільш повільною стадією являється внутрішня дифузія, то процес подрібнення крупних частинок може сприяти збільшенню швидкості екстрагування за рахунок переводу процесу з внутрішньо-дифузійної області у зовнішньо-дифузійну.

Слід зазначити, що подрібнення сировини з метою інтенсифікації процесу має певні протиріччя, оскільки з однієї сторони процес переводиться у зовнішньо-дифузійну область, а з другої подрібнення є

енергомістким процесом, який пов'язаний з підвищенням енерговитрат. Суміщення процесів подрібнення і екстрагування в один процес, можна досягнути значного економічного ефекту.

В умовах хімічної взаємодії, коли реакція супроводжується виділенням продуктів з обмеженою розчинністю, збільшення виходу цільового компоненту як і рівно ж зменшення тривалості процесу можна здійснити за рахунок проміжних промивок.

Одним із методів інтенсифікації процесу екстрагування є підвищення температури, однак цей метод може бути успішно використаний для таких цільових компонентів, які не міняють своїх властивостей при порівняно високих температурах.

Таким чином, інтенсифікація процесів екстрагування з пористих структур пов'язана з вирішенням ряду проблем, які залежать від фізичних властивостей досліджуваних систем, їх структури, величини капілярів, характеру розміщення цільових компонентів, в капілярах, природи розчинника та інше.

ВЛИЯНИЕ ДОБАВОК ПАВ НА РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА СУСПЕНЗИИ СЫРЬЕВОЙ ШИХТЫ ДЛЯ СИНТЕЗА ВТСП МАТЕРИАЛОВ

Зражевский В.И., Шишков Н.И.

Украинский государственный химико-технологический университет, г. Днепропетровск

Важнейшей технологической стадией получения высокотемпературных сверхпроводящих материалов есть стадия смешения, на которой закладываются качественные показатели конечного продукта. Наибольшей эффективности смешения можно достичь в случае поведения процесса в водной суспензии смеси исходных твёрдых компонентов. При этом существенно уменьшается длительность перемешивания, а также ликвидируется пылевыведение.

Применение поверхностно-активных веществ (ПАВ) позволяет существенно повысить концентрацию твёрдой фазы в суспензии при сохранении первоначальной текучести, а также обеспечить устойчивость образованной высокодисперсной системы, что важно в технологии твёрдофазного синтеза. Ранее [1], с точки зрения физико-химии поверхностных явлений, выбран вид ПАВ и определены концентрационные пределы его введения, обеспечивающие требуемое состояние системы. Однако информация о реологических характеристиках суспензии, которые определяют её состояние, отсутствуют, что и послужило необходимостью восполнить этот пробел.

Потребляемая механической мешалкой мощность при всех прочих равных условиях будет определяться плотностью и, особенно, вязкостью среды, которые зависят от концентрации суспензии и её структуры. Поэтому определили граничное напряжение сдвига P_m и пластическую вязкость ν для различных концентраций и температур в априорно выбранном диапазоне [1].

Образцы готовили следующим образом. Шихту ВТСП получали смешиванием исходных компонентов в мольном соотношении $Y:Ba:Cu = 1:2:3$. Добавляли к ней чистую воду или раствор ПАВ в таком количестве, чтобы концентрация твёрдой фазы составляла 25 – 70 % масс. Раствор ПАВ имел концентрацию 0,008 – 0,08 % масс. Реологические характеристики измеряли с помощью ротационного вискозиметра ВСН-3, который предназначен для определения характеристик упруго-вязко-пластических тел.

В табл. 1 приведены результаты измерений водной суспензии. Эта часть исследований проведена с целью получения базовых значений для определения эффекта добавок ПАВ.

Таблица 1 – Реологические характеристики водной суспензии шихты

Температура, К	Концентрация твёрдой фазы, С % масс					
	25		45		55	
	P_m , Па	ν , мПа·с	P_m , Па	ν , мПа·с	P_m , Па	ν , мПа·с
298	1,41	4,26	35,8	5,31	184,21	28,65
318	1,63	3,82	46,23	4,27	193,57	19,83
338	1,71	2,98	48,15	3,83	201,22	18,11

Из анализа данных следует, что с повышением температуры в рассмотренном интервале предельное напряжение сдвига возрастает, а пластическая вязкость ν уменьшается при любом значении концентрации. Увеличение концентрации твёрдой фазы вызывает рост обоих характеристик для всех температур. Однако степень влияния факторов различна: рост концентрации сильнее изменяет параметр (P_m , ν), чем

увеличение температуры, и тем существеннее, чем больше концентрация. Аналогичные качественные зависимости получены и в случае добавки поверхностно-активных веществ.

Влияние ПАВ на критическую концентрацию структурообразования (ККС) суспензии выявлено из анализа зависимости граничного напряжения сдвига от концентрации твёрдой фазы, рис. 1. ККС отвечает точке перегиба на графике. Как видно из приведённых данных, изменение величины ККС с введением в систему разного количества ПАВ, происходит в пределах границы ошибки измерений и расчётов реологических параметров. Следовательно, в рассмотренных границах концентраций неонол не влияет на величину ККС.

Зависимость минимальной вязкости предельно разрушенной структуры η_m от концентрации ПАВ для суспензий с разным содержанием твёрдой фазы представлена на рис. 2. Как видно из рисунка для всех дисперсий вязкость уменьшается и достигает минимума при $C_{\text{пав}} = 0,009 \%$, а потом возрастает, но в разной степени и даже превышает значение η_m для случая дисперсионная среда – чистая вода. Таким образом, добавление малых количеств ПАВ эффективнее повышает текучесть суспензий, чем увеличение её влагосодержания.

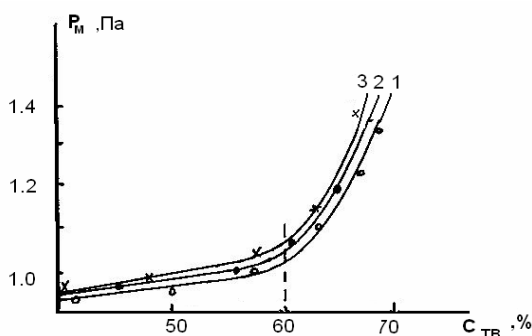


Рис. 1 – Зависимость предельного напряжения сдвига от концентрации суспензии при разной концентрации неонол 1-0%масс; 2-0.009%; 3-0.05%

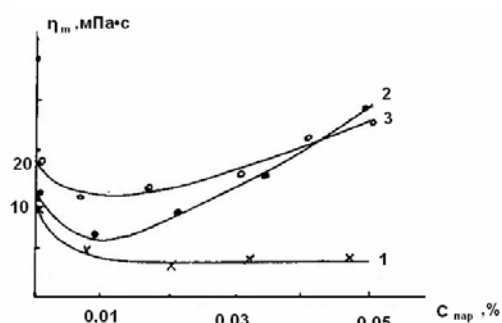


Рис. 2 – Зависимость минимальной вязкости предельно разрушительной структуры от концентрации неонол при различном содержании твёрдой фазы 1-60% масс; 2-65%; 3-70%

Поскольку достижение минимальной вязкости предельно разрушенной структуры происходит при развитии значительных градиентов скоростей деформации в смесительных аппаратах, был выполнен сравнительный анализ затрат мощности различных типов мешалок для перемешивания суспензий с концентрацией твёрдой фазы 60 и 70 % масс для случаев отсутствия ПАВ и случаев введения его раствором с концентрацией 0,009 и 0,05 % масс. В табл. 2 приведены диапазоны изменения потребляемой мощности мешалок в процентах по сравнению со случаем перемешивания в чистой воде (“-” отвечает уменьшению, “+” увеличению мощности).

Таблица 2 – Относительное изменение мощности мешалок

Тип мешалки	Добавка ПАВ			
	0,009 % масс		0,05 %масс	
	60 % масс	70 % масс	60 % масс	70 % масс
Турбинная	-9,7	-3,5	-9,7	+4,8
Двухлопастная	-13,6	-4,0	-13,6	+7,0
Четырёхлопастная	-12,9	-4,0	-12,9	+7,2
Якорная	-16,2	-6,0	-16,2	+7,9
Пропеллерная	-10,8	-2,2	-10,8	+4,4

Увеличение содержания твёрдой фазы в суспензии уменьшает эффект снижения потребляемой мощности на перемешивание с добавками ПАВ, а в случае использования 0,05 % раствора в суспензии 70 % дисперсной фазы наблюдается даже возрастание энергозатрат. Связано это с повышением вязкости дисперсной среды вследствие присутствия в растворе большого количества мицелл, которые склонны объе-

стічних вод від барвників, ПАР та інших високомолекулярних речовин в зв'язку з тим, що діаметр каналів клиноптилолітів дорівнює 0,38 – 0,62 нм, а розміри деяких органічних речовин відповідно складають (барвник кристалічний фіолетовий 1,42 нм, конго червоний 1,29 нм). Очевидно, що використання цеолітів розмір пор яких менше за розміри молекул розчиненої речовини є неефективним.

Для регулювання молекулярно-ситових та інших властивостей цеолітів їх піддають термічній обробці та хімічній модифікації. Обробка клиноптилоліту слабкими розчинами кислот приводить до видалення катіонів металів (декатіонування), а при дії більш концентрованих кислот проходить деалюмініювання. При цьому збільшується об'єм внутрішніх каналів сорбенту, а також з'являється у структурі мінералу деяка кількість перехідних та макропор.

Нами виконані дослідження по термічній та хімічній активації цеоліту та адсорбції ним прямих барвників із стічних вод. На основі цих досліджень розроблена енергоощадна технологія очищення стічних вод, принципова технологічна схема якої представлена на рисунку.

В бункер 1 завантажують попередньо подрібнений термічно активований при $t = 300\text{ }^{\circ}\text{C}$ цеоліт (що відповідає найбільшій його сорбційній здатності), а в ємність 3 заливаємо попередньо приготовлений розчин кислоти (сірчаної або соляної). В ємності 4 відбувається процес змішування та хімічної активації цеоліту. Одержаний модифікований цеоліт направляємо на стрічковий фільтр, де проходить відділення кислоти від цеоліту. Відпрацьований розчин кислоти поступає на регенерацію. Підготовлений цеоліт промиваємо від залишків кислоти в ємності 6 (до настання нейтральної реакції). Промитий цеоліт направляємо на стрічковий фільтр. Розчин, що утворився на стадії промивання сорбенту, також направляємо на стадію регенерації кислоти, а цеоліт поступає в сушарку киплячого шару, в яку подаються топки газу при температурі $300\text{ }^{\circ}\text{C}$. Висушений цеоліт збираємо в ємності 9, звідки дозатором 18 направляємо на трьохступеневу адсорбційну протитечіну установку.

Робота адсорбційної установки здійснюється в такій послідовності: з бункера 9 свіжий модифікований цеоліт поступає в апарат з мішалкою 11 першої ступені, в якому контактує з водою, очищеною від барвника на попередніх двох ступенях. Суспензію після адсорбції направляємо в відстійник першої ступені, а очищену воду відводять на біологічне очищення або в каналізацію. Цеоліт з відстійника 10 поступає на другу ступінь адсорбції. Таким чином, суспензія послідовно проходить ряд стадій адсорбції та розділення і після центрифуги 19 відпрацьований сорбент викидаємо у відвал. Забруднена вода рухається протитоком до сорбенту з III до I ступені відповідно, що дозволяє найповніше використовувати поглинальну здатність цеоліту – клиноптилоліту і тим самим значно зменшити його витрату.

ПАРАМЕТРИ ДЕФЛЕГМАТОРА ПОВІТРЯНОГО ОХОЛОДЖЕННЯ ВПРОВАДЖЕНОГО В СИСТЕМУ КОНДЕНСАЦІЇ БРУВАК—М

Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.

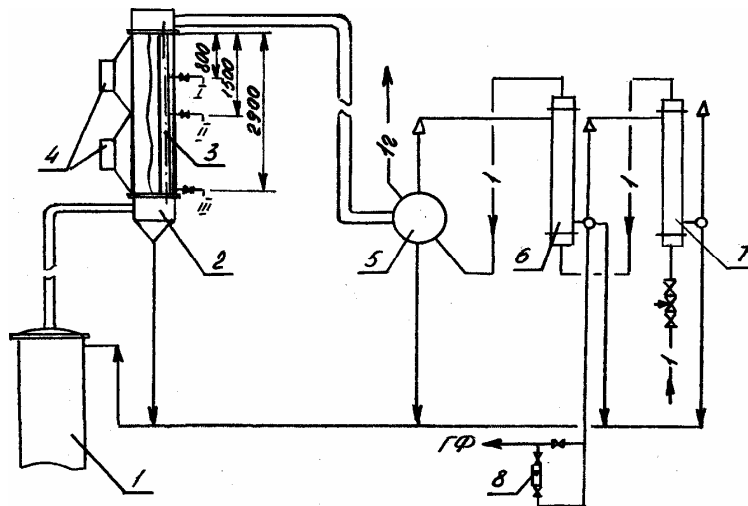
Український науково—дослідний інститут спирту і біотехнології продовольчих продуктів, м. Київ

В світовій та вітчизняній хімічній та нафтохімічній промисловості, з метою зменшення витрати води як з природних джерел, так і оборотного водопостачання, для відведення надлишкового тепла технологічних процесів широкого застосування набули апарати повітряного охолодження, які мають велику вагу і поверхню теплообміну [1, 2] і тому їх використання в спиртовій промисловості недоцільне.

Для конденсації ввідно—спиртової пари з колон брагоректифікаційної установки (БРУ) нами розроблено дефлегматор повітряного охолодження (ДПО), який розрахований за методикою [3] для роботи як за атмосферного тиску, так і під тиском нижче атмосферного і має простіше конструктивне виконання та значно меншу вагу.

Дефлегматори повітряного охолодження найбільш доцільно встановлювати вертикально на покритті споруди брагоректифікації, що дає можливість в прохолодний період року конденсувати ввідно—спиртову пару без прокачування охолоджуючого повітря через теплообмінні труби вентиляторами, тобто за рахунок природної конвекції і виключає необхідність перекачування флегми насосом.

За виконаними розрахунками було виготовлено дослідний зразок ДПО, який підключено в систему конденсації ввідно—спиртової пари епіюраційної (ЕК) колони брагоректифікаційної установки непрямої дії (БРУНД) продуктивністю 6000 дал спирту за добу Маловисківського спиртового заводу. Схему підключення ДПО в систему конденсації епіюраційної колони БРУНД наведено на рис.1, а його основну технічну характеристику — в табл.1.



1—епіюраційна колона; 2—ДПО; 3—пучок теплообмінних труб; 4—вентилятори; 5—дефлегматор;
6—конденсатор; 7—спиртоуловлювач; 8—ротаметр;
I, II, III—точки відбору проб по висоті теплообмінних труб

Рис.1 — Схема підключення ДПО до епіюраційної колони БРУНД

Таблиця 1 — Технічна характеристика дослідного зразка ДПО

Найменування параметрів	Показники параметрів
Середовище в трубному просторі	Водно—спиртова пара, рідина,
Температура пари на вході в ДПО, °С:	60...100
Максимальний робочий тиск, МПа	0,15
Середовище в міжтрубному просторі	Атмосферне повітря
Температура повітря на вході в ДПО, °С:	—30...+35
Поверхня теплообміну, м ² :	
внутрішня	27,7
оребрена	500
Кількість теплообмінних труб, шт.	140
Довжина труб, м	3
Матеріал теплообмінних труб	Сталь 12Х18Н10Т
Коефіцієнт оребрения	14
Кількість вентиляторів, шт.	2
Потужність електродвигуна вентилятора, кВт·год	0,75
Маса (з ручним приводом жалюзей), кг	2200
Термін експлуатації, років, не менше	15

Технологічний процес на установці відбувається таким чином. Вводно—спиртова пара з верхньої частини епіюраційної колони (1) надходить в нижню камеру ДПО (2) і піднімається по пучку оребраних теплообмінних труб (3) у його верхню камеру. В теплообмінних трубах ДПО, за рахунок продування двома вентиляторами (4) крізь пучок теплообмінних труб охолоджуючого повітря, або за рахунок природної конвекції, відбувається конденсація вводно—спиртової пари.

Конденсат вводно—спиртової пари в теплообмінних трубках стікає в нижню камеру ДПО і при цьому контактує з вводно—спиртовою парою, яка піднімається по трубах у верхню камеру.

Несконденсована в ДПО вводно—спиртова пара з верхньої камери надходить, для остаточної конденсації охолоджуючою водою, в дефлегматор (5), конденсатор (6) та спиртоуловлювач (7). Витрата охолоджуючої води на поверхні теплообміну (7, 6 і 5) регулюється автоматично по величині тиску над верхньою тарілкою ЕК (1).

Флегма з нижньої камери ДПО (2), дефлегматора (5) та погони з конденсатора (6) і спиртоуловлювача (7) відводиться на верхню тарілку колони (1).

Із конденсатора (6) відбирається фракція головна етилового спирту, витрата якої контролюється за ротаметром (8) і через спиртовимірюючий апарат відводиться в спиртоприймальне відділення.

З метою визначення розподілу домішок етилового спирту по висоті теплообмінних труб ДПО відбирались проби конденсату ввідно—спиртової пари з пробовідбірників I, II, і III. Відібрані проби підлягали, згідно ДСТУ 4222:2003 [4] аналізам на газовому хроматографі „Кристал 2000М”. Результати аналізів наведено в табл.2.

В результаті досліджень встановлено, що в теплообмінних трубах ДПО відбувається суттєве концентрування домішок головного характеру, а також метанолу, що позитивно впливає на їх виведення в концентрованому вигляді з фракцією головною етилового спирту і тим самим покращує якість спирту етилового ректифікованого.

Дослідний зразок ДПО здано міжвідомчій комісії, яка зафіксувала економію охолоджуючої води з природних джерел 0,04 м³/дал.

Таблиця 2 — Концентрація домішок спирту по висоті теплообмінних труб ДПО

№ точки відбору	Назва та вміст домішки											Метиловий спирт, %об.
	Альдегіди	Естери, мг/дм³					Ствушні спирти, мг/дм³					
		метилацетат	етилацетат	ізобутилацетат	ізоамилацетат	етилбутират	н-пропанол	ізопропанол	н-бутанол	ізобутанол	ізоамілол	
I	803	175,6	5212	78,6	3,46	93,2	263	579	1,74	105	19,4	0,0193
II	489	57,6	1802	39,2	4,36	98,6	447	411	0,56	219	53,6	0,0130
III	284	14,6	1776	26,8	7,46	100,8	408	292	0,50	236	59,0	0,0097

Тривала експлуатація дефлегматорів повітряного охолодження на шести спиртових заводах показала наступне:

- можливість необмеженого використання повітря як хладоагенту і плавного регулювання роботи конденсаційної системи відносно продуктивності колон БРУ;
- відсутність накипу та корозії на поверхні теплообміну, що зменшує витрати на чистку ДПО;
- зменшення питомої витрати електроенергії на подачу хладоагенту в ДПО в порівнянні з конденсацією ввідно—спиртової пари водою;
- виключення випадків замерзання води в ДПО та трубопроводах в зимовий період року, що особливо важливо при розташуванні БРУ за межами приміщення.

Література

1. Шмеркович В.М. Применение аппаратов воздушного охлаждения при проектировании нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1971. 263 с.
2. Крюков Н.П. Аппараты воздушного охлаждения. М.: Химия, 1983. 167 с.
3. Методика теплового и аэродинамического расчета аппаратов воздушного охлаждения / В.Г. Мамонтов, В.И. Петровых, Г.А. Марголин, В.Е. Вайсман / На правах рукописи. ВНИИНЕФТЕМАШ, 1982. 100 с.
4. ДСТУ 4222:2003. Горілки, спирт етиловий та водно-спиртові розчини. Газохроматографічний метод визначення вмісту мікрокомпонентів. Чинний від 2004—10—01, К.: Держспоживстандарт України, 2004. 8 с.

СУШІННЯ МЕТАТИТАНОВОЇ КИСЛОТИ (МТК) У ВИРОБНИЦТВІ ПІГМЕНТНОГО ДВООКИСУ ТИТАНУ

Ханик Я.М., Станіславчук О.В., Дулеба В.П.

Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Діоксид титану є одним з найважливіших неорганічних матеріалів, що визначають технічний прогрес у багатьох галузях народного господарства, а саме у виробництві лакофарбових матеріалів, високоякісного паперу, пластмас, штучних волокон і шкіри, гумотехнічних виробів тощо [1].

Технологія виготовлення пігментного двоокису титану є складною і енергоємною. Одним з етапів, який визначає продуктивність технологічної лінії виробництва цього матеріалу є розклад МТК в оборто-

вій печі за температури 930 °С. Продуктивність печі визначається значною мірою початковою вологістю цього пастоподібного матеріалу, яка після фільтрування МТК на барабанному вакуум-фільтрі становить приблизно 50 – 60 %. Тобто більша частина довжини печі й теплової енергії використовується для випаровування води, а не для здійснення процесу розкладу МТК. Тому важливою задачею є збільшення продуктивності печі за рахунок ефективного її використання.

На нашу думку, більш ефективним і економічно доцільним було б включення у технологічну схему виробництва пігментного двоокису титану стадії сушіння пастоподібної МТК перед стадією її розкладу, з використанням якості теплоносія вторинних енергоресурсів.

Нами вивчена гідродинаміка і кінетика процесу сушіння МТК у щільному шарі за різної її структурної модифікації. Отримані залежності, які дозволяють прогнозувати гідродинаміку і кінетику сушіння цього продукту. Результати досліджень показали, що сушіння за певної структурної модифікації відбувається інтенсивно і дає змогу за короткий час зменшити початкову вологість майже до 1 %, тобто в 60 разів, що дозволить в декілька разів збільшити продуктивність оберткової печі розкладу, а відтак і випуск готового високоякісного продукту.

Впровадження досліджуваного процесу сушіння є економічно і екологічно доцільним не тільки за рахунок збільшення продуктивності технологічної лінії виробництва двоокису титану, а й за рахунок значного зменшення питомих енергозатрат на розкладання МТК, оскільки для здійснення цього процесу досліджуваним нами методом можна використовувати вторинні енергоресурси, наприклад, відпрацьований після оберткової печі теплоносій або теплоту екзотермічних реакцій.

Література

1. В.Г. Заречений, І.П. Воробйова, Л.Н. Чопова. Про проблеми титановмісної сировини. Хімічна промисловість України. – 2002. – №1. – С.7.

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕМПЕРАТУРНОГО ПОЛЯ ПРИ ОДЕРЖАННІ ГУМІНОВО-МІНЕРАЛЬНИХ ДОБРИВ

Корнієнко Я.М., Магазій П.М., Степанюк А.Р.

Національний технічний університет України “Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Застосування технології псевдозрідження для утилізації рідких промислових відходів з одержанням твердих композитів із заданим фізико-хімічними властивостями сприяє підвищенню екологічної безпеки в промисловості та впровадженню принципів сталого розвитку при землекористуванні.

Дослідження кінетики процесу дозволило встановити, що гранулоутворення гуміново-мінеральних добрив з рідких композитних систем в псевдозрідженому шарі знаходяться в стійкій області тільки при відповідних значеннях технологічних параметрів. До найбільш суттєвих параметрів відноситься температура у псевдозрідженому шарі, яка визначає як кінетику зневоднення і грануляції так і інтенсивність джерела внутрішнього центру гранулоутворення, що забезпечує безрецикловий процес.

Експериментальні дослідження показали, що збільшення зони диспергування дозволяє досягти коефіцієнту гранулоутворення до $\psi \geq 95 \%$, але при цьому суттєво зменшується інтенсивність подрібнення. Найбільший градієнт температур $dT/dZ = - (2750 - 3250) \text{ К/м}$ спостерігається на вході в апарат, в зоні що знаходиться безпосередньо біля горизонтального розподільного пристрою. В зоні, де розташовано диспергатор, значення градієнту температури $\frac{dT}{dz} = 0$, при цьому значення температури середовища на-

ближається до температури “мокрого” термометра. В цій зоні відбувається сорбція диспергованої рідкої фази поверхнею гранул та їх порами, внаслідок чого збільшується їх фактична густина, що прискорює їх “осідання” в нижню частину апарату.

Визначені зміни градієнтів температур в зонах інтенсивного теплообміну, зрошення та релаксації, з урахуванням кінетики гранулоутворення, є підставою для подальшого вдосконалення організації процесу та конструкції апарату.

УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ ФІБРОБЕТОНУ

Андрєєв І.А., Зубченко Ю.С., Сухова Т.В.
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Процес змішання компонентів суміші, при якому закладаються основи майбутньої структури, впливає на фізико-механічні властивості і зовнішній вигляд виготовлених виробів.

У процесі віброекструзії має місце ламінарне конвективне змішання. Віброекструзійна ламінарна зсувна течія здійснюється під дією гідростатичного тиску маси в результаті тиксотропного зниження в'язкості композиції. Кількісним критерієм ламінарного змішання є ступінь збільшення площі поверхні поділу між компонентами, що у свою чергу залежить від сумарної деформації і початкової орієнтації поверхні.

Краще змішання буде досягатися за умови підвищення макрооднорідності суміші, що у віброекструзійній технології забезпечується розподілом на поверхні тонкого шару розчину фібр і змочуванням їх перед змішуванням. Додаткове зрошення часткою необхідної води сухої поверхні фібр сприяє інтенсифікації ламінарного конвективного змішування компонентів при віброекструзії за рахунок покращення адгезії (зчеплення) фібр з розчином.

Величина середньої деформації зсуву при віброекструзії залежить від геометричних параметрів бункера віброекструдера. Таким чином, необхідна якість змішання забезпечується також конструктивними особливостями обладнання. Для підвищення сумарної деформації зсуву пропонується внутрішню порожнину бункера віброекструдера, що змішує, додатково забезпечити похилими перегородками. В результаті цього внутрішня порожнина доповниться сполученими між собою відсіками з наскрізними вікнами або каналами, що звужуються, причому кожне наступне вікно по ходу руху суміші необхідно виконувати меншим попереднього. Тоді всередині бункера віброекструдера буде відбуватися перерозподіл суміші і досягатися більша величина сумарної деформації зсуву.

Впровадження наведених удосконалень забезпечує збільшення міцності зразків, підвищення продуктивності процесу і, за рахунок цього, зменшення вартості сформованих виробів (при віброекструзії базальтофібробетонних виробів границя міцності при вигині збільшується приблизно на 5 %, а продуктивність – в 1,4 рази).

УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСІВ ГАЗОСЕПАРАЦІЇ ТА ГАЗОСЕПАРАЦІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ НАФТОГАЗОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ

Ляпощенко О.О.
Сумський державний університет, м. Суми

Природний газ, що надходить зі свердловин, містить значну кількість краплинної рідини, що складається з мінералізованої води, газового конденсату, метанолу й інших, як правило, у кількості 30 – 40 г/м³, але сягаючих навіть 200 – 800 г/м³. Застосовуване в технологічних лініях газопереробних виробництв традиційне газосепараційне обладнання відрізняється низьким ступенем розділення (ефективність розділення не перевищує 30 – 40 %, а іноді сягає навіть 15 %), що забезпечує лише грубе очищення нафтових побіжних і природних газів. Тому дослідження направлені на вирішення питань вдосконалення технології та техніки очищення побіжного нафтового і природного газів постають актуальними, бо постійно підштовхуються все жорсткішими вимогами до якості продуктів і ступеня використання енергоресурсів нафтогазового комплексу України.

Метою досліджень є визначення гідродинаміки криволінійних течій по каналах інерційно-фільтруючого газосепараційного устаткування, в якому удосконалено динаміку руху газорідинного потоку, що забезпечує підвищення здатності вловлювання (запобігання вторинному унесенню, створення стабільного стікання вловленої рідини) та зниження гідравлічного опору і, отже, інтенсифікацію та під-

вищення питомої продуктивності й ефективності процесу сепарації високодисперсної краплинної рідини з потоку попутного нафтового та природного газів.

Об'єктом дослідження є процес сепарації високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку попутного нафтового та природного газів, і застосовуване газосепараційне обладнання.

На основі виконаних теоретичних і експериментальних досліджень отримані такі наукові результати:

- на підставі теоретичного аналізу створених фізичної і математичної моделі руху газокраплинного потоку та за допомогою комп'ютерного моделювання розроблено умови реалізації нового способу сепарації високодисперсної краплинної рідини з потоку попутного нафтового та природного газів із використанням нових конструкцій інерційно-фільтруючого газосепараційного обладнання;

- проведено узагальнення математичних рівнянь, які дозволяють розраховувати гідродинамічні та сепараційні показники інерційно-фільтруючого газосепараційного обладнання;

- за результатами експериментальних досліджень модельних та натурних зразків сепараційних пристроїв і їх узагальнення отримано гідравлічні та сепараційні характеристики інерційно-фільтруючих крапле- та тумановловлювачів пропонуєваних конструкцій.

На основі проведених досліджень гідродинамічних процесів розроблено методики розрахунку інерційно-фільтруючих газосепараторів, що дозволяють визначити параметри процесу сепарації та основні геометричні розміри сепараційних вузлів.

Запропоновано нові, захищені деклараційними патентами України, способи газосепарації та нові конструкції інерційно-фільтруючих газосепараторів, що дозволяють значно підвищити ступінь сепарації.

Отримані наукові результати впроваджені у виробництво на промислових підприємствах нафтогазового комплексу України, а саме: розроблено і впроваджено у виробництво конструктивні та технологічні рішення щодо підвищення ефективності роботи контактора блока осушування газу, модернізовано жалюзійні газосепаратори дотискувальної компресорної станції IV ступеня стискування на Качанівському газопереробному заводі, сітчасті газосепаратори Глинсько-Розбишівського виробництва та нафтогазові сепаратори Анастасівської газліфтно-компресорної станції, що входять до складу ВАТ „Укрнафта”.

На підставі аналізу процесів сепарації мікрокраплинної вологи у газовому середовищі виявлено недоліки існуючих газосепараційних пристроїв та визначено перспективні напрямки організації руху газокраплинного потоку, що поєднує кращі переваги інерційних та фільтруючих способів сепарації з метою покращення якості газового потоку.

Експериментально досліджено розподіл швидкостей руху газового потоку у модельних зразках інерційно-фільтруючих крапле- та тумановловлювачів, проведено порівняння отриманих результатів з теоретичними розрахунками та отримано гідравлічні та сепараційні характеристики як модельних, так і промислових зразків інерційно-фільтруючих газосепараторів. Проведено комп'ютерне моделювання руху потоку природного газу у каналах інерційно-фільтруючих газосепараторів, що дало змогу визначити місце розміщення та розміри фільтруючого елемента.

Результати промислових випробувань дослідно-промислових зразків газосепараторів довели високу ефективність запропонованого обладнання. Проведено дослідно-промислову апробацію та впроваджено розроблені інерційно-фільтруючі сепараційні пристрої в промислові зразки газосепараційних апаратів. У результаті надано рекомендації щодо розробки та впровадження нових інерційно-фільтруючих газосепараторів на промислових підприємствах нафтогазового комплексу України.

ВПЛИВ ДИСПЕРСНОСТІ МАТЕРІАЛУ НА СУШІННЯ В ЩІЛЬНОМУ ШАРІ

Кіндзера Д.П., Ханік Я.М., Атаманюк В.М.

Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Сушіння в щільному шарі дрібнодисперсних матеріалів, які складають близько 80 % від усіх висушуваних, коли теплоносієм рухається в напрямку “шар матеріалу → перфорована решітка” має ряд суттєвих переваг перед існуючими методами, такими як киплячий та стаціонарний шари, коли теплоносієм подається під перфоровану решітку. У випадку киплячого шару, при наявності внутрішньої пористості частин матеріалу, сушіння стає енергоємним та неефективним. Під час сушіння полідисперсних матеріалів високої вологості у КШ, виникають певні труднощі, пов'язані з гідродинамічною нестійкістю шару (винесення, залягання, комкування). У випадку стаціонарного шару, процес характеризується нерівномірністю сушіння з частим перегріванням матеріалу та значною енергоємністю, оскільки волога з матеріалу виділяється тільки шляхом фазового перетворення.

Для висушування полідисперсних матеріалів запропонований метод сушіння у щільному шарі під час профільтровування теплоносія в напрямку “шар матеріалу → перфорована решітка”, який дає можливість скоротити тривалість сушіння, зменшити енергетичні затрати на організацію процесу та фазове перетворення вологи, оскільки значна її кількість видаляється рухомих теплоносієм у період механічного витіснення та винесення, отримати матеріал з однаковою кінцевою вологістю, зробити процес сушіння екологічно безпечним. Однак, під час такого зневоднення, можуть виникати труднощі, пов’язані з наявністю значної кількості дрібнодисперсної фракції в шарі матеріалу (з розмірами частин меншими ніж $1,0 \cdot 10^{-3}$ м). При наявності високої вологості, дрібнодисперсна фаза потоком теплоносія переміщується в нижню частину шару і створює щільний прошарок, що є причиною різкого зростання його гідравлічного опору та зменшення швидкості руху теплоносія. Тому, пропонується попереднє відмивання дрібнодисперсної фракції з подальшим її сушінням контактним методом, в той час, коли зневоднення частинок основних розмірів проводиться у щільному шарі. Нами запропонована установка для реалізації процесу сушіння в щільному шарі коли теплоносій рухається в напрямку “шар матеріалу → перфорована решітка” (на прикладі збагаченого вугілля з подальшим його використанням в теплових станціях), а також отримані залежності, що дозволяють розрахувати основні розміри апарату та прогнозувати процес.

СУШІННЯ ГЛИНИ У ЩІЛЬНОМУ ШАРІ

Ханик Я.М., Римар Т.І., Креховецький О.М.

Національний університет „Львівська політехніка”, м. Львів

У наш час сушіння глини, що використовується для виготовлення високоякісних керамічних виробів, здійснюється різними методами і, здебільшого у розпилюючих сушарках. Шлікер, який подається на розпилюючі пристрої апарату має вологість більше ніж 60 %, яка випаровується за рахунок теплової енергії. Процес сушіння характеризується високою інтенсивністю, але і високими питомими енерговитратами. Крім цього під час сушіння такої дрібної дисперсної фази (розмір частин досягає декілька мікрометрів) має місце часткове винесення висушеної фракції потоком теплоносія, що збільшує запиленість промислових приміщень. Недоліками такого сушіння також є те, що така фракція важко вловлюється існуючими очисними апаратами; сушильні установки мають великі габаритні розміри; температура газу, що поступає на сушіння є відносно великою ($300 \div 250$ °C).

Нами запропонован метод сушіння кускової глини неправильної форми у щільному шарі, який забезпечує високу відносну швидкість обтікання частин, що обумовлює високі значення коефіцієнтів тепло- та масообміну. Разом із цим досягається рівномірне сушіння частин матеріалу по перерізу апарату. Винесення твердої фази газовим потоком практично виключене.

Особливістю такого процесу є те, що теплоносій має значно нижчу температуру $150 \div 175$ °C, ніж у існуючих сушильних агрегатах, що приводить до значно менших втрат теплової енергії у довкілля. Варто зауважити також, що поверхня запропонованих нами сушарок є у 10 разів меншою порівняно з розпилюючою сушаркою.

В результаті досліджень отримані гідродинамічні та кінетичні залежності сушіння глини залежно від різних технологічних параметрів. Отримані залежності дозволяють спрогнозувати процес сушіння; визначити питомі енергетичні затрати. Так, наприклад, сушіння у щільному шарі кускової глини дозволяє отримати сировину із необхідною вологістю за питомих енергетичних затрат у 3 рази менших, ніж у розпилюючій сушарці. Однак сушіння кускової глини, має той недолік, що частини мають різні розміри неправильної геометричної форми і процес сушіння лімітується величиною частин матеріалу.

ДОСЛІДЖЕННЯ АДСОРБЦІЙНОЇ ЗДАТНОСТІ АКТИВОВАНОГО ЦЕОЛІТУ З ВРАХУВАННЯМ ККМ ПРЯМИХ БАРВНИКІВ

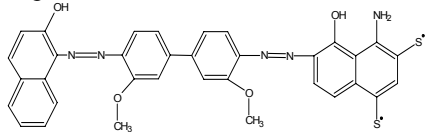
Ягольник С.Г., Кочубей В.В., Троцький В.І.

Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

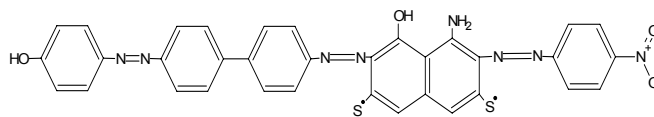
Одним з ефективних методів очищення стічних вод від прямих барвників є адсорбційний, але ефективність використання сорбентів визначається внутрішньою будовою молекул барвника і пор сорбенту.

Молекули усіх ПАР, в т. ч. і барвників – прямого зеленого і синього є дифільними. Вони містять неполярний гідрофобний радикал і полярну гідрофільну групу.

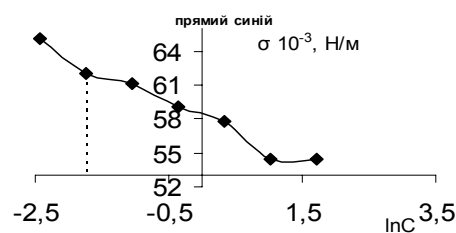
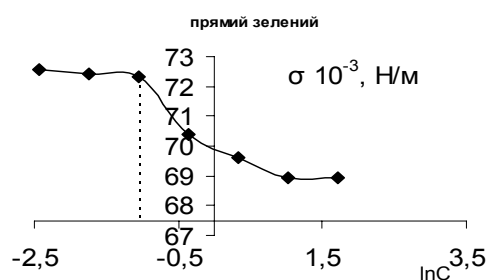
Прямий синій



Прямий зелений



Потрапляючи у воду дифільні молекули адсорбуються на поверхні рідини, орієнтуючись полярними групами до води, а неполярними до повітря, і зменшують поверхневий натяг води. При критичній концентрації міцелоутворення (ККМ) на поверхні води утворюється насичений адсорбційний шар, а в об'ємі розчину молекули ПАР утворюють трьохмірні асоціати – міцели. Процес асоціації барвників в міцели ускладнює дослідження їх адсорбції на поверхні твердих пористих сорбентів (наприклад цеоліту) внаслідок встановлення динамічної рівноваги між молекулами ПАР і їх асоціатами. ККМ визначали шляхом дослідження залежності $\sigma = f(\ln C)$ методом відриву кільця (рис 1, 2).



Утворенню асоціатів барвників в розчині відповідає поява точки зламу на цих кривих. $C_{\text{ККМ зел}} = 0,37 \text{ моль/м}^3$; $C_{\text{ККМ син}} = 0,174 \text{ моль/м}^3$. Менше значення ККМ прямого синього пояснюється особливостями будови його молекули і присутністю в ній більш розвинутої гідрофобної частини. Отримані значення ККМ використовували для встановлення умов проведення досліджень адсорбційної рівноваги процесу мономолекулярної адсорбції в порах цеоліту – клиноптилоліту Сокирицького родовища мінералів в його природній та активованій (хімічно і термічно) формах.

СУШІННЯ ЛИСТОВИХ МАТЕРІАЛІВ КОНТАКТНО-ФІЛЬТРАЦІЙНИМ МЕТОДОМ

Микичак Б.М., Ханик Я.М., Кіндзера Д.П.

Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Під час сушіння листових матеріалів конвективним методом, який має широке використання, виникає проблема, пов'язана із значними енергетичними затратами та тривалістю процесу, разом з тим, мають місце усадкові явища, що приводять до деформації поверхонь матеріалів. Спроба інтенсифікувати процес сушіння конвективним методом за рахунок збільшення швидкості та температури теплоносія приводить до різкого зростання питомих енергетичних затрат.

Використання контактної-фільтраційного методу сушіння дає можливість суттєво інтенсифікувати процес зневоднення листових газопроникних матеріалів, з одночасним зниженням енергетичних затрат та покращенням якості продукції. Контактний-фільтраційний метод зневоднення полягає в поєднанні кондуктивного нагрівання матеріалу з рухом теплоносія крізь пористу структуру останнього за рахунок створення перепаду тисків. Кондуктивне нагрівання використовують при значній вологості матеріалу, тобто, на початку процесу сушіння, а коли поверхня матеріалу підсихає, її теплопровідність різко зменшується і кондуктивне нагрівання стає недоцільним. Подальше зневоднення матеріалу здійснюють за рахунок руху теплоносія крізь пористу структуру останнього і процес можна розглядати як внутрішньо-капілярне конвективне сушіння, коли теплообмін відбувається безпосередньо на внутрішній поверхні каналів і капілярів матеріалу. Рухомий теплоносій виносить з матеріалу пару, яка утворюється в процесі нагрівання, і вологу у вигляді дрібнодисперсної фази.

Нами досліджено гідродинаміку контактної-фільтраційного процесу сушіння під час руху теплоносія крізь сухий та вологий матеріал, кінетику процесу при різних параметрах теплоносія. На основі узагальнення результатів досліджень, отримані розрахункові залежності, які дозволяють прогнозувати гідродинаміку і кінетику процесу. Разом з тим, запропонована конструкція сушарки, яка дозволяє висушувати листові матеріали правильної та неправильної форм і має значно менші розміри, в порівнянні з існуючими агрегатами, що веде до зменшення теплових втрат через стінки апарату. Результати досліджень показують, що в порівнянні з конвективним сушінням, комбінований контактної-фільтраційного метод зневоднення дозволяє інтенсифікувати процес приблизно в 2 рази при одночасному зменшенні енергетичних затрат.

СУШІННЯ МІКРОСФЕРИ В СТАЦІОНАРНОМУ ШАРІ

Ханик Я.М., Кузьма В.М.

Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Виробництво електроенергії на теплових електростанціях пов'язане із значним забрудненням довкілля як газоподібними так і твердими відходами. Газоподібні продукти горіння очищають від дрібнодисперсної твердої фази використовуючи мокрий спосіб, а очищені газоподібні продукти горіння викидають в атмосферу. Однак виникає проблема утилізації твердих продуктів горіння – золи, яка накопичується у відвалах, забруднюючи при цьому довкілля.

Золу можна утилізувати шляхом використання її у виробництві будівельних матеріалів, наприклад при виготовленні цементу. Разом з тим в золі є скляні мікросферичні частинки, у внутрішньому замкненому об'ємі яких міститься повітря. Такі скляні частинки володіють високими теплоізоляційними властивостями, що обумовлює їх використання як основної сировини для виготовлення будівельної теплоізоляційної цегли. Також їх використовують як добавки в легкі бетони, і як добавки до фарб та лаків для покращення блиску пофарбованих поверхонь, однак вони повинні мати низьку вологість, тобто їх необхідно сушити.

Нами запропоновано метод сушіння мікросфери в щільному шарі, у випадку коли теплоносій проходить через щільний шар матеріалу в напрямку перфорованої перегородки, на якій розміщений. Існуючі методи сушіння непридатні із-за малих розмірів частин ($d = 5$ мкм), які виносяться із зони сушіння.

Нами вивчена гідродинаміка і кінетика процесу сушіння мікросферичних частинок у щільному шарі за різних висот шару, різних температур і різних перепадів тиску над матеріалом. Отримані залежності, що дозволяють спрогнозувати гідродинаміку і кінетику сушіння цього продукту. Результати досліджень показали, що сушінням за час $\tau = 180$ секунд можна зменшити вологість матеріалу від початкової $W_0 \approx 40$ % майже до 1 %, тобто приблизно в 40 разів.

Сушіння мікросфери в щільному шарі має переваги в порівнянні з існуючими методами зневоднення дисперсних матеріалів. Із кінетичної, енергетичної технологічної точок зору вибір оптимальних режимів буде пов'язаний із такими параметрами: швидкістю руху теплоносія, перепадом тисків, висотою шару матеріалу і температурою теплового агента. Такий процес дає можливість запобігти винесенню дрібної фракції із зони сушіння, а також значно зменшити питомі енергетичні витрати на проведення процесу.

НОВІ КОНСТРУКЦІЇ ПРЯМОТЕЧІЙНИХ ЦИКЛОНІВ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ ЗАПИЛЕНИХ ГАЗІВ

Дубинін А.І., Майструк В.В., Гаврилів Р.І.

Національний університет „Львівська політехніка”, м. Львів

Проведено аналіз промислових конструкцій протитечієвих і прямотечієвих циклонів. Зроблено висновок, що протитечієві циклони характеризуються достатньо високим ступенем очищення запилених газів (до 75 %), але мають значний гідравлічний опір (до 1600 Па) в залежності від конструкції. Прямотечієві циклони мають значно менший гідравлічний опір, але ефективність очищення їх низька.

Авторами розроблена математична модель відцентрової сепарації у прямотечієвому циклоні, основою якої є система диференціальних рівнянь руху частинок у симетричному відносно осі потоці газу. Її

особливістю є відсутність радіальної складової руху газу, що характерно за умови певної конструкції апарата.

На основі розробленої математичної моделі запропоновані дві нові конструкції прямотечійних циклонів – циклон з поперечно-поточною зоною розділення і циклон з коаксіальною вставкою.

Проведені експериментальні дослідження ефективності на кварцовому пилі №3 з медіанним діаметром 8 мкм за різних режимів роботи апаратів показали, що коефіцієнт очистки в оптимальних експлуатаційних умовах і при найкращих конструктивних параметрах даних циклонів складає від 75 до 82 %, в той же час гідравлічний опір не перевищує 600 Па.

Отримані результати узагальнені у вигляді критеріальних залежностей, які дозволяють прогнозувати ефективність очистки газів та гідравлічний опір апаратів в промислових умовах.

Проведено пошукові дослідження збільшення ефективності циклона з коаксіальною вставкою методом відведення частини очищеного повітря через камеру розвантаження осадженого пилу, що веде до зменшення статичного тиску в поверхневому шарі зони розділення і відповідного зростання ефективності до 87 %.

Запропонована методика розрахунку циклона з коаксіальною вставкою для вловлення пилу різного походження.

Отримана залежність для визначення критерію ефективності (d_{50}), тобто мінімального розміру частинок, що вловлюються циклоном на 50 %.

ТЕХНОЛОГІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ БРУВАК-М ПРИ ВИРОБНИЦТВІ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО

Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.

Український науково – дослідний інститут спирту і біотехнології продовольчих продуктів, м. Київ

Останнім часом, для забезпечення потреб хімічної промисловості, Машино— та приладобудування, побутової хімії, зросло виробництво спирту етилового технічного марок А, Б і В [1, 2].

Для виробництва спирту етилового технічного з концентрацією етанолу $X_{Dr} = 92,0...96,0$ %об. на низькоінвестиційній енергозберігаючій брагоректифікаційній установці БРУВАК—М з метою визначення впливу X_{Dr} на флегмове число V , витрату гріючої пари Pr і продуктивність Dr виконано розрахунки ректифікаційної колони (РК), яка містить 37 теоретичних тарілок (т.т.). Розрахунки виконувались для умов, коли тиск над верхньою тарілкою РК становить $P_v = 80$ кПа, концентрація етанолу в епюраті $X_e = 20; 40; 60$ %об. і в спирті етиловому технічному $X_{Dr} = 90,0...96,0$ %об. з урахуванням гідравлічного опору т.т. $\Delta P = 0,8$ кПа. У розрахунках величина відбору непастеризованого спирту приймалась рівною 1% від кількості безводного спирту в спирті етиловому технічному, а концентрація спирту в лютерній воді — $X_l = 0,005$ %об.

При визначенні продуктивності ректифікаційної колони, за базову (100%) прийнято продуктивність РК, яка працює за тиску $P_v = 101,3$ кПа [3], концентрації спирту етилового технічного $X_{Dr} = 96,0$ %об. і концентрації спирту в живленні $X_e = 40$ %об. Результати розрахунків наведено в табл.1.

Отримані результати показали, що величина концентрації етанолу в спирті етиловому технічному істотно впливає на флегмове число, витрату гріючої пари і продуктивність ректифікаційної колони, причому цей вплив особливо значний для РК, яка працює за тиску $P_v = 101,3$ кПа. Так, наприклад, для РК, що має 37 т.т., з яких 8 т.т. виварних, для $X_e = 40$ %об. при зменшенні X_{Dr} від 96,0 до 92,0 %об. флегмове число V зменшується від 3,41 до 0,77, витрата гріючої пари Pr з 16,4 до 7,42 кг/дал, а продуктивність ректифікаційної колони Dr зростає на 117,1 %. Для РК з аналогічними характеристиками, але яка працює за тиску $P_v = 80$ кПа, флегмове число зменшується від 3,13 до 0,77, витрата гріючої пари — від 15,5 до 7,5 кг/дал, а продуктивність зростає на 99,6 %

Крім X_e та X_{Dr} , на V , Pr і Dr впливає і вибір тарілки живлення ректифікаційної колони. Для порівняння, в табл.1 наведено результати розрахунку впливу X_{Dr} і номера тарілки живлення пж на V , Pr і Dr при $X_e = 40$ %об. для ректифікаційної колони, яка містить 37 т.т. і $P_v = 101,3$ та 80 кПа.

Результати показали, що вразі роботи РК за тиску $P_v = 101,3$ кПа і $X_e = 40$ %об., при виробництві спирту етилового технічного ($X_{Dr} = 96,0...92,0$ %об.), міняючи тарілку живлення, наприклад для $X_{Dr} = 96,0$ %об. витрата гріючої пари зменшується на 0,8 кг/дал, а при $P_v = 80$ кПа на 0,7 кг/дал.

Математичною обробкою результатів розрахунків виведено залежності витрати гріючої пари на процес ректифікації в залежності від X_{Dr} , X_e і $n_{ж}$ при $P_v = 101,3$ і 80 кПа

$$Pr = 3678,22 - 0,5914 \cdot P_v - 79,5709 \cdot X_{Dr} + 0,006431 \cdot P_v \cdot X_{Dr} + 0,431131 \cdot X_{Dr}^2,$$

та продуктивності ректифікаційної колони

$$Dr = 557,23 \cdot P_v + 31763,7 \cdot X_{Dr} - 0,3585 \cdot P_v^2 - 5,0436 \cdot P_v \cdot X_{Dr} - 171,5982 \cdot X_{Dr}^2 - 1467900$$

Середня відносна похибка не перевищує 4,8 % для Pr і 2,1 % для Dr .

Одержані результати розрахунків використано при виробництві спирту етилового технічного на БРУВАК—М.

Таблиця 1 — Результати розрахунків залежності V , Pr і Dr від $n_{ж}$ і X_e

X_{Dr} , % об.	$P_v = 101,3$ кПа				$P_v = 80$ кПа			
	$n_{ж}$, т.т.	V	Pr , кг/дал	Dr , %	$n_{ж}$, т.т.	V	Pr , кг/дал	Dr , %
1	2	3	4	5	6	7	8	9
$X_e = 20$ % об.								
90,0	15	1,0	9,49	173,2	17	0,99	9,55	158,7
91,0	15	1,08	9,53	172,7	17	1,06	9,59	158,3
92,0	15	1,15	9,57	172,3	17	1,13	9,63	157,9
93,0	15	1,23	9,60	171,9	17	1,21	9,67	157,5
94,0	13	1,36	9,77	168,1	14	1,35	9,84	153,3
95,0	9	1,91	11,3	141,0	10	1,87	11,3	130,1
96,0	6	3,49	16,4	97,7	7	3,22	15,6	91,6
$X_e = 40$ % об.								
90,0	8	0,63	7,28	220,4	8	0,64	7,37	199,4
91,0	8	0,70	7,35	218,7	8	0,70	7,44	198,0
92,0	8	0,77	7,42	217,1	8	0,77	7,50	196,6
93,0	8	0,90	7,72	209,3	8	0,87	7,67	192,7
94,0	8	1,21	8,74	185,9	8	1,16	8,62	172,7
95,0	8	1,81	10,8	151,2	8	1,72	10,6	142,0
96,0	8	3,41	16,4	100	8	3,13	15,5	97,0
$X_e = 40$ % об.								
90,0	10	0,60	7,19	216,6	11	0,59	7,19	198,7
91,0	10	0,67	7,27	214,7	11	0,65	7,27	197,1
92,0	10	0,74	7,35	212,6	11	0,72	7,36	195,1
93,0	8	0,90	7,72	202,3	8	0,87	7,67	186,2
94,0	7	1,20	8,68	180,0	7	1,16	8,54	166,8
95,0	6	1,79	10,6	147,5	6	1,71	10,3	137,9
96,0	5	3,26	15,6	100	5	3,03	14,8	96,0
$X_e = 60$ % об.								
90,0	8	0,48	6,53	234,8	9	0,46	6,52	215,5
91,0	7	0,57	6,71	228,6	8	0,55	6,70	210,2
92,0	7	0,68	6,99	220,3	7	0,66	6,97	202,5
93,0	6	0,87	7,53	204,9	6	0,84	7,47	188,9
94,0	5	1,19	8,47	181,4	5	1,15	8,35	167,7
95,0	5	1,76	10,4	148,9	5	1,68	10,2	139,3
96,0	4	3,22	15,3	101,0	4	2,99	14,6	96,8

Література

1. ТУ У 18.510—99 Спирт етиловий технічний. Технічні умови Введ. 25.08.99. — К.: 1999. — 9с.
2. Жолнер І.Д. Розробка та впровадження енерго- та ресурсозберігаючої технології спирту етилового технічного з вуглевмісної сировини: Автореф. дис. канд. техн. наук: 05.18.07 / УДУХТ. — К.: 2003. — 20 с.
3. Цыганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. — 336 с.

ЖАЛЮЗІЙНИЙ ВІДВІД ПОВІТРЯ У ВІДЦЕНТРОВИХ ПИЛОВЛОВЛЮВАЧАХ: РЕЗУЛЬТАТИ ДОСЛІДЖЕНЬ І ПЕРСПЕКТИВИ ЗАСТОСУВАННЯ

Куц В.П.

Державний технічний університет імені Івана Пулюя

Багаторічні дослідження в галузі вдосконалення пилоочисного обладнання переконливо довели доцільність такого шляху вдосконалення, як створення пиловловлювачів, в яких поєднуються принципи дії декількох апаратів. Таке рішення дозволяє не тільки підвищити ефективність пиловловлювання, але і скоротити виробничі площі, які займає це обладнання, зменшити енергетичні затрати на процес очистки, а, отже, і зменшити вартість очистки в порівнянні з використанням декількох окремих апаратів, принципи дії яких поєднані в цьому обладнанні.

Для апаратів „сухої” пилоочистки вдалим технічним рішенням є створення пиловловлювачів, в яких поєднані принципи дії найпоширеніших апаратів відцентрової очистки – циклонів і жалюзійних пиловловлювачів.

Основою для створення за задумом автора декількох конструкцій відцентрово – інерційних пиловловлювачів з жалюзійним відводом повітря були позитивні результати теоретичних і експериментальних досліджень, успішної експлуатації в різних умовах ряду виробництв створеного за його участю раніше одного з перших апаратів такого типу [1,2]. В таких апаратах за рахунок виконання частини вихлопної труби у вигляді жалюзійної решітки, закритої знизу глухим конічним днищем, поряд з розділенням пилогозової суміші за рахунок відцентрової сили реалізується розділення при проходженні через решітку, що підвищує ефективність очистки. Крім того, зменшується гідравлічний опір, адже площа живого перерізу бокової поверхні решітки більша, ніж площа горловини вихлопної труби.

Рішення застосувати таку ж жалюзійну решітку в апаратах із зустрічними закрученими потоками було продиктоване прагненням усунути їх основний недолік – утворення так званого „осьового джгута”, коли в безпосередній близькості від осі апарата із-за незначної величини відцентрової сили частинки пилу не відкидаються до периферії апарата, де вони транспортуються в пилозбірний бункер, а виносяться потоком очищеного газу. Встановлення всередині апарата циліндричної жалюзійної решітки не тільки усуває цей „осьовий джгут”, але і створює умови для додаткового розділення пилогозової суміші при проходженні через решітку. Результати проведених у повній відповідності з вимогами загальноприйнятої для такого класу обладнання методики досліджень повністю підтвердили доцільність такого рішення [3, 4]. Показник ефективності пиловловлювання експериментального кварцового пилу з медіанним діаметром $\delta_{50}=8$ мкм густиною $\rho=2650$ кг/м³ в апараті діаметром 160 мм сягає 96%. Коефіцієнт гідравлічного опору, віднесений до швидкості газу в поперечному перерізі (плані) апарата, становить $\xi=140$. Оптимальна швидкість газу в поперечному перерізі знаходиться в межах $w_{пл}=3,5-4,0$ м/с. Коефіцієнт живого перерізу жалюзійної решітки становить $k_p=0,4$. Співвідношення витрат вторинного і первинного потоків при цьому становить 2,3.

Особливо цінним є те, що доцільність застосування жалюзійного відводу в таких пиловловлювачах визначалась шляхом безпосереднього порівняння показників роботи пиловловлювача без решітки з показниками того ж апарата з вмонтованою в нього решіткою без зміни інших елементів конструкції.

Створення батарейного циклона з елементами, в яких використаний жалюзійний відвід очищеного газу, продиктоване прагненням усунути ще один, характерний для циклонів і для одиночних апаратів з жалюзійним відводом газу, недолік – зниження ефективності із збільшенням діаметра апарата, а, отже, його продуктивності.

В циклонних елементах такого апарата використані такі ж жалюзійні решітки, як в розроблених раніше пиловловлювачах. Як направляючі апарати для закручування газового потоку використовувалися апарати типу „гвинт” і „розетка”.

Експериментальними дослідженнями за тією ж методикою визначені технічні характеристики цього апарата. Ефективність вловлювання стандартного кварцового пилу з медіанним діаметром частинок $\delta_{50}=8$ мкм в пиловловлювачі з направляючими апаратами типу „розетка” при оптимальній швидкості пилогозового потоку $w_{пл}=3,5$ м/с становить 93%, а в пиловловлювачі з направляючими апаратами типу „гвинт” – 91%. Коефіцієнт гідравлічного опору пиловловлювача з направляючими апаратами типу „розетка” при оптимальній швидкості газового потоку $w_{пл}=3,5$ м/с становить 102, а з направляючими апаратами типу „гвинт” при тій же швидкості – 68. Діаметр циклонних елементів апарата становив 100мм,

розраховані вони на оптимальну продуктивність $0,035 \text{ м}^3/\text{с}$ ($125 \text{ м}^3/\text{год.}$) кожний. В корпусі апарата розміщено вісім циклонних елементів [5, 6].

Однак в апаратах приведених вище конструкцій так же, як і в циклонах, транспортування виділених з пилогазового потоку частинок, які відкидаються відцентровою силою до корпусу пиловловлювача, здійснюється через конічну частину апарата, яка входить в пилозбірний бункер.

За рахунок збільшення концентрації частинок пилу біля конічної стінки при зменшенні діаметра в конічній частині і зменшення віддалі між цим пристінним шаром пилу і потоком очищеного газу, який піднімається у вихлопну трубу, в циклонах відбувається винос частини пилу цим потоком очищеного газу. Крім того, збільшення відцентрової сили в конічній частині при зменшенні діаметра збільшує силу тертя між частинками пилу і стінкою апарата. Це в певній мірі загальмовує рух частинок пилу в пилозбірний бункер, де вони остаточно осідають.

В пиловловлювачах з жалюзійним відводом газу основна частина газу проходить через бокову поверхню жалюзійної решітки і потрапляє у вихідний патрубок. Частинки пилу, які відкидаються відцентровою силою при обертанні пилогазового потоку навколо жалюзійної решітки до корпусу апарата, транспортуються у пилозбірний бункер незначною частиною газового потоку. Саме тому опір руху цього потоку за рахунок тертя об стінки в конічній частині апарата впливає на транспортування пилу в пилозбірний бункер в більшій мірі, ніж в циклонах, що, в кінцевому рахунку, впливає на весь процес пилоочистки в таких апаратах і визначає їх ефективність.

Пошук шляхів подальшого вдосконалення цих пиловловлювачів з метою усунення цього недоліку зумовив рішення створити апарат, в якому відвід виділених з пило газного потоку частинок пилу здійснюється ступнево по його висоті. Для цього в корпусі апарата передбачені кільцеві зазори: один – між циліндричною і конічною частинами, другий – на половині конічної частини [7].

Експериментальні дослідження двох таких апаратів повністю підтвердили доцільність створення такого виду пилоочистного обладнання і правильність теоретичних задумів і припущень, прийнятих до уваги при його створенні. Ефективність пиловловлювання стандартного кварцового пилу з медіанним діаметром частинок $\delta_{50}=8 \text{ мкм}$ при оптимальній швидкості $w_{\text{пл.}}=3,5 \text{ м/с}$ в апараті діаметром 400 мм досягає 95%, а в апараті діаметром 100мм – 96% [8].

Коефіцієнт гідравлічного опору, віднесений до швидкості в поперечному перерізі апарата, для пиловловлювача діаметром 400 мм становить 115, а для пиловловлювача діаметром 10 мм – 107 [9, 10].

Для пиловловлювачів всіх приведених конструкцій розроблені зручні методики розрахунку їх розмірів, показників роботи, техніко-економічних показників експлуатації.

Слід відмітити, що для розрахунку ефективності пиловловлювання для кожного різновиду цих апаратів застосовувались різні математичні моделі, але в кожному випадку розходження між даними теоретичних розрахунків і результатами експериментів було незначним. Це ж стосується і застосованих методів розрахунку гідравлічного опору цих апаратів.

Вже на стадії експериментальних досліджень проводились пошуки областей раціонального використання створених пиловловлювачів. Для цього вони досліджувались не лише з використанням стандартного пилу, регламентованого методикою, але і для вловлювання пилу, який утворюється в умовах різних виробництв. Все це сприяло прискоренню періоду переходу від лабораторних досліджень до промислового виробництва.

Пиловловлювачі знайшли практичне застосування на шести підприємствах хімічної, деревообробної промисловості, промисловості будівельних матеріалів. Вони надійно і ефективно працюють там, де доцільне застосування “сухих” циклонів.

Пошуки шляхів вдосконалення таких пиловловлювачів продовжуються, так же як і роботи по розширенню сфер їх практичного застосування.

Література

1. Центробежно – инерционный пылеотделитель: А.с. 598623/ Чернявский А. И., Батлук В.А., Куц В.П. (СССР). Оpubл. 9.10.78; Бюл. №21. – 2с.
2. Куц В.П. Повышение эффективности пылеулавливания в центробежно – инерционных пылеотделителях с жалюзийным отводом воздуха: Дис... канд. тех. наук: 05.17.08. – Львов, 1986. – 221 с.
3. Жалюзійно – вихровий пиловловлювач: Пат.23900А України МПК 6В04 С3/06/ Куц В.П., Каспрук В.Б., Плєскул М.І. Оpubл. 30.03.98. Промислова власність № 4. – 2с.
4. Каспрук В.Б. Підвищення ефективності пиловловлювання в апаратах із зустрічними закрученими потоками: Дис... канд. техн. наук: 05.05.13. – Тернопіль, 1998. – 165с.
5. Батарейний циклон з жалюзійними елементами: Пат. 59139А/ Куц В.П., Ярош Я.Д., МарціяшО.М. Оpubл. 15.08.03. Бюл. №8 – 2с.

6. Ярош Я.Д. Підвищення ефективності пиловловлювання батарейних циклонів за рахунок застосування елементів з жалюзійними решітками: Дис... канд. техн. наук: 05.17.08. – Тернопіль, 2003. – 160с.
7. Циклон підвищеної ефективності із ступеневим відведенням твердої фази: Пат. 62320А Україна, 7 В04С 3/06/Куц В.П., Марціяш О.М., Ярош Я.Д. Опубл. 15.12.03; Бюл. №12. – 2с.
8. Куц В.П., Марціяш О.М. Визначення ефективності очищення в циклоні з ступеневим відведенням пилу / Вісник Національного університету „Львівська політехніка” №516 „Хімія, технологія речовин та їх застосування”. – Львів, 2004. – с.93 – 98.
9. Куц В.П., Марціяш О.М., Ярош Я.Д. Визначення гідравлічного опору циклона зі ступеневим відведенням твердої фази / Вісник Сумського державного університету. Серія „Технічні науки”. – Суми, 2003. №12 (58). – с. 98 – 102.
10. Куц В. П., Марціяш О. М. Методи розрахунку гідравлічного опору циклона з ступеневим відведенням пилу / Науковий вісник Українського державного лісотехнічного університету. Збірник науково-технічних праць. – Львів, 2004. Випуск 14.7. – с.91 – 99.

КІНЕТИКА ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З АМАРАНТОВОЇ СИРОВИНИ ОРГАНІЧНИМИ РОЗЧИННИКАМИ

Федорчук – Мороз* В.І., Проц* Д.І., Ковальська** Ю.В.

*Волинський державний університет ім. Лесі Українки, м. Луцьк

**Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Дослідження рослин української флори, що застосовуються в хімічній промисловості, фармації, харчовій промисловості та ін., на сьогодні є досить актуальним. Серед таких рослин — рослини родини Амарантових (Amaranthaceae): амарант мітлистий (*Amaranthus cruentus* L.), амарант хвостатий (*Amaranthus caudatus* L.) та щириця звичайна (*Amaranthus retroflexus* L.).

Амарант відзначається високим вмістом протеїну, містить такі мінеральні речовини, як кальцій, магній, залізо, фосфор. Особливу цінність має амарантова олія, яка за своїми властивостями не поступається відомим аналогам. Це зумовлено наявністю сквалєну, вітаміну Е та високим вмістом ненасичених жирних кислот. Вихід олії з насіння амаранту мітлистого становить 7 – 8%, амаранту хвостатого

8 – 9%, з щириці звичайної – 6 – 7%.

Виділяють олію з насіння амаранту дворазовим екстрагуванням, або екстрагуванням при нагріванні, використовуючи органічні розчинники. Максимальна кількість олії екстрагується при температурах, близьких до температури кипіння розчинника, і відповідному подрібненні сировини. Водночас при високих температурах одержуємо продукт низької якості. При подрібненні насіння до розмірів частинок менше 0,25 мм ускладнюється проникливість розчинника крізь шар матеріалу, погіршується процес фільтрування і збільшується кількість відстою.

Отже, враховуючи незначний вміст олії в насінні амаранту, з метою збільшення ступеня вилучення та розробки відповідної технології її одержання, виникає необхідність, більш досконалих досліджень структури насіння, механізму процесу екстрагування, кінетичних закономірностей, впливу температури, ступеня подрібнення та інше.

Для дослідження кінетики екстрагування проводили наступні експерименти. Насіння амарантів мітлистого та хвостатого, а також щириці загнutoї, неподрібнене та подрібнене до фракцій середнього діаметру $d_{cp}=0,5\text{мм}$ і $d_{cp}=0,25\text{мм}$ масою 100г засипали в колбу об'ємом 2л з мішалкою, куди завантажували певний розчинник – н-гексан, хлороформ чи бензен, об'ємом 500мл (співвідношення Т:Р – 1:5). Досліди проводили при температурі 20, 30 і 40°C при постійному числі обертів мішалки $n=120\text{об/хв}$. Кожні півгодини відбирали проби (20мл), які відфільтровували, відганяли розчинник. Вміст олії визначали ваговим методом. За результатами досліджень побудовані кінетичні залежності.

Аналіз експериментальних даних показав, що при кімнатній температурі розмір подрібненого насіння суттєво не впливає на вихід олії. Підвищення температури (30-40 °C) помітно впливає на збільшення ступеня вилучення олії для фракції з розміром частинок 0,25 мм при використанні розчинником хлороформу. Коли використовували розчинником бензен, то температура суттєво не впливала на вихід олії. Однак для фракції 0,25 мм дещо ускладнюється процес фільтрації. Проаналізувавши кінетичні криві, можна зробити висновок, що олія з насіння амаранту хвостатого вилучається швидше і в більшій кількості, ніж з насіння амаранту мітлистого. Це можна пояснити відмінністю внутрішньої структури насіння та різним вмістом олії.

Порівнюючи отримані результати екстрагування олії, де як розчинники використовують н-гексан,

хлороформ і бензен, можна відмітити, що кращий результат дає екстрагування гексаном. Хоча вибір гексану в якості ефективного розчинника не є остаточним, оскільки вимагає подальших пошуків можливо більш ефективних розчинників.

З метою розробки математичної моделі, яка б наближала процес екстрагування до більш реальних умов, нами проведено дослідження структури амаранту за допомогою мікроскопа МБС – 10.

Аналіз структури зерна дає можливість виділити чотири області: 1 – важко проникна оболонка насінини; в якій зосереджено основний опір проникненню розчинника; 2 – область, в якій переміщення олії здійснюється за законами стислої дифузії; 3 – область, в якій концентрація змінюється лише з часом; 4 – область, в якій зосереджується запас поживних речовин.

Нами побудовано математичну модель екстрагування, яка дає можливість розраховувати кінетичні коефіцієнти, необхідні для математичного опису процесів.

Рівняння, що описує кінетику екстрагування олії з зерна амаранту має вигляд

$$c_1 = c_k \left[1 - e^{\frac{-3K \cdot t}{R} \left(\frac{c_n}{c_n - c_k} \right)} \right], \quad (1)$$

де c_1 – концентрація речовини в основній масі розчину, в кг/м^3 ; δ – товщина оболонки; R – радіус частинки в м; K – кінетичний коефіцієнт; c_n – початкова концентрація розчину в кг/м^3 ; c_k – кінцева концентрація розчину в кг/м^3 ; t – час, год.

Рівняння (1) дає можливість прогнозувати темп наростання концентрації в розчині. Для рішення рівняння (1) необхідне знання кінетичного коефіцієнта K , який можна знайти експериментальним шляхом або на ЕОМ.

ТЕМПЕРАТУРНЫЙ РЕЖИМ ГОРЯЧЕГО ПРЕССА БУМАЖНОГО ПОЛОТНА

Марчевский В. Н., Ружинская Л. И., Мельник А. П.
Национальный технический университет Украины
«Киевский политехнический институт», г. Киев

Удаление механическим путём 1 % влаги на прессовой части бумагоделательной машины позволяет сэкономить около 5 % тепла, расходуемого на сушильной части. В настоящее время зарубежные исследования показали, что можно достичь конечной сухости бумажного полотна до 80 % путём его горячего прессования, следствием чего также является уменьшение количества цилиндров на сушильной части машины. Это позволяет экономить значительное количество тепловой энергии и соответственно топлива, а также снижает металлоёмкость сушильной части бумагоделательной машины и количество вредных выбросов в атмосферу. Поэтому в нашей работе проведены аналитические исследования процесса горячего прессования.

Анализ процесса прессования в захвате пресса (рис. 1) [1] показывает, что гидравлическое давление в бумаге значительно меньше общего давления в бумаге, создаваемого силовым механизмом пресса. Соответственно величина разности давлений, в бумаге и в сукне, которая является движущей силой процесса фильтрации, незначительна. Чтобы увеличить скорость фильтрации необходимо увеличить гидравлическое давление, в бумаге не увеличивая гидравлическое давление в сукне. Механическим путём это сделать практически невозможно, но возможно резко повысить гидравлическое давление в бумаге за счёт испарения воды в зоне контакта нагретого вала с поверхностью влажного бумажного полотна. Для этого верхний вал пресса необходимо нагреть до температуры, обеспечивающей, в зоне контакта с бумагой, необходимое давление пара.

Для математического описания процесса путь, который проходит вал, разбивается на четыре зоны: 1 – зона нагрева; 2, 4 – зоны охлаждения вала в условиях свободной конвекции; 3 – зона охлаждения вала в процессе удаления воды из бумажного полотна. Схема процесса показана на рис. 2.

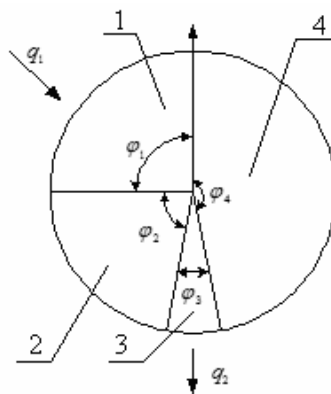
Изменение температур по радиусу вала можно определить, решая дифференциальное уравнение нестационарной теплопроводности [2] в цилиндрической системе координат. Учитывая, что граничные условия вдоль оси вала постоянны, а переменные φ и τ связаны зависимостью $\varphi = \omega \cdot \tau$ уравнение не-

стационарной теплопроводности записывается в следующем виде:
$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a_B \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial t}{\partial r} \right)$$

Рис.1 – Схема обезвоживания бумаги на отсасывающих прессах:

начальные условия: $\tau = 0$; $t = t_n$; граничные условия: зона 1: при $r = R_n$ $\lambda_g \cdot \frac{\partial t}{\partial r} = q_{изл}$; при $r = R_{en}$ $\frac{\partial t}{\partial r} = 0$; зона 2: при $r = R_n$ $\alpha(t - t_{oc}) = -\lambda_g \frac{\partial t}{\partial r}$; при $r = R_{en}$ $\frac{\partial t}{\partial r} = 0$; зона 3: при $r = R_n$ $\lambda_g \frac{\partial t}{\partial r} = -q_2$; при $r = R_{en}$ $\frac{\partial t}{\partial r} = 0$; зона 4: при $r = R_n$ $\alpha(t - t_{oc}) = -\lambda_g \frac{\partial t}{\partial r}$; при $r = R_{en}$ $\frac{\partial t}{\partial r} = 0$.

Для решения использован метод конечных разностей. Алгоритм решения реализован в программе расчёта. Полученный график (рис. 3) показывает, что температура в зоне контакта достаточна для создания необходимого давления пара.



1 – зона нагрева; 2, 4 – зоны охлаждения вала в условиях свободной конвекции; 3 – зона охлаждения вала в процессе удаления воды из бумажного полотна; q_1 – удельный тепловой поток, передаваемый валу нагревающим устройством; q_2 – удельный тепловой поток, передаваемый валом бумажному полотну.

Рис. 2 – Схема нагрева верхнего вала прессы

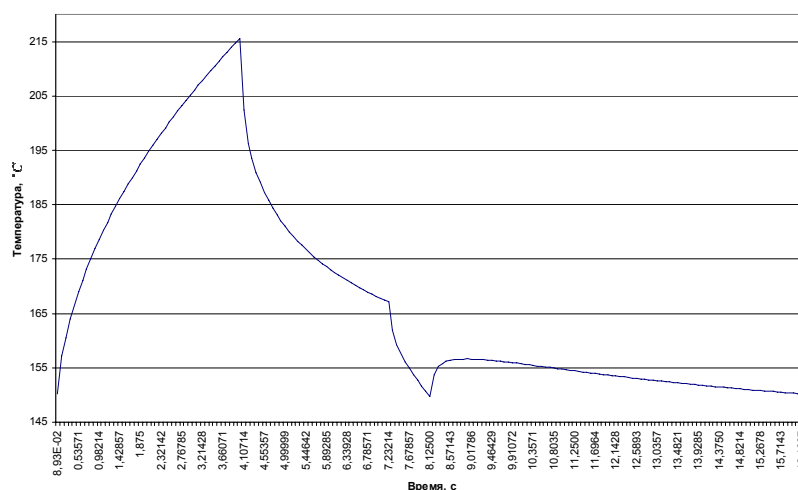


Рис. 3 – Изменение температуры вала в зависимости от времени

Список обозначений:

a_B – коэффициент температуропроводности вала, $\text{м}^2/\text{с}$; t – температура, $^{\circ}\text{C}$; r – текущий радиус вала, м ; $R_{\text{вн}}$ – внутренний радиус вала, м ; $R_{\text{н}}$ – наружный радиус вала, м ; α – коэффициент теплоотдачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$; λ_a – коэффициент теплопроводности вала, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot ^{\circ}\text{C})$; t_{oc} – температура окружающей среды, $^{\circ}\text{C}$; ω – угловая скорость вала, с^{-1} ; τ – время, с ; $\varphi_1, \varphi_2, \varphi_3, \varphi_4$ – угол соответствующей зоны, рад ; q_1 – удельный тепловой поток, передаваемый валу нагревающим устройством, $\text{Вт}/\text{м}^2$; q_2 – удельный тепловой поток, передаваемый валом бумажному полотну, $\text{Вт}/\text{м}^2$.

Литература:

1. Целлюлоза. Бумага. Под ред. сипл. инж. А. Опхердена. Перевод с нем. М.: лесная промышленность, 1980
2. Исаченко В. П., Осиповна В. А., Сукомел А. С. Теплопередача. М. – Л.: Энергия, 1965

ГІДРОДИНАМІКА ТА ТЕПЛОМАСООБМІН АВТОКАТАЛІТИЧНОГО ПРОЦЕСУ СПІВПОЛІМЕРИЗАЦІЇ СІРКИ З ДИЦИКЛОПЕНТАДІЄНОМ

Мальований М.С., Гуглич С.Г.

Національний університет «Львівська політехніка», м.Львів

Методи виробництва полімерної сірки, які існують на даний час, мають деякі недоліки технологічного, енергетичного, технічного та економічного характеру, в результаті чого широкотонажне виробництво цього продукту на території бувшого СРСР відсутнє. Серед можливих шляхів вирішення цього питання найбільш привабливим є отримання полімерної сірки шляхом співполімеризації елементної сірки з органічними ненасиченими вуглеводнями.

Значний вплив на кількісний та якісний склад продукту співполімеризації має перемішування. В зв'язку з значною вязкістю та поганою теплопровідністю реакційної маси теплота реакції відводиться повільно, внаслідок чого виникають місцеві перегріву. Це в свою чергу приводить до зменшення ступеня співполімеризації. В зв'язку з цим співполімеризація різних шарів мономера проходить за різних температур, що приводить до порушення будови макромолекул та зростання полідисперсності.

Нами запропоновано проводити процес співполімеризації в герметичному апараті періодичної дії, який обертається навкруг своєї осі і заповнений перемішувачими елементами. В результаті досліджень встановлено, що процес знаходиться в перехідній області. Встановлені гідродинамічні умови (кількість обертів реактора навкруг своєї осі – 40 – 45 об/хв, вміст перемішувачих таблеток в реакторі – 5% до

об'єму реакційної суміші, коефіцієнт заповнення реактора – 0,35%), за яких процес переходить в область кінетики.

Досліджена залежність кінетики процесу співполімеризації від температури. Встановлено, що максимальний вміст нерозчинної модифікації сірки в готовому продукті досягається за умови температури процесу 403 – 413 К.

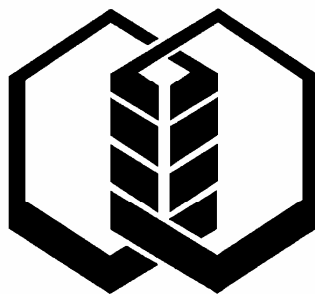
Розроблена математична модель процесу співполімеризації та доведена її адекватність реальному процесу. Розроблена методика розрахунку процесу співполімеризації сірки з дициклопентадієном в реакторі, заповненому реакційною сумішшю з інертними тілами перемішування, який обертається навкруг своєї осі та працює в періодичному режимі. Запропонована принципова технологічна схема процесу, процес та апарат для його реалізації захищені патентом України.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 28

ТОМ 2



**ОДЕСА
2006**

ББК 36.81 + 36.82
УДК 663 / 664

Головний редактор, професор
Заступник головного редактора, професор
Технічний редактор

Б.В.Єгоров
Е.Й. Жуковський
Т.Л. Дьяченко

Редакційна колегія,
доктори наук, професори:

Р.В. Амбарцумянц, А.Т. Безусов, О.Г. Бурдо,
Л.Г. Віннікова, М.Д. Захаров, О.І. Гапонюк,
О.К. Гладушняк, К.Г. Іоргачева, Л.В. Капрельянц,
Г.Ф.Козлов, В.О. Моргун, Г.М.Станкевич, Н.К. Черно

Збірник опубліковано за рішенням вченої ради від 27.12.2005 р., протокол № 5

Одеська національна академія харчових технологій
Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій /
Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2006. – Вип. 28. – Т. 2

Наукові праці ОНАХТ входять в перелік № 1 наукових фахових видань України, в яких
можуть публікуватись результати дисертаційних робіт на здобуття наукових ступеней
доктора і кандидата наук
(Бюлетень ВАК України, 1999, № 4)

За достовірність інформації відповідає автор публікації

Віддруковано у видавничому центрі «ТЕС»

ISBN 966-8145-34-8

© Одеська національна академія харчових технологій, 2006

2. ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ СУШІННЯ СОЄВО – ОВОЧЕВИХ СУМІШЕЙ

Снєжкін Ю.Ф., Боряк Л.А., Шапар Р.О., Петрова Ж.О.
Інститут технічної теплофізики НАН України

Світова тенденція впровадження сої в харчову промисловість розвивається в напрямку удосконалення комплексної її переробки і створення нових більш дешевих якісних продуктів з розширенням їх асортименту.

Соєво-овочеві концентрати застосовуються в харчовій, хлібобулочній, м'ясній, молочній, кондитерській промисловостях та в громадському харчуванні, де вони відіграють роль лікувально-профілактичних добавок.

Гіротермічна обробка сої і овочів перед сушінням проводиться з метою інактивації ферментів, зміни структури і фізичних властивостей. Однією з і цілей волого-теплової обробки соєвих бобів є втрата активності інгібітору трипсину, при цьому різко покращується харчова цінність продукту [1].

Отримання соєво-овочевих концентратів поєднує операції гіротермічної обробки компонентів та їх подрібнення, операції сушіння, фасування та пакування [2].

Однією з найважливіших технологічних операцій, від проведення якої залежить якість харчових продуктів і енергетичні витрати на їх одержання, є сушіння.

Соєво-овочеві суміші, як об'єкти сушіння, – складні за своєю структурою, фізико-хімічному та біохімічному складу композиції. Вони поєднують в собі як властивості сої з високими поживними характеристиками рослинного білку, так і овочів з багатим мінеральним та вітамінним складом. Вміст рослинного білку надає їм особливі властивості, що потребує більш ретельного дослідження процесів обезводнювання. Оптимальний режим обезводнювання визначається температурою, максимально-допустимою для даного матеріалу та тривалістю процесу сушіння. Величина граничнодопустимої температури соєво-овочевих сумішей знаходиться у межах 70...80°C та визначається, насамперед, великим вмістом білків, біологічна цінність яких знижується під час інтенсивної теплової обробки [2], а також вмістом таких термолабільних речовин як жири, вуглеводи, пектинові та каротинові речовини, ферменти, вітаміни.

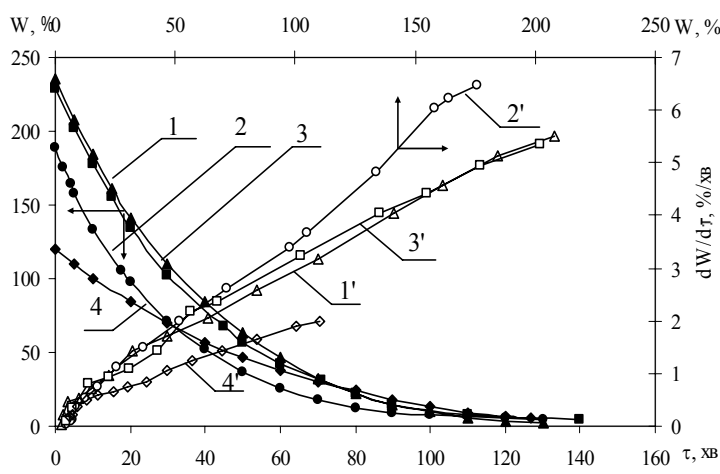
Соєво-овочеві суміші в пропорції соя – овоч 1:1 піддавалися тепловолотій обробці при температурі 80–90 °C на протязі 5 хвилин.

Відомо, що попередня обробка сировини впливає на вміст пігментів гарбуза, до складу якого входить 70% альфа- і бета-каротину, та 30% інших каротиноїдів (вілоксатин, флавоксатин та ксантофіл).

Соєво-буряковий концентрат також потребує попередньої гіротермічної обробки для дезодорації та збереження барвника бетаїну.

Для отримання соєво-цибулинного концентрату не потрібно проводити попередню підготовку цибулі, вона подрібнюється разом з гіротермічно обробленою соєю і підлягає сушінню в м'яких температурних умовах.

Експериментальні дослідження, представлені на рис. 1, свідчать, що початкова вологість суміші соя – овоч залежить від початкової вологості овочевого компоненту. Якщо початкова вологість овочевої сировини коливається від 80 до 92% у відносних



Режим сушіння: $t = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$; $V = 2\text{ м/с}$; $d = 10\text{ г/кг}$ сухого повітря.

Розміри зразків $10 \times 10 \times 65\text{ мм}$.

1, 1' – соєво-бурякова суміш; 2, 2' – соєво-цибулина суміш; 3, 3' – соєво-гарбузова суміш;

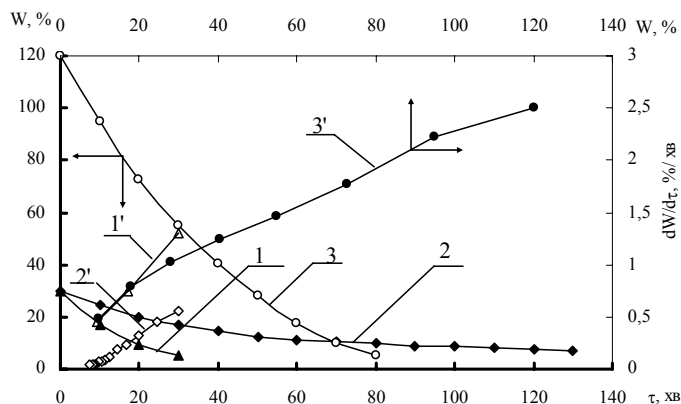
4, 4' – соєво-морквяна суміш;

1, 2, 3, 4, – $W = f(\tau)$; 1', 2', 3', 4' – $dW/d\tau = f(W)$.

Рис. 1 – Вплив виду сировини на кінетику сушіння бінарних сумішей соя – овочі

одиницях, тобто 800–1100% в абсолютних, то початкова абсолютна вологість соєво-овочевої суміші коливається від 240 до 120%.

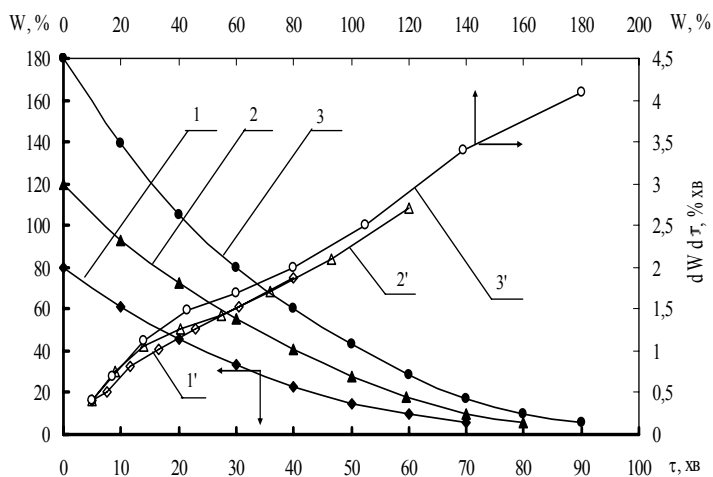
Однак тривалість процесу сушіння бінарної суміші до кінцевої вологості 6% дорівнює 120–140 хвилин і майже не залежить від виду овочів. Аналіз отриманих даних показав, що процес сушіння бінарної суміші проходить у другому періоді.



Режим сушіння: $t = 80^\circ\text{C}$; $V = 2\text{ м/с}$; $d = 10\text{ г/кг}$ сухого повітря. Розміри зразків $10 \times 10 \times 65\text{ мм}$. 1, 1' – подрібнена соя; 2, 2' – ціла соя; 3, 3' – соєво-морквяна суміш в співвідношенні 1:1.

$1, 2, 3 - W = f(\tau)$; $1', 2', 3' - dW/d\tau = f(W)$.

Рис. 2 – Кінетика сушіння сої і соєво-морквяної суміші



Режим сушіння: $t = 80^\circ\text{C}$; $V = 2\text{ м/с}$; $d = 10\text{ г/кг}$ сухого повітря. Розміри зразків $10 \times 10 \times 65\text{ мм}$. 1, 1' – співвідношення соя-морква 2:1; 2, 2' – співвідношення соя-морква 1:1; 3, 3' – співвідношення соя-морква 1:2.

$1, 2, 3 - W = f(\tau)$; $1', 2', 3' - dW/d\tau = f(W)$.

Рис. 3 – Вплив співвідношення соя-морква на кінетику сушіння

На рис. 2 показана кінетика сушіння вихідної сої і бінарної суміші соя-морква в співвідношенні 1:1 при температурі теплоносія 80°C , його швидкості 2 м/с і вологовмісті 10 г/кг сухого повітря. Подрібнення сої на часточки розмірами $3\text{--}5\text{ мм}$ приє інтенсифікації процесу сушіння майже в 4 рази. Процес сушіння соєво-морквяної композиції відбувається втричі довше, ніж сушіння подрібненої сої.

Вплив співвідношення соя-морква на кінетику сушіння представлений на рис.3. Як видно з наведених даних, збільшення вкладу моркви до суміші підвищує початкову вологість матеріалу, але не призводить до значного збільшення часу сушіння. Навіть збільшення вмісту моркви в суміші в 2 рази приводить до збільшення часу сушіння всього на 10 хвилин.

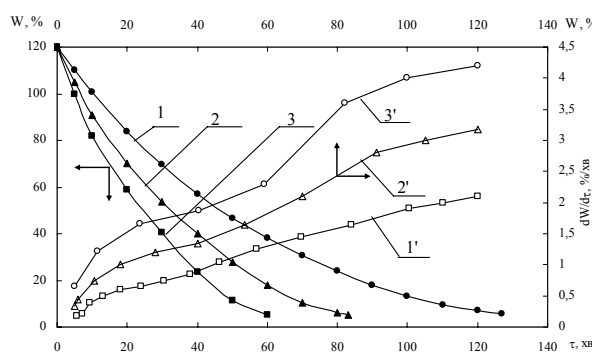
Вплив температури теплоносія вивчався на бінарній суміші соя-морква. Результати експериментальних досліджень сушіння соєво-морквяної суміші у діапазоні температур теплоносія від 80 до 120°C у вигляді кривих кінетики сушіння і швидкості сушіння наведені на рис. 4. В міру поглиблення зони випаровування всередину матеріалу температура його поверхні підвищується (рис. 5), а швидкість вологовіддачі зменшується. Криві швидкості сушіння показують, що із збільшенням температури теплоносія інтенсивність обезводнювання зростає. Тривалість сушіння матеріалу у режимі теплоносія 120°C зменшується майже у двічі у порівнянні з тривалістю процесу при 80°C . Однак у режимі теплоносія 120°C спостерігається різке підвищення температури матеріалу більше 75°C , його потемніння та псування [3,4]. Як бачимо, використання високотемпературного теплоносія з метою

інтенсифікації процесу обмежується специфікою дослідного матеріалу.

Гранулювання соєво-морквяної суміші перед сушінням скорочує процес до 40%, що ілюструється рис.6. Гранули розмірами $10 \times 10 \times 65\text{ мм}$ викладали на піддоні з зазором $4\text{--}5\text{ мм}$ між ними. При цьому теплоносій рівномірно омиває не тільки горизонтальну поверхню зразків, а і бокові поверхні, збільшуючи сумарну поверхню випаровування. Формування гранул сприяє вирівнюванню початкової вологості су-

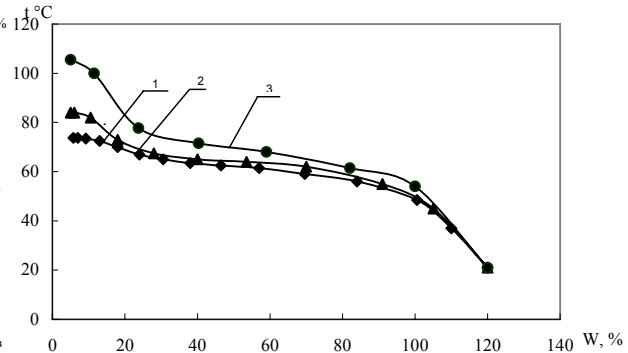
міші за рахунок перерозподілу вологи між соєю і морквою і це сприяє інтенсифікації процесу сушіння. Аналогічна картина спостерігається і при сушінні інших соєво-овочевих сумішей.

Як було встановлено раніше [3], величина першого критичного вологовмісту соєво-овочевих сумішей дорівнює 45 – 60%, другого критичного вологовмісту 18 – 22% і залежить від виду овочів і температурного режиму сушіння.



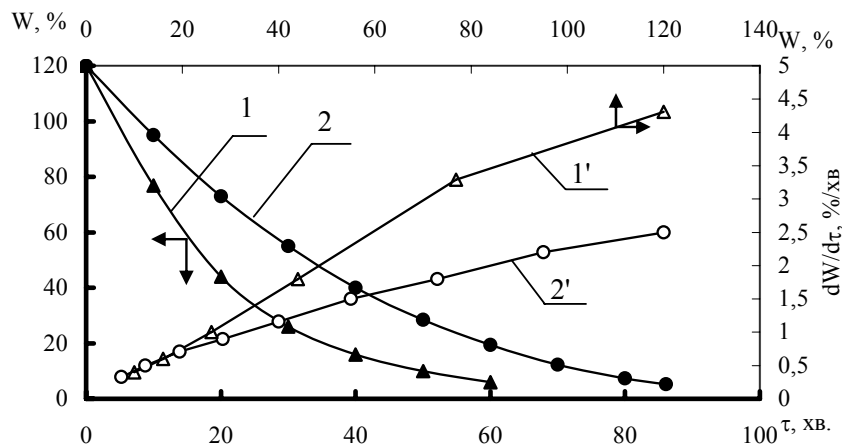
$V = 2 \text{ м/с}$; $d = 10 \text{ г/кг}$ сухого повітря;
гранули розміром $10 \times 10 \times 65 \text{ мм}$;
співвідношення сої та моркви $1:1$;
температура теплоносія: $1, 1' - t = 80 \text{ }^{\circ}\text{C}$,
 $2, 2' - t = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $3, 3' - t = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $1, 2, 3 - W = f(\tau)$; $1', 2', 3' - dW/d\tau = f(W)$.

Рис. 4 – Вплив температури теплоносія на процес сушіння соєво-морквяної суміші



$V = 2 \text{ м/с}$; $d = 10 \text{ г/кг}$ сухого повітря;
гранули розміром $10 \times 10 \times 65 \text{ мм}$;
співвідношення сої та моркви $1:1$;
температура теплоносія: $1 - t = 80 \text{ }^{\circ}\text{C}$,
 $2 - t = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $3 - t = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Рис. 5 – Зміна температури соєво-морквяної суміші в процесі сушіння



Режим сушіння: $t = 80 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $V = 2 \text{ м/с}$, $d = 10 \text{ г/кг}$ сухого повітря,
 $1, 1' -$ розміри зразків $10 \times 10 \times 65 \text{ мм}$; $2, 2' -$ шар соєво-морквяної суміші розмірами $10 \times 50 \times 65 \text{ мм}$.
 $1, 2 - W = f(\tau)$; $1', 2' - dW/d\tau = f(W)$.

Рис. 6 — Кінетика сушіння соєво-морквяної суміші в залежності від розмірів зразків

З метою визначення оптимальних режимів сушіння способом графічного диференціювання кривих $t-W$ розраховані значення:

температурного коефіцієнту сушіння

$$b = 100 dt/dW \quad (1)$$

і числа Ребіндера

$$Rb = \frac{c}{r} \cdot \frac{dt}{dW} \cdot 100 \quad (2)$$

де c — теплоємність матеріалу;

r — питома теплота випаровування.

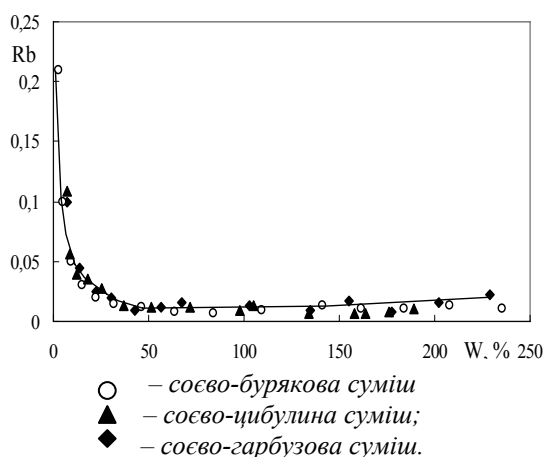


Рис. 7 – Зміна числа Ребіндера під час сушіння соєво-овочевих сумішей

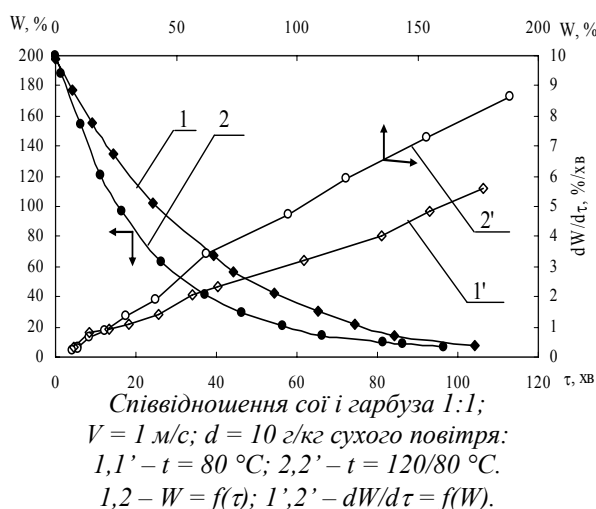


Рис. 8 – Вплив ступінчастого режиму на кінетику сушіння соєво-гарбузової суміші

ності процесу сушіння соєво-овочевих сумішей і запропоновані енергоємні ступінчасті режими сушіння. Показано, що гранулювання сумішей перед сушінням скорочує процес до 40% та сприяє взаємозбагаченню вихідних компонентів.

Література

1. Мхитарянц Л. А., Иваницкий С.Б., Алешина И.В., Лобова Т.В. Влияние тепловой обработки семян сои на выход и гидратируемость фосфолипидов// Известия ВУЗов СССР. Пищевая технология. 1984, № 6. – С. 35–37.
2. Адамец Ф.Ф., Сичкар В.И., Письменов В.Н., Шерстобитов В.В. Соя: промышленная переработка, кормовые добавки, продукты питания. – Киев.: Нора-Принт, 1999. – 332 с.
3. Исследование кинетики сушки соево-морковной смеси /Снежкин Ю.Ф., Хавин А.А., Шапарь Р.А. Макарова С.И.// Проблемы та перспективи створення і впровадження нових ресурсо- та енергоощадних технологій, обладнання в галузях харчової і переробної промисловості: Тез.доп. міжн.наук.–техн. конф., Київ, 1999. – С.117.
4. Исследование процесса сушки композиционных материалов / Снежкин Ю.Ф., Боряк Л.А., Шапарь Р.А., Дабижа Н.А., Михайлик Т.А., Петрова Ж.А./ Пром. Теплотехника, 2002, т.24, №1. – С.55–60.

Побудовані залежності $Rb = f(W)$ (рис. 7) показують, що зі зниженням вологовмісту зменшується величина Rb , тобто тепло під час сушіння у більшій мірі витрачається на випаровування вологи з матеріалу, ніж на його нагрівання. При досягненні критичного вологовмісту $W = 45\%$ число Rb починає збільшуватися, що свідчить про те, що більша частина теплоти витрачається на нагрівання матеріалу, а не на випаровування з нього вологи. Ця обставина вказує на необхідність зниження температури теплоносія при досягненні матеріалом критичного вологовмісту $W = 45\%$. Отже, немає сенсу підтримувати високу температуру теплоносія на останній стадії процесу зневоднення. Обробка експериментальних даних довела, що число Ребіндера не залежить від швидкості та вологовмісту теплоносія, а визначається тільки тепловим режимом сушіння.

В результаті проведених досліджень нами запропоновані ступінчасті режими сушіння соєво-овочевих сумішей, коли температуру теплоносія 120°C підтримують на протязі 15–20 хвилин з подальшим зниженням її до 80°C до кінця процесу зневоднення.

Як видно з наведених даних, тривалість сушіння при ступінчастому режимі зменшується на 10–12% у порівнянні з сушінням при 80°C . Як було встановлено раніше [4], зменшуються енергетичні витрати на процес зневоднення на 18–20% у порівнянні з сушінням при 120°C . При ступінчастому зневодненні температура матеріалу не перевищує гранично допустиму. При цьому в одержаних соєво-овочевих концентратах максимально збережені якісні властивості складових частин вихідних компонентів, вони мають високі поживні властивості та тривалий термін зберігання.

Таким чином, в результаті проведених досліджень визначені оптимальні співвідношення вихідних компонентів, встановлені основні закономірності процесу сушіння соєво-овочевих сумішей і запропоновані енергоємні ступінчасті режими сушіння.

ОБОБЩЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ ПО ПРОЦЕССАМ БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАНИЯ СТОЛОВЫХ СУХИХ ВИН

Бурдо О.Г., Радионова О.В., Осипова Л.А.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Введение

Стремительное развитие рынка слабоалкогольной продукции сопровождается острой конкурентной борьбой, следствием которой является все более пристальное внимание производителей к качеству продукции. Сегодня можно с уверенностью сказать, что у рынка слабоалкогольных напитков есть большой потенциал и большое будущее. В ближайшее время вырастет культура потребления таких напитков и их качество. Поэтому программа организации потребительского рынка напитков, обогащенных природными биологически активными веществами, носит социально направленный характер [1 – 3]. Производство таких напитков возможно путем разработки новых технологий, в частности, с использованием виноградных вин.

Метод вымораживания является наиболее приемлемым для разделения столовых сухих вин на низко – и высокоалкогольную фракции, так как удаление некоторой доли воды путем превращения ее в твердую фазу происходит при полном сохранении всего комплекса ценных компонентов, что выгодно отличает этот метод концентрирования от других [4 – 7]. В связи с высокими капитальными и производственными затратами, низкотемпературная технология не получила широкого распространения в Украине. С этой точки зрения, перспективным представляется, разработанный в ОНАПТ, метод блочного вымораживания, который характеризуется низким уровнем энергопотребления, простотой конструкции, малогабаритностью, и чрезвычайной простотой процесса сепарирования [8]. Вместе с тем необходимо отметить, что до настоящего времени издано весьма ограниченное число работ по концентрированию вин вымораживанием, в которых на достаточно широкой информационной основе давались бы обобщенные результаты исследований.

Процесс разделения виноматериалов вымораживанием состоит из двух основных этапов: кристаллизации и сепарирования. На первом этапе некоторая часть находящейся в жидком продукте воды под действием низких температур превращается в лед, на втором – концентрат и кристаллы льда, которые имеют разный удельный вес, разделяются под действием силы тяжести [5]. Учитывая специфику данного процесса, особый интерес представляет формирование блока льда и его характеристика.

Кинетика процесса

Исследовали формирование блока льда в зависимости от продолжительности ($\tau_{блм}$), а также от температурных и технологических режимов процесса вымораживания белых и красных столовых сухих вин. Одним из параметров, характеризующих процесс блочного вымораживания, является радиус блока льда. Поэтому, в ходе экспериментальных исследований изучалось влияние исходной концентрации неводных компонентов вина и температурных режимов процесса на его изменение. Экспериментально установлено, что в процессе вымораживания, как белых, так и красных сухих вин при любом температурном режиме (рис.1, а) характерно значительное наращивание радиуса блока льда в начальной стадии процесса и чем ниже температура поверхности испарителя, тем отчетливей видна эта тенденция. Полученный характер изменения радиуса блока льда соответствует основным положениям теории криоконцентрирования: увеличение концентрации неводных компонентов способствует повышению вязкости вина и содержания связанной воды, уменьшению влагосодержания, что обуславливает снижение интенсивности диффузионных потоков [9]. Существенное влияние на кинетику льдообразования оказывает концентрация неводных компонентов исходного вина. Сухие вина рассматриваются как водные растворы только спирта и приведенного экстракта, при этом определяющим компонентом раствора является спирт, который почти в два раза сильнее экстракта влияет на температуру замерзания вина. В столовых сухих винах объемная доля этилового спирта (естественного брожения) колеблется от 9 до 12 %. Поэтому исследования проводили в указанном диапазоне. Экспериментальные данные показывают (рис.1, б), что радиус образовавшегося блока при вымораживании вина с объемной долей спирта 9,3 % и массовой долей экстракта 1,95 % в 1,5 раза больше радиуса блока льда, полученного при вымораживании вина с объемной долей спирта 11,76 % и массовой долей экстракта 2,3 %.

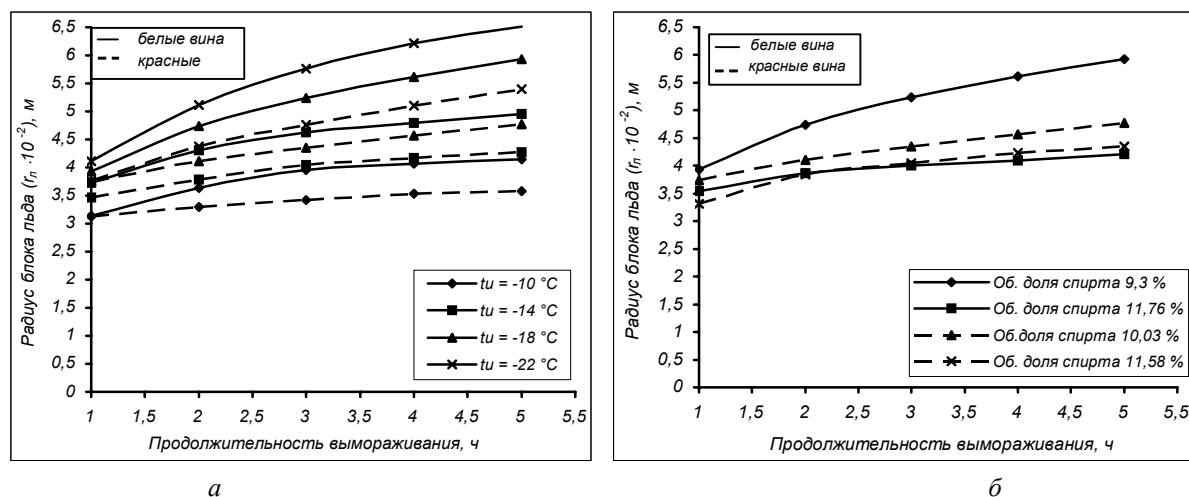


Рис. 1 – Характер изменения радиуса блока льда от температурных режимов процесса вымораживания (а) и от исходной концентрации неводных компонентов сухих вин (б)

Следующим параметром, характеризующим процесс блочного вымораживания, является масса блока льда, характер изменения которой представлен на рисунке 2. Анализ полученных данных показывает, что с течением времени вымораживания скорость образования льда падает. Особенно ощутимо уменьшение скорости льдообразования при температуре вымораживания $-10 \dots -14^\circ\text{C}$. Характер изменения параметров блока льда в зависимости от температуры вымораживания противоположен характеру изменения его от продолжительности вымораживания. Можно заметить, что с понижением температуры вымораживания увеличивается скорость роста блока льда и соответственно сокращается продолжительность процесса. Так, по истечении процесса вымораживания при температуре -22°C в белых и красных винах вымерзает соответственно 73 и 47 % воды, тогда как при -10°C соответственно только 23 и 13 %.

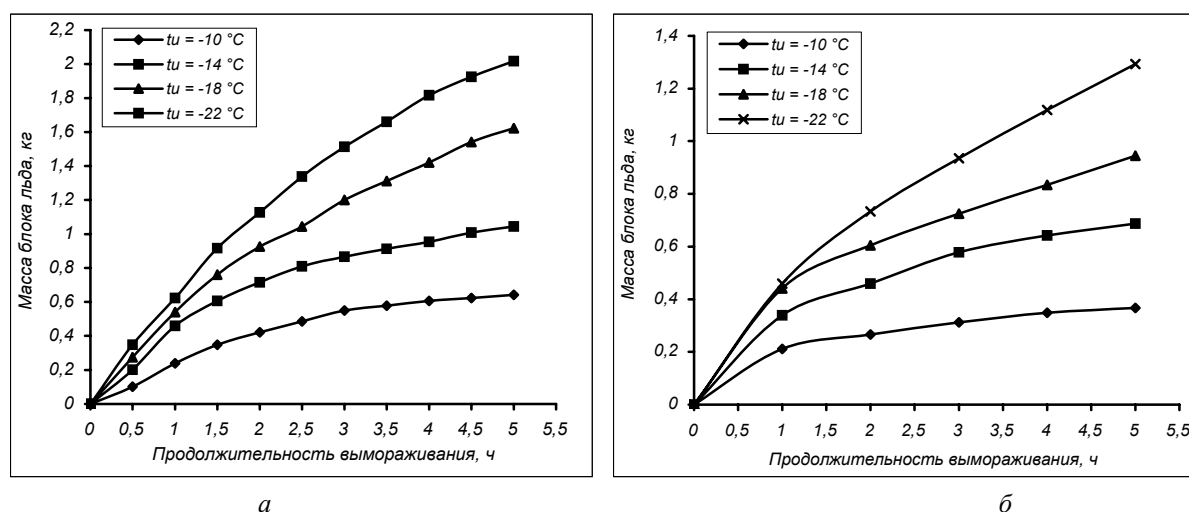


Рис. 2 – Влияние режимов вымораживания на изменение массы блока льда белых (а) и красных (б) столовых сухих вин

Структура низко- и высокоалкогольной фракций при вымораживании вина

Характер изменения концентрации неводных компонентов столовых сухих вин в процессе вымораживания зависит в основном от их химического состава и температурных режимов процесса. Так, при одинаковых условиях вымораживания ($t_u = -18^\circ\text{C}$) и разном содержании этилового спирта в исходном продукте (рис.3) степень повышения концентрации, т.е. отношение значения конечной концентрации к значению начальной C_k / C_n , вина с объемной долей этилового спирта 9,3 % составляет 1,34, а вина крепостью 11,76 % – 1,12. Т.е. с повышением концентрации исходного вина степень его концентрирования уменьшается.

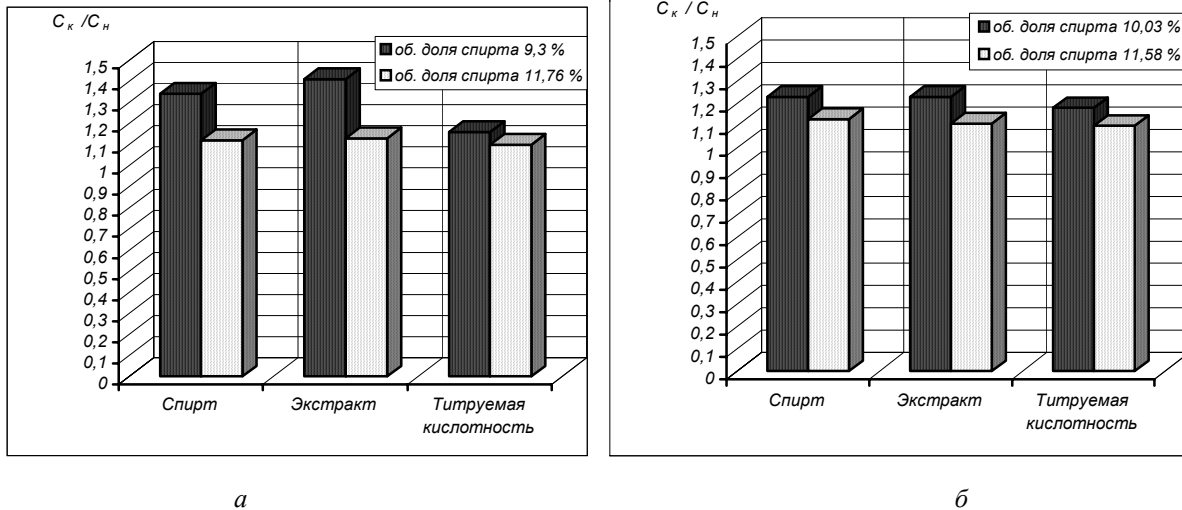


Рис. 3 – Степень изменения химических показателей белого (а) и красного (б) вина в зависимости от исходной концентрации неводных компонентов

Помимо исходной концентрации неводных компонентов на кинетику вымораживания значительное влияние оказывает тип вина. Белые и красные столовые сухие вина отличаются по химическому составу [7, 10]. Характерные качества красных вин обусловлены тем, что в их сложении участвуют не только вещества сока виноградных ягод, но и вещества фенольной природы, которые содержатся в кожуре и семенах, вследствие чего красные вина отличаются большей экстрактивностью. Так, при любых температурных режимах степень изменения объемной доли этилового спирта и массовой доли экстракта белых сухих вин выше, чем красных (рис. 4) и соответственно выше степень их концентрирования. Причем, с понижением температуры поверхности испарителя и соответственным увеличением концентрации неводных компонентов вина в процессе вымораживания это различие увеличивается.

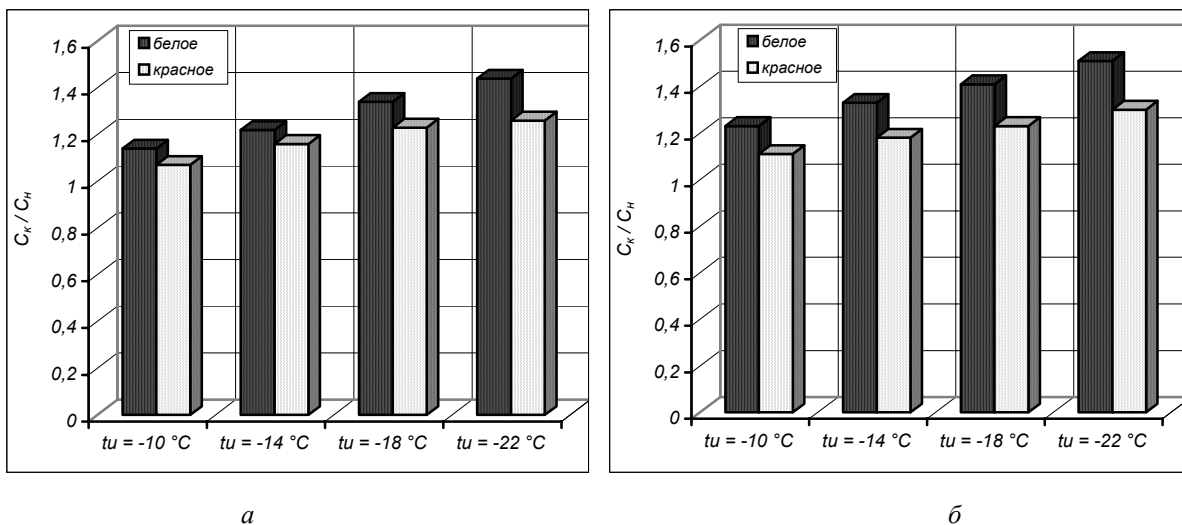


Рис. 4 – Степень изменения объемной доли этилового спирта (а) и массовой доли экстракта (б) в зависимости от типа вина

Значительное влияние на изменение концентрации неводных компонентов в сухих винах оказывает температурный режим процесса вымораживания. С понижением температуры поверхности испарителя концентрация неводных компонентов в белых и красных винах увеличивается (рис. 5). Так, при вымораживании белого столового вина с объемной долей этилового спирта 9,3 % конечное его содержание при $t_u = -10^\circ\text{C}$ составляет 10,6 %, тогда как при -22°C – 13,39 % и красного с объемной долей спирта 10,03 % соответственно 10,73 % и 12,63 %. С течением времени процесса при любом температурном режиме интенсивность вымораживания уменьшается. Это объясняется тем фактом, что при охлаждении вин ниже температуры замерзания в первую очередь вымерзает вода и концентрация спирта и экстракта в остав-

шемся растворе увеличивается. Повышение концентрации неводных компонентов вина вызывает снижение температуры замерзания оставшейся не вымороженной его части и в конечном результате процесс полностью прекращается.

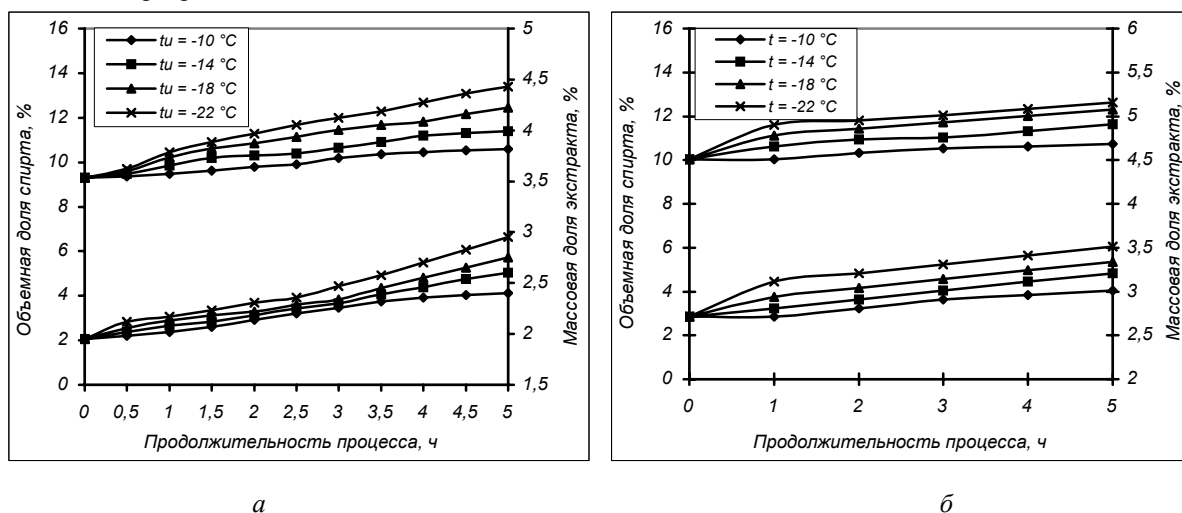


Рис. 5 – Влияние температурных режимов вымораживания на изменение концентрации неводных компонентов белого (а) и красного (б) столового вина

Обработка результатов экспериментального моделирования

На основе полученных экспериментальных данных по кинетике льдообразования проводили расчеты (табл.1) по оценке влияния продолжительности и температурных режимов процесса на формирование блока льда, производительность кристаллизатора и интенсивность вымораживания.

Таблица 1 – Сводная таблица расчетных значений

Продолжительность процесса, ч	Производительность кристаллизатора $L_d \cdot 10^{-5}$, кг/с				Площадь поверхности блока льда $F_d \cdot 10^{-2}$, м ²				Интенсивность вымораживания $G_d \cdot 10^{-3}$, кг/с·м ²			
	-10	-14	-18	-22	-10	-14	-18	-22	-10	-14	-18	-22
Белые сухие вина												
1	6,62	12,7	15,0	17,3	3,75	4,45	4,69	4,9	1,77	2,85	3,2	3,53
2	5,86	9,93	12,9	15,7	4,34	5,14	5,66	6,1	1,35	1,93	2,28	2,57
3	5,09	8,02	11,1	14,0	4,71	5,51	6,25	6,87	1,08	1,46	1,78	2,04
4	4,2	6,62	9,87	12,6	4,86	5,72	6,69	7,42	0,86	1,16	1,48	1,7
5	3,57	5,81	9,02	11,2	4,95	5,92	7,08	7,77	0,72	0,98	1,27	1,44
Красные сухие вина												
1	5,86	9,43	12,2	12,7	3,43	3,92	4,23	4,37	1,71	2,41	2,88	2,91
2	3,69	6,37	8,41	10,2	3,62	4,34	4,77	5,16	1,02	1,47	1,76	1,98
3	2,89	5,35	6,71	8,66	3,76	4,71	5,14	5,68	0,77	1,14	1,31	1,52
4	2,42	4,46	5,8	7,77	3,88	4,92	5,42	6,09	0,62	0,91	1,07	1,28
5	2,04	3,82	5,25	7,18	3,93	5,04	5,69	6,44	0,52	0,76	0,92	1,11

Анализ полученных данных показывает, что в процессе вымораживания площадь поверхности блока льда, как с течением времени, так и с понижением температуры испарителя, постоянно увеличивается. Также установлено, что с понижением температуры испарителя производительность кристаллизатора при вымораживании белых вин увеличивается в 2,61 раза, красных – 2,17 раза и соответственно увеличивается интенсивность вымораживания (в 2 раза для белых вин и в 1,7 раза для красных). В то же время, в зависимости от продолжительности процесса производительность установки и интенсивность процесса вымораживания уменьшаются.

Обобщение экспериментальных данных по массообмену при разделении белых и красных столовых сухих вин методом блочного вымораживания проводилось в виде зависимости числа Шервуда (Sh) от числа Релея ($Ra = Gr \cdot Pr$) и двух комплексов:

$$Sh = c \cdot Ra^m \cdot \left(\frac{Sc}{Pr} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot K^n \quad (1)$$

Показатель степени в комплексе отношений чисел Шмидта и Прандтля (Sc/Pr) взят из общепринятых рекомендаций [11, 12]. В диффузионных процессах показатель степени при числе Прандтля при ламинарном режиме составляет 1/3. Влияние геометрических параметров кристаллизатора учитывается параметрической переменной K , которая определяется отношением диаметра испарителя к его высоте.

$$K = \frac{d_u}{h_u} \quad (2)$$

Теплообмен в условиях естественной конвекции в критериальном уравнении (1) учитывается числом Грасгофа

$$Gr = \frac{g \cdot h_{\lambda}^3 \cdot \gamma_p \cdot (t_p - t_{np})}{\nu_p^2} \quad (3)$$

где g – ускорение свободного падения, $g = 9,81$ м/с; γ – температурный коэффициент объемного расширения, $\gamma = 2 \cdot 10^{-4}$ °C; t_{np} – температурный режим процесса, °C; t_p – температура раствора, °C.

Изменение динамической вязкости вин (μ_p , Па·с) при отрицательных температурах подчиняется той же зависимости, как и при положительных. Вязкость зависит от строения и пространственного расположения молекул, следовательно, на ее величину сильно влияют химический состав вина и температура. Зависимость $\mu_p = f(t)$, имеющая параболический характер, выражается следующим уравнением [13]:

$$\mu_p = \frac{k \cdot 10^{-3}}{1 + y \cdot t_p + z \cdot t_p^2} \quad (4)$$

где k, y, z – эмпирические коэффициенты, зависящие от содержания в вине спирта и экстракта.

Вычисление величин коэффициентов теплопроводности вин (λ_p , Вт/(м·К)) при заданной температуре проводится по аддитивной формуле с эмпирическими коэффициентами, учитывающей зависимость λ_p' от количественного соотношения основных компонентов вина [13]

$$\lambda_p' = \lambda_0 - \left(0,5 \cdot K_c + 0,307 \cdot K_s + 0,068 \cdot \frac{\rho_p}{\rho_0} \right) \quad (5)$$

где λ_0 – коэффициент теплопроводности воды при заданной температуре, Вт/(м·К); K_c, K_s – концентрация в вине соответственно спирта и экстракта, доли от единицы (по массе); ρ_p, ρ_0 – соответственно плотность вина и воды при заданной температуре, которые определяются по справочным таблицам [14], кг/м^3 ; $0,068 \cdot (\rho_p / \rho_0)$ – поправка на влияние неучтенных компонентов, Вт/(м·К).

Расчет удельной теплоемкости вин проводится по принципу аддитивности [15], учитывая удельные теплоемкости и массовые доли отдельных компонентов в вине

$$C_p = a_e \cdot C_{pe} + a_{cn} \cdot C_{pcn} + a_s \cdot C_{ps} \quad (6)$$

При расчете числа Шмидта $Sc = \nu_p / D_p$ и числа Шервуда $Sh = (\beta \cdot h_{\lambda}) / D_p$ коэффициент диффузии преобладающего в растворе компонента (D_p , м²/с) при заданной температуре определяется по уравнению

$$D_p = \frac{273 + t_p}{293} \cdot D_{(293)} \cdot \frac{\mu_{p(293)}}{\mu_{p(t_p)}} \quad (7)$$

где $D_{(293)}$ – диффузия преобладающего компонента в растворе при 20°C (для этилового спирта $D_{(293)} = 1,0 \cdot 10^{-9}$ м²/с); $\mu_{p(293)}, \mu_{p(tp)}$ – коэффициенты динамической вязкости при температуре 20°C и текущей соответственно, Па·с.

Важным этапом в расчетах процесса массопереноса является определение коэффициента массоотдачи (β , м/с), который характеризует скорость роста блока льда на единице поверхности кристаллизатора за единицу времени при изменении концентрации неводных компонентов в растворе на один процент.

$$\beta = \frac{L_{\lambda}}{F_{\lambda} \cdot \rho_p \cdot (C_{t_{kp}} - C_{t_p}^{cp})} \quad (8)$$

где $C_{t_{кр}}$ – концентрация неводных компонентов виноматериала при $t_{кр}$, кг/кг; $C_{t_p}^{cp}$ – среднее значение концентрации неводных компонентов виноматериала при t_p , кг/кг.

По данным таблицы 1 и по формуле (8) рассчитаны значения коэффициента массоотдачи, которые представлены на рисунке 6. Анализ рисунка показывает, что коэффициент массоотдачи уменьшается и с понижением температуры поверхности кристаллизатора и с повышением концентрации неводных компонентов в вине. Опытные точки сгруппированы в зависимости от температурного режима процесса вымораживания и от концентрации неводных компонентов.

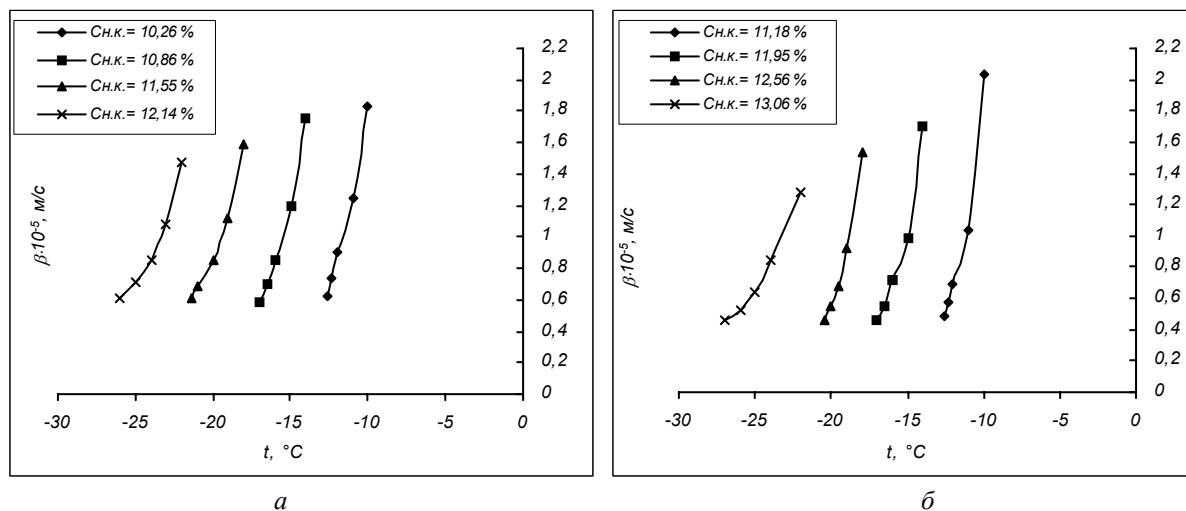


Рис. 6 – Зависимость β от температуры поверхности кристаллизатора и концентрации неводных компонентов белого (а) и красного (б) столового вина

В результате проведенной обработки данных получены значения чисел подобия при различных температурах поверхности испарителя (табл. 2).

Таблица 2 – Результаты расчетов чисел подобия для столовых сухих вин

Вино-материал	Температура испарителя, °C	Концентрация неводных компонентов в растворе, % мас	Pr	Gr·10 ⁻³	Sc	Ra·10 ⁻³	Sh
Белый	-10	9,61	25,86	11879	6081	307195	6530
	-12	10,9	28,69	15122	7057	433870	2649
	-14	9,98	26,43	18599	6257	491594	7063
	-17	11,74	30,18	19595	7499	591396	2407
	-18	10,33	27,17	26356	6492	716111	6448
	-21	12,77	32,27	21305	8147	687522	2665
Красный	-22	10,54	27,93	30195	6762	843361	6064
	-26	13,73	34,35	23521	8799	807948	2678
	-10	10,74	24,61	16738	5395	411933	6860
	-12	11,62	26,04	17117	5803	445751	1670
	-14	11,34	25,32	22937	5554	580768	5941
	-17	12,55	28,24	23856	6508	673693	1759
	-18	11,87	27,27	23705	6231	646436	5594
	-20	13,24	30,32	24325	7215	737562	1940
	-22	12,44	27,83	30090	6333	837417	4809
	-27	13,67	31,76	29283	7764	930049	1906

В результате математической обработки массива экспериментальных данных определяли константы c , m и n в выражении (1). В результате проведенной обработки данных (рис. 7) получено уравнение в обобщенных переменных, описывающее массообмен в процессе разделения красных и белых вин мето-

дом блочного вымораживания и имеющем вероятную ошибку $\pm 8\%$. Уравнение рекомендуется для расчета интенсивности процесса вымораживания воды из виноматериалов для различных сочетаний технологических и режимных параметров в диапазоне $2,7 \cdot 10^8 \leq Ra \leq 9,3 \cdot 10^8$; $3,4 \cdot 10^3 \leq Sc \leq 14,8 \cdot 10^3$; $17,50 \leq Pr \leq 50,06$.

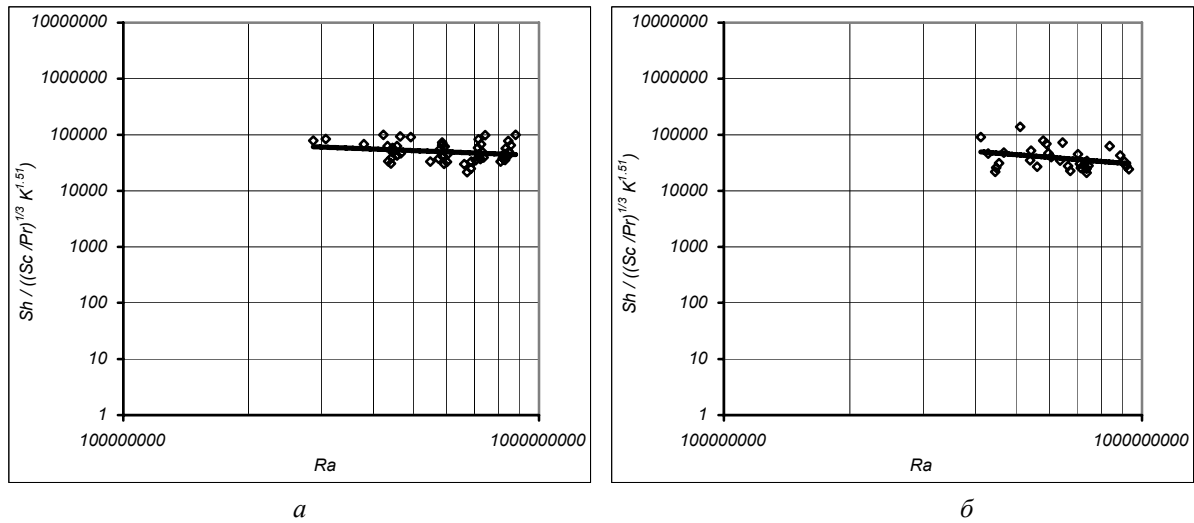


Рис. 7 – Результаты экспериментальных данных по массообмену процесса вымораживания белых (а) и красных (б) сухих вин

$$Sh = 2 \cdot 10^8 \cdot Ra^{-0,4218} \cdot \left(\frac{Sc}{Pr} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot K^{1,51} \quad (9)$$

Инженерная методика расчета процесса вымораживания

На основе уравнений (1 – 9) разработан алгоритм, который позволяет находить внутренние параметры математической модели при заданной совокупности внешних. Последовательность вычислительных и логических действий, обеспечивающих решение поставленной задачи, представлена графическим способом – блок-схемой (рис.8). Задавшись концентрацией неводных компонентов исходного вина C_n и концентрата C_k , объемом исходного продукта V_n , его температурой t_n , а также конструктивными параметрами установки – диаметрами стержня кристаллизатора d_u и концентратора d_k можно рассчитать:

- теплофизические характеристики вина в данный момент времени τ и при данной температуре раствора t_p : теплоемкости воды $C_{pв}$, спирта $C_{pсп}$ и раствора C_p , коэффициенты динамической μ_p и кинематической ν_p вязкости, теплопроводность λ_p и температуропроводность a_p вина;
- значения чисел подобия, коэффициент массоотдачи β , площадь поверхности блока льда $F_{ли}$, массу $M_{ли}$ и объем $V_{ли}$ блока льда, диаметр блока льда $d_{ли}$;
- объем незамерзшей части вина (жидкости) $V_{жид}$;
- концентрацию неводных компонентов в высокоалкогольной фракции C_i в данный момент времени τ и при данной температуре поверхности испарителя t_u .

В случае выполнения условий $C_i = C_k$ и $t_u = t_n$ расчет считается законченным и к печати выводятся значения технологических и режимных параметров процесса вымораживания. В противном случае задается новое приближение τ (при $C_i \neq C_k$) или t_u (при $t_u \neq t_n$) и расчет повторяют до выполнения условия.

Выводы

На основании экспериментальных данных по кинетике льдообразования установлено, что формирование блока льда при разделении столовых сухих вин методом вымораживания зависит от температуры поверхности испарителя, продолжительности процесса, а также от химического состава исходного продукта. В результате выполненных экспериментальных и расчетных исследований, обоснованы режимы вымораживания столовых сухих вин. Полученное в результате обобщения экспериментальных данных по массообмену соотношение (9) может быть использовано для оптимизации режимных и конструктивных параметров вымораживающих установок.

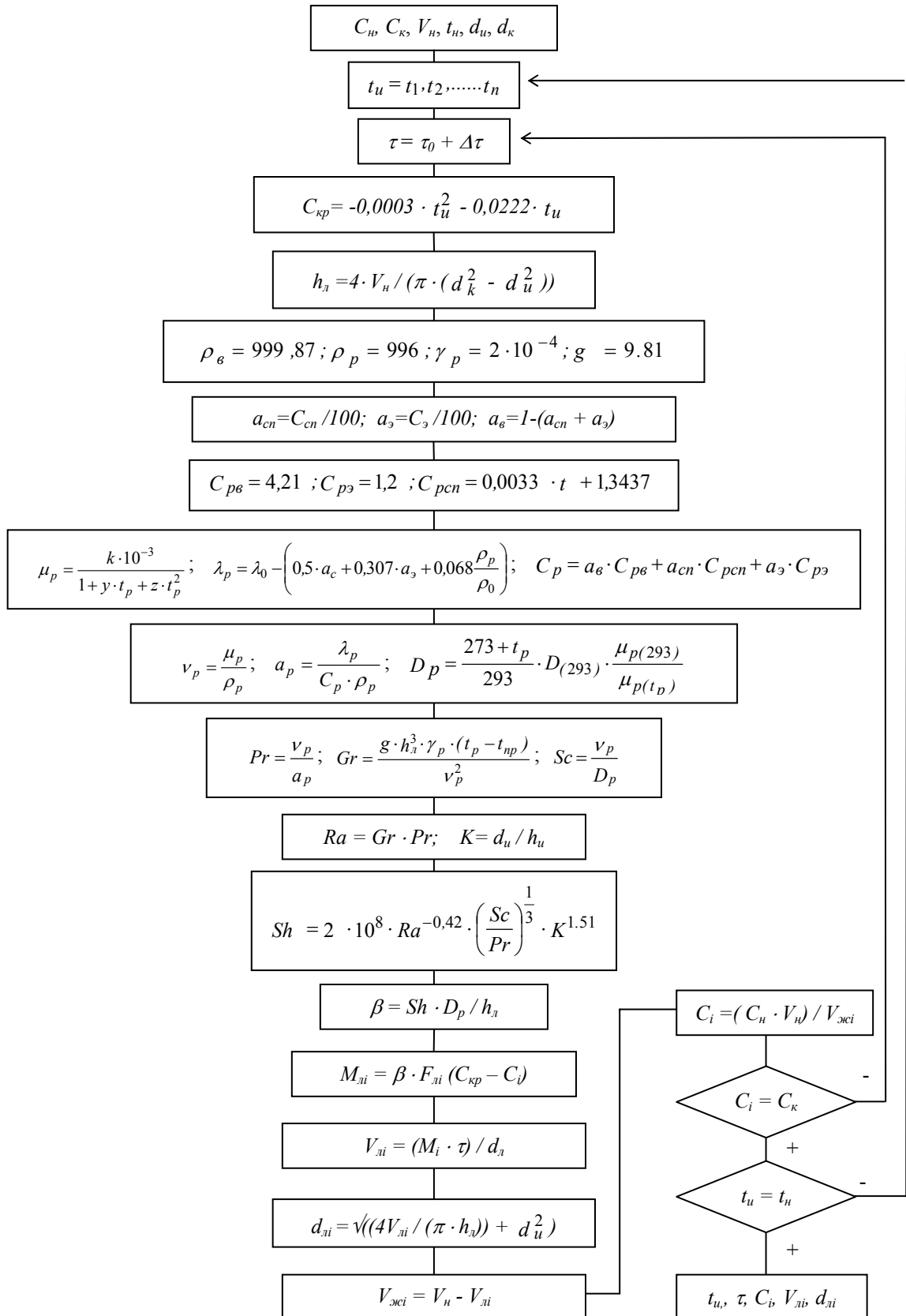


Рис. 8 – Блок – схема расчета продолжительности процесса вымораживания столовых сухих вин

Литература

1. Сидоров В.М., Луговская О. Слабоалкогольные напитки как прекрасная альтернатива крепким спиртным напиткам. // Food & Drinks – 2005 – № 4 – с. 94 – 95.
2. Филановский А. Слабоалкогольная стабилизация. Украинский рынок слабоалкогольной продукции, 2004-2005 гг. // Food & Drinks, 2005. – № 4. – с. 88 – 91.
3. Солодун А. Взгляд на Запад: о некоторых аспектах состояния современного рынка слабоалкогольных напитков Западной Европы. // Пиво и напитки. – 2003 – № 6 – с. 8 – 9.
4. Буртов О.А., Разуваев Н.И. Методы концентрирования соков и вин (Обзор). – М.: ЦНИИТЭИ Пищепром, 1971. – 35 с.
5. Холодильные установки / Чумак И.Г., Чепурненко В.П. и др.; под ред. д-ра техн. наук, проф. И.Г.Чумака. – М.: Агропромиздат, 1991. – 495 с.
6. Грубы Я. Производство замороженных продуктов / Пер. с чешск., ред. и предисл. д-ра техн. наук, проф., И.Ф.Бугаенко. – М.: Агропромиздат, 1990. – 336 с.
7. Ковалевский К.А., Ксенжук Н.И., Слезко Г.Ф. Технология и техника виноделия. – Киев: Фирма «ИНКОС», 2004. – 560 с.
8. Патент 1716976 Российской Федерации. Способ получения вымораживанием концентрированных жидких пищевых продуктов / Бурдо О.Г., Горыкин С. Ф. Опубл. 29.02.92. Бюл. № 8.
9. Физико-технические основы холодильной обработки пищевых продуктов / Аверин Г.Д., Журавская Н.К., Каухчешвили Э.И. и др.; Под ред. Э.И.Каухчешвили. – М.: Агропромиздат, 1985. – 255 с.
10. Валушко Г.Г. Технология виноградных вин. – Симферополь: «Таврида», 2001. – 624 с.
11. Кафаров В.В. Основы массопередачи. М.: «Высшая школа», 1979. – 439 с.
12. Справочник по теплообменникам (в 2 – х т.) / Пер. с англ., под ред. Б.С. Петухова. – М.: Энергопромиздат, 1987. – 560 с.
13. Лабораторный практикум по курсу «Технология вина»/ А.А. Мержаниан, В.Ф. Монастырский, И.Б. Платонов и др.; под ред. А.А.Мержаниана. – М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1981. – 216с.
14. Аношин И.М., Мержаниан А.А. Физические процессы виноделия. – М.: Пищевая промышленность, 1976. – 376 с.
15. Радионова О.В., Осипова Л.А., Бурдо О.Г. Балансовые модели при разделении виноматериалов вымораживанием // Холодильная техника и технология. – 2005. – № 5 (97). – с. 105 – 108.

РАСЧЕТ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ СУШКИ ПО УРАВНЕНИЯМ КИНЕТИКИ С УЧЕТОМ КОНСТРУКТИВНЫХ ОСОБЕННОСТЕЙ СУШИЛОК

Станкевич Г.Н.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Продолжительность процесса сушки является одним из важнейших параметром работы любой сушилки. Продолжительность процесса сушки τ от начальной W_n до конечной W_k влажности можно определить на основании уравнений кинетики сушки, представляющими собой в явном или неявном виде функциональные зависимости $W=f(\tau)$ или $dW/d\tau=f(W)$. Однако, многие способы описания кинетики сушки представлены трансцендентными уравнениями и для определения τ требуют применения специальных вычислительных процедур. Кроме того, уравнения кинетики и входящие в них эмпирические коэффициенты получают при постоянных на протяжении всего процесса температурных режимах сушки. Это накладывает ограничения на применение уравнений кинетики для расчета продолжительности сушки в реальных сушильных установках, работающих, как правило, по многоступенчатым температурным режимам. Так, шахтные зерносушилки типа ДСП-32-ОТ имеют по две сушильные зоны, спаренные агрегаты ДСП-32ОТ-2 — по 4, а реконструированные — 5...6 сушильных зон. Ленточные сушилки типа СПК и КСК также имеют 4 либо 5 лент (зон), работающих в различных температурных режимах.

Моделирование в лабораторных условиях процесса сушки как правило возможно только для относительно небольшого количества сушильных зон (не более 1...2) и практически затруднено при многоступенчатой температурной сушке из-за значительного возрастания числа возможных вариантов режимов сушки. Таким образом, использование уравнений кинетики для определения продолжительности одно- и многоступенчатых процессов сушки требует разработки специальных способов и алгоритмов расчета, а также их программного обеспечения, позволяющих достичь на ЭВМ требуемую точность вычислений.

Одним из способов, позволяющих определить τ при многоступенчатой сушке, связан с представлением коэффициентов уравнений кинетики в виде функциональных зависимостей от режимов сушки. Так, например, если среднюю скорость сушки N в уравнении для первого периода сушки

$$\tau_1 = (W_1 - W)/N, \quad (1)$$

коэффициенты A , β , m , а также равновесное W_p и критическое влагосодержание $W_{кр}$, входящие в уравнение кинетики сушки Г.К.Филоненко [1] для второго периода сушки

$$\tau_2 = \left\{ \frac{A}{1-m} [(W - W_{кр})^{1-m} - (W - W_p)^{1-m}] + \beta(W_{кр} - W) \right\} / N, \quad (2)$$

либо величину коэффициента сушки K , равновесное W_p и критическое влагосодержание $W_{кр}$ в уравнении М.В.Лыкова [2] для второго периода сушки

$$\tau_2 = \frac{1}{K} \ln \frac{W_{кр} - W_p}{W - W_p}, \quad (3)$$

выразить в виде зависимостей N , A , β , W_p , $W_{кр}$, $K = f(t, h, v, \dots)$, то, задавая значения режимных параметров (температуры t и скорости v сушильного агента, толщины слоя материала h и др.) на каждой i -той ступени (зоне) сушки, можно определить соответствующие значения времени сушки τ_i , а затем и общую продолжительность сушки $\tau_{общ}$ от начальной W_n до конечной влажности W_k .

Таким образом, расчет продолжительности многоступенчатой сушки материала по уравнениям кинетики сушки возможен, если известны влажности материала в начале и конце каждой сушильной зоны, а также температурные и другие режимы сушки. Однако, чаще всего значения влажностей по зонам сушилок не известны, а задана только конечная влажность. С другой стороны, между продолжительностями сушки в сушильных зонах сушилки обычно существует определенная взаимосвязь (соотношения), обусловленная способом перемещения материала в сушилке либо конструктивными особенностями самой сушилки. Например, в шахтных зерносушилках используется гравитационное перемещение зерна при открывании выпускного механизма. При этом, в установившемся режиме работы сушилки и ее выпускного механизма, исходя из соблюдения условия неразрывности потока зерна будет соблюдаться определенное соотношение между временем нахождения зерна в сушильных зонах, вытекающее из соотношений объемов зерна в зонах или длин сушильных зон, определяемых конструкцией сушилок.

Аналогичная картина наблюдается и при сушке материалов на ленточных многоярусных сушилках [3], в которых перемещение лент 1, 3 и 5 осуществляется от одного приводного устройства, а ленты 2 и 4 — от другого. При этом, скорости перемещения лент 1, 3 и 5, а также 2 и 4 и, соответственно, время сушки на них определяются конструктивно передаточным отношением приводных устройств. Таким образом, задавшись скоростью движения 1-й и 2-й ленты (либо влажностями в конце 1-й и 2-й лент) и определив продолжительность сушки на них τ_1 и τ_2 , в силу конструктивной взаимосвязи между лентами автоматически становятся известными (с учетом передаточных отношений) продолжительности сушки на всех остальных лентах (τ_3 , τ_4 и τ_5) и, соответственно, общее время сушки, равное их сумме.

Вычислить же соответствующие τ_3 , τ_4 и τ_5 значения влажности напрямую из уравнений (см. например, уравнения Г.К. Филоненко (2)) без применения специальных вычислительных процедур невозможно в силу их трансцендентности или иррациональности. Кроме того, по условию технологии, в конце последней ленты нужно получить заданную влажность продукта $W_5 = W_k$.

Таким образом, задача расчета продолжительности многоступенчатых режимов сушки в реальных сушилках существенно усложняется. Сложность заключается еще и в том, что в расчетах необходимо многократно пересчитывать W_i и τ_i в зонах сушилки по трансцендентным или иррациональным уравнениям кинетики, пока не будет достигнута заданная влажность материала в конце сушки. А это требует использования специальных численных методов решения уравнений кинетики относительно W_i и разработки соответствующих вычислительных алгоритмов.

Сформулируем задачу таким образом. При заданных температурных режимах сушки определить по известному уравнению кинетики сушки $\tau = f(W)$ общую продолжительность сушки $\tau_{общ}$ от начальной W_n до конечной W_k влажности, а также распределение влажностей материала W_i и времени сушки τ_i в каждой из n зон сушилки с учетом конструктивно заданных соотношений $\tau_1 : \tau_2 : \dots : \tau_i : \tau_{n-1} : \tau_n$. Такая задача представляет собой поверочный расчет сушилки, при котором, в отличие от проектного расчета сушилки, можно выявить при заданных температурных режимах, начальной W_n и конечной W_k влажностях материала производительность реальной сушилки и другие ее характерные параметры.

Поскольку для описания кинетики сушки $\tau = f(W)$ используются трансцендентные или иррациональные уравнения вида (1), (2) и другие, то его решение относительно W и задачи в целом может быть получено только с какой-то погрешностью, зависящей от применяемой вычислительной процедуры. Для обеспечения необходимой точности вычислений, сокращения количества итерационных пересчетов и

обеспечения быстрой сходимости вычислительной процедуры наиболее целесообразно применение метода дихотомии (половинного деления). Метод предполагает решение задачи в два этапа. На первом этапе происходит отделение корней уравнения кинетики (W), а на втором происходит их уточнение до обеспечения необходимой точности вычислений.

Последовательность расчета продолжительности ступенчатой (многозонной) сушки материала с учетом конструктивных особенностей сушилки приведена в виде блок-схемы на рис. 1.

Согласно блок-схеме алгоритма расчета, приведенного на рис. 1 в блоке 1 вводят исходные данные для расчета — начальную W_n и конечную W_k влажности материала, количество n ступеней сушки (сушильных зон), температуры агента сушки t_i по ступеням, параметры, характеризующие слой материала (в зависимости от типа сушилки это может быть, например, удельная нагрузка q либо толщина слоя h и др.), относительную продолжительность сушки в каждой зоне τ_i^* (либо соотношения, характеризующие конструктивные взаимосвязи потока материала в сушильных зонах), а также интервал квантования по времени Δt и допустимые погрешности вычислений влажности ε_w и времени сушки ε_t .

Как уже отмечалось, решение задачи проводится в две стадии, каждая из которых состоит из нескольких этапов. На первом этапе производится ориентировочное определение общей продолжительности ступенчатой сушки материала в сушильных зонах. Для этого, в блоке 2 предварительно, исходя из опыта работы сушилок, задают ориентировочно значение влагосъема в каждой сушильной зоне ΔW_i , на основе которых определяют в первом приближении влажности материала по зонам сушилки W_i , а затем, используя подпрограмму TAUWC (блок 3), рассчитывают соответствующее им время сушки τ_i . Просуммировав τ_i (блок 4), находят общую продолжительность нахождения материала в сушилке $\tau_{\text{общ}}$.

В следующей группе блоков алгоритма (блоки 5...11) в первом приближении производится уточнение полученного общего времени сушки. Для этого $\tau_{\text{общ}}$ опять разделяют в блоке 5 на τ_i , но уже в соотношениях, вытекающих из конструкции сушилки и подпрограммой WCTAU вычисляют значение W_i в зонах сушилки. Далее проверяют (блок 7), достигнута ли на выходе из последней зоны сушки (n) заданная влажность материала W_k . Если материал недосушен ($W_n > W_k$), то время сушки $\tau_{\text{общ}}$ в блоке 8 увеличивают на величину интервала квантования Δt . В противном случае (при $W_n < W_k$) — в блоке 9 $\tau_{\text{общ}}$ уменьшают на ту же величину Δt . Далее, в блоке 10 проверяют, достигнута ли точность определения конечной влажности W_n . Если окажется, что разность $|W_n - W_k|$ меньше заданной погрешности вычислений ε_w , то решение задачи заканчивают, определив в блоке 19 истинные величины влагосъемов по зонам ΔW_i .

Если же требуемая точность вычисления влажности W_k не достигнута, то после проверки в блоке 11 момента перехода через заданную конечную влажность W_k , расчеты повторяют, начиная с блока 5. После того, как в блоке 8 и 9 найден интервал $\tau_1 \dots \tau_2$ ($\tau_2 - \tau_1 = \Delta t$), в котором лежит истинное время сушки до W_k , переходят ко второму этапу решения задачи — уточнению $\tau_{\text{общ}}$. Для обеспечения требуемой точности определения $\tau_{\text{общ}}$ при минимальном количестве расчетов, был использован метод дихотомии (половинного деления). Для его реализации предназначены блоки 11...17. В блоке 11 вычисляется среднее между τ_1 и τ_2 значение времени сушки $\tau_{\text{общ}}$, которое затем делится на τ_i в заданном соотношении (аналогично блоку 5). Далее, при помощи подпрограммы WCTAU (блок 5) вычисляется влажность материала W_i в каждой зоне, соответствующая сушке в течение времени τ_i и проверяется (блок 14) достигнута ли конечная влажность W_k на выходе из последней зоны n . Если материал недосушен, то в блоке 15 τ_1 принимает значение τ_x , а если материал пересушен, то в блоке τ_2 принимает значение τ_x . Если при этом значения τ_1 и τ_2 отличаются между собой на величину больше необходимой точности определения τ (блок 17), то расчеты повторяют, начиная с вычисления нового значения τ_x (блок). В противном случае при достижении необходимой точности вычислений находят общее время сушки (блок 12), влагосъемы в отдельных зонах ΔW_i (блок 19), соответствующие τ_i и, наконец, в блоке 20 выводят полученные значения W_i , ΔW_i , τ_i и $\tau_{\text{общ}}$ на печать.

Как видно из рассмотренной блок-схемы (см. рис. 1), вычисление влажности материала и продолжительности его сушки в любой из сушильных зон (лент) сушилки с использованием одного и того же уравнения кинетики, (например, 1) производится по разработанным подпрограммам соответственно WCTAU и TAUWC, блок-схемы которых приведены на рис. 2. Особенности указанных подпрограмм заключаются в следующем.

Исходными данными для работы подпрограммы TAUWC являются влажность материала на входе W_{i-1} и выходе W_i сушильной зоны (ленты), удельная нагрузка q (либо другие параметры слоя материала), температура агента сушки в i -той зоне t_i (блок 1). Кроме того, к исходным данным можно отнести функциональные зависимости N от q и τ_i , а также $W_{кр}$, W_p , A и β от τ_i , задаваемые для вычисления параметров кинетики в блоках 2 и 3. При вычислении τ по уравнению кинетики (2) в зависимости от значений W_{i-1} , W_i и $W_{кр}$ возможны три варианта (см. рис. 3 а, б и в). Если $W_i > W_{кр}$, то вычисляется значение τ_1 при сушке в первом периоде (блоки 4 и 5), а если $W_{i-1} > W_{кр}$, то вычисляется τ_2 при сушке во втором периоде

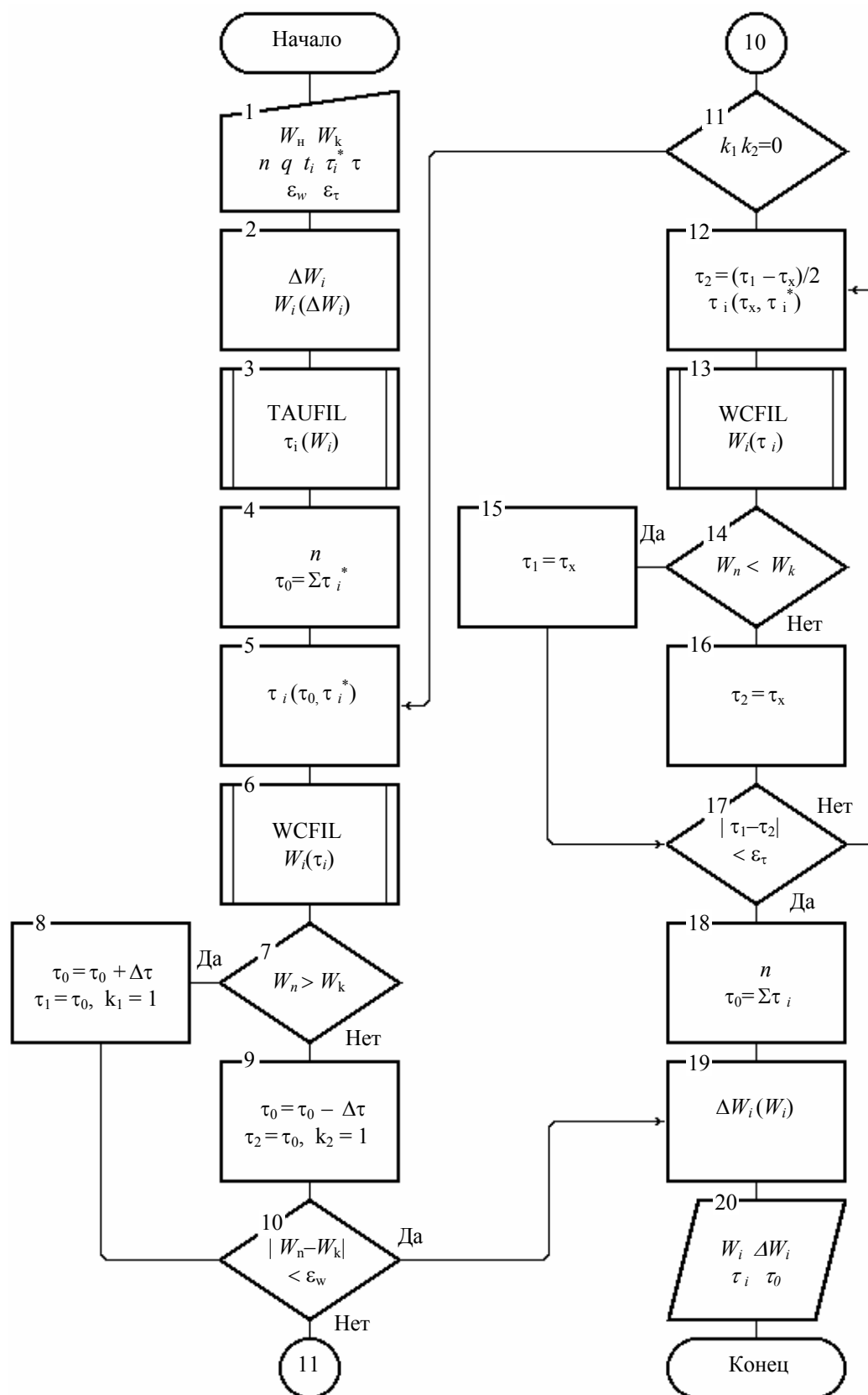


Рис. 1 – Блок-схема алгоритма расчета продолжительности ступенчатой сушки материала

(блоки 6 и 7). В противном случае в блоке 8 вычисляется τ по уравнениям для продолжительности сушки в первом (1) и во втором периодах (2). Рассчитанное по одному из вариантов значение продолжительности сушки в сушильной зоне выводится на печать в блоке 9.

Исходными данными для работы подпрограммы WCTAU являются влажность материала на входе в сушильную зону (ленту), температура агента сушки в этой зоне t_i , удельная нагрузка q , продолжительность сушки материала в зоне τ_i , а также требуемая точность вычисления влажности ε_w (блок 1). Смысл и обозначение некоторых других параметров этой подпрограммы видны из рис. 3 (з). Работает алгоритм следующим образом. В блоке 2 задается возможный диапазон значений на входе и выходе из сушильной зоны $W_1 < W_i < W_2$, т.е. определяется интервал $W_1 \dots W_2$, в котором лежит искомое решение W_i . В первом приближении $W_1 = W_{i-1} + \Delta W$. Для вычисления W_p используется та же зависимость, что и в подпрограмме TFUWC. Величина ΔW (см. рис. 5.3 з) должна быть сравнительно небольшой, чтобы при сушке в последней зоне не было варианта, когда $W_2 > W_k$. В нашем случае было принято $\Delta W = 0,1 \%$.

Дальнейшее уточнение влажности W_i производится в процессе циклических расчетов в блоках 3...8. Сущность итерационных расчетов заключается в том, что в блоке 3 вычисляется среднее значение W_x , используя которое в блоке 4 подпрограммой TAUFIL определяется τ_x . Если найденное значение τ_x в блоке 5 окажется меньшим, чем заданная продолжительность сушки в i -той зоне τ_i , то значение W_x присваивается в блоке 6 влажности W_1 (точка 1 на рис. 3 з), в противном случае (блок 7) — влажности W_2 (точка 2 на рис. 3 з). Если при этом окажется (блок 8), что значения W_1 и W_2 отличаются между собой на величину меньшую, чем допустимая ошибка вычисления влажности ε_w , то значение W_x и есть искомая влажность W_i в конце сушильной зоны, соответствующая времени τ_i . Полученное значение $W_i = W_k$ (блок 9) выводится далее в блоке 10 на печать и используется затем в основной программе.

Подпрограмма TAUWC (см. рис. 2 б), используемая как в основном алгоритме (рис. 1), так и в описанной выше подпрограмме WCTAU (рис. 2 а), предназначена для вычисления продолжительности сушки τ_i в зависимости от заданных значений влажности в начале W_{i-1} и конце W_i сушильной зоны при известных температурных режимах τ_i и удельной нагрузке q , являющихся исходными данными для работы указанной подпрограммы (блок 1). В начале, в блоках 2 и 3, в зависимости от температуры τ_i вычисляются значения W_p , $W_{кр}$, A и β , а также определяется $N = f(\tau_i, q)$. Далее, в логических блоках 4 и 5 в зависимости от значений W_{i-1} , W_i и $W_{кр}$ выбирается из трех возможных соответствующий вариант расчета времени сушки τ_i (см. рис. 3 а, б, в) и, таким образом, определяется τ_i , которое затем в блоке 9 выводится на печать и используется в дальнейших расчетах.

Исходными данными для работы подпрограммы WCTAU являются влажность материала на входе в сушильную зону (ленту), температура агента сушки в этой зоне t_i , удельная нагрузка q , продолжительность сушки материала в зоне τ_i , а также требуемая точность вычисления влажности ε_w (блок 1). Смысл и обозначение некоторых других параметров этой подпрограммы видны из рис. 3.

Подпрограмма TAUWC (см. рис. 2 б), используемая как в основном алгоритме (см. рис. 1), так и в описанной выше подпрограмме WCTAU (см. рис. 2 а), предназначена для вычисления продолжительности сушки τ_i в зависимости от заданных значений влажности в начале W_{i-1} и конце W_i сушильной зоны. Исходными данными для работы подпрограммы TAUWC являются влажность материала на входе W_{i-1} и выходе W_i сушильной зоны (ленты), удельная нагрузка q (либо другие параметры слоя материала), температура агента сушки в i -той зоне t_i . Кроме того, к исходным данным можно отнести функциональные зависимости N от q и τ_i , а также $W_{кр}$, W_p , A и τ от τ_i , задаваемые для вычисления параметров кинетики в блоках 2 и 3. При вычислении τ по уравнению кинетики (1, 2) в зависимости от значений W_{i-1} , W_i и $W_{кр}$ возможны три варианта, показанные на рис. 3 (а, б и в).

В соответствии с описанным алгоритмом были составлены на языке Turbo Paskal программа KINETIKA и подпрограммы WCTAU и TAUWC. Результаты расчета по разработанным программам кинетики сушки проросшего ячменя на ленточной сушилке типа СПК-90 при удельной нагрузке $q = 8 \text{ кг/м}^2$ приведены в табл. 1. Указанные программы были апробированы также при расчете режимов сушки шпината и подтвердили хорошую сходимость расчетных и производственных данных [4].

Следует подчеркнуть, что учет конструкции сушилки позволяет кроме расчета продолжительности сушки уточнить влагосъемы ΔW по зонам сушилки в соответствии с конструктивно заданными соотношениями скоростей лент. Поэтому, в качестве исходных данных для расчетов используется только начальная и конечная влажности материала, параметры его слоя (удельная нагрузка на ленту) и распределение температур агента сушки по зонам сушки. Очевидно, что дополнив данный алгоритм уравнениями материального и теплового балансов и соответствующими другими данными, кроме расчета продолжительности ступенчатой сушки можно решить и задачу выбора оптимального режима сушки по одному из принятых критериев оптимальности [5].

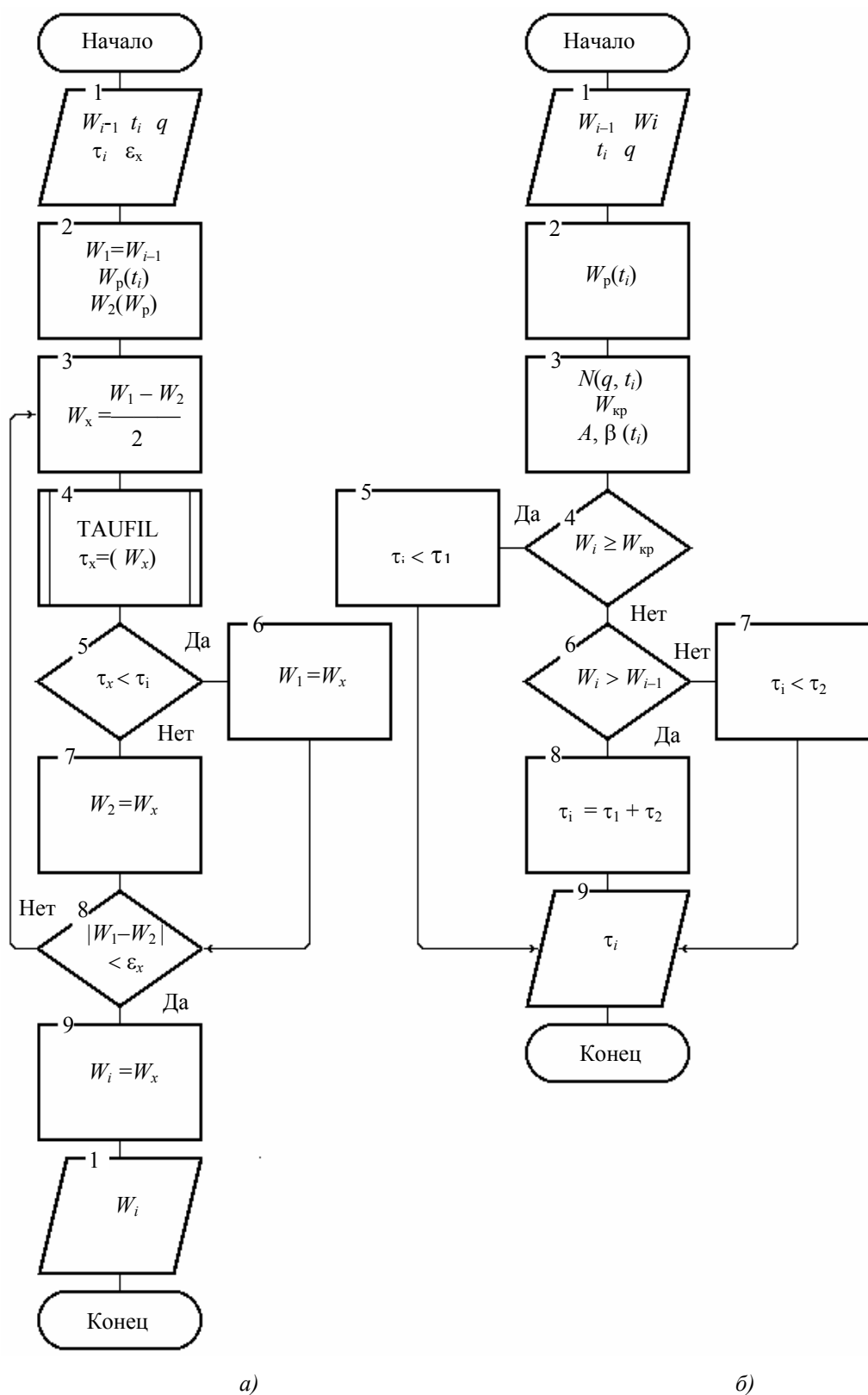


Рис. 2 – Блок-схемы алгоритмов программ WCFIL (а) и TAUFIL (б) для расчета влажности и продолжительности сушки материала

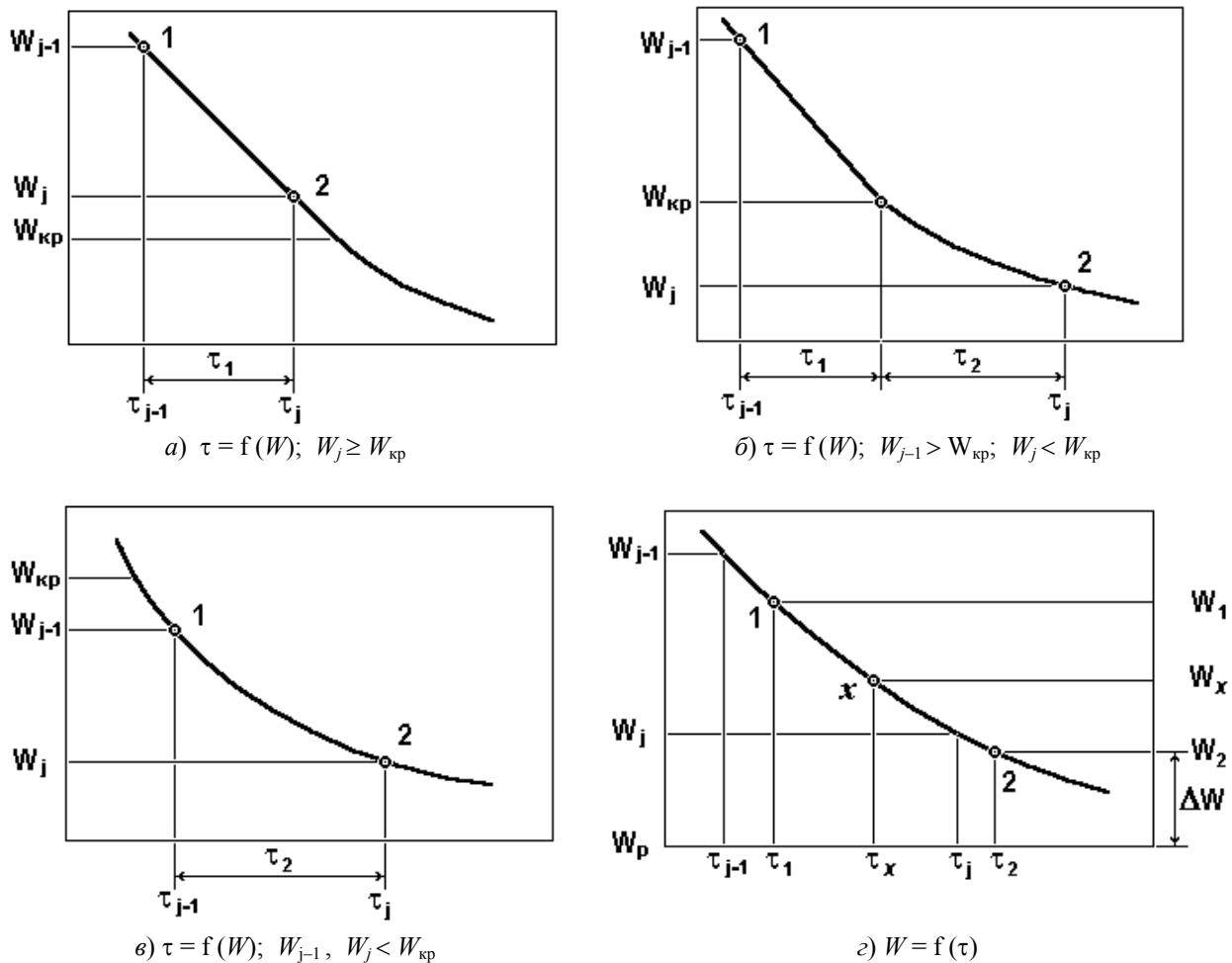


Рис. 3 – Обозначения параметров в различных вариантах расчета кинетики ступенчатой сушки

Таблица 1 – Результаты расчета ступенчатой сушки пророщенного ячменя в сушилке СПК-90

Номер ленты	Влажность, %		ΔW	$t, ^\circ\text{C}$	Время сушки в сушилке по уравнению кинетики, мин			
	W_1	W_2			без учета конструкции		с учетом конструкции	
					τ_i	$\tau_{\text{общ}}$	τ_i	$\tau_{\text{общ}}$
1	48,00	41,00	0,532	100	4,56	4,56	8,63	8,63
2	41,00	26,50	0,274	90	11,22	15,78	9,20	17,82
3	26,50	17,76	0,120	80	13,61	29,39	9,46	27,28
4	17,76	14,84	0,052	70	15,33	44,72	10,51	37,79
5	14,84	14,00	0,021	60	14,32	59,04	15,15	52,94

Литература

1. Сушка пищевых растительных материалов /Г.К.Филоненко, М.А.Гришин, Я.М.Гольденберг, В.К.Коссек. – М.: Пищевая пром-сть, 1971. – 439 с.
2. Лыков М.В. Теория сушки. – М.: Энергия, 1968. – 472 с.
3. Гришин М.А., Атаназевич В.И., Семенов Ю.Г. Установки для сушки пищевых продуктов: Справочник. – М.: Агропромиздат. – 215 с.
4. Исследование кинетики многоступенчатой сушки шпината /Л.Н.Пилипенко, Г.Н.Станкевич, М.А.Гришин, Л.Д.Зеленская // Известия вузов. Пищевая технология, № 2–3, 1993. – С. 72–74.
5. Пилипенко Л.Н. Станкевич Г.Н., Зеленская Л.Д. Оптимизация режимов сушки шпината. Тез. докл. 52-й юбилейной конф. ин-та. – Одесса: ОТИПП, 1992. – С. 101

ВЛИЯНИЕ СПОСОБА, СТЕПЕНИ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ СОЕВЫХ БОБОВ И ТЕРМООБРАБОТКИ НА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ВОДНЫХ СУСПЕНЗИЙ

Ганзенко В.В.

Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Качество готовых продуктов, изготовленных полностью или с включением растительного сырья в значительной степени зависит от степени и способа измельчения его. В данной работе представляются результаты исследования влияния микроструктуры измельченного зерна сои на технологические свойства водных суспензий: на набухаемость, влагоудерживание, эмульгирующую и маслоудерживающую способности.

В исследованиях использовались измельченное в миксере с 3000 — 4000 об/мин. в течение 3 минут зерно сои (далее «мука»), зерно сои, измельченное в экструдере при давлении 3540 атм. и температуре 140 °С (далее экструдат) в течение 30 сек., при этом максимальная температура поддерживается только 5 — 6 с.

Изучение микроструктуры порошков, суспензий, смесей производилось с помощью микроскопа «Биолам» при увеличении 15·90 и системой обсчета объект—микрометра.

На рис.1 показана микроструктура муки и экструдата. Как видно, мука как из сырого, так и обжаренного зерна имеет «крупенчатую» структуру с максимальным размером частиц до 75 мкм. Форма частичек близка к тетраэдральной.

Микроструктура экструдата принципиально отличается от муки. Экструдат представляет собой пластинчатую структуру с размером плоскости правильной формы вытянутыми в направлении деформации 85 — 95 мкм.

Такая разница в микроструктуре объясняется различием способов измельчения. Зерно сои можно отнести к пластичным материалам. При воздействии внешних усилий на такие материалы напряжение не передается по всему объему зерна, а действует на поверхности, преодолевая силы взаимодействия молекул. При измельчении в миксере интенсивное механическое воздействие не нарушает внутренней структуры частиц и каждая из них несет полную информацию о структуре исходного удельного зерна.

При измельчении в экструдере зерно подвергается не только чисто механическому измельчению, но и высоким сдвиговым напряжениям, раздавливанию, растиранию с одновременным тепловым воздействием. Такой сложный механизм измельчения приводит к изменению структуры материала. На фотографии видны ассиметричные ячейки, вытянутые в направлении деформации, образованные, по — видимому, каркасом клетчатки зерна. Поскольку при экструдировании происходит практически полное разрушение клеток зерна, то жир сои переходит в свободное состояние, образуя множество мелких жировых шариков с размером от 1,5 до 6 — 8 мкм. Они отчетливо видны на фотографиях.

Можно предполагать, что при измельчении тем и другим способом в результате сложного механического и теплового воздействия изменяется состояние белков и крахмала. От длительности и уровня температурного воздействия на зерно зависит состояние белков, их структура. При предварительном обжаривании зерна белки подвергаются более длительному температурному воздействию, чем при экструдировании. Поэтому можно полагать, что при экструдировании изменения структуры белков минимальны.

Важным технологическим параметром порошков сои в процессе их переработки являются водоудерживание и набухание.

Водоудерживание — это способность связывать свободную воду, которая не удаляется центрифугированием, а только выпариванием, вымораживанием, т.е. это физико—механически и физико—химически связанная вода (адсорбционная вода).

Исследования проводились следующим образом.

Навеска муки и экструдата.

Для гидратации используется специальная воронка, в которой присутствует пористая стеклянная пластинка. При гидратации дно воронки закрывается пробкой для предохранения потерь воды. Гидратация проводится в течение 30 мин. при комнатной температуре (19 — 22 °С), после гидратации пробка снимается. Воронку помещают в центрифужную пробирку и центрифугируют 20 мин при 800 об/мин. После центрифугирования воронку с оставшейся на стеклянном фильтре образцом взвешивают, затем высушивают в течение 4 ч при 106 °С и взвешивают повторно. Масса удаленной при сушке воды, отнесенная к высушенному твердому остатку, дает величину водоудерживающей способности.

Набухаемость — это восстановление сухого продукта, т.е. впитывание влаги и набухание при замачивании.

В процессе набухания участвуют все формы связи воды (физико–химическая, физико–механическая, химическая).

Набухаемость (восстановление) зависит от методов и режимов обработки соевых бобов, а также их остаточной влажности. Набухаемость оценивают либо коэффициентом набухаемости K , который показывает отношение увеличения массы продукта набухания, либо по коэффициенту B , показывающему восстановление массы сухого материала, в процентах к первоначальной массе до сушки.

$$K = \frac{G_2}{G_1} \quad \text{и} \quad B = \frac{G_2}{G_1} \cdot \frac{S_1}{S_2} \cdot 100\%$$

где G_1 и G_2 — масса навески до и после замачивания,

S_1 и S_2 — содержание сухих веществ в сырье и сухом образце, %.

Эксперимент проводился следующим образом.

В стеклянный стаканчик отвешиваем навеску образца, в 1 г, добавляем воду в количестве 3,5 г при температуре 19 — 22 °С, перемешав смесь, проводим гидратацию в течение 30 мин. Набухшую смесь высыпая на предварительно взвешенный сухой бумажный фильтр и взвешиваем. Очищенный влажный фильтр взвешиваем, а в набухшей смеси определяем содержание сухих веществ.

Результаты исследований представлены в таблице 1. Как видно, набухаемость экструдата на 20 % выше, чем набухаемость муки. Это можно объяснить тем, что количество воды, которая может быть поглощена частицами муки и экструдата зависит не только от его состава, но и от пористости материала, степени разрушения структуры клеток, скорости вытеснения воздуха с капиллярной системы сырья, смачиваемости вещества водой, особенностью массопереноса воды сквозь пористости стенки частицы. Сорбционные и другие свойства стенок капилляров (пористости) в результате совокупности физических и химических взаимодействий между водой, капиллярным раствором и материалом стенок капилляров изменяется во времени.

Таблица 1

Наименование продукта	Водоудерживание, %	Набухание (восстановление), %
Экструдат	100	121,8
Мука	150	91,2
Мука из сырого зерна	1,95	96,6

Разная структура измельченных частиц определяет различную степень водоудерживания.

Набухаемость муки и экструдата также отличается: муки сырой 96,6 %, муки обработанной 91,2 %, экструдата 121,8 %. Это можно объяснить различной дисперсностью, а также различными гидрофильными свойствами белков, о чем говорится выше (различная степень температурной обработки). Также значительное влияние на этот параметр может оказывать различная степень деструктивных изменений таких высокомолекулярных изменений, как крахмал и целлюлоза.

Важным технологическим параметром являются маслоудерживающая и эмульгирующая способность порошков: ТК муки обработанной 1,5; сырой 2,9; экструдата 3,5 (мг/г). МУС муки обработанной 2,55; сырой 2,5; экструдата 3,2 (мг/г).

Исследования проводились по следующей методике: в центрифужную пробирку на 30 мин кладут навеску 4 г и пипеткой вносят 20 мл подсолнечного масла при 20 °С перемешивают суспензию на протяжении 30 мин. Центрифугируют при 15000 об/мин на протяжении 15 мин и заменяют объем декантированной надосадочной жидкости (супенатанта)

$$\text{МУС} = (20 - a) \cdot 4,$$

где 20 количество подсолнечного масла (мл);

a — объем супенатанта (мл);

4 — навеска образца (г).

Результаты в табл.2.

Эмульгирующая способность (ТК) соевых компонентов определяется по максимальному количеству масла, вводимому в суспензию до достижения коацервации при определенных условиях (температура, соотношение образец: масло). Исследования проводились по следующей методике. Навеска соевого компонента 17 г помещают в стакан на 200 мл и прибавляют при помешивании 100 мл дистиллированной воды при температуре 20 °С. К постоянно перемешиваемому образцу из бюретки прибавляют расти-

тельное масло со скоростью 5 м/с до визуального наблюдения точки расслоения эмульсии (точка ацервации ТК (в мг/г) рассчитывают по формуле:

$$TK = a/17$$

где ТК – точка ацервации;

а – количество прибавленного масла, мл; 17 – навеска образца.

Таблица 2

Наименование продукта	Эмульгирующая способность, мл/г	Маслоудерживающая способность, мл/г
Экструдат	3,5	3,2
Мука	1,5	2,55
Мука из сырого зерна	2,9	2,5

Выводы:

— Методы диспергирования и термообработки соевых бобов существенно влияют на микроструктуру продуктов (порошкообразного и экструдата). Мука имеет «крупенчатую» структуру, форма частичек близка к тетраэдральной. Экструдат представляет пластинчатую структуру, форма вытянутая в направлении деформации, правильная.

Микроструктура муки и экструдата определяет технологические свойства: водоудерживание, набухание, маслоудерживающую и эмульгирующую способности.

ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЗНІМАННЯ ШКУР ТА ПРИНЦИП ЙОГО РОЗРАХУНКУ

Ощипок І.М., Варивода Ю.Ю.

Львівська національна академія ветеринарної медицини імені С.З. Гжицького

Питання знімання шкур з туш худоби і свиней є головним в забезпеченні якості сировини для шкіропереробних підприємств. Якість робіт з механізованого знімання шкур визначити дуже складно, оскільки на показники, що характеризують її, впливає багато факторів. Ці показники залежать не тільки від конструкції пристроїв, а й від фізико – механічних і технологічних властивостей об'єкта виробництва. Тому, обґрунтування способів знімання шкур та методам визначення їх якості слід приділяти значну увагу.

Обладнання для знімання шкур є матеріаломістким і енергоємним, не дозволяє знімати шкури з необхідним кутом, який залежить від віку, статі, вгодованості худоби. Використання лебідок для знімання шкур свиней позбавляє ці пристрої принципу універсальності. Для знімання шкур худоби та свиней запропоновано пристрій, в якому кут знімання шкур можна змінювати. Навантаженою ланкою цього пристрою є несуча направляюча з гнучким тягловим елементом. Нами досліджено навантаження, які виникають в пристрої і підібрані геометричні січення направляючої, як шарнірно-стержневої системи та розраховано тяглове зусилля і потужність двигуна з урахуванням коефіцієнту опору руху шкури.

Наведемо проектні параметри пристрою знімання шкур.

Тяглове зусилля, <i>кН</i>	29,4
Швидкість руху ланцюга, <i>м/с</i>	0,2
Потужність електродвигуна, <i>кВт</i>	6,38
Габаритні розміри, <i>мм</i>	6000
– довжина	1000
– ширина	6000
– висота	
Маса, <i>кг</i>	1000

Нами розраховано пристрій для знімання шкур з змінним кутом її відділення шляхом розриву підшкірного шару, визначені проектні параметри такого обладнання.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТОНКОГО ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ РАСТИТЕЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ В УДАРНО – ОТРАЖАТЕЛЬНОЙ МЕЛЬНИЦЕ

Опарин С.А., Сорока П.И., Лещенко Е.В.

Украинский государственный химико – технологический университет, г. Днепропетровск

Одним из принципов создания безотходного производства является использование вторичных ресурсов. Один из таких ресурсов – это многотоннажные отходы растительного происхождения сельскохозяйственного производства и деревоперерабатывающих предприятий, такие как пшеничная, рисовая солома, подсолнечная, рисовая, гречневая лузга, опилки, стружка, щепа хвойных пород и т.д.

До настоящего времени существовали несколько способов утилизации растительных материалов:

- сжигание на мусоросборниках;
- сжигание в специальных печах для получения дополнительной тепловой энергии.

Получение растворов моносахаридов для выращивания кормовых дрожжей. Главный недостаток этого способа – образование многотоннажного отхода – лигнина.

Деструкция под воздействием концентрированных минеральных кислот с целью получения корма для крупного рогатого скота.

Приведенные способы утилизации материалов растительного происхождения малоэффективны и нерациональны.

Растительные материалы являются ценным целлюлозосодержащим сырьем, т.к. имеют в своем составе до 60% целлюлозы, но в качестве источника клетчатки могут использоваться только в диспергированном виде с размерами частиц менее 100 мкм.

Многими исследователями установлено рациональность использования муки из растительных материалов в производстве полимерных композитов, взрывчатых веществ, фильтровальных элементов, клеев, катализаторов, сварочных материалов и т.д. [1,2,3].

Отсутствие эффективного помольного оборудования, позволяющего измельчать материалы растительного происхождения до размеров частиц менее 100 мкм, создает препятствие по их широкому использованию.

Учитывая волокнистую структуру растительных материалов, для получения продуктов тонкого помола необходимо сочетание ударного способа измельчения с истиранием. При ударе разрушение растительных материалов происходит вдоль волокон, т.е. в тех зонах, которые имеют наименьшую прочность. При этом получается полидисперсный продукт, имеющий частицы остро игольчатой формы. За счет истирания происходит разрушение волокон, что приводит к повышению дисперсности продукта помола.

К мельницам тонкого помола, в которых реализуется принцип ударного измельчения с истиранием, относятся шаровые, вибрационные, струйные, молотковые, ударно-отражательные мельницы, дезинтеграторы и дисмембраторы.

В промышленности отсутствуют мельницы, позволяющие измельчать растительные материалы до 100 мкм с низкими энергозатратами на измельчение.

Анализ мельниц, в которых реализован ударно – истирающий способ измельчения, показал, что наиболее перспективным оборудованием для помола растительных материалов, являются ударно-отражательные мельницы [4,5,6].

В связи с этим целью данной работы является исследование возможности получения продуктов тонкого помола из материалов растительного происхождения в ударно-отражательной мельнице.

Для достижения поставленной цели предполагалось исследовать влияние конструктивных параметров мельницы и технологических параметров процесса измельчения на эффективность работы ударно-отражательной мельницы.

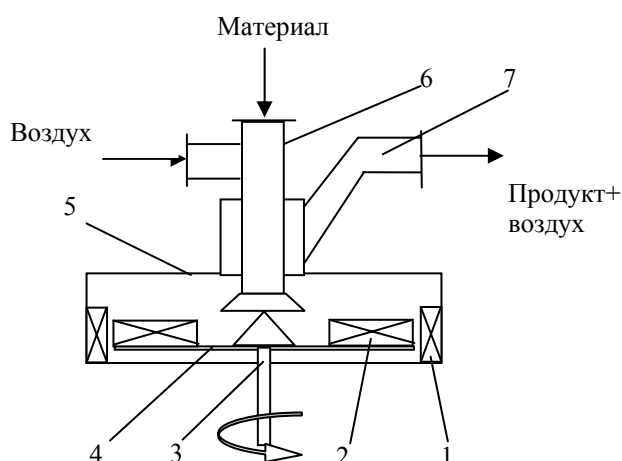
По способу внутренней сепарации ударно – отражательные мельницы классифицируются на мельницы с восходящим сепарационным потоком и мельницы с пороговой сепарацией.

Для проведения исследований изготовлена лабораторная ударно-отражательная мельница с восходящим сепарационным потоком (рис. 1).

Мельница работает следующим образом.

Исходный материал через загрузочный патрубок 6 подается на диск ротора 4. За счет центробежных сил материал отбрасывается на периферию ротора, где под действием бильных 2 и отбойных элементов 1, разрушается. Процесс измельчения состоит из удара, за счет которого происходит предварительное измельчение и последующего истирания частиц за счет интенсивных турбулентных потоков.

Более крупные частицы под действием центробежных сил отбрасываются в зону измельчения, где происходит их дальнейшее разрушение, а мелкие частицы уносятся воздушным потоком из мельницы через разгрузочный патрубок 7.



1 – отбойные элементы; 2 – била; 3 – ротор; 4 – диск; 5 – корпус; 6 – загрузочный патрубок; 7 – разгрузочный патрубок.

Рис. 1. Схема ударно-отражательной мельницы с восходящим сепарационным потоком:

Установлено, что при массовом соотношении материала к воздуху 0,4-0,5 кг·ч/кг·ч, энергозатраты на измельчение растительных материалов минимальны и составляют 500-600 кВт·ч/т. Показано, что максимально возможный выход фракции менее 100 мкм в продуктах измельчения составляет 70-75 % при соотношении количества билльных элементов к диаметру ротора $k/Dp=17,4$ 1/м и окружной скорости ротора 106 м/с (рис. 2,3).

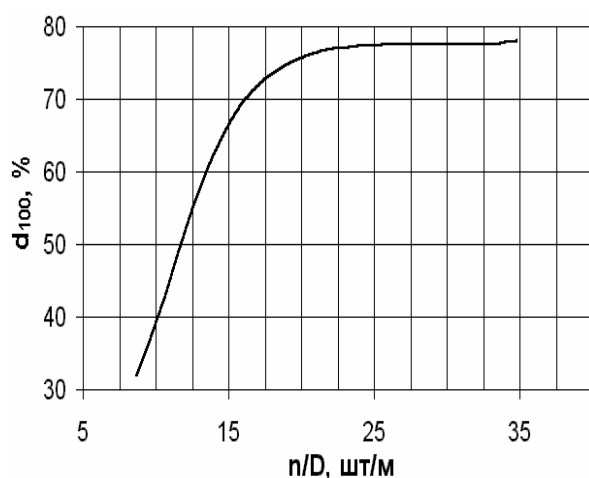


Рис. 2. Зависимость выхода фракции менее 100 мкм в продукте измельчения растительных материалов от соотношения количества билльных элементов к диаметру ротора.

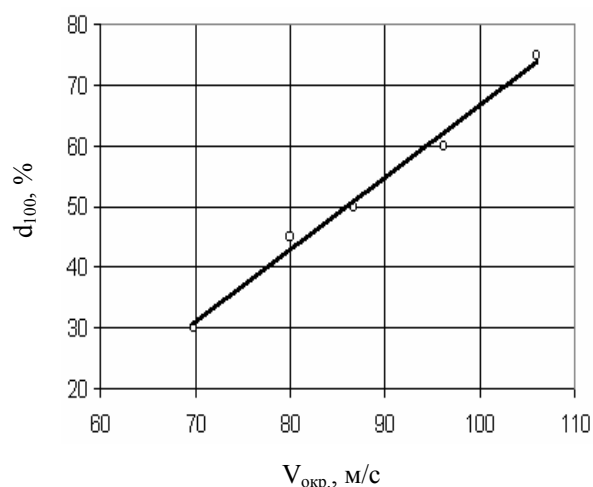


Рис. 3. Зависимость выхода фракции менее 100 мкм в продукте измельчения растительных материалов от окружной скорости ротора.

Анализ работы ударно-отражательной мельницы с восходящим сепарационным потоком позволил выявить следующие недостатки:

Процессы дробления и тонкого помола происходит в одной зоне измельчения, что приводит к переизмельчению материала и, соответственно, к повышению потребления энергии.

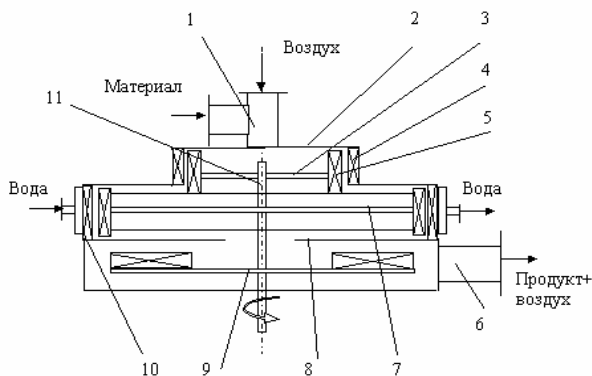
Содержание в продукте помола частиц размером 200-500 мкм говорит о низкой эффективности сепарации в восходящем сепарационном потоке.

Учитывая эти недостатки, разработана двухступенчатая ударно-отражательная мельница с пороговой сепарацией (рис.4).

Принцип действия мельницы заключается в следующем.

Исходный материал через загрузочный патрубок 1 поступает в корпус мельницы 2, где попадает под действие рабочих элементов первой ступени 3. За счет действия центробежной силы материал отбрасывается в зону интенсивного измельчения, создаваемую билльными 5 и отбойными 4 элементами. Образовавшийся полидисперсный продукт поступает на вторую ступень 7, имеющую более высокий уровень нагружения. Под второй ступенью установлено сепарационное кольцо 8, с помощью которого происходит разделение продукта на мелкую и крупную фракции. При превышении аэродинамической силы, создаваемой вентилятором 9, над центробежной силой второй ступени ротора, измельченный материал выносится из мельницы через разгрузочный патрубок 6.

Из результатов экспериментальных данных, которые представлены на рис. 5, видно, что двухступенчатая мельница позволяет получать продукт измельчения с содержанием фракции менее 100 мкм из подсолнечной лузги до 91 %, из рисовой лузги до 88 %, из пшеничной соломы до 90 %. Представленные в



1-загрузочный патрубок; 2-корпус; 3-первая ступень; 4-отбойные элементы; 5-билльные элементы; 6-разгрузочный патрубок; 7-вторая ступень; 8-сепарационное кольцо; 9-вентилятор; 10-рубашка охлаждения; 11-вал.

Рис 4. – Схема двухступенчатой ударно – отражательной мельницы с пороговой сепарацией

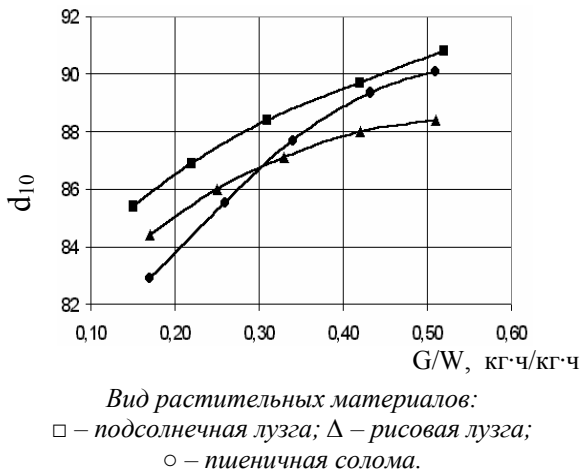


Рис. 5 – Зависимость выхода фракции менее 100 мкм от массового соотношения материала к воздуху

прочность исследуемых образцов увеличены на 6–12%.

табл. 1 данные дисперсного анализа образцов древесной муки показывают, что полученный продукт по всем параметрам удовлетворяет требованиям ГОСТ. Показано, что энергозатраты на измельчение соломы и лузги составляют 250-300 кВт·ч/т при производительности мельницы до 200 кг/ч. При получении продуктов тонкого помола из древесных опилок энергозатраты составили 220-250 кВт·ч/т при производительности до 150 кг/ч.

Установлено, что путем изменения конструктивных и технологических параметров, двухступенчатая мельница позволяет получать продукты тонкого помола из растительных материалов с различным дисперсным составом.

На основании результатов исследований разработана ударно-отражательная мельница для тонкого помола растительных материалов, на которую получен патент [7].

Основываясь на полученных разработках, в конструкторском бюро «Южное» спроектирована, а на Южном машиностроительном заводе изготовлена установка для измельчения пшеничной соломы. Предварительные испытания показали, что производительность мельницы достигает 300 кг/ч, при этом получен продукт измельчения с содержанием фракции менее 100 мкм 97-100% при энергозатратах до 300 кВт·ч/т.

Компанией Pinnacle Technology inc. совместно с Agro-Plastics inc. (Лоуренс, Канзас, США) изготовлены волокнистые пластиковые композиты на основе полипропилена Bassell PH-020 с измельченной по разработанной технологии пшеничной соломой. Этот материал был сравнен с волокнистыми композитами на основе полипропилена Bassell PH-020 и пшеничной соломы, переработанной по технологии компании Pinnacle Technology inc. Каждый композит содержал 50% пшеничной соломы. Образцы композитов были испытаны на растяжение, изгиб и ударную прочность. Результаты испытаний показали, что в сравнении с базовым образцом, характеристики на

Таблиця 1. – Дисперсний состав древесной муки

Наименование показателя	Марка «Т» ГОСТ 16361 – 87	Полученные образцы
Массовая доля влаги, % не более	8,0	6,0
Массовая доля остатка на сетке: 0063, %, не менее	60,0	60,0
0180, %, не более	5,0 – 18,0	7,0 – 9,0
0250, %, не более	5,0	2,7 – 2,9

Литература

1. Цывин М.М., Котцов С.Г., Шмаков И.В. Производство древесной муки. – М.: Лесная промышленность, 1982. – 135с.
2. Лукасик В.А., Жирнов А.Г., Анцуков Ю.А., Жирнов Р.А. Композиционные материалы на основе полимерных и других органических отходов // Пластические массы. – 2000. – №7. – С.39 – 40.
3. Наполнители для полимерных композиционных материалов: Справочное пособие / Под. ред. Г.С. Каца, Д.В. Милевски. / перев. с англ. С.В. Бухарова и др. – Москва: Химия, 1981. – 736с.
4. Шишков М.І., Опарін С.О., Сорока П.Г., Зражевський В.І. Дослідження процесу тонкого подрібнення в'язковолокнистих матеріалів // Вопросы химии и химической технологии. – 2001. – №4. – С.119–121.
5. Опарин С.А., Сорока П.И., Шишков Н.И., Зражевский В.И. Исследование процесса измельчения растительных отходов в мельнице ударно-отражательного действия // Вопросы химии и хим. технологии. – 2002. – №4. – С. 115 – 118 .
6. Хуземанн К. Конструкция и тенденции развития ударно-отражательных мельниц тонкого помола // Изв. ВУЗов. Горный журнал, 1980. – №9. – С. 94 – 98.
7. Пат. 71603 Україна МКИ В02С13/14 Відцентровий млин ударної дії / Шишков М.І., Опарін С.О., Сорока П.Г., Зражевський В.І.; Задорожний В.М. Заявл. 13.09.2001; Опубл. 15.12.2004, Бюл. №12.

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ІНФРАЧЕРВОНОГО
СУШІННЯ ЯБЛУЧНИХ ВИЧАВОК

Веселовська Т.Є¹, Малежик І.Ф., Луцик Ю.П., Косоголова Л.О., Вербицький Б.І.
Кам'янець—Подільський коледж, м.Кам'янець—Подільський¹,
Національний університет харчових технологій, м.Київ

Як об'єкт сушіння, за класифікацією акад. А.В. Ликова, яблучні вичавки відносяться до капілярно-пористих колоїдних тіл. Властивості вологих матеріалів, які підлягають сушінню, у значній мірі визначаються формами зв'язку вологи з твердою фазою тіла, а також величиною природою енергії цього зв'язку, на що вказував акад. П.А. Ребіндер.

Яблучні вичавки являють собою складну систему, в яку входять шкірки яблук, насіннєві гнізда, насіння, м'якоть, яка включає в себе сухий залишок вуглеводів та мінеральних речовин. Ця сукупність компонентів утворює систему, яка структурою буде капілярно пористим тілом, а за своєю природою — колоїдним.

Застосування інфрачервоного (ІЧ) опромінення у технологічних процесах харчової промисловості є одним із шляхів не тільки підвищення якості харчових продуктів, але і методом інтенсифікації процесів і, зокрема, процесу сушіння яблучних вичавок. Для останніх тривалість процесу визначається не тільки режимом ІЧ—сушіння, але і фізико—хімічними, структурно—механічними, гіротермічними та оптичними характеристиками.

Із оптичних характеристик нами досліджена залежність спектральної поглинальної здатності від довжини хвилі для сухих яблук товщиною шару 10 мм, та свіжих яблук товщиною шару 10 мм та вологістю 86 %. Аналіз кривих залежності показав, що при довжині хвилі 2 мкм починається накладання окремих ліній і смуг поглинання, а абсолютна величина досягає 0,9. У області спектра з довжиною хвилі більше 3,0 мкм здійснюється утворення суцільного спектра поглинання ІЧ—променів цими продуктами і абсолютна величина складає 0,97.

Оптичні властивості продуктів рослинного походження визначаються не тільки наявністю у них великої кількості води, але і їх власними властивостями, характером зв'язку вологи з твердою фазою тіл. У цих свіжих продуктах вода (волога) не є звичайним інертним наповнювачем, а відіграє структурно-функціональну роль у рослинних клітинах і у біологічних процесах, що безперервно в них протікають.

За одержаними результатами залежності спектральної поглинальної здатності від довжини хвилі яблук, нами підібрані ІЧ-генератори, для яких максимум спектральної випромінювальної здатності припадає на довжини хвиль 2,5—4,0 мкм. Крім цього ефективність цих ІЧ-випромінювачів полягає і у тому, що 90 % енергії, що ними випромінюється, належить діапазону довжин хвиль від 1,5 до 5,0 мкм.

Сушіння проводилось у лабораторній установці, в якій можна встановлювати різні типи ІЧ-генераторів і створювати різні величини опроміненості при одно- і двосторонньому енергопідведенні.

Досліджуючи кінетику процесу сушіння яблучних вичавок, з метою вибору раціонального режиму їх сушіння, нами проведена серія дослідів при величині опроміненості від 2080 до 3660 Вт/м² в умовах двостороннього симетричного підведення тепла. Початкова вологість вичавок становила 83,3 % (або вологовміст — 500 %), а кінцева вологість — 12 % (або вологовміст — 13,65 %). Висота насипного шару продукту складала 0,01 — 0,012 м, маса якого 0,15 кг. Температуру вимірювали між-константовими термопарами у трьох точках по висоті шару зразка.

Із серії проведених дослідів у даній роботі, у якості прикладу, розглядається два з них: при величині опроміненості 2600 Вт/м² та при 3660 Вт/м², що представлені на рис.1 та рис.2 у вигляді кривих кінетики сушіння.

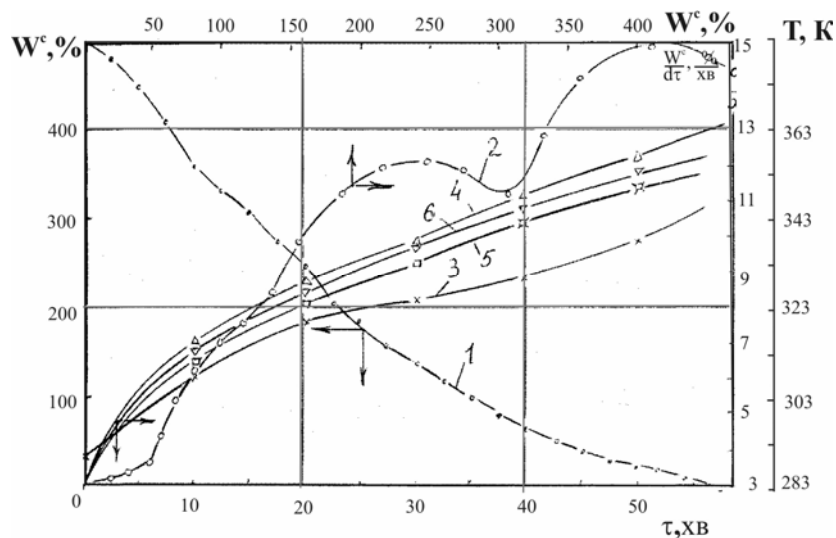


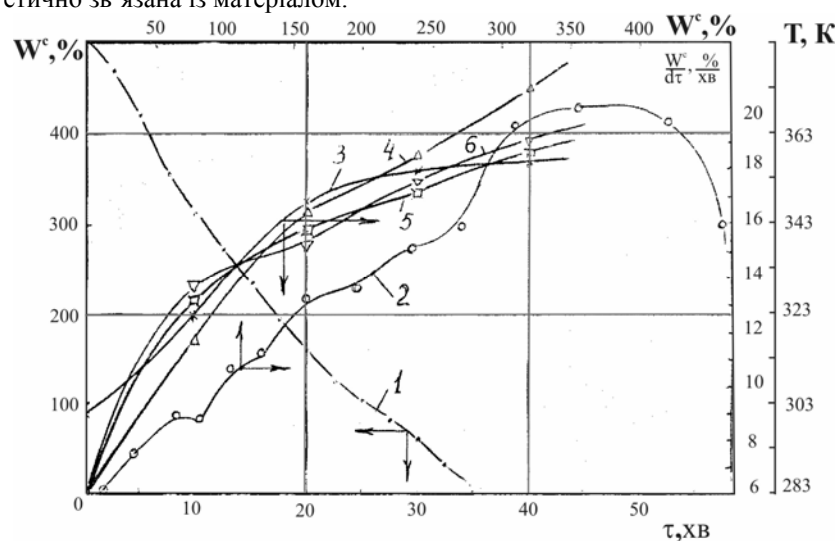
Рис.1 — Кінетика сушіння яблучних вичавок при величині опроміненості 2600 Вт/м²

Як видно з цих рисунків (криві 1), збільшення величини опроміненості призводить до значного скорочення тривалості процесу сушіння. При терморадіаційному методі сушіння яблучних вичавок, як видно із кривих 1, відсутня стадія прогрівання зразка. Причиною цього є інтенсивне поглинання ІЧ-променів нижньою та верхньою поверхнями зразка з високим початковим вологовмістом, що підтверджується досить великими значеннями швидкості сушіння (криві 2).

Аналізуючи криві швидкості сушіння (криві 2) яблучних вичавок, необхідно вказати, що для більшості дослідів спостерігається певна закономірність характеру їх зміни. Незалежно від величини опроміненості на кривих швидкості сушіння не спостерігається періоду сталої величини швидкості сушіння. На кривих чітко виділяються декілька критичних точок, що відповідають певним значенням вологовмісту зразка у процесі висушування. За першу критичну точку приймається максимальне значення. Із збільшенням величини опроміненості максимум кривої зміщується у область менших значень вологовмісту: 400 — 450 % при м'якому режимі — величина опроміненості складає 2600 Вт/м² (рис 1), і 360 % при жорсткому режимі — величина опроміненості складає 3660 Вт/м² (рис 2).

Подальше висушування вичавок при м'якому режимі (рис 1) на кривій 2 виділяються ще дві критичні точки: вологовміст складає 300 % та 130 %. Такий хід кривої 2 і наявність цих критичних значень при м'якому режимі сушіння пов'язаний, на наш погляд, з різноманітністю структури компонентів яблучних вичавок та їх фізико-хімічними властивостями. На різних етапах (тобто наявності вологовмісту) обезводнення такої системи основну роль тут відіграє певний вид і форма зв'язку вологи із сухим скелетом

кожного із компонентів. Тут кожен із цих етапів необхідно розглядати сумісно із кривими 4, 5, 6 температури зразка. Оскільки, після видалення вільної вологи із зразка у процесі сушіння, волога, що залишається, більш енергетично зв'язана із матеріалом.



1 — крива сушіння, 2 — крива швидкості сушіння, 3 — крива температури у сушильній камері, 4 — крива температури у шарі 1мм від нижньої поверхні, 5 — крива температури у шарі 1мм від верхньої поверхні, 6 — крива температури у центрі зразка.

Рис.2 — Кінетика сушіння яблучних вичавок при величині опроміненості 3660 Вт/м²

При більш жорсткому режимі сушіння (рис.2) на кривій 2 також простежуються критичні значення вологовмісту: 260 % та 80 %. Починаючи від вологовмісту 260 % крива 2 носить більш злагоджений характер зміни швидкості сушіння. Це можна пояснити тим, що при даному режимі здійснюється інтенсивне прогрівання зразка у всьому об'ємі за рахунок проникнення ІЧ променів у товщу зразка. При вологовмісті 260 % температура у центрі зразка товщиною 12 мм досягла 69 °С на 20-тій хвилині сушіння.

Сушіння яблучних вичавок супроводжується дуже великою усадкою і призводить до деформації шару зразків.

Експериментально встановлено, що максимальна величина опроміненості при двосторонньому енергопідведенні для яблучних вичавок становить 3660 Вт/м². Тривалість висушування свіжих яблучних вичавок до кінцевої вологості 12 % триває до 35 хвилин при товщині насипного шару 12 мм. Процес сушіння протікає в періоді спадаючої швидкості сушіння, але абсолютні значення її досягають значної величини. Процес сушіння супроводжується великою усадкою та деформацією шару зразків, що ускладнює точне вимірювання температури по висоті шару зразків.

АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В АКТИВНЫХ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ РЕЖИМАХ

Шишацкий Ю.И., Бырбыткин В.А., Лавров С.В.

Воронежская государственная технологическая академия, г. Воронеж

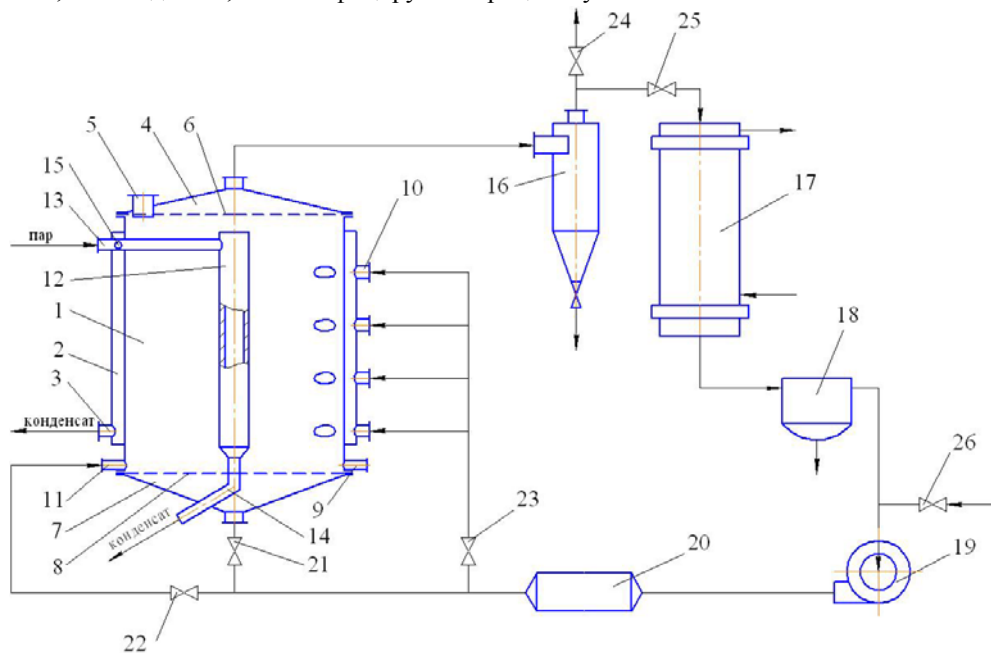
При выборе способа сушки и аппаратного оформления процесса руководствовались принципами минимальной стоимости сушки, безопасности процесса, включая охрану окружающей среды выбросами, обеспечения технологичности процесса и др.

Важнейшим источником снижения стоимости сушки является интенсификация процесса, то есть эффективное использование объема рабочей камеры сушилки. Расход сушильного агента – балансовая величина, зависящая от количества теплоты, требуемого для десорбции заданного количества влаги. Расход может быть существенно уменьшен за счет повышения его температуры, а также в результате дополнительного подвода теплоты непосредственно в зону сушки с помощью нагревательных элементов. В

то же время чрезмерное повышение температуры агента может отрицательно сказаться на качестве готового продукта.

Выполненные нами исследования форм связи влаги со спиртовой дробинкой, ее структурно-механических и теплофизических свойств, гидродинамики и кинетики процесса сушки дробины в псевдоожиженном слое с использованием закрученного потока газозвеси [1], а также учет изложенных выше соображений при выборе способа сушки и аппаратного оформления процесса, позволили разработать способ сушки в активных гидродинамических режимах, и конструкцию сушильной установки для реализации этого способа [2].

Сущность способа заключается в том, что материал высушивается в псевдоожиженном слое при осевом и тангенциальном вводе теплоносителя в рабочую камеру сушилки (рис.1.). За счет осевого ввода теплоносителя дробина разрыхляется и интенсивно перемешивается, поэтому все частицы омываются сушильным агентом. Практически устраняется комкование и прилипание материала к внутренним частям сушильной камеры. Благодаря тангенциальному вводу теплоносителя газозвесь закручивается, при этом под действием центробежных сил происходит частичное отделение и концентрирование дисперсной фазы в пристеночной области. В результате возрастает доля кондуктивной составляющей в сложном теплообмене и, как следствие, интенсифицируется процесс сушки.



1 – сушильная камера; 2 – паровая рубашка; 3 – сливной патрубок; 4, 7 – крышки; 5 – загрузочный патрубок; 6 – решетка, препятствующая уносу частиц из камеры; 8 – газораспределительная решетка; 9 – разгрузочный патрубок; 10 – тангенциальные патрубки; 11 – патрубок; 12 – теплообменник; 13, 14 – подводящий и отводящий трубопроводы; 15 – отверстия в патрубке рубашечного зазора; 16 – циклон; 17 – поверхностный конденсатор; 18 – сборник конденсата; 19 – вентилятор; 20 – калорифер; 21, 22, 23, 24, 25, 26 – вентили.

Рис. 1. Установка для сушки спиртовой дробины

Процесс сушки проводят следующим образом. Теплоноситель подают через вентиль 21 под газораспределительную решетку 8, в камеру 1, при этом вентили 22, 23, 24, 26 закрыты. В рубашку 2 и теплообменник 12 через подводящий трубопровод 13 подают пар, конденсат отводят из рубашки через сливной патрубок 3, а из теплообменника – через отводящий трубопровод 14. Исходный материал загружают через загрузочный патрубок 5 на газораспределительную решетку 8 и сушку проводят в псевдоожиженном слое. В установке происходит циркуляция теплоносителя по замкнутому контуру: вентилятор 19 – калорифер 20 – корпус 1 – циклон 16 – конденсатор 17 – вентилятор 19. При этом решетка 6 препятствует уносу частиц из камеры, а проникающая через решетку пылевидная фракция отделяется от теплоносителя в циклоне 16 и периодически из него удаляется. Теплоноситель направляется в конденсатор 17, где пары конденсируются, образующийся конденсат отводится в сборник 18.

По истечении определенного времени клапан 21 закрывают, а клапан 23 открывают, и теплоноситель поступает в камеру 1 через тангенциальные патрубки 10, расположенные по ее высоте. Высушиваемый материал подхватывается закрученным газовым потоком и образует в периферийной зоне кольцевой вращающийся слой.

При открытых клапанах 21 и 23 сушка обеспечивается осевой и тангенциальной подачей теплоносителя одновременно.

Таким образом, сушку дробины проводят в двух активных гидродинамических режимах: в псевдооживленном слое и в закрученном газовом потоке. Сочетание таких режимов с совокупным переносом теплоты (кондуктивный, излучением и конвекцией) существенно интенсифицирует процесс сушки, обеспечивает дезагрегацию комкующихся частиц, обеспечивает равномерность их сушки.

Ускоренная выгрузка сушеной дробины из рабочей камеры осуществляется следующим образом: клапан 23 закрывают, а клапан 21 несколько прикрывают и теплоноситель с небольшой скоростью подают в сушильную камеру одним потоком под газораспределительную решетку 8 в камеру 1, а вторым – импульсно через патрубок 11 перпендикулярно первому потоку для краткосрочной выгрузки. При открытом разгрузочном патрубке 9 материал удаляется из камеры.

В установке предусмотрен другой вариант подачи теплоносителя в камеру 1: воздух из помещения забирается вентилятором 19, через калорифер 20 подается в сушильную камеру, при этом клапан 26 открыт, а клапан 25 закрыт. Отработанный воздух освобождается от пыли в циклоне 16 и выбрасывается в атмосферу при открытом клапане 24.

Разработанный способ сушки дробины и установка для его осуществления позволяют интенсифицировать процесс сушки, исключить комкование материала, повысить качество сушеной дробины, исключить загрязнение окружающей среды пылевидной фракцией.

Сушильная установка может быть использована в различных отраслях пищевой промышленности для обезвоживания дисперсных материалов: спиртовой и пивной дробины, дрожжей, зерна, сахара – песка, томатных семян, круп, казеина и др.

Литература

1. Шишацкий, Ю. И. Кинетика процесса сушки спиртовой дробины в псевдооживленном слое / Ю. И. Шишацкий, С. А. Никель, В. А. Бырбыткин // Производство спирта и ликероводочных изделий. – 2005. – №2, – С. 34 – 35.
2. Способ сушки дисперсных материалов и установка для его осуществления: патент РФ № 2251059 / Ю.И. Шишацкий, С.В. Востриков, В.А. Бырбыткин. // Заявка № 2003122312, – Заявлено 17.07.2003. – 27.04.2005; Бюл. №12.

ДЕЯКІ ОСОБЛИВОСТІ ПРОЦЕСУ ПРОТИРАННЯ ВАРЕНИХ ОВОЧІВ

Заплетніков І.М., Парамонова В.А.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М.Туган – Барановського, м. Донецьк

Підприємства ресторанного господарства у своїй діяльності використовують протиральні машини, в яких робочий процес ідентичний. Однак слід відзначити, що в технічній літературі інформація з його описання дуже обмежена. Деякі дані про процес протирання вареної картоплі наведені у роботі [1], де представлена методика розрахунку потужності електродвигуна протиральних машин та наведені дані про зміни швидкості продавлювання продукту крізь отвори перфорованої поверхні в залежності від зміни кута нахилу лопати до поверхні. Є багато інформації про процес протирання суспензій на протиральних машинах консервної промисловості [2,3,4,5], але процес протирання на машинах підприємств ресторанного господарства має свої особливості:

- варені овочі спрямовуються на протирання без попереднього подрібнення, тому на процес значно впливають їхні фізико – механічні властивості та особливості структури.
- для більшості продуктів процес протирання потрібно розглядати не як процес розділення, а як процес подрібнення.
- створені моделі ніяк не враховують зміни властивостей продуктів під час процесу, що для деяких варених овочів є дуже важливим.

Як вже було зазначено нами раніше [6,7], під час проведення попереднього експерименту на проти-ральній – різальній машині МПР – 350 було виявлено значну розбіжність між теоретичними даними, що розраховувалися за методиками викладеними у вищезазначеній літературі [1], та отриманими експери-ментально. Найбільша розбіжність спостерігалася при протиранні варених буряку та моркви. Для переві-рки цього явища було створено експериментальний стенд, який дозволив визначати вплив на процес

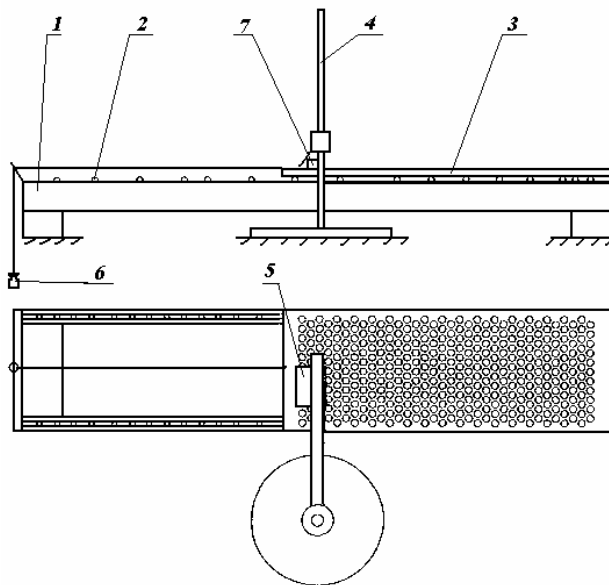


Рис.1 — Експериментальний стенд для вивчення процесу протирання

протирання таких факторів як кут нахилу лопаті, швидкість переміщення продукту відносно по-верхні сита, діаметру перфорованої поверхні та інших параметрів.

Конструктивна схема експериментального стенду наведена на рисунку 1. На раму 1 для зменшення опору руху по ній сита було покла-дено пластикові кульки 2, на них розміщується протиральне сито 3 з діаметром отворів $d = 3$ мм та кількістю отворів $n = 1076$. Над ситом за до-помогою штатива 4 встановлювалася лопатка 5, під визначеним кутом нахилу (від 20 до 40°). Для надання руху сити до нього через допоміж-ний блок прив'язувався вантаж 6. Мінімальна маса вантажу, яка необхідна для початку пере-міщення продукту, заносилася в протокол замі-рів.

Під час експерименту продукт 7 розрізався на кубики із величиною однієї грані 20, 25 та 30 мм, це було зроблено з метою визначення впли-ву зміни розмірів відокремлюваного продукту на процес протирання.

При вивченні процесу протирання вареного буряку було визначено, що його протирання не відбувається на жодному із кутів нахилу лопаті для будь – якого з розмірів бокової грані. Це свідчить про певні зміни його структури та фізико-механічних влас-тливостей.

При обробці даних з протирання буряку на протиральній – різальній машині МПР-350 було визначе-но, що теоретична потужність двигуна складає 1,45 кВт, а під час експерименту вона не перевищила 0,5 кВт [7].

Підводячи підсумок викладеному матеріалу необхідно відзначити:

— Формули для розрахунку потужності електродвигуна машини не можливо використовувати для розрахунків споживаної машиною потужності під час перетирання окремих видів продукту.

— Протирання вареного буряку відбувається лише після певних змін його структури та фізико-механічних властивостей.

— За рахунок ударної дії поверхонь лопаті та сита на продукт, значно зменшується його опір про-давлюванню крізь отвори сита та питомий опір продукту на довжину ріжучої кромки.

Перспективами подальших досліджень у цьому напрямку є пошук рішень щодо інтенсифікації про-цесу протирання варених овочів, та оптимізації параметрів процесу.

Література

1. Елхина В.Д. Механическое оборудование предприятий общественного питания: Учебник для технол. фак. торг. вузов / В.Д.Елхина, А.А.Журин, Л.П.Проничкина, М.К.Богачев. – М.: Экономика, 1981 – 320 с.
2. Гладушняк А.К. Теория и практика процессов протирання и финиширования растительного сырья: Автореф. дис. д. техн. наук: 05.18.12 / Одес. технолог. ин. пищ. пром. им. М.В.Ломоносова. – Одесса, 1985 – 47 с.
3. Гуртовой Н.В. Наукові основи ресурсозберігаючого розподілу овочефруктової суспензії на перфоро-ваної поверхні: Автореф. дис. д. техн. наук: 05.18.12 / Одес. гос. акад. пищ. технологій. – Одесса, 2002 – 32 с.
4. Мыскин М.М. Технология переработки плодов, ягод и овощей / М.М.Мыскин, С.В. Иванов – М.: Агропромиздат, 1986.

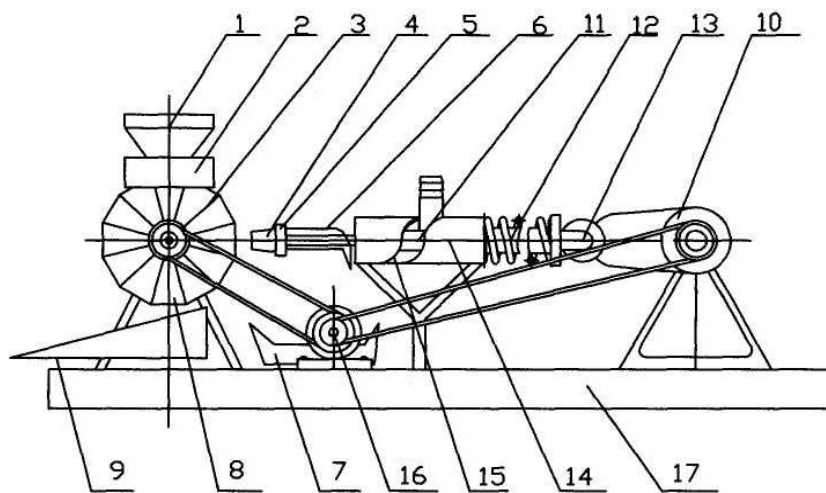
5. Шобингер У. Плодово – ягідные и овощные соки: технология, химия, микробиология, аналитика, значение, законодательство / пер. с нем. Ф.И. Шубич; под ред. А.Н. Самсоновой – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982.
6. Заплетніков І.М. Про вплив щільності харчових продуктів на споживану машиною потужність під час перетирання / І.М.Заплетніков, В.А.Парамонова // Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. праць. – Донецьк: ДонДУЕТ, 2005. – Вип. 12. – С. 57 – 61.
7. Парамонова В.А. До питання вдосконалення робочого органа для протирання харчових продуктів// Актуальні проблеми харчування: технологія та обладнання, організація і економіка: тези доповідей міжнародної наук.-техн. конф., 8 – 9 вересня 2005 року. – Святогірськ, 2005. – С. 69 – 72.

УДОСКОНАЛЕННЯ КОНСТРУКТИВНИХ ПАРАМЕТРІВ МАШИНИ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ СОЛОДКОГО ПЕРЦЮ

Терешкін О.Г., Горєлков Д.В.

Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

При виробництві овочевої кулінарної продукції одним з основних факторів, що впливає на якість її виготовлення є вибір устаткування. Вітчизняний ринок устаткування для переробки овочевої сировини насичений іноземними зразками, які здатні переробляти овочеву сировину з високим ступенем якості.



1 – завантажувальний бункер, 2 – орієнтуючий пристрій, 3 – барабан, 4 – ножовий вузол, 5 – фланець ріжучого вузла, 6 – віддзеркалювач, 7 – лоток для вивантаження насінників, 8 – пелюстки, 9 – лоток для вивантаження очищених плодів, 10 – рушійний механізм, 11 – шток, 12 – пружина, 13 – ролик, 14 – циліндр пустотілий, 15 – криволінійний паз, 16 – двигун, 17 – рама.

**Рис. 1 – Принципова схема машини для очищення плодів
солодкого перцю**

представлена на рисунку 1.

Представлена конструкція машини забезпечує повне очищення плоду від насінника та насіння, має низьку споживчу потужність, високу продуктивність, невеликі габаритні розміри. На нашу думку розроблена машина нескладна для виготовлення, надійна при експлуатації та є конкурентно здатною на ринку іноземного та вітчизняного устаткування.

Але незважаючи на високотехнологічні показники іноземного устаткування воно не в змозі в повній мірі забезпечити всі стадії виробництва. Особливо це стосується устаткування для переробки солодкого перцю, одним з основних та відповідальних етапів переробки якого є очищення. Саме ефективність очищення плодів від насінника та насіння буде зумовлювати якість виготовлення кінцевої кулінарної продукції.

Для забезпечення ефективного протікання процесу очищення плодів від насінника та насіння була розроблена машина для очищення плодів солодкого перцю принципальна схема якої

ИЗУЧЕНИЕ ВЛИЯНИЯ РАЗЛИЧНЫХ МЕТОДОВ РАЗРУШЕНИЯ ПОГРАНИЧНОГО СЛОЯ ПРИ БЛОЧНОМ ВЫМОРАЖИВАНИИ ПИЩЕВЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Мордынский В. П.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Высокое качество продукта, низкие энергозатраты — все это обуславливает эффективное внедрение метода блочного вымораживания в производство. Однако ряд факторов снижают перспективу применения этого метода на производстве. Один из них — продолжительность цикла, который равняется 2 — 5 часов. Второй — периодичность работы аппарата, обусловленный необходимостью этапа сепарирования продукта из блока льда. Уменьшения продолжительности обработки продукта возможно за счет снижения температуры кристаллизации, что в свою очередь, приведет к увеличению мощности холодильной машины и увеличению пористости блока льда.

Анализ процесса кристаллизации показал возможность снижения энергозатрат на стадии кристаллизации при снижении пористости блока льда. Получение более плотного блока льда позволит улучшить условия теплообмена, уменьшить продолжительность сепарирования и сократить количество ступеней вымораживания. Пористость блока льда, в свою очередь, зависит от температуры кристаллизатора и концентрации продукта на поверхности раздела блока льда — продукт.

Повышение температуры кристаллизатора приведет к снижению мощности холодильной машины, но вместе с тем, приведет и к увеличению времени концентрирования, то есть удельные затраты почти не изменятся. Зато снижение концентрации продукта на поверхности раздела может привести к значительному уменьшению удельных затрат.

Уменьшить концентрацию продукта на поверхности блока льда возможно следующими способами:

- За счет выбора температуры кристаллизатора, при которой скорость роста блока льда меньше, чем скорость движения пограничного слоя;
- Различными способами воздействия на пограничный слой:
 - механическим перемешиванием;
 - пневматическим перемешиванием, которое можно использовать, если продукт при взаимодействии с воздухом не теряет своих свойств;
 - циркуляционным перемешиванием;
 - применение пленочного течения жидкости на поверхности кристаллизатора.

Созданный для этого экспериментальный стенд был снабжен подвижными стержневыми кристаллизаторами. Его конструкция позволяла изменять скорость возвратно-поступательного движения (перемешивания) от 0 до 0.1 м/с. Некоторые полученные результаты приведены на рис.1 и рис.2.

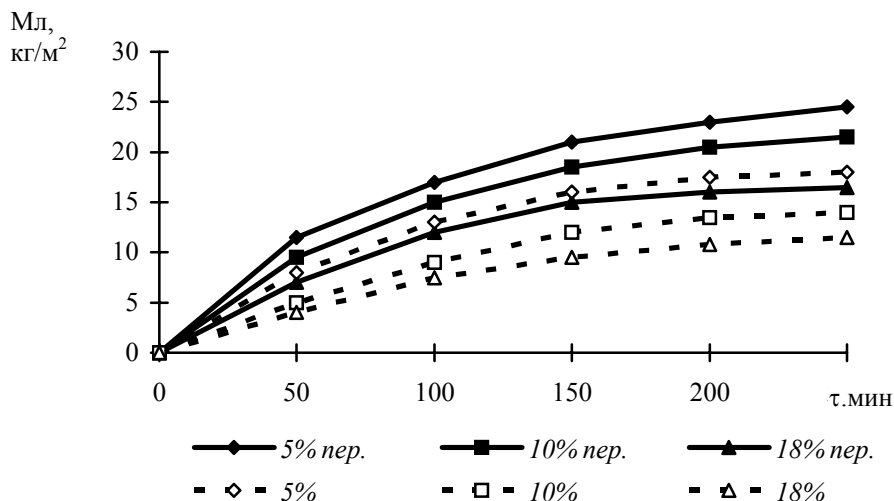


Рис.1 — Влияние механического перемешивания на кинетику роста блока льда

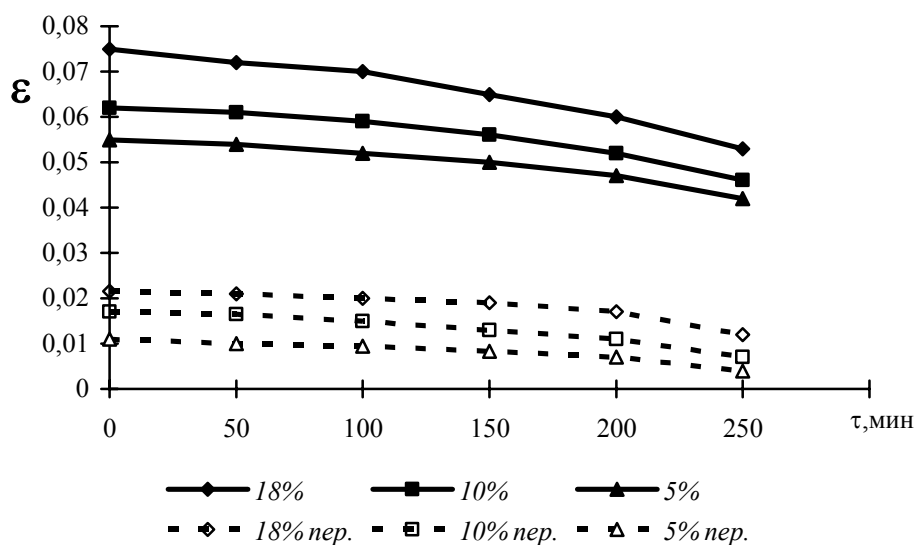
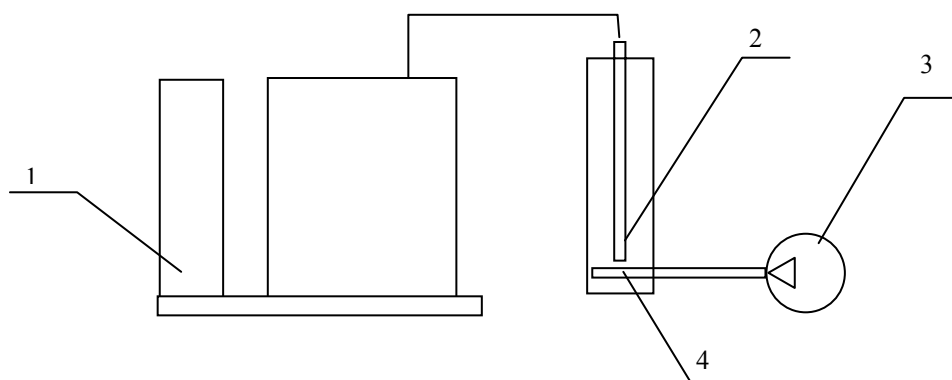


Рис.2 — Влияние перемешивания на структуру блока льда

Как видно из рис.1, и 2, механическое перемешивание позволяет увеличить скорость роста блока льда на 20—40% и снизить пористость блока льда в 2—4 раза.

Для изучения влияния пневматического и циркуляционного перемешивания создан экспериментальный стенд (рис. 3) на базе ВДО—300, которой снабжался различными насадками для разрушения пограничного слоя. Опыты проводились на виноградном соке.



1— холодильная машина, 2 — кристаллизатор, 3 — компрессор, 4 — коллектор

Рис 3 — Схема экспериментальной установки для изучения пневматического перемешивания

Полученные зависимости представлены на рис. 4 и 5.

Как видно из рис.4, 5 пневматическое перемешивание позволяет увеличить скорость роста блока льда на 10-15% за счет улучшения условий тепло — массообмена, но структура блока льда ухудшается. Это связано с тем, что выбранный нами продукт обладает повышенной пенистостью. Во время опыта над продуктом образовалась шапка пены, в которой при кристаллизации находился захваченный продукт.

На аналогичном аппарате проводилось исследование влияние циркуляционного перемешивания на кинетику роста и структуру блока льда. Продукт насосом подавался в нижнюю часть емкости по касательной, за счет чего жидкость вращалась вокруг кристаллизатора, а отбирался в верхней части, тем самым исключались застойные зоны. Полученные зависимости представлены на рис 6 и 7.

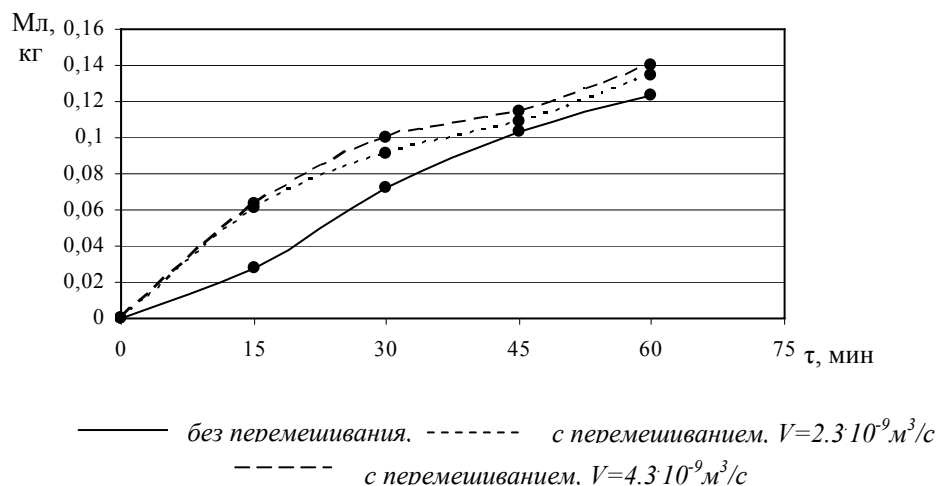


Рис.4 — Влияние пневматического перемешивания на кинетику роста блока льда

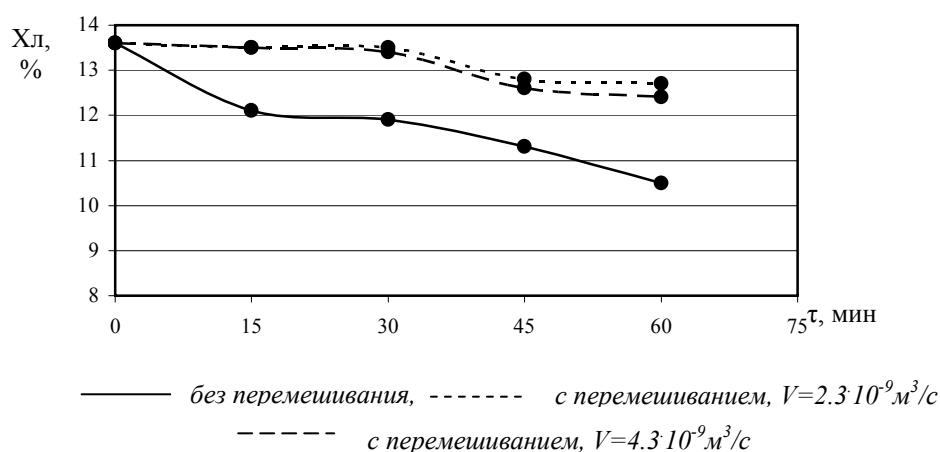


Рис.5 — Влияние пневматического перемешивания на структуру блока льда

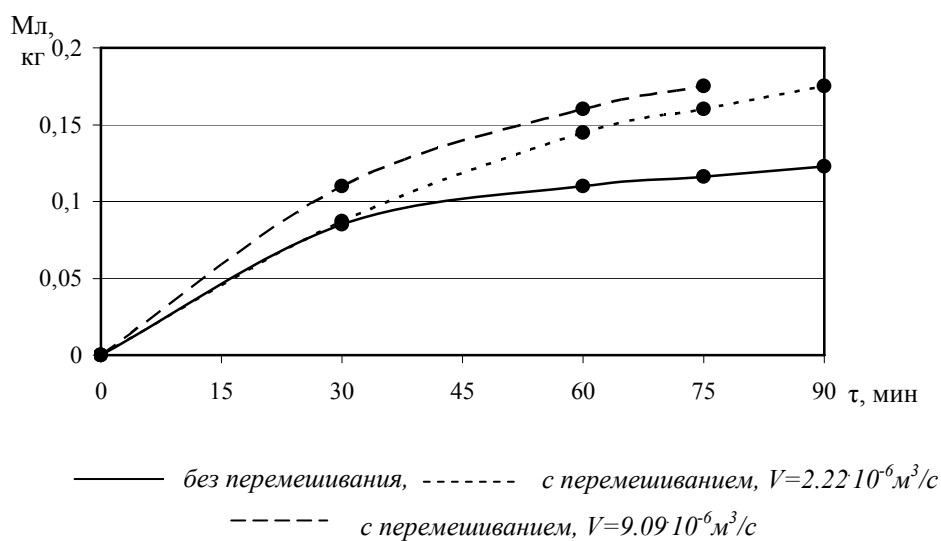


Рис.6 — Влияние циркуляционного перемешивания на кинетику роста блока льда

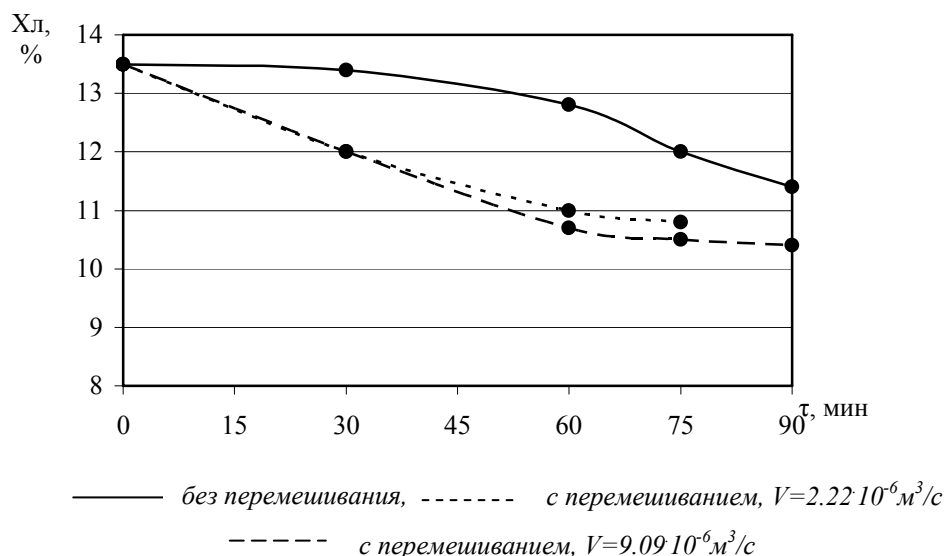


Рис.7 — Влияние циркуляционного перемешивания на структуру блока льда

Одним из перспективных является способ, который позволяет совмещать этапы кристаллизации и сепарирования, используя пленочное течение жидкости на поверхности раздела. За счет совмещения направления движения пленки жидкости и продукта из пор блока льда, происходит принудительное вымывание последнего из пор. Тем самым уменьшается концентрация блока льда, уменьшается время вымораживания, а также количество удаленной влаги.

Сравнительная характеристика различных методов воздействия на пограничный слой для виноградного сока при концентрировании от концентрации 13% до 16% представлена на рис.8.

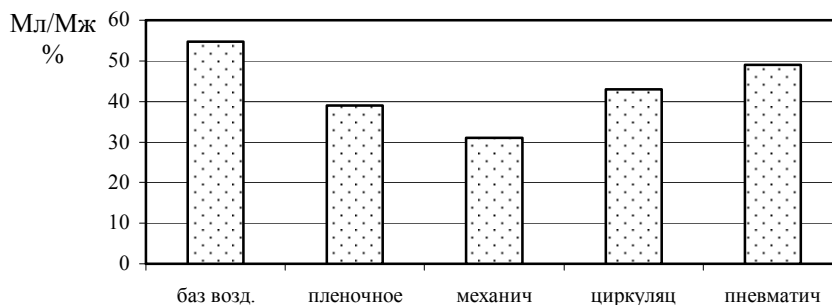


Рис.8 — Сравнительная характеристика различных способов воздействия на пограничный слой.

Таким образом, применение механического перемешивания и пленочного течения жидкости позволяют в 1,4 — 1,7 раза снизить количество вымораживаемой воды, и хотя использование дополнительных устройств повысит потребляемую мощность установки на 3 — 5%, но удельный расход энергии на 1 кг. получаемого льда уменьшится за счет снижения времени концентрирования и уменьшения ступеней концентрирования. Также, в результате получения более плотного блока льда, снизится время сепарирования продукта.

ЦИРКУЛЯЦІЯ ТА КАРБОНІЗАЦІЯ В ОЧИЩЕННІ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ

Авдієнко С.О., Логвін В.М.

Національний університет харчових технологій, м. Київ

В останні роки значно погіршилась якість цукрових буряків, що надходять на бурякопереробні заводи. З одного боку це викликано прагненням селекціонерів до виведення високоврожайних сортів буряків без достатнього пов'язування з їх технологічними показниками, недотриманням правил агротехніки і в першу чергу використанням великих кількостей азотистих добрив, а також кліматичними умовами. Другою причиною є широке запровадження механізованого збирання буряків, що викликає надходження на заводи з буряками значної кількості баластних домішок, це в свою чергу призводить до збільшення кількості нецукрів у дифузійному соку. Також заміна періодичних процесів очищення дифузійного соку з поступовою обробкою соку в оптимальний час на безперервні в односекційних апаратах з сумарною лужністю привела до погіршення якісних показників соків. Тому на сьогодні актуальною є необхідність постійного вдосконалення способів очищення дифузійного соку.

Одними із високоефективних засобів удосконалення способів очищення дифузійного соку, зокрема попереднього вапнування дифузійного соку, як одного із важливих елементів очищення дифузійного соку у цукровому виробництві, а також покращення фільтраційно-седиментаційних властивостей осадів та якісних показників соків є циркуляція попередньо вапнованого соку (яка може бути як внутрішня, так і зовнішня), пересатування попередньо вапнованого соку, а також одночасне вапнування і карбонізація.

Нами був розроблений спосіб проведення прогресивного попереднього вапнування, який включає всі ці засоби підвищення ефективності попереднього вапнування і, який дозволить, змінюючи лише витрати вапна у циркуляційний контур, досягти поставленої мети – поліпшення фільтраційно-седиментаційних властивостей осаду в соку і сатурації, виключення повернення нефільтрованого соку і сатурації чи відокремлення осаду до основного вапнування. Циркуляція попередньо вапнованого соку за цим способом здійснюється за допомогою аерліфта. В аерліфті використовується сатураційний газ, що дає змогу провести у циркуляційному контурі одночасне вапнування і карбонізацію за умов рН 8,0 – 8,5.

При проведенні попереднього вапнування у такий спосіб завдяки циркуляції разом із попередньо вапнованим соком на початок процесу повертаються частки осаду, які виступають центрами коагуляції і на яких відкладається коагулят. Таким чином зростають розміри часток, покращуються седиментаційні і фільтраційні властивості осаду. При цьому також одержуємо осад більш щільний та компактний, такий осад має більшу стійкість в умовах високої лужності та температури основного вапнування. За умов одночасного вапнування і карбонізації ефект очищення попередньо вапнованого соку та поліпшення седиментаційно-фільтраційних властивостей осаду підвищується за рахунок того, що адсорбційна здатність карбонату кальцію максимальна під час росту часток. За умов пересатування, коли білки потрапляють із зони більших у зони менших величин рН, вони «зморщуються» чи ущільнюються. За рахунок цього підвищується ефективність осадження нецукрів.

Нами були проведені дослідження впливу кратності циркуляції попередньо вапнованого соку та витрат вапна на одночасне вапнування і карбонізацію у циркуляційному контурі на фільтраційно-седиментаційні властивості осаду у соку після попереднього вапнування. Встановлено, що зі збільшенням кратності циркуляції покращується фільтраційний коефіцієнт попередньо вапнованого соку та зменшується загальний об'єм осаду за 25 хв, швидкість осадження зростає. Фільтраційно-седиментаційні властивості осаду в соку після попереднього вапнування наведені в таблиці.

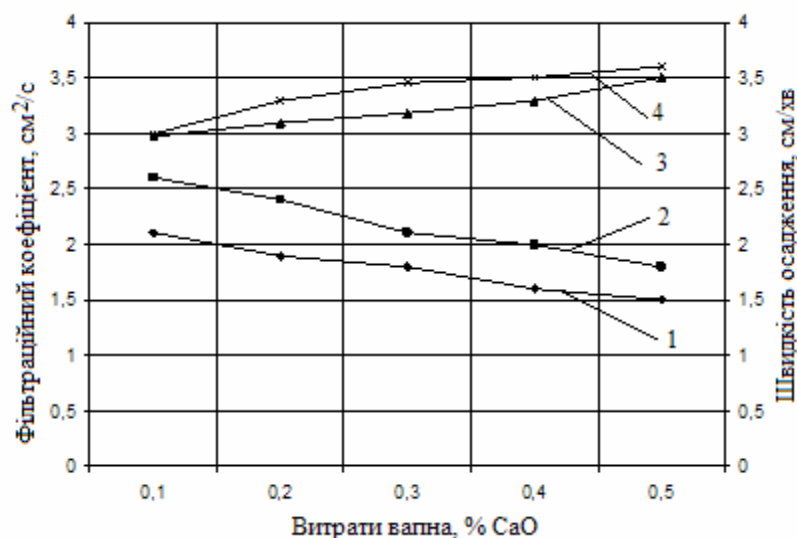
Таблиця - Фільтраційно-седиментаційні властивості осаду в соку після попереднього вапнування

Витрати вапна у циркуляційний контур, % СаО	Фільтраційний коефіцієнт, см ² /с		Швидкість осадження за перші 5 хв, см/хв.		Загальний об'єм осаду за 25 хв, %	
	Кц=1	Кц=2	Кц=1	Кц=2	Кц=1	Кц=2
0,3	6,3	5,5	2,9	3,56	22,69	18,2
0,6	5,75	4,5	3,14	3,84	21,15	15,4
1,1	4,5	3,5	3,24	3,9	20,77	15,3
1,2	4,4	2,85	3,62	4,0	18,08	15,0

Фільтраційно-седиментаційні властивості також покращуються зі збільшенням витрат вапна, доданого у циркуляційний контур. За витрат вапна на одночасне вапнування і карбонізацію у кількості 1,1% СаО від маси буряків досягаються фільтраційно-седиментаційні властивості осаду в соку після попере-

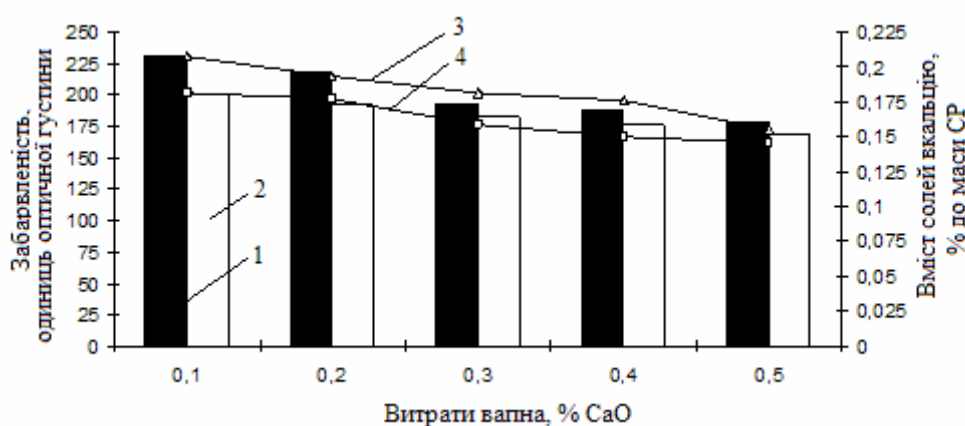
днього вапнування, які дозволять відокремити цей осад до основного вапнування. Це сприятиме підвищенню ефекту очищення дифузійного соку за рахунок того, що осад не потрапляє в умови високої лужності і температури під час проведення основного вапнування, де є можливість переходу вже осаджених нецукрів знову в розчин.

Також нами були проведені дослідження впливу кратності циркуляції попередньо вапнованого соку на якісні показники очищеного соку та на седиментаційно-фільтраційні властивості осаду у соку I сатурації.



1 – коефіцієнт фільтрування при $K_f=2$; 2 – коефіцієнт фільтрування при $K_f=1$; 3 – швидкість осадження при $K_f=1$; 4 – швидкість осадження при $K_f=2$.

Рис. 1 – Залежність фільтраційно-седиментаційних властивостей осаду в соку I сатурації від витрат вапна у циркуляційний контур

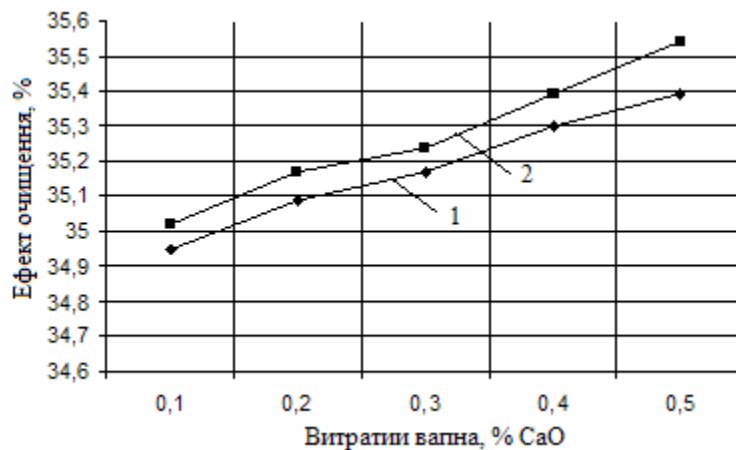


1 – забарвленість при $K_c=1$; 2 – забарвленість при $K_c=2$; 3 – вміст солей кальцію при $K_c=1$; 4 – вміст солей кальцію при $K_c=2$.

Рис. 2 – Залежність якісних показників очищеного соку від витрат вапна на одночасне вапнування і карбонізацію

У циркуляційний контур на одночасне вапнування і карбонізацію додавали вапно у кількості 0,1 – 0,5 % СаО від маси буряків. З рисунку 1 видно, що зі збільшенням витрат вапна у циркуляційний контур спостерігається покращення фільтраційно-седиментаційних властивостей осаду у соку І сатурації. Крім того, показники покращуються зі зростанням кратності циркуляції попередньо вапнованого соку. Кратність циркуляції за зміни витрат вапна на одночасне вапнування і карбонізацію у циркуляційному контурі в межах 0,1 – 0,5 % СаО від маси буряків також впливає на забарвленість очищеного соку та на вміст у ньому солей кальцію (рис.2).

Зі збільшенням кратності циркуляції попередньо вапнованого соку покращення якісних показників соку, очищеного по удосконаленому способу проведення прогресивного попереднього вапнування, супроводжується підвищенням загального ефекту очищення дифузійного соку (рис.3).



1 – $K_{ц}=1$; 2 – $K_{ц}=2$

Рис. 3 – Залежність ефекту очищення дифузійного соку від витрат вапна на одночасне вапнування і карбонізацію

Таким чином наведені результати свідчать про те, що перехід від однократної циркуляції на двократну дозволяє підвищити фільтраційно-седиментаційні властивості осаду в соку після попереднього вапнування та І сатурації, а також покращити якісні показники очищеного соку. При цьому також спостерігається підвищення ефекту очищення дифузійного соку. Крім того, збільшуючи витрати вапна на одночасне вапнування і карбонізацію у циркуляційному контурі можна досягти таких фільтраційно-седиментаційних властивостей осаду у соку після попереднього вапнування, які дозволять вирішити важливу технологічну проблему – відокремлення осаду до основного вапнування.

ТЕРМОПЛАСТИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ФРУКТОВЫХ ПОРОШКОВ

Карабуля Б.В.

Технический Университет, Молдова, г. Кишинев

Плодово—ягодные порошки легко изменяют свои качественные показатели под воздействием тепла, поэтому процесс сушки фруктовых соков и пюре должен протекать в минимальные сроки и при минимально допустимых температурах.

Термопластические свойства фруктовых порошков изучали с помощью устройства специальной конструкции. Эксперимент заключался в том, что порошок фруктовый из пюре или соков с мякотью с содержанием остаточной влажности 2—4 % помещали в специальную кассету для образца. Подвод тепла и температурный режим в кассете с исследуемым порошком осуществлялся и поддерживался так же, как и в сушилке с атмосферным давлением. В качестве теплоносителя использовали горячий воздух, температура и скорость которого регулировали в широких пределах.

К исследуемому продукту подводили теплоноситель различной температуры в пределах 20—75 оС в течение 5—7 мин. При изменении температуры порошка определяли деформации сдвига. По изменениям деформации судили об изменении термопластичности исследуемого продукта.

Деформации сдвига определяли при помощи модифицированного пенетromетра по формуле:

$$P = K \times F / h_2, \quad (1)$$

где P — деформация сдвига, Па;

K — коэффициент, зависящий от угла конуса рабочего элемента (иглы) пенетromетра;

F — сила, прилагаемая к образцу, Н;

h — глубина продвижения иглы пенетromетра, м.

Анализ полученных данных показал, что для всех исследованных соков и пюре с увеличением температуры продукта путь продвижения иглы пенетromетра увеличивается до определенного значения, а затем уменьшается. Соответственно и деформации сдвига имеют определенные экстремумы.

Изменение деформаций сдвига вследствие повышения температуры исследуемых продуктов можно объяснить их пластическими свойствами. При повышении температуры порошкообразных соков с 20 до 40 °C, а пюре до 45—55 °C деформации сдвига уменьшаются в результате изменения пластических свойств сухих продуктов.

При увеличении температуры продуктов выше критической в результате дальнейших физико-химических превращений деформации сдвига начинают повышаться. Объем исследуемого порошка уменьшается в результате концентрации (сжатия). Явление контракции наблюдалось при вскрытии кассеты с исследуемым продуктом после окончания эксперимента.

Для определения зависимости глубины продвижения иглы пенетromетра (h) от температур теплоносителя (T) использовали дифференциальное уравнение $dY/dX = f(X)$, отражающие вероятностный характер взаимосвязей между структурно-механическими, физико-химическими свойствами порошка и температурой теплоносителя:

$$h = h_0 + h_1(1 + t/t_1)^{C_1} \times (1 - t/t_2)^{C_2} \quad (2)$$

где: h_0 — глубина продвижения иглы пенетromетра в слое продукта при температуре 20 °C, м;

h_1 — глубина продвижения иглы пенетromетра в слое продукта при повышении температуры порошка до критического значения, м;

$t_1 = T_{cr} - T_{min}$, T_{cr} — критическое значение температуры, °C;

T_{min} — минимальное значение температуры, °C,

$t_2 = T_{max} - T_{cr}$,

T_{max} — максимальное значение температуры, °C;

$t = T - T_{cr}$,

T — текущее значение температуры, °C;

C_1 , C_2 — безразмерные коэффициенты, учитывающие интенсивность изменения продвижения иглы пенетromетра в зависимости от температуры порошка.

Граничными условиями применения формул 1; 2 является температура в пределах $20\text{ °C} \leq T \leq 75\text{ °C}$.

Путем обработки экспериментальных данных определены константы, числовые значения которых приведены в таблицы 1.

Таблица 1 — Числовые значения констант формул 1 и 2 для фруктовых порошков

№ п/п	Порошок из	Константы					
		$h_0 \times 10^4$, м	$h_1 \times 10^4$, м	t_1 , °C	t_2 , °C	C_1	C_2
1	пюре яблочное	5,0	65,0	40	25	6,00	3,66
2	пюре виноградное	5,0	75,0	22	22	4,62	4,28
3	Сока: — вишневого	2,5	27,5	20	20	2,34	2,50
4	— черносмородинового	3,0	12,0	15	30	2,26	3,84
5	— абрикосового	3,0	5,0	18	18	3,40	3,00

Выводы:

1. Деформации сдвига, характеризующие пластичность порошков, достигают экстремума при критических значениях температур.
2. Пластические свойства фруктовых порошков проявляются при температурах выше 40 °C для соков и выше 55 °C для пюре.

УДОСКОНАЛЕННЯ КОНСТРУКЦІЇ УТФЕЛЬНИХ ВАКУУМ-АПАРАТІВ З МЕТОЮ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕПЛО-МАСООБМІНУ

Ночніченко І.Ю., Мирончук В. Г., Погорілий Т.М.
Національний університет харчових технологій, Київ, Україна

З метою знаходження шляхів покращення циркуляції цукрового утфелю у вакуум-апаратах проведено аналіз існуючих їх конструкцій та методів тепло – масообміну.

Нами розроблено два варіанти конструктивних рішень, які забезпечують кращі умови циркуляції цукрового утфелю в вакуум-апараті та інтенсифікують процес тепло-масообміну.

В першому випадку сутність розробки полягає в тому, що гріюча камера має радіально розташовані підйомні призмоподібні канали, які розширюються від центру до периферії, що дозволяє зменшити гідравлічний опір циркуляції та рівномірно розподілити напір, який створюється механічним циркулятором; поверхні радіальних стінок підйомних каналів виконані жолобчастими, причому жолоби вертикально орієнтовані, що дозволяє використати ефект Грегоріа для інтенсифікації теплопередачі та збільшити поверхню теплообміну, порівняно з плоскими теплообмінними поверхнями; над центральною циркуляційною трубою поверхово розташовано додаткові кільцеві конусоподібні теплообмінні елементи, що дозволяє збільшувати поверхню теплообміну по мірі зростання рівня утфелю у вакуум-апараті, а також розділити підйомні та опускні потоки утфелю над паровою камерою.

Сутність конструктивного рішення в другому випадку полягає в тому, що у центральному опускному каналі вакуум-апарата розташовано циліндричний порожнистий устрій, який складається із вставлених один в другий двох циліндрів, торці яких закриті двома кільцевими кришками, що герметично забезпечують утримання певного об'єму повітря всередині устрою; цей устрій може вільно спливати при наповненні вакуум-апарата розчином чи утфелем під дією сили Архімеда, що діє на порожнистий циліндр та поплавки, розташовані у верхній частині порожнистого циліндричного устрою.

Запропоновані конструкції дозволяють розділити підйомні та опускні потоки розчину, оптимізувати теплообмін, інтенсифікувати циркуляцію утфелю та процес тепломасообміну, скоротити тривалість активної роботи вакуум-апарата, а також збільшити середній розмір кристалів та зменшити коефіцієнт їх неоднорідності.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛООТДАЧИ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ ПАСТООБРАЗНЫХ КОНЦЕНТРАТОВ НАПИТКОВ

Черевко А.И., Маяк О.А.
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

При производстве пастообразных концентратов напитков (ПКН) важнейшее значение имеют процессы вакуумной варки. В малых производствах эти процессы осуществляют в двутельных аппаратах с мешалками. ПКН — высоковязкие неидеально пластичные неньютоновские жидкости. Для их эффективно-го перемешивания можно рекомендовать якорные и рамные мешалки. Тепловые расчеты аппаратов с перемешивающими устройствами при переработке жидких высоковязких продуктов затруднительны, так как разнообразие конструктивных элементов перемешивающих устройств затрудняет получение обобщенных зависимостей.

По теплообмену в неньютоновских жидкостях в аппаратах с мешалками за последние годы появилось большое количество публикаций, однако авторы данных работ зачастую используют неодинаковые отправные позиции, поэтому до сих пор не сделано обобщений подобно тем, которые получены для теплообмена в ньютоновских жидкостях.

Существуют исследования теплообмена в высоковязких жидкостях с использованием мешалок без изменения агрегатного состояния среды. В тоже время в литературе отсутствуют данные по теплообмену в ПКН при применении перемешивающих устройств в условиях кипения под вакуумом.

Для осуществления процессов вакуумной варки при производстве ПКН в ХГУПТ была разработана новая конструкция мешалки скребкового типа с многочисленными плоскими лопастями [1]. Скребок

мешалки применяются для высоковязких сред, образующих у теплообменных поверхностей вязкие ламинарные слои значительной толщины, склонные к налипанию [2,3].

Исследование процессов теплоотдачи проводили в двутельном аппарате с экспериментальной мешалкой при температуре кипения 50 °С. Продуктами исследования были ПЖН: «Морковный», «Тыквенный», «Свекольный», «Яблочный». С помощью термомпар замерялась температура стенки и кипящей жидкости. Давление в аппарате замерялось с помощью вакуумметра. В процессе экспериментов число оборотов мешалки менялось от 0,5 с—1 до 4 с—1. Результаты экспериментов представлены на графике (рис.1).

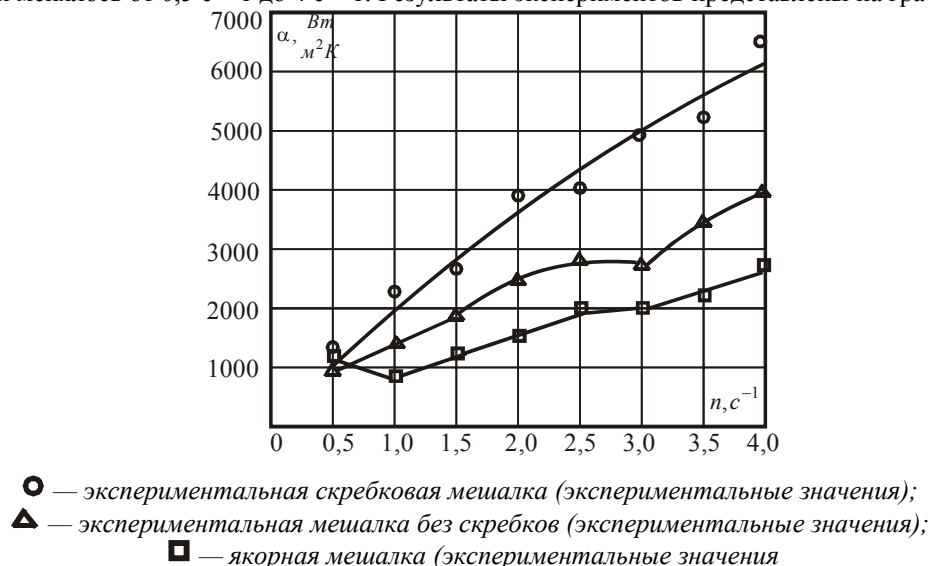


Рис. 1 — Зависимость коэффициента теплоотдачи $\alpha, \text{Вт/м}^2\text{К}$ от числа оборотов мешалки n, c^{-1} при диаметре мешалки $d=0,35 \text{ м}$

Для оценки эффективности использования новой скребковой мешалки параллельно на той же установке были проведены эксперименты по теплоотдаче с использованием якорной мешалки. Выбор якорной мешалки объясняется тем, что данная конструкция широко используется в пищевой промышленности для перемешивания вязких жидкостей.

Для выяснения роли скребков новой мешалки были проведены дополнительные исследования, в которых использовали экспериментальную мешалку, но без скребков (рис. 1).

Анализ экспериментальных данных показал, что с увеличением числа оборотов коэффициент теплоотдачи увеличивается. Это объясняется увеличением скорости конвекции, турбулизацией потока и уменьшением вязкости неньютоновской жидкости при разрушении ее структуры под воздействием мешалки. Однако экспериментальные значения коэффициента теплоотдачи α для мешалки, у которой демонтированы скребки в 1,5 раза меньше, чем для мешалки со скребками. Такое влияние скребков на теплоотдачу объясняется тем, что у теплопередающей стенки аппарата образуется ламинарный пограничный слой жидкости, в котором сосредотачивается сопротивление теплообмену. Скребки мешалки разрушают этот пристенный слой жидкости, что приводит к резкому возрастанию теплового потока. По данным исследователей [3], теплоотдача при этом существенно увеличивается, например, в псевдопластичных жидкостях в 4 — 5 раз.

С учетом литературных данных обобщенный вид критериального уравнения, характеризующего теплоотдачу в аппарате с мешалкой скребкового типа, в условиях кипения высоковязкой неньютоновской жидкости под вакуумом имеет вид

$$Nu = A \cdot Re_u^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{cm}} \right)^{0,18} \cdot K_1^{0,7} \cdot K_2^{0,33} \quad (1)$$

Обработка экспериментальных данных позволила определить значение коэффициента $A = 5 \cdot 10^{-3}$.

Сопоставление значений коэффициента теплоотдачи α , рассчитанных по формуле (1) и полученных в результате экспериментов представлено на рис. 1. Расхождение значений не превышает 20%.

В результате проведенных экспериментов показана высокая эффективность теплоотдачи при применении новой скребковой мешалки.

Получена обобщенная критериальная зависимость для расчета коэффициента теплоотдачи при использовании новой скребковой мешалки в условиях кипения пастообразных концентратов напитков под вакуумом. Это уравнение может найти применение при расчете и проектировании теплового оборудования для производства ПКН.

Литература

1. Пат. № 70703 А Україна, А 21 С 1/00 Пристрій для перемішування в'язких харчових продуктів / О.І. Черевко, В.І. Маяк, О.А. Маяк (Україна). — № 20031212230; Заявл. 24. 12. 2003; опубл. 15. 10. 2004, Бюл. № 10. — 2 с.
2. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах (физические основы и инженерные методы расчета). — Л.: Химия, 1984. — 336с.
3. Штербачек З., Тауск П. Перемешивание в химической промышленности. Л.: ГХИ, 1963, — 416с.
4. Маслов А.М. Аппараты для термообработки высоковязких жидкостей. — Л.: Машиностроение, ленинградское отделение, 1980. — 208 с.

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ ЛЛЯНОЇ ОЛІЇ В УМОВАХ РОЗРІДЖЕННЯ

Бенедюк В.М., Носенко Т.Т.

Національний університет харчових технологій, Київ

Лляна олія є цінним джерелом Омега—3 поліненасиченої ліноленової кислоти, вміст якої становить понад 50 % від загального вмісту жирних кислот.

В зв'язку з цінністю льону як олійно—білкової культури, а також з зростаючими вимогами до якості олії і шроту актуальним є удосконалення процесу вилучення лляної олії для забезпечення збереження її біологічної цінності.

Метою досліджень було визначити ефективність процесу екстрагування ліпідів насіння льону.

Дослідження процесу вилучення олії проводилось методом екстракції за допомогою експериментальної екстракційної установки модульно—блочної конструкції і з використанням математичного планування експерименту при різних температурах, тиску, співвідношенні взаємодіючих фаз та тривалості процесу.

Процес проводився таким чином: робоча камера нагрівалась до необхідної температури (35—45 °С); в камеру вміщували експериментальні зразки в модулях і за допомогою вакуум-насосу до камери створювали розрідження (залишковий тиск 0,1 — 0,2 атм). Процес проводили протягом 20 — 40 хв. Співвідношення сировини і розчинника становило 1:3 — 1:5. Для екстрагування ліпідів використовували гексан (температура кипіння 68,8 °С; густина — 0,660 кг/м³).

Для визначення оптимального часу проведення процесу екстрагування олії були проведені дослідження при постійному тиску (0,2 атм), температурі (45 °С) і співвідношенні насіння до розчинника — 1:3.

Для визначення оптимального тиску проведення процесу екстрагування олії були проведені дослідження при постійній температурі (45 °С), співвідношенні взаємодіючих фаз (насіння до розчинника — 1:3) та тривалості процесу (40 хвилин).

Концентрацію місел визначали рефрактометричним методом.

За отриманими даними була проведена статистична обробка. Після обробки експериментальних даних одержали залежність ефективності процесу екстракції від досліджуваних факторів, яка описується рівнянням регресії:

$$Y = 1,3902 + 184 \cdot 10^{-5}x_1 + 91 \cdot 10^{-5}x_2 + 172,5 \cdot 10^{-5}x_3 + 131 \cdot 10^{-5}x_4 + 40 \cdot 10^{-5}x_{12} + 55 \cdot 10^{-5}x_{14} + 47,5 \cdot 10^{-5}x_{24} + 44 \cdot 10^{-5}x_{34} + 49 \cdot 10^{-5}x_{124}$$

Таким чином, в результаті проведених досліджень отримані математичні моделі процесу екстрагування лляної олії, виявлено вплив технологічних факторів на ступінь вилучення олії, визначено оптимальний режим екстрагування олії з насіння льону.

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ БІОХІМІЧНИХ ТА ТЕПЛОМАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ ФЕРМЕНТАТИВНОГО ГІДРОЛІЗУ БІЛКІВ

Шаркова Н.О., Терлецька Я.Т., Авдєєва Л.Ю., Жукотський Е.К., Гріщенко Г.В.
Інститут технічної теплофізики НАН України, Київ

Розробка сучасних технологій виробництва спеціальних харчових продуктів направленої дії потребує комплексного дослідження як біохімічних, так і тепломасообмінних процесів

Одним із способів підвищення біологічної цінності білків в раціоні харчування людини є використання гідролізатів, отриманих за допомогою ферментативної обробки харчових білків. Білкові гідролізати представляють собою суміш низькомолекулярних пептидів та вільних амінокислот, що легко засвоюються.

Гідроліз харчових білків та включення отриманих гідролізатів до складу продуктів покращують харчову цінність останніх, затримують їх псування, надають їм бажані функціональні характеристики, знижують вміст алергенів, токсинів та інгібіторів. Білкові гідролізати є основними компонентами ряду лікувальних продуктів, призначених для використання при хворобах шлунково—кишкового тракту та харчових алергіях, а також як харчові добавки. Для лікувального харчування використовуються гідролізати високоякісних харчових білків.

В ІТТФ НАН України проводяться експериментальні дослідження по вивченню тепломасообмінних процесів при гідролізі білків протеолітичними ферментними комплексами мікробіологічного та рослинного походження в залежності від концентрації білка, типу ферментного препарату, тривалості процесу гідролізу та ін. з метою визначення оптимальних режимів отримання білкових гідролізатів. Визначена глибина гідролізу білків та їх амінокислотний склад. Об'єкти досліджень — ізолят соєвого білка, концентрат білків сироватки та казеїн.

Ступінь гідролізу визначали спектрофотометричним методом за зміною світлопоглинання $\lambda=280$ нм. Для побудови калібрувального графіку використовували альбумін сироватки.

Проведені кінетичні дослідження ферментативного гідролізу білків показали, що в залежності від часу та температури інкубації, концентрації білка та ферменту можна отримати задану глибину гідролізу.

В результаті досліджень масообмінних процесів підібрані оптимальні технологічні режими отримання гідролізованих білків для використання в продуктах спеціалізованого лікувально — профілактичного харчування.

СОЗДАНИЕ РЕСУРСОБЕРЕГАЮЩЕЙ ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА ЭКСТРУДИРОВАННЫХ ПРОДУКТОВ

Шевцов А.А., Василенко В.Н., Ожерельева О.Н.
Воронежская государственная технологическая академия, г. Воронеж.

Большие перспективы в производстве продуктов питания открываются при использовании экструзионной технологии, основные преимущества которой заключаются в гибкости ее технологических схем, высокой производительности, малых габаритах экструдеров, непрерывности процесса и низкой себестоимости изделий. Данная технология обеспечивает глубокие биохимические превращения питательных веществ (углеводов, клетчатки, белков), что способствует повышению их усвояемости и получению экстрактов хорошего качества.

Разработана линия производства экструдированных продуктов, отличающаяся от типовых производственных тем что, что устройство для предварительной гидротермической обработки исходного сырья выполнено в виде вертикального шнекового транспортера, на наружном корпусе которого изготовлено секционированное устройство для тангенциального подвода потока пара, причем внутренняя часть корпуса вертикального шнекового транспортера, соединенная с секционированным устройством, выполнена сетчатой для прохода пара внутрь корпуса, а после экструдера установлен дегазатор-паросорбер, представляющий собой вибросито с ИК—обогревом, обработанный в дегазаторе-паросорбере продукт поступает в дражировочный аппарат, в который также подается смесь полифункциональных добавок, из дражировочного аппарата экструдированные гранулы с нанесенными на их поверхность добавками направляются для поддержания заданного влаготеплового режима в сушилку, представляющую собой диффу-

зионную камеру с ленточным перфорированным транспортером, при этом сушилка дополнительно оборудована рециркуляционным трубопроводом с парогенератором, затем гранулы поступают в промежуточный бункер—накопитель, а из него на фасовку и упаковку.

Использование изобретения позволит:

- повысить технологические возможности линии по производству комбинированных продуктов заданной пищевой ценности;
- снизить температуру обработки продукта в экструдере, уменьшить продолжительность его пребывания в нем и повысить содержание термолабильных питательных компонентов в гранулированных экструдатах.

АНАЛИЗ ФАКТОРОВ, ВЛИЯЮЩИХ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ ФИЛЬТРОВАНИЯ ДРОЖЖЕВЫХ СУСПЕНЗИЙ

Шишацкий Ю.И., Лавров С.В., Бырбыткин В.А.

Воронежская государственная технологическая академия, г. Воронеж

Фильтрация суспензий считается одной из важнейших стадий технологического процесса, оказывающей существенное влияние на выработку продукта в достаточном количестве и высокого качества. Процесс нашел широкое применение в сахарной промышленности для фильтрации соков I и II сатурации и смеси сиропа с клеровой, на предприятиях по переработке плодовой продукции для осветления соков, на пивоваренных заводах для фильтрации сула и пива, в микробиологической промышленности при производстве лимонной, молочной и уксусной кислоты и др.

На дрожжевых и спиртовых заводах фильтрация дрожжевых суспензий (концентратов) осуществляется на вакуум – фильтрах. В качестве фильтровальной перегородки используется хлопчатобумажный бельтинг или фильтровальное вспомогательное вещество - картофельный крахмал, образующий на барабане слой определенной толщины. Применение крахмала по ряду показателей предпочтительнее, поскольку, в частности, увеличивается продолжительность и снижается трудоемкость процесса. При использовании бельтинга его грубые дефекты, образующиеся в процессе эксплуатации, приводят к потерям дрожжей с фильтратом.

Исследования показали, что эффективность фильтрации существенно зависит от ряда химических, биологических и технологических показателей. Так, инфицированную мелассу следует обязательно осветлять затормозным способом или сепарированием с целью удаления грубых взвешенных частиц, коллоидов, микроорганизмов и других примесей. Предпочтительнее сепарирование на кларификаторах, поскольку степень осветления получается выше, чем при кислотно-холодном или кислотно-горячем способе. Если осветление мелассы недостаточное, то фильтрация дрожжевого концентрата, полученного после сепарирования культуральной среды, затруднительно вследствие закупоривания пор фильтрующего слоя агглютинирующимися дрожжами. По этой же причине следует тщательно подходить к приготовлению используемых в технологии дрожжей препаратов и продуктов, содержащих витамины, аминокислоты и микроэлементы, а также питательных солей.

Дрожжевой концентрат, поступающий на фильтрацию, предварительно смешивают с раствором поваренной соли. При этом осмотическое давление среды становится больше, чем давление внутри клетки. В определенной зоне вакуум – фильтра образуется слой дрожжей, состоящий из плазмолизированных клеток и содержащий определенное количество межклеточной влаги. В этой зоне дрожжи отличаются повышенным содержанием сухого вещества и высокой пластичностью. В дальнейшем при промывке слоя дрожжей водой выравнивается давление внутри клетки и в промывной воде. В результате качество дрожжей улучшается. Нормальную (неломкую) консистенцию имеют дрожжи, содержащие в клетках сухих веществ 30...35%. Дозировка поваренной соли должна строго соотноситься с концентрацией дрожжей в суспензии, установленной технологическим регламентом. В случае отклонения от этих технологических норм увеличивается закупоривание пор фильтрующего слоя.

В турбулентном режиме работы дрожжерастильного аппарата вокруг поверхности раздела фаз газ – жидкость образуются пленки поверхностно – активных веществ, вызывая пенообразование. Ее интенсивность возрастает пропорционально наличию в среде поверхностно-активных веществ, концентрации культуральных сред, температуре и pH, а также ее микробиологичности. Важное значение имеет режим аэрации: резкие колебания количества подаваемого воздуха и периодическое прекращение его подачи создают скачкообразное увеличение толщины пены, которая трудно поддается гашению. В дрожжевом производстве используются различные пеногасители, которые все являются дорогостоящими. Поэтому

экономия достигается тщательным соблюдением технологических режимов, чистотой культуры, автоматизацией подачи пеногасителя. Его подача выше нормы происходит либо при желании срочно уменьшить пенообразование, либо при отсутствии надежных средств автоматизации процесса. В любом случае это отрицательно сказывается на фильтровании.

Таким образом, необходимо строгое соблюдение требований технологического регламента на всех предшествующих фильтрованию стадиях, а также комплексная автоматизация этих стадий. В результате эффективность фильтрования возрастет.

МАЛОГАБАРИТНЫЙ ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНО – СТРУЙНЫЙ ЭКСТРАКТОР ДЛЯ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ ПОВЫШЕННОЙ СТЕПЕНИ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

Игнатенков А.Л.

ООО „Черниговтехнаука”, г. Чернигов

Производство экстрактов из растительного сырья в пищевой и других отраслях промышленности ограничивается необходимостью применения сложных комплексов смешения и разделения фаз либо громоздких аппаратов со шнековыми транспортными устройствами. Существенное снижение габаритов (а, следовательно, времени экстракции, массы сырья в рабочем объеме, инерционности, металлоемкости) достигается повышением степени измельчения растительного сырья.

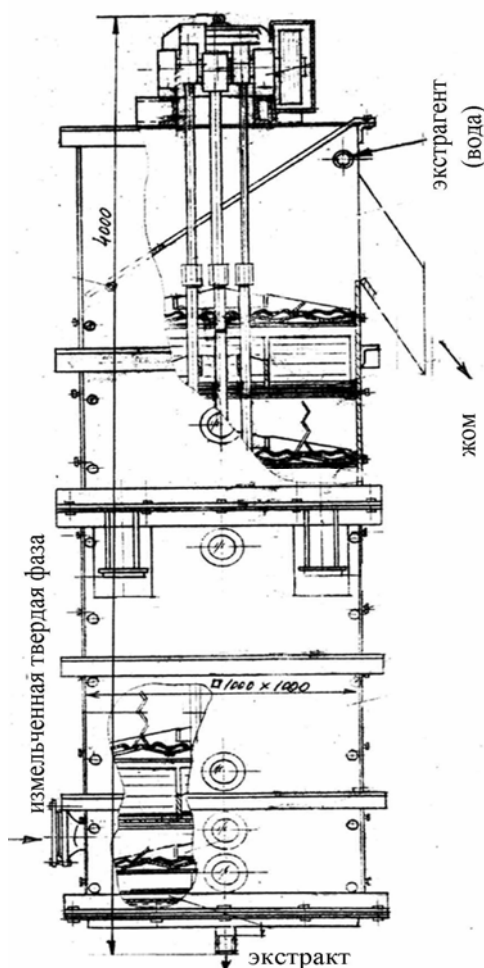


Рис.1 – Экстрактор ЭДС – 5

На рисунке 1 представлен дифференциально – струйный экстрактор [1], обеспечивающий качественный противоток и активное взаимодействие фаз при повышенной степени измельчения растительного сырья (частицы 1 – 3 мм). Аппарат представляет собой колонну, по высоте которой установлены тарелки, колеблющиеся в вертикальном направлении от кривошипного привода, расположенного сверху аппарата. Равномерно по площади каждой тарелки размещены транспортные и фильтрующие сопла, причем первые направлены сужением вверх (в сторону транспортирования твердой фазы), а вторые – направлены вниз и накрыты сеткой. Такая конструкция обеспечивает перемещение твердой фазы снизу вверх каждой тарелки, в аппарате формируется послойно – активный режим противоточного экстрагирования. В зоне колебаний тарелки имеет место перемешивание фаз, а в межтарелочных пространствах движутся слои твердой фазы, которые секционировать аппарат по высоте и снижают продольное перемешивание.

Промышленные испытания дифференциально-струйного экстрактора сечением $0,5 \text{ м}^2$ и высотой 3,5 м осуществлены на Носовском сахарном заводе (Черниговская обл.) при экстрагировании сахара из измельченных на мясорубке отходов – хвостиков и боя свеклы. В соответствии с Актом заводских испытаний от 17 ноября 1990 года показано, что, при сахаристости нормального сока 11 – 12%, получен диффузионный сок с содержанием сахара 8,5 – 9%, доброкачественность – 80%. Потери сахара с жомом составили 0,8 – 1% при производительности по свекломассе до 1,2 тонны в час. Данный аппарат был изготовлен в 1980 г. и в дальнейшем усовершенствован на основе данных испытаний соответствующих лабораторных установок и новых методов теоретических расчетов (гидродинамические расчеты, объединенный метод расчета массопередачи с учетом продольного перемешивания) [1].

По заказу Засельского сахарного завода Николаевского свеклосахарагропрома был изготовлен и испытан в 1994 году дифференциально – струйный экстрактор ЭДС – 5 сечением 1х1 высотой 4 м. (рис.1). Испытания в соответствии с Актом от 30 сентября 1994 года, показали способность ее перерабатывать всю некондиционную свекломассу, которая поступала в количестве 1...1,2 тонны в час и имела сахаристость нормального сока 12...12,5%. Сахаристость полученного диффузного сока составила 5...5,2%, доброкачественность – 80%. Потери сахара с жомом – 1,8...2%. Следует отметить, что при указанной производительности установка работала в режиме недозагрузки, наблюдалась недостаточная плотность заполнения твердой фазой рабочего объема, и, как следствие – повышенный уровень продольного перемешивания. При нормальной загрузке (2 – 3 тонны в час) показатели значительно выше. Вместе со свекломассой на установку может подаваться для противоточной промывки мезга с пульполовущек.

Кроме указанных промышленных испытаний, выполнены также испытания лабораторных дифференциально – струйных аппаратов, подтверждающие их работоспособность при экстрагировании дробленых виноградных выжимок, солодовых ростков, картофельной мезги, древесных опилок, гранулята полиамида (1 мм) и других материалов.

Литература

1. Игнатенков А.Л. Противоточные твердофазные массообменные аппараты. Учебное пособие на пр. монографии. – К.: УМК ВО, 1992, 68с.

ВИКОРИСТАННЯ ЕФЕКТІВ ПАРОКОНДЕНСАЦІЙНОЇ КАВІТАЦІЇ ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ОСВІТЛЕННЯ ЯБЛУЧНОГО СОКУ

Жеплінська М.М., Немирович П.М., Нарішков П.В., Матіяшук А.М.
Національний університет харчових технологій, м.Київ

Овочеві та фруктові соки є одними з найбагатших джерел натуральних вітамінів та мікроелементів, збереження яких під час виробництва є актуальною проблемою. Одним із шляхів досягнення цього результату є зменшення тривалості технологічних процесів. До таких процесів у виробництві яблучного соку відноситься, зокрема, досить тривалий процес відстоювання.

З метою його інтенсифікації запропоновано застосування кавітаційних ефектів, які виникають під час вдування пари в потік соку, який є складною полікомпонентною системою моноцукрів, цукрози, речовин білково-пектинового комплексу (БПК), вітамінів та інших органічних і неорганічних речовин.

Для теоретичного обґрунтування одного з можливих механізмів коагуляції БПК під впливом кавітаційних ефектів нами пропонується схема моделі, в основу якої покладена взаємодія кавітаційної бульбашки з частинками БПК.

Виникнення і розвиток кавітації супроводжується електричними явищами в кавітаційній бульбашці. Відомо, що в початковий момент часу кавітаційна бульбашка має лінзоподібну форму. З однієї сторони поверхні бульбашки формується заряд одного знаку, з іншої – протилежного. Тому бульбашку можна розглядати як конденсатор.

Внаслідок взаємодії цих зарядів з молекулами соку, що оточують бульбашку, на її поверхні утворюється подвійний електричний шар (ПЕШ). Частинки БПК мають також на своїй поверхні ПЕШ з від'ємним зарядом.

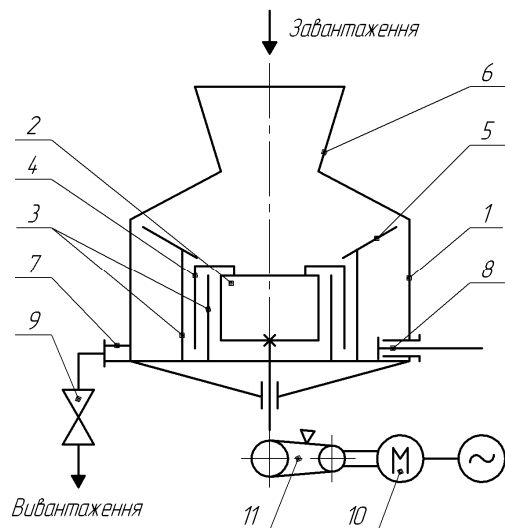
Отже, можна передбачити, що внаслідок контакту частинок БПК і кавітаційних бульбашок зарядженими поверхнями з протилежними зарядами в потоці соку відбувається зниження їх заряду, що призводить до руйнування сольватної оболонки частинок БПК, зменшення ступеню гідратації ПЕШ і об'єднання частинок. Отже, кавітаційні ефекти, що виникають під час колапсу бульбашок, інтенсифікують процес коагуляції БПК.

Перевірка запропонованого механізму коагуляції БПК яблучного соку здійснена в лабораторних умовах. Дослідженнями встановлений ефективний режим оброблення яблучного соку в пароконденсаційному кавітаційному пристрої, значно покращуються седиментаційні властивості обробленого соку і, відповідно, підвищується продуктивність відстійників.

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ПУЛЬСАЦІЙНОГО РОЗМЕЛУ ПРИ ОДЕРЖАННІ СУСПЕНЗІЇ «СОЄВЕ МОЛОКО»

Семінський О.О., Марчевський В.М.
Національний технічний університет України
Київський політехнічний інститут

На протязі останніх років в світі відзначається постійне стрімке збільшення споживання соєвих продуктів. Причому така тенденція почала бути притаманною не тільки азіатським ринкам. Не стала винятком і Україна, в якій, в наслідок своєї дешевизни і зростаючої доступності, соєві продукти стають дедалі



1 – корпус; 2 – крилатка; 3 – нерухомі перфоровані циліндри; 4 – рухомий перфорований циліндр; 5 – діафрагма; 6 – завантажувальний пристрій; 7 – розвантажувальний патрубок; 8 – пристрій відбору проб; 9 – вентиль; 10 – електродвигун; 11 – клин – пасова передача.

Рис.1 – Схема лабораторної установки

го набрякання частинок в суспензії.

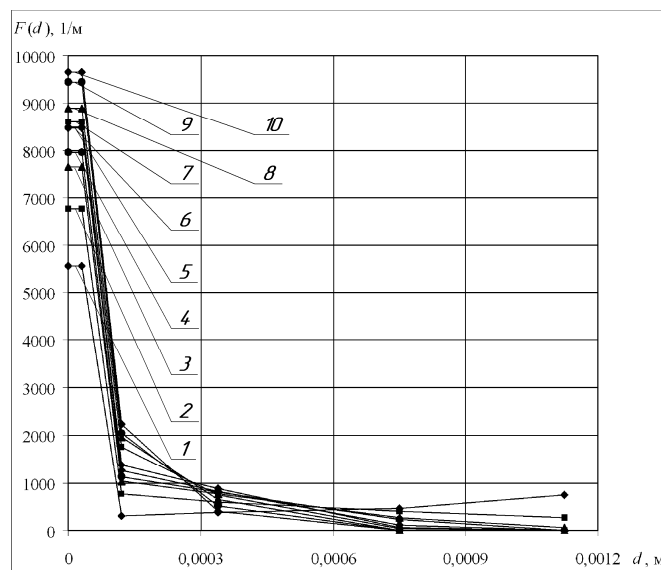
Аналіз проб здійснювався ситовим методом [1]. Ситовий ряд утворювався ситами 1250, 1000, 500, 180 і 63 мкм. Утворений на ситах осад і визначений об'єм підситової рідини збирались в підготовлені бюкси і висушувались в сушильній шафі. По закінченні висушування визначались фракційні маси частинки. Одержані маси приводились до мас вихідного насіння врахуванням вологості.

На базі одержаних результатів побудовано криві розподілення по масі і кінетичні криві (рис.2,3). На приведених графіках видно стрімке зменшення об'ємів крупних фракцій, упритул до повного подрібнення частинок з розміром $d \geq 500$ мкм. Це свідчить про значну інтенсивність розмелу, яка зберігається і для дрібних фракцій, чому відповідає збільшення значень ординат при однакових значеннях абсцис у кривих на рис.2. Велика швидкість подрібнення частинок також підтверджується з огляду на крутизну ліній на рис.3. Горизонтальні ділянки в лівій частині графіків на рис.2, яким відповідають найбільші значення ординат, відображають найдрібніші частинки і екстраговані з соєвого насіння речовини, які не піддаються ситовому аналізу. Лінії 4 і 5 на рис.3 при малих значеннях часу розмелу наближені одна до одної, що пояснюється малим об'ємом дрібних фракцій. При продовженні розмелу крупні частинки подрібнюються, в результаті чого об'єми дрібних фракцій збільшуються з різними швидкостями і лінії 4 і 5 розходяться. На зсув лінії 5 уздовж вісі ординат впливає те, що в діапазон розмірів, який вона характеризує, попадають частинки емульсованих речовин, вилучених з розмеленого соєвого насіння.

більше затребуваними. Цьому сприяє високий вміст білка і поживних речовин, що дає можливість успішно замінити ними продукти м'ясо-молочної промисловості в раціоні людей та швидко відгодовувати свійську худобу. Одним з найбільш популярних продуктів із сої являється «соєве молоко», основним технологічним процесом в виробництві якого являється розмел соєвого насіння в воді. Оскільки у всьому виробничому циклі на швидкість одержання і якість кінцевого продукту найбільше впливає розмел, то виникає потреба у визначенні мінімального часу перебування частинок соєвого насіння в подрібнюючому пристрої (найчастіше млині). При цьому економічно доцільно проводити розмел в воді, оскільки це позитивно позначається на самому процесі, зменшує кількість необхідного обладнання і енергоємність виробництва. Проте, дослідження літературних джерел вказує на відсутність даних з кінетики розмелу соєвого насіння зазначеним способом. Таким чином, метою даної роботи являється визначення масового розподілення частинок соєвого насіння і виявлення закономірності його зміни при розмелі в рідині.

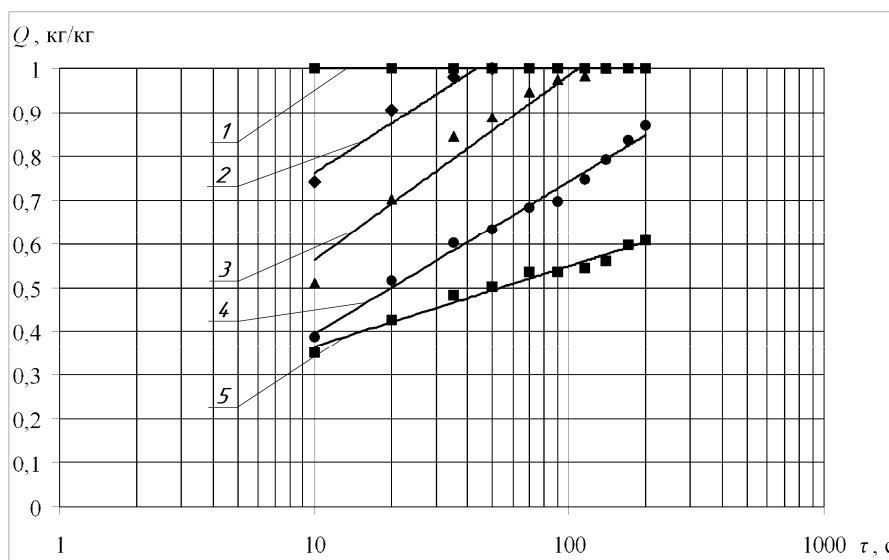
Для досягнення поставленої мети розроблено методику і проведено експериментальні дослідження на лабораторній установці, схему якої наведено на рис.1.

При проведенні досліджень загальний об'єм завантажених матеріалів складав $6 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ при концентрації соєвого насіння 8%, а максимальна окружна швидкість ротора – 24 м/с. Розмел проводився на протязі 200 с. Відбір проб здійснювався за часовою схемою 10, 20, 35, 50, 70, 90, 115, 140, 170, 200с. Після цього проби витримувались для остаточно-



1 – $\tau = 10$ с; 2 – $\tau = 20$ с; 3 – $\tau = 35$ с; 4 – $\tau = 50$ с; 5 – $\tau = 70$ с; 6 – $\tau = 90$ с; 7 – $\tau = 115$ с; 8 – $\tau = 140$ с; 9 – $\tau = 170$ с; 10 – $\tau = 200$ с.

Рис. 2 – Криві розподілення гранулометричного складу по масі для часу розмелу



1 – 1250 мкм; 2 – 1000 мкм; 3 – 500 мкм; 4 – 180 мкм; 5 – 63 мкм.

Рис. 3 – Кінетичні криві відповідних фракцій

Одержані кінетичні криві були апроксимовані логарифмічними залежностями. Адекватність апроксимації встановлено за допомогою коефіцієнтів кореляції, які знаходяться в діапазоні 0,95...0,99.

Результати проведених досліджень використано при складанні методики розрахунку пульсаційних млинів для оцінки затрат часу, необхідного на проведення розмелу.

Література:

1. Ходаков Г.С. Основные методы дисперсионного анализа порошков. – М.: Стойиздат, 1968.

КИНЕТИКА БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАНИЯ ВОДЫ ИЗ РАСТВОРА, В ОБЪЕМЕ КОТОРОГО ПУЛЬСИРУЕТ МЕМБРАНА

Харенко Д.А., Коваленко Е.А., Бурдо О.Г.

Одесская национальная академия пищевых технологий, Одесса

В процессе блочного вымораживания воды из пищевых растворов в результате наличия градиента температур, оттеснения от фронта кристаллизации растворенных в воде органических и неорганических веществ, снижения в процессе охлаждения диффузионной способности компонентов раствора а также повышения поверхностного натяжения раствора, между внешней поверхностью блока льда и контактирующим с ней раствором формируется пограничный слой. Эта зона характеризуется высокой вязкостью, ухудшает условия для переноса молекул воды из раствора к поверхности растущих кристаллов и поэтому актуальной представляется интенсификация в ней процессов тепло и массопереноса [1].

В современных пищевых технологиях для решения подобных задач все большее применение находят комбинированные процессы. Интенсифицирующее действие оказывают электрические и магнитные поля, механическое перемешивание, акустические колебания и другие внешние воздействия. При этом возможность использования того или иного метода обусловлена теплофизическими, электрофизическими, акустическими, химическими свойствами раствора [2, 3].

Для процессов низкотемпературного разделения пищевых растворов, в том числе и для блочного вымораживания, эффекты комбинированных процессов изучены мало. Известные исследования в основном относятся к и интенсификации процессов за счет перемешивающих или перекачивающих устройств [4 - 6]. В ОНАПТ предложен способ интенсификации процессов вымораживания воды из раствора с помощью пульсирующей (в объеме раствора) мембраны. Физическая и математическая модель такого процесса представлена в [7]. В данной статье приведены результаты экспериментальных исследований кинетики блочного вымораживания воды из раствора, в объеме которого пульсирует мембрана.

Экспериментальный стенд и методика исследований

Принципиальная схема стенда для изучения влияния пульсаций мембраны в растворе на процесс блочного вымораживания показана на рисунке 1. На рисунке 2 представлена схема электромеханического устройства, приводящего мембрану в движение.

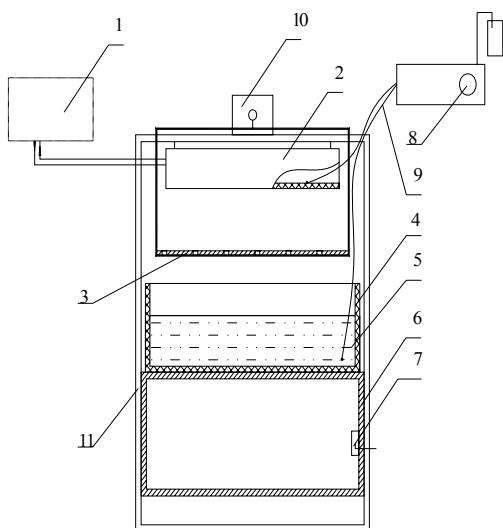


Рис. 1 - Принципиальная схема стенда

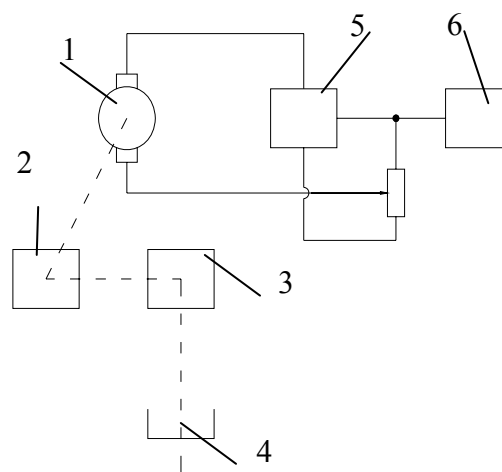


Рис. 2 - Схема электромеханического устройства

Основными элементами экспериментального стенда (рис. 1) являются: холодильная машина (1), горизонтальный кристаллизатор (2), пульсирующая в объеме раствора мембрана (3), емкость для раствора (4), раствор (5), подвижная рама (6), механическое устройство для перемещения рамы (7), прибор для

измерения температур (8), термопары (9), электромеханическое устройство для создания пульсаций мембраны в растворе (10), станина (11).

Элементами электромеханического устройства, приводящего мембрану в движение, (рис. 2) являются: коллекторный электродвигатель (1), червячный редуктор (2), кривошипно-шатунный механизм (3), активатор (4), регулируемый стабилизатор напряжения с регулятором (5), блок питания (6).

Методика экспериментальных исследований процессов тепло и массообмена при блочном вымораживании воды из раствора, в объеме которого пульсирует мембрана, была следующей. Определялось влияния частоты пульсаций мембраны в растворе (f_m , Гц), массовой доли растворенных веществ в исходном растворе ($\omega_{рн}$, %), температуры исходного раствора ($t_{рн}$, °C), объема исходного раствора ($V_{рн}$, м³), начальной температуры окружающего воздуха ($t_{oc}^н$, °C), длительности процесса (τ , мин) на характер изменения ряда параметров раствора и блока льда. К таким параметрам относились средняя массовая доля растворенных веществ в растворе ($\bar{\omega}_p$, %), средняя (по объему) температура раствора ($\bar{t}_p$, мВ), средняя температура поверхности стенки кристаллизатора ($\bar{t}_k$, мВ), высота уровня жидкости в емкости для раствора (H_p , м), средняя толщина блока льда ($\bar{\delta}_{бл}$, м). Также фиксировалось изменение в процессе работы холодильной установки температуры окружающего воздуха (t_{oc} , °C).

В качестве объектов исследований были выбраны водные растворы сахарозы. Массовая доля растворенных веществ в исходном растворе изменялась в диапазоне от 12 % до 36 %, начальная температура раствора варьировалась в диапазоне от 1,2 °C до 20 °C, а объем исходного раствора изменялся в диапазоне от $3,77 \cdot 10^{-3}$ м³ до $4,26 \cdot 10^{-3}$ м³. Экспериментальные исследования кинетики процесса проводились при температуре окружающего воздуха от 13,5 °C до 22,5 °C и средней температуре поверхности кристаллизатора минус 17 °C. Частота пульсирующей мембраны в объеме раствора варьировалась в диапазоне от 0,0003 Гц до 0,275 Гц. Длительность исследований процесса вымораживания воды из раствора составляла от 120 до 180 мин, а интервал времени между измерениями кинетических параметров этого процесса составлял 60 мин.

Для измерения температуры раствора и температуры поверхности стенки кристаллизатора использовались медь – константановые термопары. Определение массовой концентрации растворенных веществ осуществлялось с помощью рефрактометра. Измерение геометрических параметров блока льда, емкости для раствора, кристаллизатора, пульсирующей мембраны и изоляции осуществлялось штангенциркулем и линейкой. Длительность процесса определялась с помощью секундомера. Высота уровня жидкости в емкости определялась по градуировочной линейке, расположенной на стенке емкости для раствора. Параметры окружающего воздуха измерялись с помощью психрометра.

Частота пульсаций мембраны в растворе рассчитывалась по формуле:

$$f_m = \frac{n}{60}, \quad (1)$$

где f_m - частота пульсаций мембраны, Гц;

n - количество пульсаций мембраны за одну минуту, раз;

60 – перевод в секунды.

С учетом высоты уровня раствора в емкости и геометрических параметров емкости определялся объем раствора:

$$V_p = L_e \cdot Ш_e \cdot H_p, \quad (2)$$

где V_p - объема раствора, м³;

L_e - длина емкости для раствора, м;

$Ш_e$ - ширина емкости для раствора, м;

H_p - высота уровня раствора, м.

С учетом значений, полученных по уравнению (2), а также с использованием данных по плотности для водного раствора сахарозы, определялась масса раствора:

$$M_p = V_p \cdot \rho_p, \quad (3)$$

где M_p - масса раствора, кг;

ρ_p - плотность раствора, кг/м³.

Масса блока льда определялась на основе уравнения материального баланса:

$$M_{бл} = M_{рн} - M_{рк}, \quad (4)$$

где $M_{\text{бл}}$ - масса блока льда, кг;

$M_{\text{рн}}$ - масса раствора начальная, кг;

$M_{\text{рк}}$ - конечная масса раствора, кг.

Средняя массовая концентрация растворенных веществ в расплаве блока льда рассчитывалась на основе уравнения материального баланса по сухим веществам раствора:

$$\bar{\omega}_{\text{бл}} = \frac{M_{\text{рн}} \cdot \omega_{\text{рн}} - M_{\text{рк}} \cdot \bar{\omega}_{\text{рк}}}{M_{\text{бл}}}, \quad (5)$$

где $\bar{\omega}_{\text{бл}}$ - средняя массовая доля растворенных веществ в расплаве блока льда, %;

$\omega_{\text{рн}}$ - начальная массовая доля растворенных веществ в растворе, %;

$\bar{\omega}_{\text{рк}}$ - средняя конечная массовая доля растворенных веществ в растворе, %.

Результаты экспериментальных исследований заносились в базу данных, созданную в пакете Excel, и представлялись в виде графических зависимостей.

2. Кинетика блочного вымораживания воды из раствора, в объеме которого пульсирует мембрана

Результатами экспериментальных исследований являются частные кинетические зависимости, представленные на рисунках (3 – 8). Зависимости отражают характер изменения во времени как экспериментальных, так и расчетных параметров.

Рисунок 3 отражает характер изменения средней массовой доли растворенных веществ в растворе. На рисунке 4 представлен характер изменения средней температуры раствора. Рисунок 5 отражает характер изменения высоты уровня раствора в емкости, а на рисунке 6 представлен характер изменения средней толщины блока льда.

Характер изменения расчетных параметров блока льда представлен на рисунках (7 – 8). На рисунке 7 представлена кинетика изменения массы блока льда, а на рисунке 8 – изменение средней массовой доли растворенных веществ в расплаве блока льда.

Для удобства анализа полученных результатов, зависимости разгруппированы по массовой концентрации растворенных веществ в исходном растворе на три группы. Режимы и условия, при которых получены кинетические кривые, представлены в таблице 1.

Таблица 1 - Режимы и условия, при которых получены кинетические кривые (рис.3 – 8)

№ кинетической кривой	$\omega_{\text{рн}}$, %	f_m , Гц	$t_{\text{рн}}$, °C	$V_{\text{рн}} \cdot 10^3$, м ³	$t_{\text{ос}}^{\text{н}}$, °C
1	12	0,0003	6,0	4,14	22,5
2	12	0,0003	21,0	4,26	22,0
3	12	0,0033	19,3	4,26	22,5
4	12	0,0033	6,2	4,14	21,0
5	12	0,0083	4,3	4,08	21,0
6	26	0,1167	1,5	4,14	16,0
7	26	0,0833	3,5	4,14	16,0
8	26	0,1833	4,3	4,14	17,2
9	26	0,275	5,0	4,14	17,2
10	26	0,2167	3,06	4,14	13,5
11	26	0,0003	2,5	4,08	14,0
12	36	0,0003	1,2	4,14	14,5
13	36	0,1	2,8	3,96	17,0
14	36	0,15	9	3,77	17,0
15	36	0,2333	2,7	3,83	17,5
16	36	0,0083	3,5	3,77	17,5

Проведем анализ представленных на рисунках (3 – 8) кинетических зависимостей.

На основе анализа графических зависимостей рисунка 3 установлено, что характер изменения массовой доли растворенных веществ раствора во времени зависит от начальной массовой доли растворенных веществ в исходном растворе, температуры исходного раствора, частоты пульсации мембраны и длительности процесса. То есть $\bar{\omega}_{\text{рк}} = f(\omega_{\text{рн}}, t_{\text{рн}}, f_m, \tau)$. Влияние объема исходного раствора и температуры

окружающей среды на изменение средней массовой доли растворенных веществ в растворе незначительно. Вероятно, это связано с малым диапазоном изменения в опытах указанных параметров.

Для условий $t_{\text{рн}}, f_{\text{м}}, \tau \cong \text{const}$ увеличение $\omega_{\text{рн}}$ приводит к снижению степени концентрирования раствора $\frac{\omega_{\text{рк}}}{\omega_{\text{рн}}}$. Так, для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 12\%$ при $t_{\text{рн}} = 4,3^\circ\text{C}$, $f_{\text{м}} = 0,0083$ Гц и $\tau = 180$ мин степень концентрирования раствора составляет $\frac{\omega_{\text{рк}}}{\omega_{\text{рн}}} = 1,28$, а для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 36\%$ при $t_{\text{рн}} = 3,5^\circ\text{C}$, $f_{\text{м}} = 0,0083$ Гц и $\tau = 180$ мин степень концентрирования раствора составляет $\frac{\omega_{\text{рк}}}{\omega_{\text{рн}}} = 1,03$.

Повышение начальной температуры раствора также приводит к снижению степени концентрирования раствора. Так, для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 12\%$ при $t_{\text{рн}} = 6,2^\circ\text{C}$, $f_{\text{м}} = 0,0033$ Гц и $\tau = 180$ мин степень концентрирования раствора составляет $\frac{\omega_{\text{рк}}}{\omega_{\text{рн}}} = 1,23$. Для такого же раствора при тех же $f_{\text{м}}$ и τ , но при $t_{\text{рн}} = 19,3^\circ\text{C}$, степень концентрирования раствора составляет $\frac{\omega_{\text{рк}}}{\omega_{\text{рн}}} = 1,14$.

Влияние частоты пульсаций мембраны на характер изменения средней массовой доли растворенных веществ в растворе имеет более сложный характер, по сравнению с рассмотренными выше зависимостями. Сложность его заключается в том, что для раствора с определенной массовой доли растворенных веществ существует определенный диапазон частот, при котором происходит наибольшее повышение степени концентрирования раствора. Так, для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 12\%$ наивысшая степень концентрирования раствора была достигнута при $f_{\text{м}} = 0,0083$ Гц, а для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 36\%$ наивысшая степень концентрирования была достигнута при $f_{\text{м}} = 0,15$ Гц. Таким образом, можно утверждать, что осуществление блочного вымораживания воды из раствора, в объеме которого пульсирует мембрана, интенсифицирует процесс массообмена между поверхностью кристаллизации и раствором в объеме емкости лишь при определенной частоте пульсаций, которая лимитируется, скорее всего, теплофизическими свойствами раствора. В общем случае можно отметить, что с возрастанием массовой доли растворенных веществ в растворе требуется более высокая частота пульсаций мембраны.

Влияние длительности процесса на характер изменения средней массовой концентрации растворенных веществ в растворе отражается в том, что с увеличением длительности процесса средняя массовая доля растворенных веществ в растворе возрастает. Однако это закономерность сохраняется до тех пор, пока средняя температура раствора превышает температуру поверхности кристаллизации, а массовая доля растворенных веществ в растворе ниже массовой концентрации растворенных веществ возле поверхности кристаллизации.

Характер изменения средней температуры раствора зависит от частоты вибраций мембраны и массовой доли растворенных веществ. В меньшей степени, характер изменения средней температуры раствора зависит от начальной температуры раствора (рис. 4). То есть, $\bar{t}_{\text{р}} = f(f_{\text{м}}, \omega_{\text{рн}}, t_{\text{рн}})$. Общей закономерностью в характере изменения средней температуры растворов с любой массовой долей растворенных веществ в растворе и при различных частотах пульсации мембраны, является то, что в течении времени $\tau = 60$ мин происходит интенсивное охлаждение раствора до температуры, которая на несколько градусов превышает температуру замерзания раствора [8]. Далее в процессе средняя температура раствора практически не изменяется.

Кроме этого, следует отметить то, что с увеличением частоты пульсаций мембраны раствор охлаждается интенсивнее и до более низкой температуры. Так, температура раствора с начальной массовой долей растворенных веществ $\omega_{\text{рн}} = 26\%$ в течении 120 мин при частоте пульсаций мембраны $f_{\text{м}} = 0,0833$ Гц понижается на $5,2^\circ\text{C}$, а при частоте пульсаций мембраны $f_{\text{м}} = 0,2167$ Гц и других аналогичных условиях понижается на $5,6^\circ\text{C}$.

Влияние массовой доли растворенных веществ раствора на изменение температуры раствора проявляется в достижении определенных температур охлаждения раствора перед вымораживанием из него воды. Чем выше массовая доля растворенных веществ в растворе, тем до более низкой температуры охлаждается раствор.

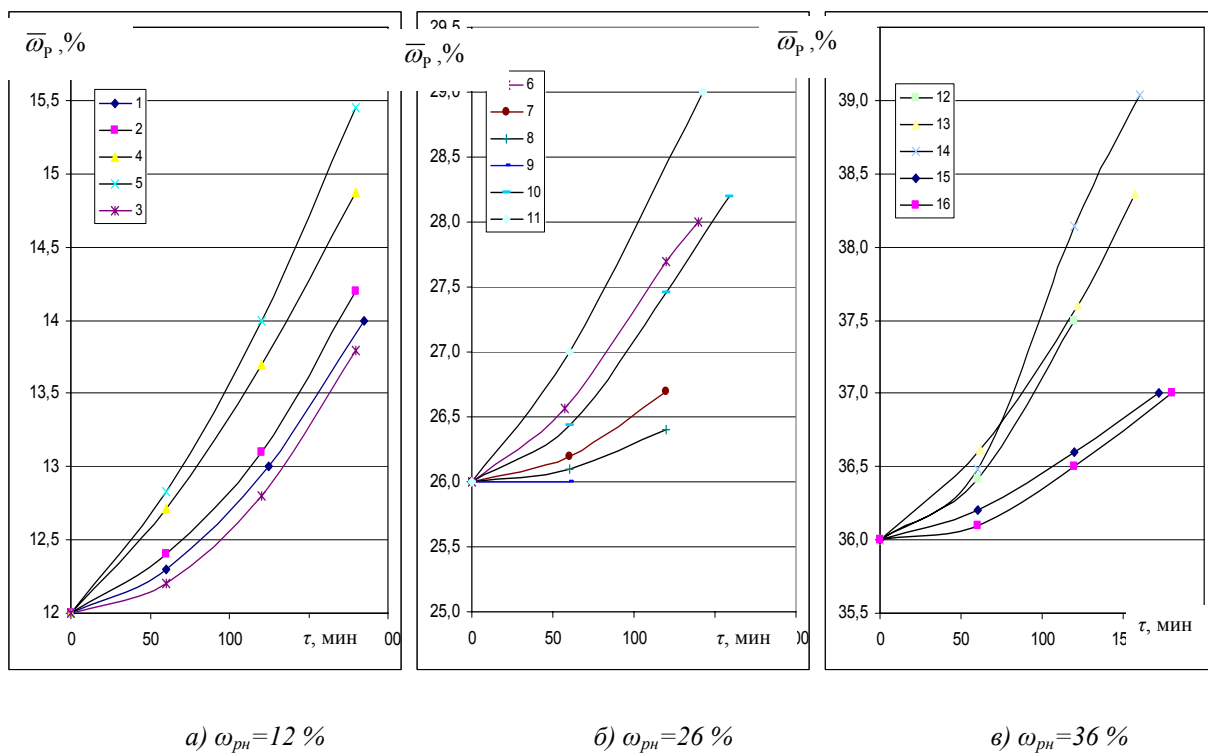


Рис. 3 - Изменение средней массовой доли растворенных веществ в растворе

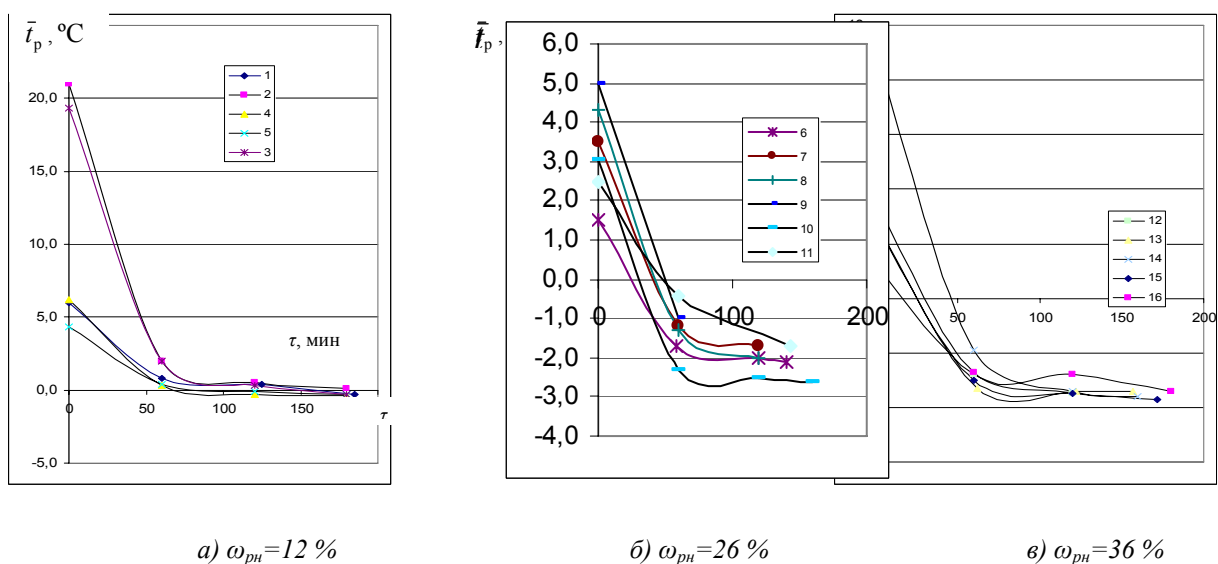


Рис. 4 - Изменение средней температуры раствора

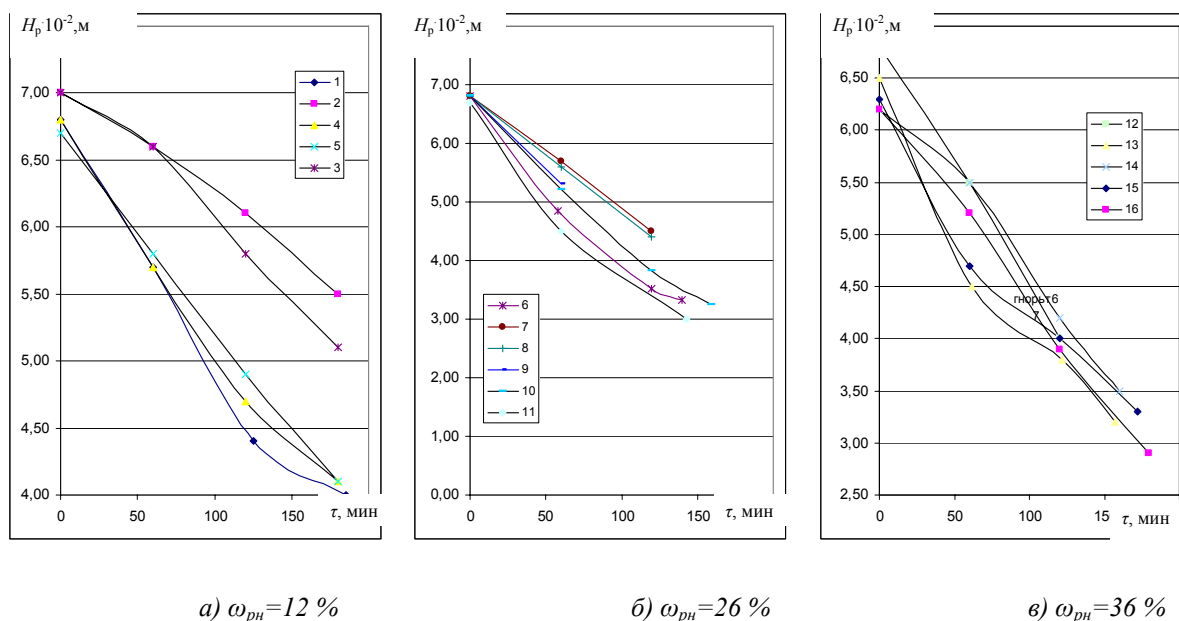


Рис. 5 - Изменение высоты уровня раствора в емкости

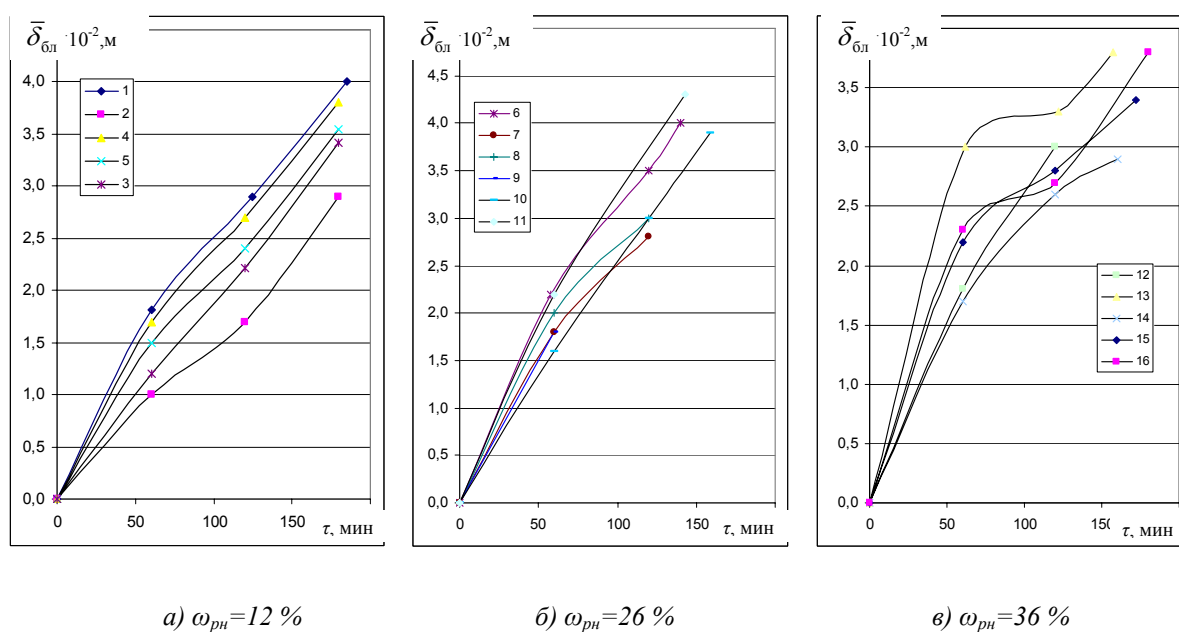


Рис. 6 - Изменение средней толщины блока льда

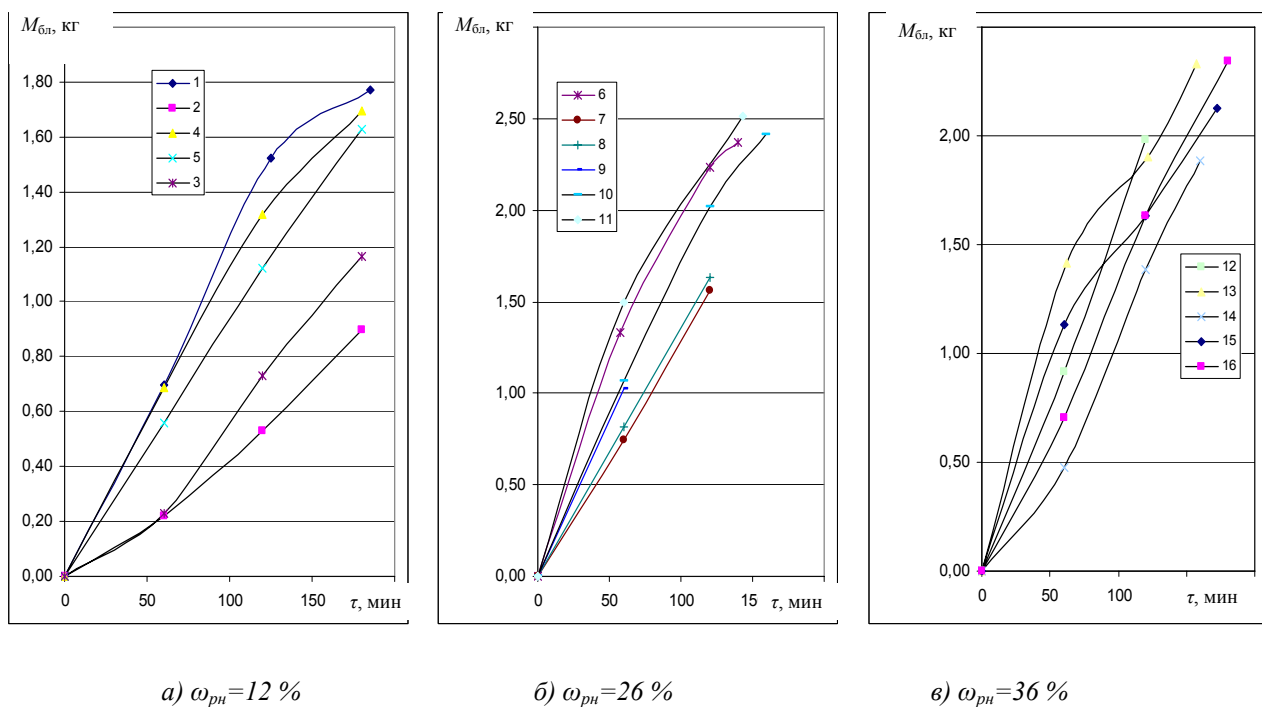


Рис. 7 - Изменение массы блока льда

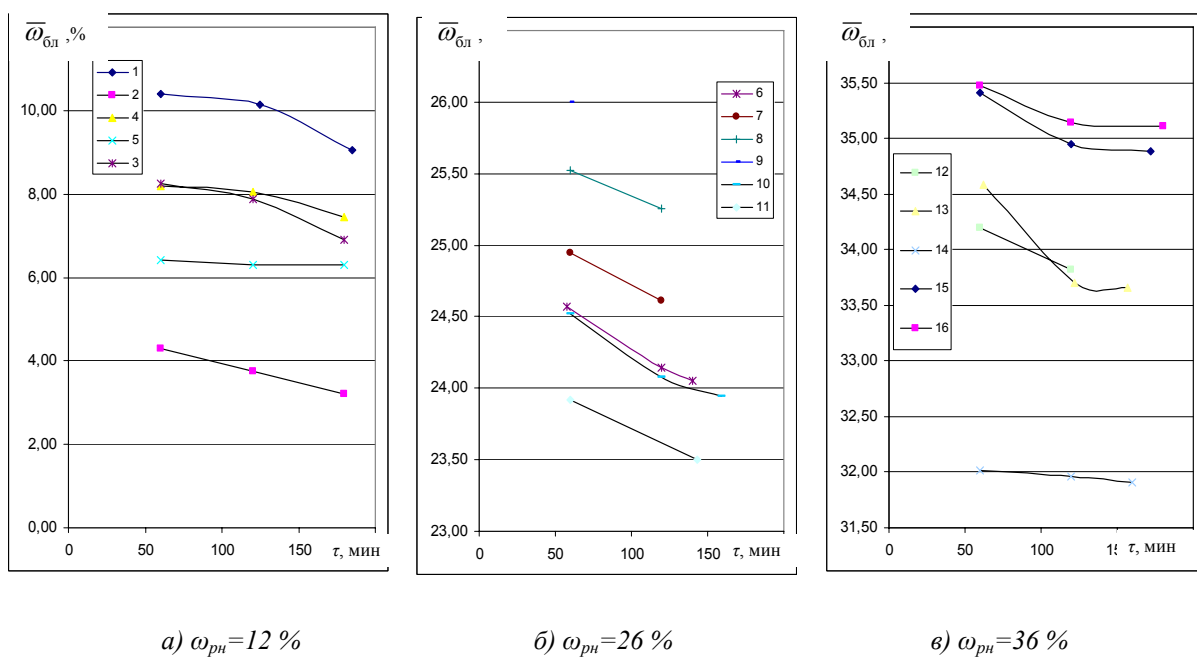


Рис. 8 – Изменение средней массовой доли растворенных веществ в расплаве блока льда

Так, для раствора с исходной массовой долей растворенных веществ равной $\omega_{\text{рн}} = 12\%$, диапазон средних температур, до которых охлаждается раствор, находится в пределах $\bar{t}_{\text{р}} = (0,1 \dots -0,4)^\circ\text{C}$. Для раствора с исходной массовой долей растворенных веществ равной $\omega_{\text{рн}} = 26\%$ такой диапазон находится в пределах $\bar{t}_{\text{р}} = (-1 \dots -2)^\circ\text{C}$, а для раствора с исходной массовой долей растворенных веществ равной $\omega_{\text{рн}} = 36\%$ он находится в пределах $\bar{t}_{\text{рн}} = (-3,4 \dots -3,7)^\circ\text{C}$.

Влияние частоты пульсаций мембраны на характер изменения средней температуры раствора заключается в том, что чем выше частота пульсаций мембраны, тем до более низкой температуры охлаждается раствор в объеме емкости. Так, температура раствора с массовой долей растворенных веществ $\omega_{\text{рн}} = 26\%$ при $f_{\text{м}} = 0,083$ Гц в течении 120 мин понижается на 5°C , а при $f_{\text{м}} = 0,2167$ Гц и аналогичных других условиях понижается на $5,5^\circ\text{C}$. Таким образом можно утверждать, что увеличение частоты пульсаций мембраны в растворе приводит к интенсификации теплообмена между слоями раствора, приближенными и удаленными от поверхности кристаллизации за счет перемешивания раствора и усиления конвективных потоков в растворе.

Характер изменения высоты уровня раствора зависит от частоты пульсации мембраны, температуры и объема исходного раствора, длительности процесса. Практически не зависит от массовой доли растворенных веществ в исходном растворе (рис. 5). То есть, $H_{\text{р}} = f(f_{\text{м}}, t_{\text{рн}}, V_{\text{рн}}, \tau)$.

Влияние частоты пульсаций мембраны на характер изменения высоты уровня раствора в емкости заключается в том, что с увеличением частоты пульсаций мембраны снижение высоты уровня раствора в емкости становится менее интенсивным. Так, для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 12\%$ в течении 120 мин при $f_{\text{м}} = 0,0003$ Гц высота уровня раствора в емкости уменьшилась в 1,54 раза. Для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 12\%$ в течении 120 мин при $f_{\text{м}} = 0,0033$ Гц высота уровня раствора в емкости уменьшилась в 1,44 раза. Для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 12\%$ в течении 120 мин при $f_{\text{м}} = 0,0083$ Гц высота уровня раствора в емкости уменьшилась в 1,39 раз.

Влияние температуры исходного раствора на характер изменения высоты уровня раствора в емкости отражается в том, что с увеличением температуры исходного раствора снижение высоты уровня раствора в емкости замедляется. Так, для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 12\%$, $f_{\text{м}} = 0,0033$ Гц и $t_{\text{рн}} = 6,2^\circ\text{C}$ в течении 180 мин высота уровня раствора в емкости уменьшилась в 1,65 раза. Для раствора с $\omega_{\text{рн}} = 12\%$, $f_{\text{м}} = 0,0033$ Гц и $t_{\text{рн}} = 19,3^\circ\text{C}$ в течении 180 мин высота уровня раствора в емкости уменьшилась в 1,37 раза.

Влияние начального объема раствора на характер изменения высоты уровня раствора в емкости отражается в том, что чем меньше объем исходного раствора, тем интенсивнее снижается уровень раствора в емкости. Но эта зависимость справедлива при одинаковых начальных температурах раствора.

Влияние длительности процесса на характер изменения высоты уровня раствора в емкости отражается в том, что с увеличением длительности процесса высота уровня раствора в емкости уменьшается. Однако, как и в случае с изменением средней массовой доли растворенных веществ в растворе, это закономерность сохраняется до тех пор, пока существуют движущие силы процесса.

Поскольку изменение толщины блока льда непосредственно связано с изменением высоты уровня раствора в емкости, то можно отметить что $\bar{\delta}_{\text{бл}} = f(f_{\text{м}}, t_{\text{рн}}, \tau, \omega_{\text{рн}})$. Однако влияние указанных параметров на характер изменения средней толщины блока льда противоположно влиянию этих же параметров на изменение высоты уровня раствора в емкости (рис. 6).

На основе данных, представленных на рисунках (3 – 6) рассчитаны объемы растворов, массы образующихся блоков льда и средние массовые доли растворенных веществ в расплаве блоков льда. Изменение расчетных кинетических параметров представлено на рисунках (7 – 8). Останавливаться на анализе характера изменения объема раствора в емкости и массы блока льда (рис. 7) не будем, поскольку они являются зависимыми параметрами и закономерности их изменения аналогичны изменению высоты уровня раствора в емкости и средней толщины блока льда. Массовая доля растворенных веществ в расплаве блока льда является также зависимым показателем. Но так как показатель средней массовой доли растворенных веществ в расплаве блока льда является важным для оценки эффективности процесса блочного вымораживания воды из раствора, подробнее остановимся на анализе зависимостей, представленных на рисунке 8.

Следует отметить, что массовая доля растворенных веществ в блоке льда зависит от массовой доли растворенных веществ в исходном растворе, начальной температуры раствора, частоты пульсаций мембраны, длительности процесса. То есть, $\bar{\omega}_{\text{бл}} = f(\omega_{\text{рн}}, t_{\text{рн}}, f_{\text{м}}, \tau)$.

Влияние начальной массовой доли растворенных веществ на среднюю массовую долю растворенных веществ в расплаве блока льда заключается в том, что с повышением $\omega_{\text{рн}}$ возрастает и $\bar{\omega}_{\text{бл}}$.

Влияние начальной температуры раствора на изменение средней массовой доли растворенных веществ в расплаве блока льда отражается в том, что чем выше начальная температура раствора, тем меньшее количество растворенных веществ переносится из раствора в блок льда в процессе его формирования.

Влияние частоты пульсаций мембраны на изменение средней массовой доли растворенных веществ в расплаве блока льда проявляется в том, что с увеличением $f_{\text{м}}$ возрастает $\bar{\omega}_{\text{бл}}$. Но, как и в случае со средней массовой долей растворенных веществ в растворе, отмечается определенный диапазон частот пульсаций мембраны в котором значения $\bar{\omega}_{\text{бл}}$ более низкие.

Подытоживая результаты экспериментальных исследования по влиянию механических колебаний, создаваемых пульсирующей в растворе мембраной, на процессы блочного вымораживания можно сформулировать следующий общий вывод. Энергия механических колебаний, возникающих в результате пульсаций мембраны в растворе, в основном расходуется на интенсификацию процессов теплообмена. Лишь при некоторых частотах пульсаций возникают условия для интенсификации процессов массообмена между поверхностью кристаллизации и раствором в емкости.

Литература

1. Бурдо О.Г., Коваленко Е.А., Милинчук С.И. Кинетика процессов блочного вымораживания из растворов // Вестник международной академии холода. – 2003. – Вып.3. – с. 38 - 41.
2. Рогов И.А., Горбатов А.В. Физические методы обработки пищевых продуктов. – М.: Изд – во «Пищ. пром – сть», 1974. – 583 с.
3. Бабакин Б.С. Электротехнология в холодильной промышленности. -М.: Агропромиздат, 1990. - 199с.
4. Плотников В.Т., Филаткин В.П. Разделительные вымораживающие установки. - М.: Агропромиздат, 1987. – 352 с.
5. Пап Л. Концентрирование вымораживанием / Пер. с вен. О.А. Воронова // М.: Изд – во «Лег. и пищ. пром – сть». – 1982. – 97 с.
6. Miyawaki O., Liu L., Nakamura K. Effective partition constant of solute between ice and liquid phases in progressive freeze – concentration //Journal of Food Science. – 1998. – Vol. 63, №4. – P. 756 - 758.
7. Burdo O.G., Kovalenko E.A., Kharenko D.A. Intensification of process of freezing –out water from the food solution / IV Minsk International Seminar «Heat Pipes, Heat Pumps, Refrigerators» - Minsk (Belarus), 2005. – P. 412 – 419.
8. Коваленко О.О., Токарева Л.М., Малашевич С.А. Експериментальні дослідження кріоскопічних умов харчових розчинів / Наукові праці ОДАХТ. Одеса. - Вип. 27. - 2004, - С. 205 - 210

АНАЛИЗ ОБОБЩЕННЫХ КРИВЫХ СУШКИ СЕМЯН ПОДСОЛНУХА ПРИ РАЗЛИЧНЫХ МЕТОДАХ ЭНЕРГОПОДВОДА

Малежик И.Ф., Национальный университет пищевых технологий, Киев
 Берник М.П., Ганя Г.П., Осояну Г., Лупашко А.С.
 Технический Университет Молдовы, Кишинев

В Молдове основным сырьем для производства растительного масла являются семена подсолнуха. В то же время, ядра подсолнуха с успехом могут быть использованы в качестве обсыпчного материала для различных готовых пищевых продуктов. Однако, это потребует внесения изменений в технологическую операцию влаго – тепловой обработки ядер семян подсолнуха, цель которой состоит в уменьшении адгезионной способности масла с твердой основой ядер за счёт набухания. При этом создаются благоприятные условия для миграции масла на наружные слои ядер семян. Для усиления данного эффекта в настоящее время используются температурные поля, созданные конвекцией или кондукцией.

По нашему мнению, данную технологическую операцию можно с успехом заменить сушкой токами высокой частоты (Т.В.Ч.). При этом силы адгезии резко сократятся за счет резонансных высокочастотных вибрационных межмолекулярных воздействий.

Кроме того, за счёт нагрева Т.В.Ч. происходит увеличение вскрытых клеток, что позволяет уменьшить расходимую энергию на дробление ядер.

С целью определения влияния высокочастотного поля на интенсивность процесса сушки, были проведены исследования кинетики процесса сушки ядер подсолнуха конвекцией и комбинированным способом: конвекция + Т.В.Ч. Сушка проводилась

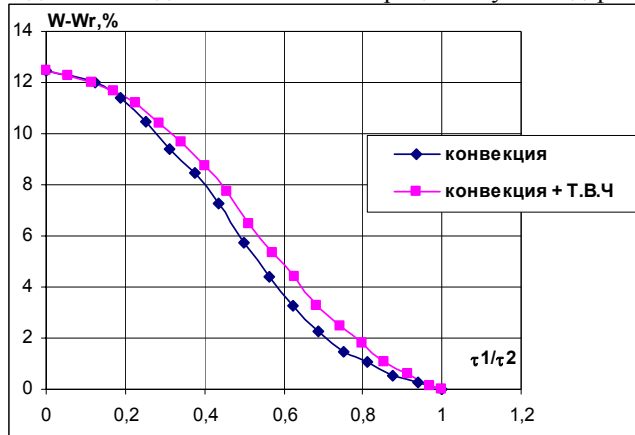


Рис. 1 – Обобщенные кривые сушки ядра семян подсолнуха для конвективного энергоподвода ($t = 60 \dots 110^\circ\text{C}$) и комбинированного: конвекция + Т.В.Ч. ($E = 25,6 \dots 44,0 \text{ В/м}$)

при температурах сушильного агента в интервале $60 \dots 110^\circ\text{C}$ (выше температуры 110°C начиналось интенсивное окисление масла [1]) и напряженностью электромагнитного поля в пределах $25,6 \dots 44,0 \cdot 10^3 \text{ В/м}$.

На основе полученных экспериментальных данных были построены обобщенные кривые сушки (рис. 1) как для случая сушки конвекцией, так и для сушки комбинированным способом.

Как можно заметить из графиков, характер кривых для обоих случаев одинаков, что еще раз подтверждает гипотезу о том, что он зависит только от свойства продукта, оставаясь независимым от способа сушки или способа подвода энергии [2].

Однако, обобщенные кривые сушки ядер при комбинированном энергоподводе – конвекция в комбинации с токами высокой частоты смещены вправо, что свидетельствует

о том, что высокочастотное поле влияет на значения первой и второй критических точек влажностей продукта. Это влияние обусловлено наличием разнонаправленных градиентов влажности при отмеченных энергоподводах.

Это, в свою очередь, приводит к увеличению выброса влажности за одно и то же значение соотношения τ/τ_d между текущим временем сушки и длительностью всего процесса. Так, если при конвективной сушке при $\tau/\tau_d = 0,5$ значение выражения $W - W_p$ составило $5,3 \%$, то при этом же значении τ/τ_d выражения $W - W_p$ составило $6,5 \%$.

Полученные обобщенные кривые дают возможность построить кривые сушки для любых температур взятых в интервале исследуемых величин температур ($t = 60 \dots 110^\circ\text{C}$), что очень важно при создании систем автоматического регулирования процесса сушки.

Литература

1. Технология производства растительного масла // В.М. Копейковский, С. И. Данильчук и др. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. – 416 с.
2. Красников В.В. Кондуктивная сушка. – М.: Энергия. 1973. – 228 с.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ПЛОДОВ И ЯГОД ВО ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ

Безбах И. В., Бахмутян Н. В.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Сохранение здоровья, нормальное развитие человеческого организма достигается только при полноценном, разнообразном питании.

Организм человека витамины не синтезирует в достаточном количестве, поэтому он должен их получать с пищей. Свежие плоды и ягоды являются скоропортящимися товарами и, как правило, не выдерживают длительного хранения. Только при помощи различных способов переработки можно обеспечить

круглогодичное снабжение этими ценными пищевыми продуктами. Сушка относится к старейшему способу консервирования. Сушеные продукты содержат питательные вещества в наиболее концентрированном виде и не требуют особых условий хранения.

Проблема и решение.

Однако при сушке возникает ряд проблем: высокие энергозатраты при сушке плодов и ягод; низкое качество продуктов.

Способы сушки пищевых материалов разнообразны. Каждый способ имеет различные удельные энергозатраты (рис.1). У конвективной сушки этот показатель сравнительно не высокий. В сравнении с конвективными сушильными установками, удельные энергозатраты ниже в сушилке во взвешенном слое.

Способ сушки во взвешенном слое, имеет ряд достоинств: интенсивное движение и перемешивание частиц; максимальная поверхность испарения; малое гидравлическое сопротивление слоя; равномерный нагрев материала, позволяющий применять высокие температуры; высокая удельная нагрузка материала.

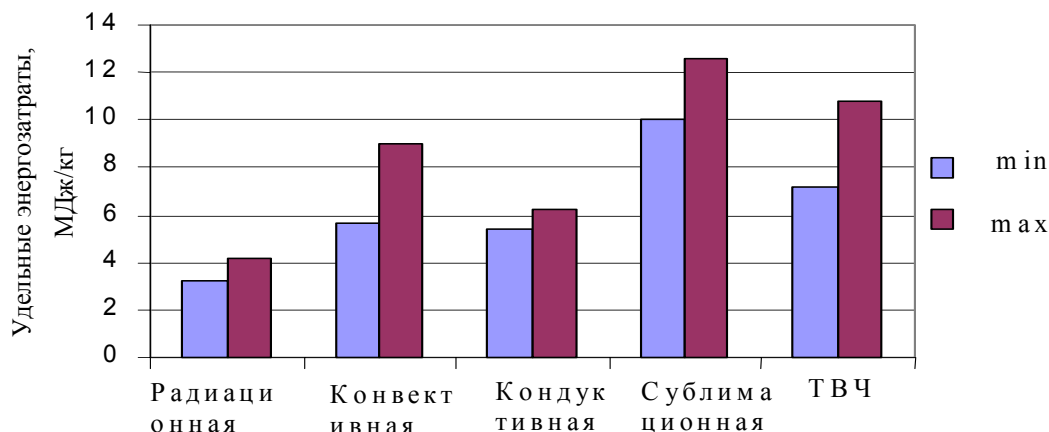


Рис. 1 – Сравнение удельных энергозатрат различных способов сушки

Высокотемпературная сушка во взвешенном слое позволяет высушить материал до низкой остаточной влажности (4 – 8%) и значительно снизить продолжительность процесса сушки.

Эксперимент

Исследования проводились на экспериментальной установке, разработанной в ОНАПТ [1].

В качестве модельных продуктов использованы растительные объекты. Семечковые плоды – яблоки, груши, айва, арония, рябина обыкновенная и ягоды – черная смородина, облепиха.

Диапазон измеряемых величин указан в таблице 1. Сушку образцов во взвешенном слое проводили при минимальной скорости воздуха, обеспечивающей развитую стадию кипящего слоя или устойчивое фонтанирование, равную 5 м/с.

Таблица 1 – Диапазон измеряемых величин

Продукты	Сорт	Начальное влагосодержание, %	Форма и размер, мм	Удельная нагрузка, кг/м ²	Скорость сушильного агента, м/с	Температура сушильного агента, °С
Яблоки	Семеринка	700	Кубики 5х5х5	50÷100	5	80÷120
Груши	Кюре	600	Кубики 5х5х5			
Айва	Крупноплодная	600	Кубики 5х5х5			
Черная смородина	Победа	450	Шаровидная Ø10÷15			
Облепиха	Витаминная	160	Яйцевидная Ø5÷7			
Арония	Мичуринская	200	Шаровидная Ø15÷20			

Рябина обыкновенная	Красная	300	Шаровидная Ø9÷12			

Сушку проводили при максимально допустимом нагреве воздуха для данного материала и данным способе сушки. Замерялась температура на поверхности и внутри материала.

Исследование сушки облепихи, черной смородины, аронии, рябины обыкновенной проводили без нарушения наружной оболочки, т.е. в целом виде. Поэтому не наблюдалось агрегирования, свойственного влажным частицам, которое характерно при сушке измельченных корнеплодов и плодов.

Результаты

Исследованы основные факторы, влияющие на кинетику процесса сушки: форма и размеры кусочков; удельная нагрузка продукта; скорость и температура сушильного агента.

При повышении температуры наблюдается снижение продолжительности процесса для всех материалов. Например, для груш (рис.2).

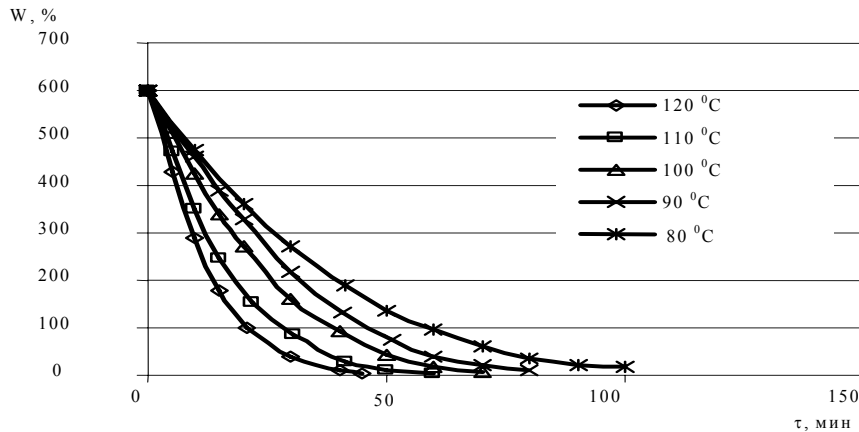


Рис. 2 – Влияние температуры сушильного агента на продолжительность сушки груш

В процессе сушки температура материала непрерывно повышается.

Центральные части материала прогреваются медленнее при высоких температурах нагретого воздуха (рис.3). Это связано с высокой интенсивностью испарения, на что затрачивается большие количества теплоты. При высокотемпературной сушке образование пара происходит внутри частиц, и влага перемещается только в виде пара.

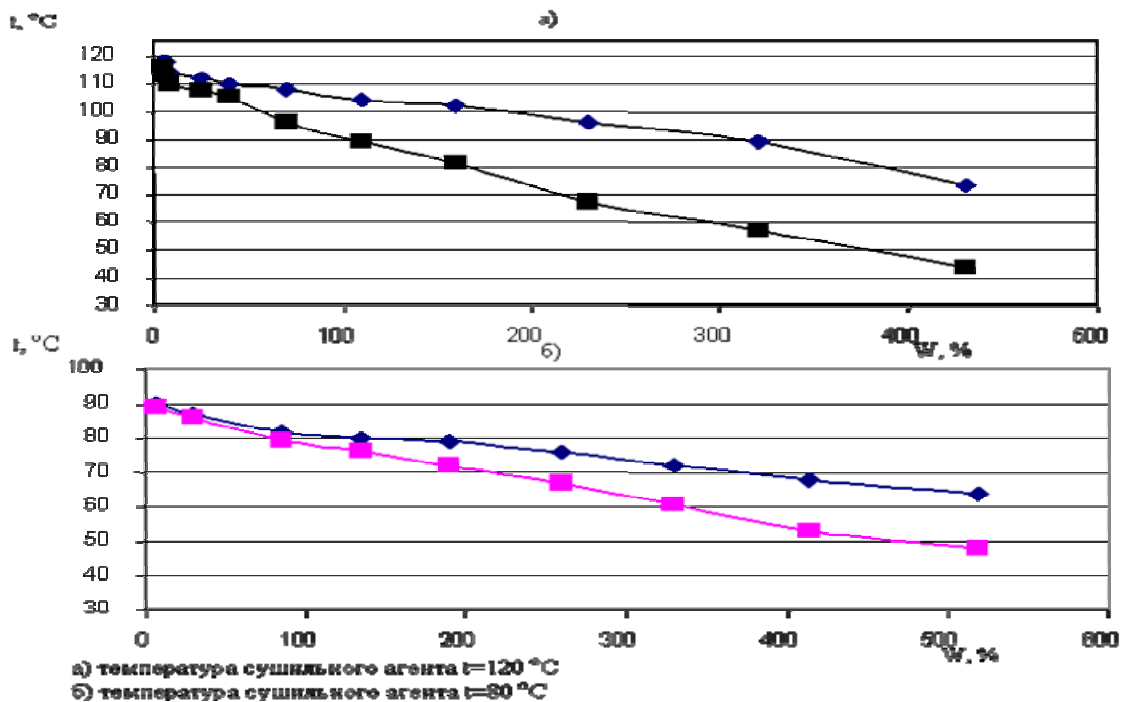


Рис. 3 – Изменение температуры материала в процессе сушки

При сушке в умеренных температурах воздуха (80 – 100°C) влага внутри частиц перемещается в виде жидкости, испарение происходит только в поверхностных слоях частиц.

Затраты теплоты на испарение в этом случае значительно уменьшаются, температура внутри частиц быстро повышается и при влагосодержании 50 – 100% приближается к температуре на поверхности частиц и к температуре сушильного агента.

При увеличении удельной нагрузки материала значительно увеличивается продолжительность процесса (рис.4).

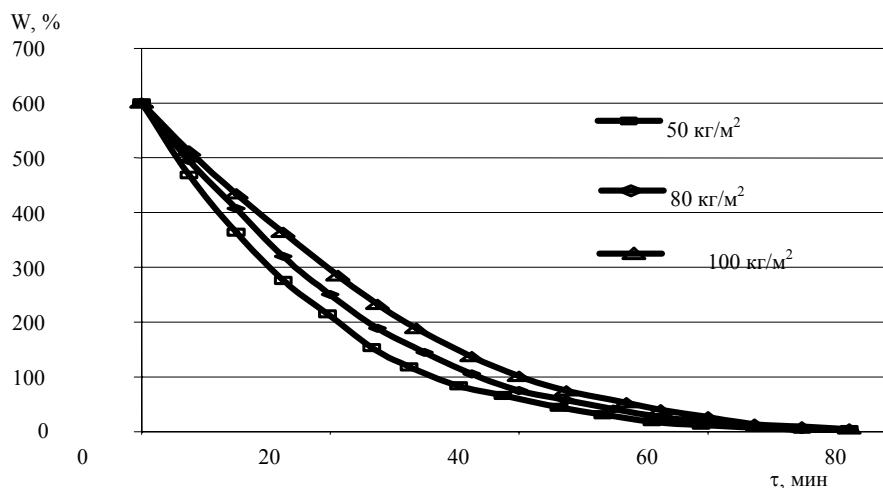


Рис. 4 – Влияние удельной нагрузки на процесс сушки

В периоде постоянной скорости сушки наблюдается незначительное уменьшение скорости сушки в развитой стадии кипящего слоя с увеличением удельной нагрузки. Начиная с критического влагосодержания, скорость сушки практически не зависит от величины удельной нагрузки.

Аналогичные зависимости наблюдаются при сушке остальных пищевых материалов. Использование больших удельных нагрузок значительно повышает эффективность процесса.

Обработка данных

Для расчета продолжительности сушки использовался метод Филоненко – Гришина [2]. Для решения уравнения (1) неизвестными коэффициентами являются A , N , W , β .

$$\tau = \frac{1}{N} \left[(W_1 - W_k) + A * 2.31 \lg \frac{W_k - W_p}{W_2 - W_p} + \beta (W_k - W_2) \right] \quad (1)$$

где:

A и β – коэффициенты. Характеризуют перемещение влаги внутри материала в процессе сушки и зависят от длины пути перемещаемой влаги и фазового состояния воды, т.е. от размера частиц и потенциала сушки нагретого воздуха.

N – скорость постоянного периода сушки. Определяется параметрами сушильного агента, удельной нагрузкой.

E – потенциал сушильного агента.

W_k – критическое влагосодержание

Для косвенного нахождения данных коэффициентов для экспериментальных продуктов получены следующие коэффициенты (табл. 2).

Используя коэффициенты таблицы 2 возможно рассчитывать продолжительность сушки для исследуемых продуктов.

Выводы

Решение уравнений продолжительности сушки значительно упрощается в результате установленных зависимостей. Для определения продолжительности сушки по уравнениям достаточно знать параметры сушильного агента. Полученные зависимости позволяют относительно просто и быстро решить основные уравнения кинетики процесса – продолжительности сушки, что подтверждает пригодность метода приведенной скорости сушки для семечковых плодов в условиях интенсивной сушки в развитой стадии кипящего слоя.

Таблица 2 – Экспериментальные коэффициенты

Наименование	Коэффициенты							
	a	b	c	d	e	f	k	l
Формула	$N = a + bE \text{ в } \frac{F}{M_c}$		$A = c - dE$		$\beta = eE - f$		$W_k = k - lE$	
Яблоки	1,33	1,04	364,06	2,65	1,01	0,006	623,85	2,86
Айва	24,58	0,32	537,14	3,91	0,001	0,22	494,16	1,91
Груши	15,31	1,48	388,83	2,65	0,06	2,8	484	2,31
Арония	4,37	0,37	273,69	2,02	2,25	0,05	219,62	1,06
Черная смородина	12,92	1,33	161,38	1,53	2,34	0,08	424,85	1,86
Облепиха	8,24	0,67	178,48	0,99	5,06	0,1	163,67	0,84
Рябина обыкновенная	8,58	0,9	255,33	1,23	2,69	0,07	311,16	1,68

Кратковременная равномерная сушка при оптимальных температурах сушильного агента позволяет получить продукт высокого качества. Значительно снижаются потери термолабильной аскорбиновой кислоты, лучше сохраняются белки, не изменяется содержание крахмала, сахаров, рибофлавина.

Особенность обезвоживания по данной технологии позволяет сохранить содержание витаминов и других биологически-активных веществ в сухом продукте на высоком уровне от исходного сырья [3]. Продукт не содержит консервантов и других посторонних веществ, что способствует его потреблению людьми, страдающими какими-либо аллергическими или прочими реакциями на консерванты и химические добавки.

Предлагается полученные продукты после сушки дробить и использовать в качестве порошков.

Это позволит обогатить продукцию всеми «полезными» элементами, содержащимися в натуральных продуктах; придаст конечному продукту натуральный вкус, цвет и аромат; сохранность продуктов в течение длительного периода без дополнительных средств химической обработки; сокращение расходов на транспортировку и хранение. Полученные порошки могут быть использованы в следующих сферах: производство пищевых концентратов для сладких блюд; производство продуктов быстрого приготовления; производство продуктов диетического питания; молочное производство; кондитерское производство; производство алкогольных и безалкогольных напитков; лечебно-профилактическое и оздоровительное питание.

Литература

1. Гришин М. А. Интенсификация процесса сушки пищевых растительных материалов. Автореф. дисс. на соиск. уч. ст. д.т.н. Одесса, 1974.
2. Флауменбаум Б. Л., Танчев С. С., Гришин М. А. Основы консервирования пищевых продуктов. – М.: Агропромиздат, 1986. – 488 с.
3. Технология консервирования плодов, овощей, мяса и рыбы. Под редакцией Б.Л. Флауменбаума. – М.: «Колос», 1993.

УСТАНОВКА ДЛЯ ВІДСТОЮВАННЯ БЕЗУПИННОЇ ДІЇ

Ковалевський К.А., Сльозко Г.Ф., Шанін О.Д.
Херсонський національний технічний університет, м. Херсон

У виноробстві відстоювання є самим розповсюдженим способом прояснення суслу і виноматеріалів. На більшості виноробних підприємств для проведення процесу відстоювання використовуються звичайні резервуари, обладнані відповідною арматурою для декантації. При цьому тривалість процесу прояснення сягає 10 – 24 годин [1].

Прояснення на центрифугах і сепараторах потребує великих енерговитрат через невелику різницю густини рідкої та твердої фаз [2].

Тому, більш доцільним є переведення процесу відстоювання на поточний режим. В основу способу безупинного відстоювання [3] покладений принцип використання гідродинамічного явища – стиснутого осадження зважених часток суспензій при спрямованому русі суспензії у вертикальному резервуарі знизу нагору зі швидкістю висхідного потоку меншою швидкості вільного осадження часток. Зважений шар осаду, з одного боку, відіграє роль фільтра, сприяючи кращому проясненню рідини, з іншого боку — адсорбційна ємність пластівців, що утворилися використовується більш повно, що також значно поліпшує процес прояснення.

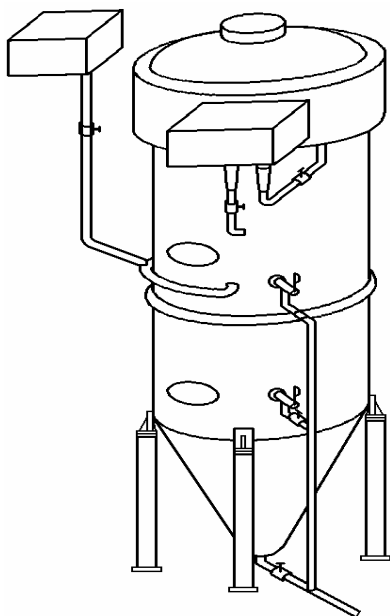


Рис. 1 – Модернізована установка для відстоювання суслу і виноматеріалів. Загальний вид.

Цей метод прояснення був використаний у дослідно-промислових зразках відстійників марок ВЛО – О, ОВ – 600 і УДВ – О. Виробничі випробування цих апаратів показали, що застосування відстійників безупинної дії дозволяє скоротити процес прояснення вин до 1,5 – 3,0 годин [4].

У результаті аналізу недоліків відомих апаратів безупинної дії авторами запропоновані деякі зміни до їх конструкції.

Модернізована установка (рис. 1) виконана у вигляді циліндричного корпусу з конусним днищем і еліптичною кришкою. Установка складається із нижньої частини, внутрішньої частини, циліндричної верхньої частини корпусу, кришки, напірного і зливного баків.

Нижня частина корпусу має опорні частини зі стійками, якими вся установка монтується на фундаменті. Знизу в конусному днищі встановлено штуцер для відбору осадів. Ця частина є основою для всієї установки, зверху має фланцеве з'єднання.

Внутрішня частина корпусу за допомогою фланця герметично з'єднана з нижньою і верхньою частинами. Внутрішня частина виконана у вигляді усіченого конусу, на якому змонтована кільцева перегородка.

На середній і нижній частинах корпусу змонтовані поворотні труби для відділення проясненої фази від осадів при зупиненні установки.

Верхня частина корпусу виконана у вигляді двох циліндрів, причому верхній циліндр кріпиться до нижнього і має більший діаметр. Циліндри з'єднані так, що між ними утворено кільцевий простір для

збору проясненого продукту.

Випробування установки дозволили виявити наступні переваги:

- при неможливості безупинної подачі продукту, установку можна перевести на періодичний режим відстоювання;
- подача продукту в напірний резервуар контролюється регулятором рівня, а відбір проясненої фази можливий як з нижнього, так і з верхнього відділень апарату, що забезпечує синхронність роботи установки;
- на відміну від існуючої конструкції, таку установку можна виконати із вертикальних резервуарів, що мають на заводі.

Відстоювання суслу і виноматеріалів у поточному режимі дає можливість значно скоротити процес відстоювання. Модернізація установки для відстоювання суслу і виноматеріалів у потоці дозволить значно підвищити ефективність прояснення з використанням оклеювальних препаратів.

Література

1. Валуйко Г.Г. Технология виноградных вин. – Симферополь: Таврида, 2001. – 624с.
2. Виноградов В.А. Оборудование винодельческих заводов. Под ред. Валуйко Г.Г. – Симферополь: Таврида, 2003. – 352с.
3. Чернобыльский И.И. и др. Машины и аппараты химической промышленности. Киев: Машгиз, 1962. – 524с.
4. Тюрин С.Т., Луговский Э.В., Данилевский А.С. Технология поточной обработки виноматериалов. – Симферополь: Таврия, 1974. – 176с.

ВПЛИВ СОРТУ КАРТОПЛІ НА КІНЕТИКУ СУШІННЯ

Прядко М.О., Снєжкін Є.Ю.

Національний університет харчових технологій

Войцишина Н. І.

Інститут картоплярства УААН

Шапарь Р.О.

Інститут технічної теплофізики НАН України

Термін збереження свіжих овочів, фруктів, ягід, зелени, грибів, квітів і інших рослинних продуктів складає від декількох годин, днів до 3-5 місяців, що спричиняє необхідність їхнього консервування не тільки на зимовий, але й більш тривалий (більше 1 року) період зі збереженням у харчових продуктах біологічної й енергетичної цінності. Одним з найбільш ефективних методів збереження таких продуктів є сушіння.

Картопля у свіжому вигляді, як і більшість харчових продуктів рослинного походження, не може зберігатися тривалий час. Сушіння картоплі, як один з методів консервування, дозволяє заготовляти її наперед, що дає можливість використовувати сушену картоплю у міжсезонні періоди та неврожайні роки, перевозити на далекі відстані. Виробництво продуктів харчування з картоплі виникло у той же час, коли почали вирощувати картоплю. Ще в далекі часи індіанці Південної Америки виготовляли сушену картоплю „чуньо”, яка могла зберігатися у мішках на свіжому повітрі на протязі декількох років.

На сьогоднішній день в розвинутих країнах Заходу вживання картоплі у тому чи іншому вигляді становить від 50 до 120 кг на рік. Лідером у цьому напрямку виступає США, де в рік пересічний громадянин вживає приблизно 40 кг картоплі у переробленому вигляді. У Європі найбільші показники має Німеччина – 30 кг на рік. В нашій країні ж, головним чином, споживають варену картоплю у так званих „домашніх умовах”, що призводить до втрати за сезон до 50 % від вирощеного врожаю картоплі.

Таким чином, була поставлена задача дослідити картоплю, як продукт переробки та винайти технологію для отримання картопляного напівфабрикату, яким було вибрано сухий картопляний порошок.

Проаналізувавши світове та вітчизняне виробництво сухого картопляного порошку, зроблено такі висновки, що в світі основною технологією для отримання порошку з картоплі, є така схема виробництва: після попереднього приготування картопляних бульб (мийка, чистка, відмивка, інспекція, нарізка, відмивка вільного крохмалю, сульфитація та бланшування), бланшовану картоплю варять, мнуть, а потім отримане та охолоджене картопляне пюре сушать на вальцових сушарках, подрібнюють та фасують. Треба сказати, що на Україні, сьогодні, немає широкого виробництва картопляного порошку, що призводить до закупок нашими підприємствами цього продукту в країнах Заходу та близького зарубіжжя, як Росія чи Білорусія. Головним чином використовується сухе картопляне пюре у вигляді хлоп'я.

Відомо, що найбільш широке застосування в Україні мають конвективні сушарки тунельного та стрічкового типу. Таким чином, розробивши технологію, щодо отримання сушеного картопляного порошку на існуючому вже обладнанні, з доукомплектуванням деяких позицій (обладнання для попередньої гіротермічної обробки), ми вирішимо проблему переробки великої кількості картоплі, яка вирощується на Україні.

Як і в будь-якому виробництві, головну роль при виготовленні кінцевого продукту, має вибір вихідної сировини. Успішне рішення поставлених задач по збільшенню виробництва картоплі та скороченню її втрат головним чином залежить від якості сільськогосподарської сировини, яка заготовлюється та поставляється в міста та на промислові підприємства. Підвищення якості картоплі – це не тільки підвищення технологічної гідності сировини, але й зниження транспортних витрат на зберігання та переробку в розрахунку на одиницю продукції. Якість картоплі як сировини для виробництва продуктів харчування промисловим способом здійснює безпосередній вплив на рентабельність виробництва, перспективи розвитку галузі та розширення асортименту готової продукції. Якісні показники готових картоплевиrobів залежать як від умов технологічного процесу, так і від біологічних особливостей сорту, від умов вирощування та зберігання картоплі. Співвідношення хімічних речовин (крохмалю, цукрів, азотистих речовин, поліфенолів та ін.) та активність ферментів впливає на зовнішній вигляд, консистенцію, смак, ступінь та швидкість зміни кольору м'якоті сирої та переробленої картоплі.

Картопля є однією з найважливіших продуктів повсякденного харчування населення багатьох країн. Харчова та енергетична цінність картоплі обумовлена її хімічним складом. У картоплі містяться такі важливі для організму людини речовини, як вуглеводи, азотовмісні сполуки, клітковина, вітаміни, органічні кислоти, поліфеноли, мінеральні речовини. Хімічний склад бульб коливається в залежності від сорту, агротехніки, що використовується для посадки, вирощування та збирання, ґрунтово-кліматичних умов. Особливо велику цінність являють білки картоплі, які на відміну від білків інших рослинних продуктів,

найбільш наближаються до тваринного протеїну. Калорійність 100 г очищеної картоплі становить 347 кДж (83 ккал).[1]

Вміст води та сухих речовин у картоплі коливається в межах 70-82% першої складової та відповідно 30-18% сухого залишку. Основну масу сухих речовин бульби становить крохмаль, вміст якого коливається від 12 до 24% в залежності від комплексного впливу ряду факторів та, насамперед, від біологічних властивостей сорту. Різниця між вмістом сухих речовин в картоплі та його крохмалистю (сума крохмалю та цукрів) є майже постійною величиною та коливається в незначних межах від 6,75 до 7,25.

Вміст сухих речовин та основного компоненту крохмалю в бульбах має важливе значення при характеристиці технологічних властивостей картоплі, оскільки ці параметри зумовлюють норми витрати сировини у картоплепереробній промисловості. Загальноприйняте судження, що високий вміст сухих речовин сприяє отриманню високих виходів готового продукту, а таким чином, й зменшенню витрати сировини, палива, затрат праці та зниженню собівартості сушеного продукту, в нашому випадку сухого картопляного порошку.[2,3]

Наприклад, білоруські вчені проводивши дослідження впливу сорту картоплі на ефективність його використання при виготовленні сухого картопляного пюре, прийшли до подібних висновків. Вони вважають, що основним критерієм при виборі сорту картоплі для переробки є вміст сухих речовин, або іншими словами вміст крохмалю в бульбах картоплі. Вважаючи, що від цього показника головним чином буде залежати вихід кінцевого продукту. За їхніми даними доцільно використовувати сорти із вмістом сухих речовин не менше 22%, та відповідно вмістом крохмалю не менше 15%.[4] Враховуючи, що кожен процент зниження крохмалистості підвищує витрати тепло- та енергоресурсів на 7% та загальне підвищення собівартості на 5%. Тільки за рахунок збільшення сухих речовин сировини (картоплі), що перероблюється, наприклад, на 5%, вихід готової продукції зростає на 31% з кожної переробленої тонни. Однак, вони підтверджують загальноприйняте судження, що не всі висококрахмалисті сорти доцільно переробляти, бо слід звертати також увагу на вміст редуруючих цукрів. Масова доля, яких не повинна перевищувати 0,5%. Бо підвищений вміст цукрів призводить до потемніння продукту та зниження органолептичних показників. Погляд на те, що при переробці картоплі на сухі картопляні напівфабрикати використовувати сорти із високим вмістом крохмалю зустрічається у багатьох авторитетних наукових та технологічних літературних джерелах.[1,2,5,6]

Для визначення впливу сорту картоплі на кінетику сушіння було вибрано 6 сортів: Слов'янка, Надійна, Дніпрянка, Лілея, Явір та Світанок Київський. Вибір був зумовлений, головним чином, різним вмістом крохмалю, а також їх високою врожайністю та позитивними смаковими якостями. Нижче наводимо таблицю хімічного складу та характеристики врожайності цих сортів.

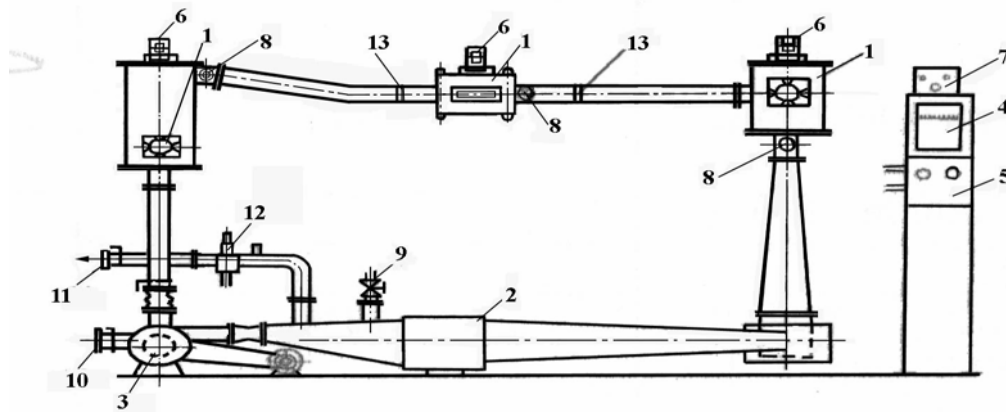
Таблиця – Хімічний склад та характеристики сортових ознак картоплі.

Сорт	Слов'янка	Надійна	Дніпрянка	Лілея	Явір	Світанок Київський
Сухі реч-ни, %/сух.м	17,6	20	22	24,1	23,9	26,4
Крохмаль, %/сух.м	11,6	13,2	15	16,9	16,7	18,9
Заг. цукри, %/сух.м	0,33	0,30	0,32	0,24	0,35	0,32
Протеїн, %/сух.м	9,16	10,94	11,32	11,15	10,78	10,68
Білок, %/сух.м	5,56	6,97	7,34	7,35	7,49	6,85
Амінокислоти, %/сух.м	6,42	6,96	7,17	7,24	7,65	6,78
Мікро-макро елементи, %/сух.м	6,26	6,22	6,27	6,75	6,65	6,09
Ознаки стиглості	Сер.стиглий	Сер.стиглий	Ранній	Сер.стиглий	Сер.стиглий	Сер.стиглий
Технологічна врожайність, ц/га	520	310	450	400	450	450

Дослідження кінетики сушіння проводились на експериментальному стенді, принципова схема якого зображена на рис. 1. Експериментальний стенд складається із системи ізольованих повітропроводів з

пристроями для нагрівання та циркуляції теплоносія, сушильних камер, вимірювальних схем та приладів для контролю параметрів процесу та вимірювання величин, які характеризують процес сушіння дослідного матеріалу.

Сушильна камера (1) являє собою прямокутний короб із листового заліза з люком для введення піддонів з глиною в сушильну камеру. Камера має бокові прозорі люки, через які можна спостерігати за станом матеріалу в процесі сушіння. Дільниця теплової підготовки повітря (2) виконана у вигляді прямокутного короба, в якому розміщений трьохсекційний електронагрівач потужністю 45 кВт, який дозволяє підтримувати та регулювати температуру повітря в широких діапазонах. Для точної підтримки заданої температури одна секція калорифера підключена до автоматичної системи регулювання температури ЕРТ-4 (7) з точністю спрацювання сигнальних контактів $\pm 2\text{ }^{\circ}\text{C}$ та термометрів опору ТСМ-50 (8). Рух повітря відбувається за рахунок відцентрового вентилятора (3) середнього тиску по системі повітропроводів. Зміна в широкому діапазоні швидкості руху теплоносія та його температури досягається регулюванням роботи вентилятора, співвідношення між відпрацьованим та свіжим повітрям і регулюється за допомогою шиберів на патрубках (9,10,11). Вологовміст повітря вимірюється психрометром (12).



1 – сушильні камери; 2 – калорифер; 3 – вентилятор; 4 – потенціометр; 5 – щит керування; 6, 7 – автоматична система регулювання температури; 8 – термометри опору; 9,10,11 – патрубки з шиберами; 12 – психрометр, 13 – спеціальні решітки.

Рис. 1 – Схема експериментального стану

Температура повітря в сушильній камері і дослідного матеріалу реєструється за допомогою хромель-копелевих термоелектричних перетворювачів діаметром 0,2 мм.

За допомогою аналогового цифрових перетворювачів (АЦП) і інтерфейсу, якими укомплектований експериментальний стенд, аналоговий сигнал з термоелектричних перетворювачів передається в комп'ютер. Після встановлення на стенді заданого режиму дослідження, на штангу ваг в сушильній камері кладуть зразок дослідного матеріалу, та безперервно реєструють зменшення маси зразка в процесі сушіння за допомогою ваг АД-500, з'єднаних з комп'ютером. Розроблена прикладна комп'ютерна програма дає можливість автоматично накопичувати інформацію про перебіг процесу сушіння та виконувати всі необхідні розрахунки. Процес сушіння вважається завершеним, коли ваги перестають реєструвати зміну маси зразка, тобто маса зразка стає незмінною.

По сухій масі зразка комп'ютерна програма визначає поточний вологовміст матеріалу W під час сушіння та розраховує і будує криві сушіння: $W = f(\tau)$.

Експеримент передбачав три основні стадії: підготовку об'єкту сушіння до обезводнювання, безпосередньо сушіння за стаціонарних умов та обробку отриманих результатів.

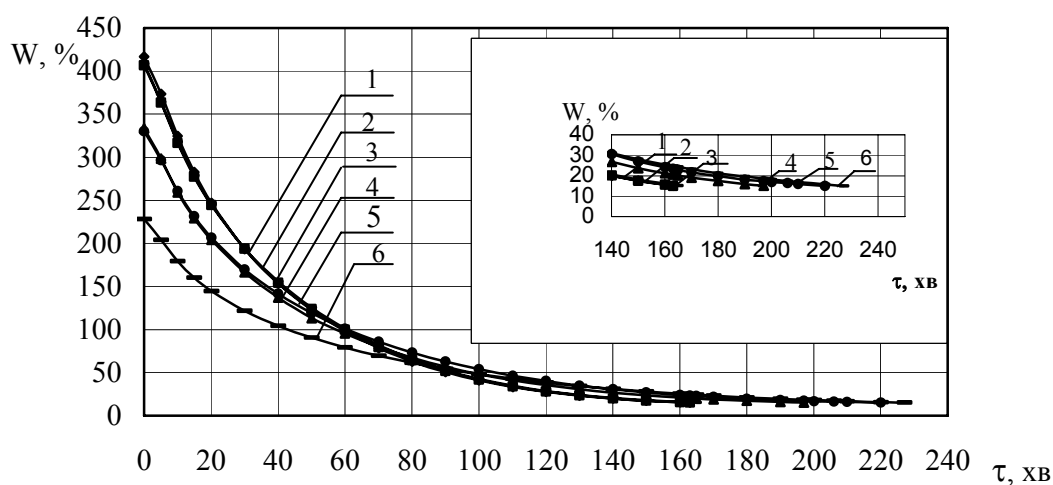
Картоплю нарізали на шматочки з геометричними розмірами $6 \times 10 \times 10$ мм, змивали вільний крохмаль та гідротермічно оброблювали для інактивації ферментів та клейстеризації крохмалю, промивали холодною водою матеріал для видалення клейстеризованого крохмалю з поверхні та зміцнення структури матеріалу.

Дослідження процесу кінетики сушіння відбувалося при постійних параметрах теплоносія: температура – $80\text{ }^{\circ}\text{C}$, швидкість повітря – $1,5\text{ м/с}$. Теплоенергетичні параметри такі, як температура, вологість та тиск повітря у лабораторії залишалися практично незмінними. Сушіння проводилося до рівноважної вологості картоплі, яка при даних умовах становить 15%.

Аналіз результатів експериментальних досліджень (рис. 2) показав, що поведінка матеріалу в процесі збезводнення обумовлена його хімічним складом і кількістю сухих речовин у т.ч. крохмалю.

З кривих кінетики сушіння видно, що сорти з низьким вмістом крохмалю та більшою початковою абсолютною вологістю такі як Слов'янка, Надійна та Дніпрянка обезводнюються приблизно на 30 % швидше (165 хв.) в порівнянні із сортами, які мають нижчу початкову вологість та відповідно більший вміст крохмалю – Лілея (200 хв.), Явір (220 хв) та Світанок Київський (230 хв.).

В результаті мікроскопічного аналізу було виявлено, що у бульбах висококрохмалистих сортів крохмальні зерна більшого розміру, ніж у сортів із низьким вмістом крохмалю. Сорти із більшим вмістом крохмалю, також відзначаються й більшою густиною крохмальних зерен у одиниці об'єму. Таким чином, після клейстеризації у сортах Лілея, Явір та Світанок Київський створюється більший опір для видалення вологи із матеріалу.



1 – Слов'янка; 2 – Надійна; 3 – Дніпрянка; 4 – Лілея; 5 – Явір; 6 – Світанок Київський.

Рис.2 – Кінетичні криві сушіння сортів картоплі

Скорочення тривалості сушіння низько крохмалистих сортів, у порівнянні із високо крохмалистими, призводить до зменшення енерговитрат, але це нівелюється більшим виходом готового продукту у висококрохмалистих сортах. На підставі одержаних даних нами визначено оптимальні сорти картоплі для подальших досліджень у напрямку розробки технології отримання сухого картопляного порошку.

Література:

1. Кац З.А. Виробництво сушених овочів, картоплі та плодів. – М.: Харчова промисловість. – 1976. – 200 с.
2. Волкова. Н.Т. Виробництво продуктів харчування з картоплі. – М.: Легка та харчова промисловість. – 1984. – 191 с.
3. Трегубов Н.Н. Технологія крохмалю та крохмалепродуктів. – М.: Легка та харчова промисловість. – 1981. – 474 с.
4. Соколова З.А. Виробництво сухого картопляного пюре. – Технології переробки й упаковки. – 2004. – 122 с.
5. Нове у техніці та технології виробництва сушеної картоплі та овочів. – М.: Консервна, овочесушильна та харчоконцентратна промисловість. – 1990. – 24 с.
6. Гуляєв В.Н. Сушені овочі та фрукти. – М.: Харчова промисловість. – 1980. – 190 с.

ИССЛЕДОВАНИЕ АКТИВНЫХ МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ТЕПЛООБМЕНА В ВЕРТИКАЛЬНЫХ ИСПАРИТЕЛЯХ

Саевич Н.П., Калишук Д.Г.

Белорусский государственный технологический университет

Аппараты и установки, в которых происходит генерация паровой фазы при кипении жидкостей, широко применяются в различных технологиях, в т.ч. пищевых производствах. Как правило, в качестве греющего агента в испарительных устройствах используется водяной или иной пар. Теплоотдача при конденсации характеризуется высокой интенсивностью по сравнению с интенсивностью теплоотдачи при поверхностном кипении, которое обычно наблюдается при малых температурных напорах между теплоносителями [1]. Это характерно для процессов испарения термочувствительных жидкостей. Подобного рода явления возникают также при утилизации вторичного тепла паров, обладающих низким температурным потенциалом, например, в многоступенчатых ректификационных и выпарных установках. С целью снижения общего термического сопротивления в таких случаях следует повышать интенсивность теплообмена в кипящей жидкости. Поэтому разработка и исследование новых методов интенсификации теплообмена при кипении с целью создания более эффективных и компактных испарителей представляет значительный научный и практический интерес.

Авторами были проведены экспериментальные исследования интенсификации кипения жидкости в вертикальной трубе за счет ввода острого пара на ее экономайзерном участке. Процесс осуществлялся в вертикальном одноструйном испарителе с контуром естественной циркуляции. Исследовательской ячейкой являлась медная труба с внутренним диаметром 20 мм и толщиной стенки 4 мм, имевшая обогреваемый участок высотой 1 м. Контроль температур стенки трубы и теплоносителей проводился термомпарами. Модельной жидкостью являлась дистиллированная вода. Исследования велись при давлении пара над кипящей жидкостью близком к атмосферному. В качестве острого пара применялся водяной насыщенный пар давлением 110...200 кПа. Опыты проводились при уровнях светлой жидкости в зоне нагрева от 0.35 до 0.75 м. Относительный расход острого пара β в ходе эксперимента изменялся от 0.15 до 0.5. Величина β определялась как отношение расхода острого пара к расходу пара, получаемого за счет внешнего обогрева без интенсификации при тех же режимных параметрах (уровне светлой жидкости, температурном напоре). Температурный напор в кипящей жидкости (разность температур поверхности стенки трубы и насыщения жидкости) ΔT устанавливался в пределах от 2.5 до 11.5 К.

На первом этапе исследований была проведена серия опытов без интенсификации теплообмена. При комплексном анализе научной литературы и данных собственных исследований для области развитого пузырькового кипения в вертикальных трубах установлено, что результаты эксперимента такого рода с наименьшей погрешностью обобщаются безразмерным уравнением, основанным на критериальной системе М.А. Кичигина и Н.Ю. Тобиловича [2].

На втором этапе исследований проводились опыты с подводом острого пара в кипящую жидкость. В результате было выявлено, что подвод острого пара в жидкость способствует повышению коэффициента теплоотдачи при кипении и с увеличением β степень интенсификации возрастает. Влияние плотности теплового потока q на коэффициент теплоотдачи при этом неоднозначно. При достижении некоторой критической величины q , значение которой меньше плотности теплового потока, соответствующей переходу из свободно-конвективной зоны в зону пузырькового кипения, происходит резкое увеличение коэффициента теплоотдачи. Дальнейшее увеличение q приводит к снижению интенсифицирующего эффекта, однако коэффициент теплоотдачи остается на 10...15% выше, чем при кипении без подвода острого пара при тех же режимных условиях (см. рис. 1). Также установлено, что положительное воздействие ввода острого пара возрастает при увеличении уровня светлой жидкости в кипяtilьной трубе. Однако этот прирост незначителен при уровнях жидкости выше оптимального [3].

Аналогичный эксперимент был проведен на другой модельной среде – водном растворе сахарозы с содержанием сухих веществ 40% масс. Качественно влияние температурного напора, уровня светлой жидкости и относительного расхода острого пара на степень интенсификации не отличалось от их влияния на интенсификацию при кипении воды. Для раствора сахарозы увеличение коэффициента теплоотдачи достигало 130% (для воды – 70%).

При обобщении результатов экспериментальных исследований для оптимальных режимов ведения процесса получена следующая критериальная зависимость:

$$Nu = 2.89 \cdot 10^{-3} \beta^{0.152} q^{-0.196} Pe_u^{0.61} Ga^{0.05} K_p^{0.84}, \quad (1)$$

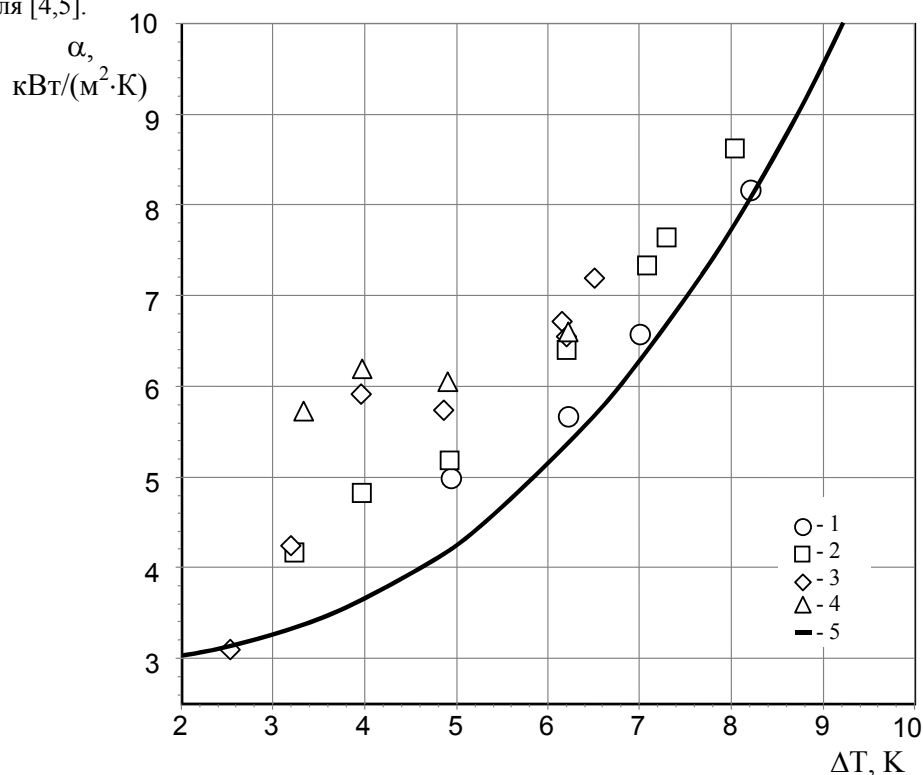
где Nu, Ga — критерии Нуссельта и Галилея соответственно;

Re_u — критерий Пекле для кипения;

K_p — критерий давления.

Уравнение (1) может быть рекомендовано для инженерных расчетов интенсифицированных вертикальных испарителей с вводом острого пара в кипящую жидкость. При $\beta = 0.1 \dots 0.5$ и $q = 20 \dots 80 \text{ кВт/м}^2$ (см. рис. 2) относительное отклонение коэффициентов теплоотдачи, рассчитанных по указанной зависимости, от экспериментальных не превышало 7 %.

Согласно результатам исследований при малых температурных напорах достигнимо увеличение коэффициентов теплоотдачи в кипящей жидкости в 1.5...2 раза. Также выяснено, что максимальный положительный эффект обеспечивается при равномерном и четком распределении острого пара по трубам испарителя [4,5].



1 — $\beta = 0.15$; 2 — $\beta = 0.25$; 3 — $\beta = 0.33$; 4 — $\beta = 0.50$; 5 — $\beta = 0$.

Рис. 1 — Зависимость коэффициента теплоотдачи для кипящей воды от ΔT при уровне светлой жидкости 0.5 м

В настоящее время нами проводятся исследования интенсификации кипения при двухступенчатом, с «набросом тепла» на экономайзерном участке, подводе энергии к жидкости. Этот метод, как мы предполагаем, более перспективен при практической реализации из-за упрощения аппаратурно-технологического оформления. Нижняя часть двухступенчатого испарителя в таком случае обогревается паром высоких параметров. Она по сравнению с верхней основной частью, использующей тепло пара низких параметров, имеет малые размеры. За счет высокого температурного напора в нижней ступени значительно уменьшается высота экономайзерного участка. Это приводит к увеличению осредненной по поверхности теплообмена испарителя плотности теплового потока.

Нами проведены поисковые экспериментальные исследования по определению параметров работы однотрубного двухступенчатого испарителя с контуром естественной циркуляции. Модельной кипящей жидкостью являлась вода при атмосферном давлении. Результаты проведенных опытов показали, что в исследованных режимах при «набросе тепла» на нижней ступени повышение осредненной плотности теплового потока достигало 60%. Поверхность нижней ступени при этом составляла лишь 5% от общей поверхности теплообмена. Кроме того, отмечено существенное возрастание интенсивности циркуляции жидкости в испарительном контуре.

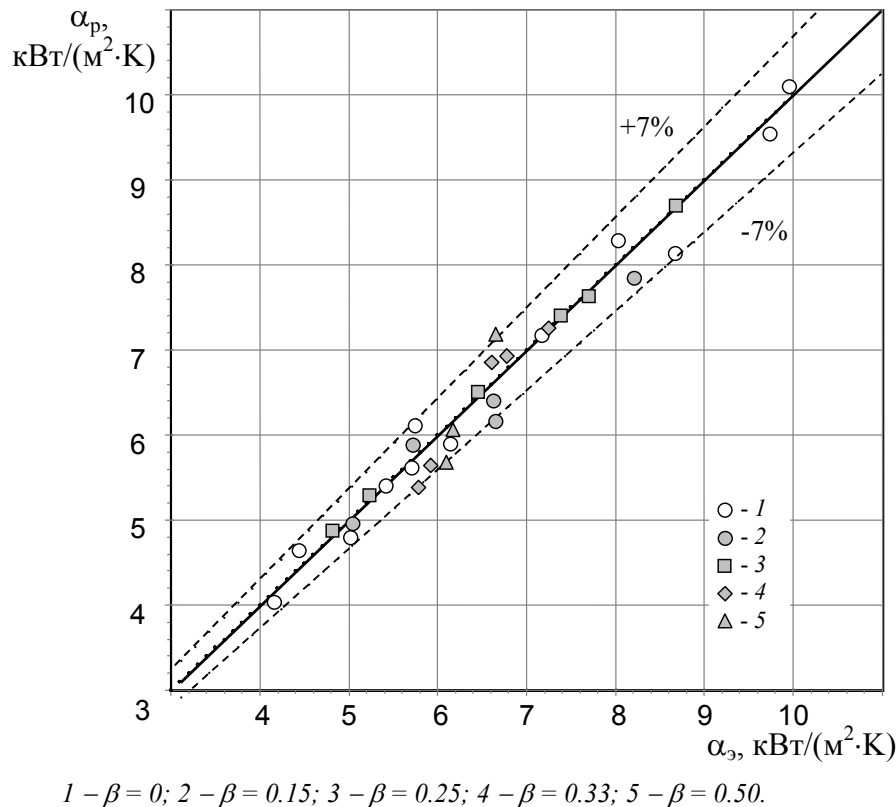


Рис. 2 – Корреляция расчетных α_p и экспериментальных α , коэффициентов теплоотдачи

Как отмечено ранее, предложенные методы интенсификации теплообмена могут быть использованы при утилизации низкопотенциального тепла и в испарительных технологиях переработки термочувствительных жидких сред. Однако вследствие значительного влияния капитальных затрат на стоимость процессов теплообмена, осуществляемых при малых перепадах температур, при определении целесообразности применения данных методов необходимо проводить технико-экономический анализ. Методика такого анализа разработана авторами и апробирована при модернизации многоступенчатых ректификационных установок в производстве капролактама [6].

Литература

1. Дрейцер Г.А. Современное состояние исследований интенсификации теплообмена в каналах и перспективы создания компактных теплообменных аппаратов. // Тепломассообмен ММФ-96: III Минский междунар. форум, 20–24 мая 1996 г. Минск, 1996, Т. 10, ч. 1, С. 26 – 39.
2. Тобилевич Н.Ю., Сагань И.И., Гордиенко А.П. Критериальное уравнение для определения коэффициента теплоотдачи кипящих жидкостей // Изв. вузов. Пищевая технология. – 1966, № 5. – С. 150 – 154.
3. Калишук Д.Г., Саевич Н.П., Ершов А.И. Особенности теплообмена, рекуперации и утилизации тепла при малых температурных перепадах между теплоносителями. // Тепломассообмен ММФ-2000. IV Минский междунар. форум 22–26 мая 2000 г. Минск, 2000, Т. 11, С. 104 – 108.
4. Саевич Н.П., Калишук Д.Г., Ершов А.И. Исследования интенсификации кипения воды в вертикальной трубе // ИФЖ, 2004, Т. 77, №1, С. 191 – 196.
5. Ершов А.И., Саевич Н.П., Калишук Д.Г. Исследование распределения газа в многотрубных аппаратах при взаимодействии двухфазных систем // Энергетика ... (Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объедин. СНГ). – 1995. – № 5 – 6. – С. 100 – 104.
6. Калишук Д.Г., Саевич Н.П., Коротков М.В. Техничко-экономическая оценка утилизации низкопотенциального тепла ректификационных установок // Энергоэффективность. – № 9. – 1999. – С. 21.

МЕТОДИ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАКЦІЇ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ ЛІКУВАЛЬНОГО ПРИЗНАЧЕННЯ

Віщенко О.М., Марценюк О.С.

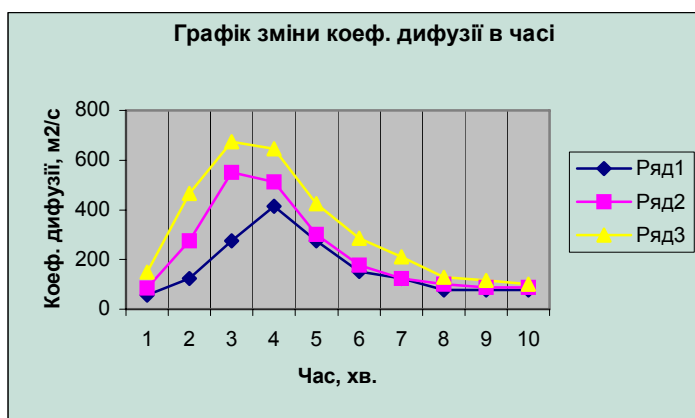
Український державний університет харчових технологій м.Київ

В більшості вітамінних, харчових та схожих до них виробництв використовуються різні методи отримання цільових компонентів, що містяться в рослинній сировині, а саме на даному етапі цікавість викликає рослинна сировина лікувального призначення (мацерація, перколяція, реперколяція, ремацерація) вони входять всі до стадії екстракції.

Процеси проходять з неподрібною та частково подрібненою сировиною але тривалість протікання циклу в окремих випадках дуже велика.

В зв'язку з цим постає актуальність досліджень зв'язаних з інтенсифікацією екстракційних процесів в системі рідина-тверда сировина рослинного походження. Розробка інтенсивних технологічних схем вимагає всебічного вивчення кінетичних та масообмінних характеристик процесу з врахуванням фізико-хімічних, гідромеханічних та дифузійних особливостей системи.

В останні роки певні успіхи досягнуті в теорії та практиці екстрагування в масложировій, цукровій



та інших галузях промисловості, що використовують сировину рослинного походження. Але досягнутий досвід не може бути автоматично розповсюджений на інші виробництва з-за суттєвої різниці в властивостях сировини, що переробляється. Тут виникає необхідність в інтенсифікації даних процесів, серед відомих методів інтенсифікації процесу екстракції розчинних речовин з рослинної тканини: використання кипіння під вакуумом, використання механічних коливань та ультразвуку, збільшення активної поверхні твердої фази тобто зменшення зовнішнього дифузійного опору.

Зупиняючись на обробці рослинної сировини лікувального призначення однією з важливих вимог залишається збереження цільових компонентів в тому вигляді, який давав би змогу використовувати їх в подальшому, як самостійних елементів так і складових для приготування ліків, різних напоїв лікувального призначення та безалкогольних напоїв та ін.

Це відповідно можливо досягти лише знизивши температуру обробки сировини і в цьому випадку доцільним стає саме використання методу екстракції при кипінні під вакуумом.

Лабораторні дослідження процесу екстракції з гарбуза та столового червоного буряка (кубики, стружка) проводились при кипінні під вакуумом в закритому об'ємі на установці, що являє собою циліндричну посудину в нижній частині в якій вмонтований спіральний електродігрівач, в верхній частині вмонтований поверхневий конденсатор.

Установка обладнана такою вимірюючою апаратурою: термометром, вакууметром, зворотнім пробковим краном, пристроєм для відбору проб, запорною арматурою.

Завантаження сировини проводилось через верхню з'ємну кришку, вивантаження відповідно таким же чином. Досліди проводились по наступній методиці: сировина засипалась в екстрактор в співвідношенні 1,0 – 4,5 до екстрагента (вода, цукровий розчин). Після закипання суміші сировини та екстрагента відбирались проби екстракційної суміші. В досліді визначались маса сировини, що завантажувалась та рідини, що заливалась, розмір частинок сировини (1x1 см, 18x3x2,5 мм), та їх сумарна площа, величина вакууму, температура суміші в екстракторі.

В приготуванні для екстракції сировини визначались вміст сухих речовин та цільових компонентів (біологічно – активних речовин, вітамінів) в нормальному соці та середній радіус стружки та кубиків.

По отриманих даних будувались екстракційні криві. Отримані дані оброблялись інтервально-ітераційним методом. Проведене порівняння кінетичних коефіцієнтів екстракції при різних значеннях режимних факторів та різного розміру подрібненої сировини.

В порівнянні з іншими методами екстракції скорочення часу протікання в 5-10 раз. При обробці дослідних даних були отримані $R_{np} = 1,53 \cdot 10^{-3} - 1,77 \cdot 10^{-3}$ м, при співвідношенні фаз $q = 1.0 - 4.5$, величина

коефіцієнта дифузії склала $D_{пр} = 675 \cdot 10^{-7} - 144 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$, що дозволяє розглядати кипіння під вакуумом як ефективний метод інтенсифікації процесу екстракції розчинних речовин з рослинної сировини.

УСТАТКУВАННЯ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ПАСТОПОДІБНИХ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

Шаркова Н.О., Авдєєва Л.Ю., Лопатін О.О.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Створення сучасних енерго- і ресурсозберігаючих технологій передбачає забезпечення оптимальних умов проведення технологічних процесів і використання виробничого обладнання для виготовлення харчових продуктів високої якості при зниженні загального рівня енергетичних і матеріальних витрат. Впровадження високоефективних технологій відіграє вирішальну роль у підвищенні конкурентоспроможності продукції.

Проблема раціональної переробки соєвого насіння, що представляє собою перспективну сировину для харчової промисловості через наявність великої кількості повноцінного білка, ліпідів, мінеральних речовин, вітамінів і харчових волокон, є дуже актуальною. Для переробки соєвого насіння в харчовий продукт необхідно використання спеціальних прийомів обробки, які забезпечать високу якість і вихід готової продукції. Технологічну лінію переробки соєвого насіння для виробництва повноцінного нефракціонованого харчового соєвого продукту умовно можна поділити на такі ділянки для проведення основних технологічних операцій, як: попередня обробка соєвого насіння, його термічна обробка і подрібнення. Попередня обробка забезпечує видалення металомігнітних і інших видів домішок та зменшення мікробіологічного забруднення. Термічна обробка знижує рівень антипоживних речовин і підвищує засвоюваність продукту. Крім того, висока температура маси дозволяє полегшити операцію диспергування, зменшити витрати енергії. Подрібнення дозволяє одержати однорідну високодисперсну емульсію з частками заданого розміру, підвищує доступність поживних речовин і засвоюваність продукту.

Для подрібнення і одержання пастоподібних харчових продуктів відомі різні типи пристроїв: протиральні машини, колоїдні млини, роторно-пульсаційні апарати. Нами проводились дослідження по визначенню ефективності цих типів обладнання для подрібнення рослинної сировини і одержання однорідних тонко дисперсних суспензій, емульсій та паст.

Одним з найважливіших показників, що характеризує якість гомогенізації матеріалу, і в кінцевому рахунку якість готового продукту в цілому, є ступінь дисперсності його часток. Цей показник пов'язаний з функціональними і структурно-механічними властивостями (пластичністю, в'язкістю, тощо). Для досліджень дисперсного складу соєвої пасти нами використовувалась автоматична система аналізу оптичних зображень "IBAS-2000", яка дозволяє через визначення основних оптичних розмірів частинок, присутніх в оптичному полі, розрахувати їх умовний середній розмір і процентний вміст.

Нами досліджувалась дисперсність часток різних зразків пасти з соєвого насіння, подрібненого на згаданих промислових зразках устаткування. В результаті досліджень було встановлено: протиральні машини типу МПР-350, РЗ-КИС, П1-7,1 не забезпечують однорідності маси (умовний середній діаметр частинок від 100 до 500 мкм), після обробки в масі присутні шматочки непротертої сої, що може негативно вплинути на зовнішній вигляд і консистенцію готового продукту; колоїдні млини типу К7 ФТІ, К6 КМ дозволяють одержувати однорідну масу (умовний середній діаметр частинок від 30 до 100 мкм), але висока енергоємність і конструктивні нестачі (присутність на одному валу робочих органів і електродвигуна) не гарантують надійної роботи пристрою.

Використання роторно-пульсаційних апаратів має значні переваги перед іншими типами обладнання через те, що дають можливість суттєво підвищити ефективність і продуктивність технологічних операцій при значно нижчих витратах енергії. В результаті їх застосування забезпечується підвищення загального рівня збереження енергетичних і матеріальних ресурсів. Ці апарати характеризуються малими габаритами, простотою конструкції і надійністю в роботі. При дослідженні процесів подрібнення та гомогенізації рослинної зернобобової сировини на роторно-пульсаційних апаратах відомих конструкцій (гідромеханічний РПА Санкт-Петербурзького НДІ харчової промисловості) було встановлено, що вони не дозволяють організувати безупинну подачу сировини в робочу зону і евакуацію обробленого матеріалу за рахунок зависання сировини в окремих зонах, що призводить до нерівномірності роботи апарату. Нерівномірність в роботі веде до перегрівання залишкової сировини в зазорах між рухомими і нерухомими поверхнями робочих елементів, неоднорідності маси, погіршення її органолептичних і функціональних влас-

тивостей. В результаті обробки рослинної сировини з вологістю менше 70 – 75 %, значно зменшується продуктивність та зростають енерговитрати на виробництво одиниці продукції.

Для підвищення продуктивності та зменшення питомих енерговитрат, на підставі проведеного аналізу існуючого обладнання для одержання пастоподібних харчових продуктів та з огляду на особливості структури і складу сої, Інститутом технічної теплофізики НАН України був розроблений і виготовлений експериментальний зразок роторно-пульсаційного апарату ГСП - 0,5, який призначений для диспергування і гомогенізації соєвої сировини з високою в'язкістю і вологістю 55 – 70 %. Результати проведених досліджень, що характеризують розподіл дисперсних частинок соєвої паста після подрібнення сої наведені на рис. 1.

Дослідження дисперсності системи показали, що найбільша кількість частинок (біля 49%) мають розмір діаметру біля 25,2 мкм. Значна кількість частинок соєвої паста за розміром умовного середнього діаметру лежить в інтервалі від 25 до 66,7 мкм і лише менше 10 % складають частки з розміром від 66,7 до 90,9 мкм, що свідчить про досить вузьку межі розподілу дисперсії.

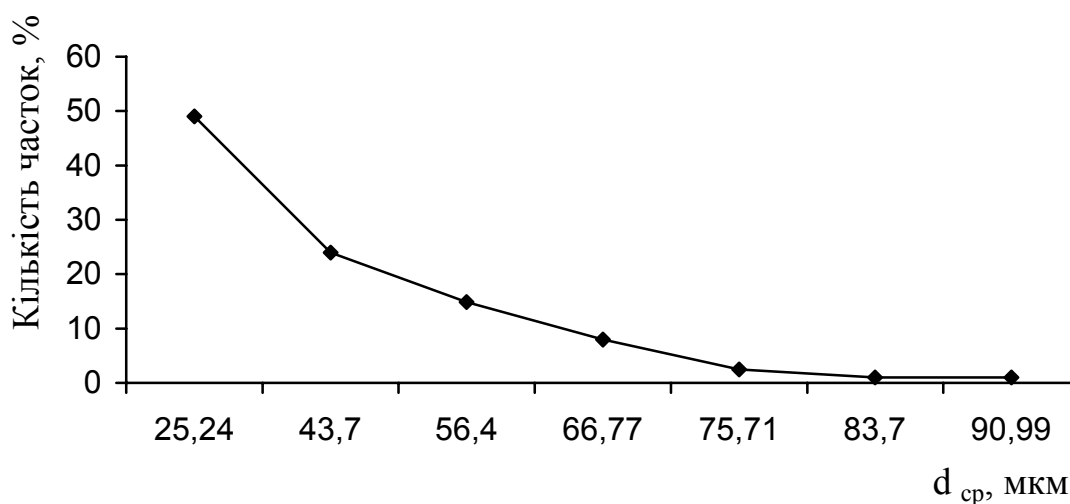


Рис. 1 - Розподіл дисперсних частинок соєвої паста за умовним середнім діаметром ($d_{ср}$)

Проведені дослідження показали, що запропонований гомогенізатор ГСП 0,5 для подрібнення соєвого насіння дозволяє одержати високу якість соєвої паста: гомогенну масу з високим ступенем однорідності.

Крім якісного подрібнення цієї рослинної сировини конструкція гомогенізатора дозволяє одержувати тонко дисперсні пастоподібні продукти на основі тваринної сировини, а також їх суміші.

Висновки. Для раціональної переробки рослинної сировини при подрібненні та одержанні однорідних тонко дисперсних високо в'язких сумішей оптимальним є використання спеціального обладнання — апаратів роторно-пульсаційного типу. Застосування розробленого роторно-пульсаційного апарату дасть можливість інтенсифікувати тепломасообмінні процеси подрібнення, емульгування, перемішування та гомогенізації високов'язких та неоднорідних мас, поліпшити якість одержаних продуктів, зменшити дисперсність часток. Важливим чинником при цьому є безперервність процесу й ощадливе споживання електроенергії.

ТЕРМІНОЛОГІЯ РЕЖИМІВ РУХУ РІДИНИ

Кулик Г.О., Кулик О.П.

Національний університет «Львівська політехніка», м.Львів

Терміни «ламіна́рний» і «турбулентний» міцно увійшли у вжиток при описі режимів руху рідини в наукових публікаціях як українських, так і російських вчених.

Вперше ці терміни у відношенні до руху рідини використав англійський фізик Рейнольдс (Reynolds) (1842 – 1912). Дослідивши у 1883 році режими руху рідини на установці, яка стала класикою у гідравліці

(вона описана у всій спеціалізованій літературі з цієї тематики, тому описувати її немає потреби), Рейнольдс два основні режими руху рідини назвав «laminated» і «turbulent», які з англійської мови перекладаються, відповідно, як «ламіна́рний» і «турбуле́нтний» [1]. Термін «laminated» був утворений від терміну «lamina», який як англомовний термін перекладається: 1. лист, пластина 2. площа відшарування [1].

В Росію, а пізніше і в Україну вищенаведені терміни прийшли не з Англії, а з Німеччини, тому їх вимова українською або російською значно ближча до німецької, ніж до англійської мови. Німецькомовний термін «lamina» перекладається як «ламіна́рний», а термін «turbulent» – як «турбуле́нтний, вихоровий, завихоровий» [6].

За основу для своїх термінів Рейнольдс взяв латинську мову. Ось повні переклади латинських термінів, які він використав для назв режимів руху рідини [2,4]:

lamina, ae – 1) лист, пластинка (з металу, дерева, тощо), дошка, плита, бляха; розжарені пластинки (знаряддя тортур); 2) коштовні метали в пластинках або брусках, переносно – гроші; 3) полотнище (стрічка) пили; 4) залізко (зброя); 5) напівстужавіла ще горіхова шкарлупа;

turbulentus, a, um [turba] – 1) бурхливий, схвильований (mare); 2) клеотливий, каламутний (вода); 3) хаотичний, заплутаний (concurso atomorum); 4) неспокійний, збентежений (annus, життя); 5) розхвильований, збуджений; переповнений пристрастями, розгублений (animus);

turbulente i turbulenter – безладний, сторчголів, що духу (aliquid facere).

Латиномовний термін «lamina» має наголос на 1 – ому складі. Буква «a» в ньому вимовляється довго. Все це явно не відповідає вимові терміну «ламіна́рний», прийнятому у нас, де наголос падає на 3 – ій склад. В той же час латиномовний термін «turbulentus» і його похідні мають наголос на передостанньому складі, що відповідає вимові, прийнятій у нас.

З наведених вище значень латинських термінів зрозуміло, чому Рейнольдс узяв термін «турбуле́нтний» (turbulent), але малозрозуміло, чому він узяв термін «ламіна́рний» (laminated). Найбільше всього цьому терміну по відношенню до режимів руху рідини відповідає значення «здатність шаруватися». Але таке значення існує тільки в англомовному варіанті терміну «ламіна́рний» (laminated) [1]. В латиномовному варіанті термін «lamina» [2] такого значення не має і не міг мати – стародавні римляни режимів руху рідини не досліджували і про таку властивість рідини вони не здогадувались. Але Рейнольдс є відкривачем режимів руху рідини, і це його право використовувати в своєму відкритті ті терміни, які він вважав за потрібне.

Терміни «ламіна́рний» і «турбуле́нтний» в українській і російській мовах використовуються усіма авторами при описанні режимів руху рідини. При цьому деякі з них доповнюють їх уточнюючими словами, а інколи вводять паралельні терміни. Так А.Г. Касаткін в своїй монографії [5] пише, цитуємо мовою первотвору: «устойчиво ламинарный режим течения», «устойчивое (развитое) турбулентное движение». За думкою авторів цієї публікації, один з яких Кулик О.П. постійно проводить заняття зі студентами на установці з «Дослідження режимів руху рідини» [3], ці вирази повністю відображають суть процесів в режимах руху рідини.

Що стосується терміну «струйчатий» [5], який використовує А.Г.Касаткін і який є паралельним терміну «ламіна́рний», та його переклад на українську мову «струминний» [7] (правопис української мови 1928 року при перекладі терміну «струйчатий» дає перевагу терміну «струмистий», хоча й термін «струминний» не відкидає), то він не є вдалим. По – перше, якщо абстрагуватись від безпосередньо ламинарного режиму, то режим руху в середині струменя може бути як ламинарним, так і турбулентним – наприклад, при витіканні струменя води з крану. По – друге, струмінь переважно асоціюється з круглим січенням. А таке січення має лише центральний шар ламинарного режиму. Інші шари мають циліндроподібну форму і розташовані коаксіально центральному шару.

І наостаток – які ж терміни слід вживати в українській мові при описанні режимів руху рідини. Тут є три підходи: авторський, інтернаціональний і національний. Терміни при перших двох підходах співпадають – це «ламіна́рний» і «турбуле́нтний». При третьому, національному, підході вживається тільки один термін – це «струминний», що відповідає ламинарному режиму. При турбулентному режимі національних термінів в спеціальній літературі не вживали. На суд спеціалістів автори пропонують наступні національні терміни режимів руху рідини. Для турбулентного режиму – це терміни «виру́ючий» або «бу́рхливий». Ці терміни, з однієї сторони, відповідають характеру цього режиму руху рідини, а з іншої сторони, відповідають перекладу на українську мову латинського терміну «turbulentus» [2]. Для ламинарного режиму руху рідини – це терміни «відшаровува́льний» [4] та «спо́кійний». Перший термін більш конкретно відповідає ламинарному режиму і він є більш професійним, а другий термін – «спо́кійний» – більш зрозумілий для широкого кола громадян.

Автори вдячні д.т.н., проф. Я.М. Ханику за подарований авторам свій підручник [7], матеріали якого були використані при написанні даної статті.

Література

1. Англо – русский политехнический словарь/ Под. ред. А.Е. Чернухина. – 4–е изд., стереотип., с Дополнениями. – М.: Русский язык, 1979. – 688с.
2. Дворецкий И.Х., Корольков Д.Н. Латинско – русский словарь/ Под общ. редакцией члена – кор. академии наук СССР проф. С.И. Соболевского. – М.: Гос. из-во иностранных и национальных словарей, 1949. – 952с.
3. Дослідження режимів руху рідини: Інструкція до лабораторної роботи №4 з курсу «Процеси та апарати хімічних виробництв» для студентів хіміко–технологічних спеціальностей/ Укл.: В.П. Дулеба, Л.З. Білецька. – Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004. – 8с.
4. Караванський С. Російсько–український словник складної лексики. 2 –ге вид., доповн. і випр. – Львів.: БаК, 2006р. – XIV + 562с.
5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973. – 752.
6. Немецко – русский политехнический словарь. Подготовлено при редакционном участии из – ва «Техника», Берлин. – М.: Советская энциклопедия, 1973. – 861с.
7. Процеси та апарати хімічних технологій: Навч. посібник / Я.М. Ханик, А.І. Дубинін, В.М. Атаманюк, О.В. Станіславчук: За ред., Я.М. Ханика. Ч.1. – Серія «Дистанційне навчання». – №30. – Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2005. – 192с.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ОБРАБОТКИ ЭКСТРУДИРОВАННЫХ ПРОДУКТОВ

Остриков А.Н., Глухов М.А., Рудометкин А.С.

Воронежская государственная технологическая академия, г. Воронеж, РФ

Экструзия (от латинского extrudo – выталкивание) – процесс, совмещающий термо-, гидро- и механохимическую обработку сырья с целью получения продуктов с новой структурой и свойствами. Экструзия приводит к различным по глубине изменениям в качественных показателях перерабатываемого пищевого сырья (денатурация белков, клейстеризация крахмала и другие биохимические изменения).

Пищеварение человека и животных, с точки зрения физиологии, основано на механической деструкции пищевых продуктов и их последующей кислотной и ферментативной обработке, и преобразовании сложных веществ в более простые, сопровождающиеся значительными затратами физиологической энергии. Поэтому текстурированные экструзионные продукты питания необходимы для решения ряда проблем здорового питания, особенно у людей, страдающих заболеваниями пищеварительной системы.

В связи с этим необходимо с помощью экструзионной технологии максимально воздействовать на питательные компоненты сырья для наиболее полной подготовки их для пищеварительной системы. Добиться данного эффекта можно различными способами.

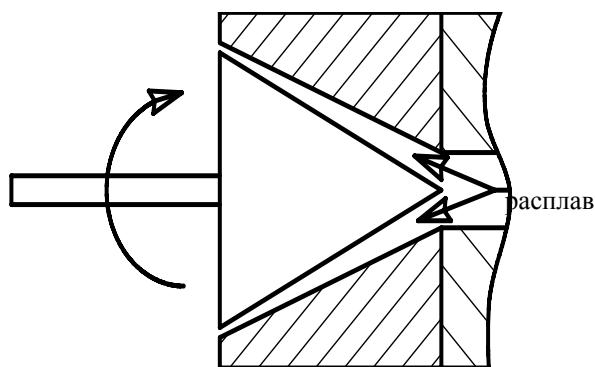


Рис.1 – Принцип действия динамической формующей головки

Нами разработана формующая головка (рис.1) для варочного экструдера, в которой осуществлен принцип динамического формования, позволяющая оказывать более интенсивное механическое воздействие на перерабатываемый продукт и, тем самым, увеличить степень деструкции его питательных компонентов. Расплав экструдата при выходе из экструдера попадает в коническую сужающуюся кольцевую щель между вращающимся конусом и конической частью мундштука. На поверхностях конуса и мундштука выполнена накатка, увеличивающая механическую обработку продукта. Это приводит к повышению тепловыделения в экструдате и интенсивности механического воздействия на

него и вызывает значительные сдвиговые деформации в продукте, что способствует получению готового проваренного продукта.

КРИОКОНЦЕНТРИРОВАНИЕ СОКОВ И ЭКСТРАКТОВ

Коваленко Е.А, Васылив О.Б, Токарева Л.Н., Ременная Л.П.
Одесская национальная академия пищевых технологий, Одесса

В последние годы производство концентрированных соков, экстрактов из растительного, в т.ч. лекарственного, пряноароматического и животного сырья, вин и других пищевых растворов стабильно расширяется. Такая тенденция обусловлена:

- удобством использования концентратов при производстве восстановленных соков, различных напитков, кондитерской, молочной, мясной, винодельческой продукции;
- повышением рентабельности таких производств и стабильностью качества их продукции;
- снижением затрат на хранение и транспортирование продукции.

Концентрирование пищевых растворов до (30...70)% сухих веществ осуществляется путем испарения воды, при селективном фильтровании через перегородку и за счет вымораживания воды т.е. с использованием технологий выпаривания, мембранных технологий и криотехнологий. Сегодня лидирующие позиции занимают технологии выпаривания, что обусловлено, в первую очередь, высокой производительной мощностью установок. В то же время, анализ важных показателей качества концентрированных растворов, в данном случае соков, полученных в производственных условиях разными способами концентрирования, свидетельствует о преимуществах криотехнологий (рис.1) [1].

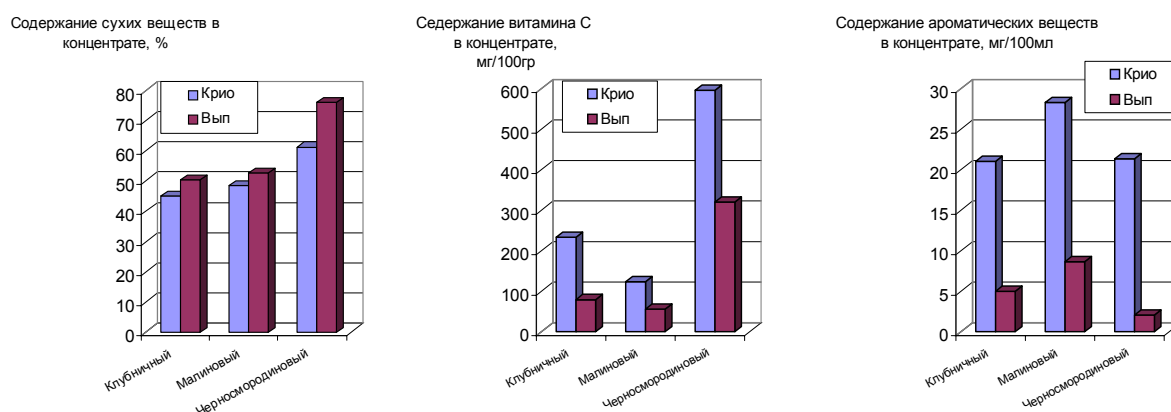


Рис. 1 – Влияние способов концентрирования на физико-химические показатели соков

Перспективными являются криотехнологии и с точки зрения энергетики и стоимости процесса разделения. При в (1.5...6) раз более низких энергетических затратах и более высоких капитальных затратах, суммарная стоимость процесса удаления воды практически одинакова, а в ряде случаев меньше за суммарную стоимость процесса удаления воды выпариванием (рис.2) [1].

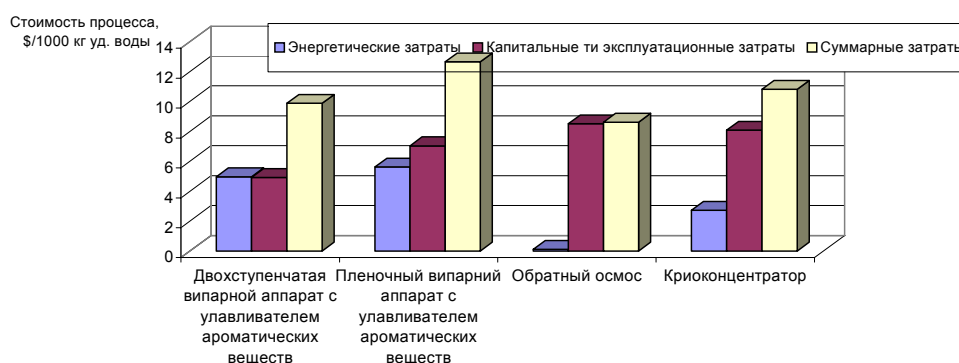


Рис.2 – Стоимость различных процессов концентрирования пищевых растворов

Несмотря на очевидные преимущества криотехнологий, они в течении полувека применялись только для концентрирования особо чувствительных к тепловому воздействию пищевых растворов, таких как

цитрусовые соки. Начиная с 90-х годов XX столетия интерес к криотехнологиям опять возрос, что было обусловлено:

- ростом производительности установок;
- снижением удельного энергопотребления на процесс вымораживания;
- снижением потерь сухих веществ раствора с вымороженной фракцией за счет перехода к технологиям с выращиванием крупных кристаллов льда.

Согласно прогнозам, рентабельность вымораживающих установок будет возрастать с увеличением их производительности и с ростом стоимости топливно-энергетических ресурсов, применяемых для генерации пара[2].

С учетом тенденций развития криотехнологий, в ОНАПТ был предложен способ блочного вымораживания воды из растворов [3]. Реализация процессов кристаллизации и укрупнения кристаллов в одном аппарате позволило сократить затраты энергии на процесс. Это стало возможным за счет исключения дополнительных теплообменников, перекачивающих устройств, промывных колонн и центрифуг, а также за счет организации сепарирования твердой фазы в условиях естественной гравитации. Дополнительное снижение затрат энергии на процесс концентрирования достигается использованием в работе холодильной машины энергии, аккумулированной в блоке льда [4]. Сравнение концентратов, полученных в блочном вымораживателе и в выпарном аппарате, по ряду физико-химических показателей подтвердило высокое качество криоконцентратов, полученных таким способом [5].

Разработка промышленных блочных вымораживателей связана с решением комплекса теплофизических, термодинамических, тепловых и массообменных задач. При этом конечной целью является получение высоких физико-химических показателей концентрата и технико-экономических характеристик процесса. В качестве методов решения таких задач используются методы аналитического и экспериментального моделирования. В данной статье приведены результаты экспериментальных исследований теплофизических свойств ряда соков и экстрактов. Также представлены результаты экспериментальных исследований процессов блочного вымораживания воды из соков и экстрактов на поверхности вертикальных трубчатых кристаллизаторов в условиях естественной конвекции.

1. Теплофизические свойства соков и экстрактов

Необходимость исследования теплофизических свойств соков и экстрактов обусловлена рядом причин. Во-первых, эти свойства, а именно температура замерзания раствора, его плотность, удельная теплоемкость при постоянном давлении, коэффициент теплопроводности и другие, необходимы для расчета процессов тепло и массообмена в блочном вымораживателе. Во-вторых, сведения об этих свойствах в диапазоне низких температур очень ограничены либо отсутствуют.

Наиболее важными являются сведения о температурах замерзания раствора при различных массовых долях растворенных веществ в растворе, поскольку они определяют температурный режим процесса вымораживания.

Для определения температур замерзания ($t_{кр}$, °C) соков и экстрактов при различных массовых долях растворенных веществ (ω_p , %) использовалась методика, которая базировалась на механизме кристаллизации раствора и заключалась в определении скачка температур, происходящего в момент фазового перехода. Методика экспериментальных исследований температур замерзания растворов и экспериментальный стенд подробно рассматривались в работе [6].

В качестве объектов исследования использовались очищенные от мякоти вишневый, виноградный, шелковичный, абрикосовый, апельсиновый соки, а также водные экстракты вишневых и виноградных выжимок, шиповника, корицы, гвоздики, мускатного ореха. Диапазон изменения массовой доли растворенных веществ в соках и экстрактах составлял от 0 до 35 %. В результате выполненных экспериментальных исследований получены криоскопические кривые $t_{кр} = f(\omega_p)$, представленные на рисунке 3.

Также были проведены экспериментальные исследования плотности указанных выше соков и экстрактов. Определялся характер изменения плотности объектов (ρ_p , кг/м³) в зависимости от их температуры (t_p , °C) и массовой доли растворенных веществ (ω_p , %). Измерения плотности соков и экстрактов осуществлялось с помощью ареометра. Результаты этих экспериментальных исследований приведены на рисунке 4.

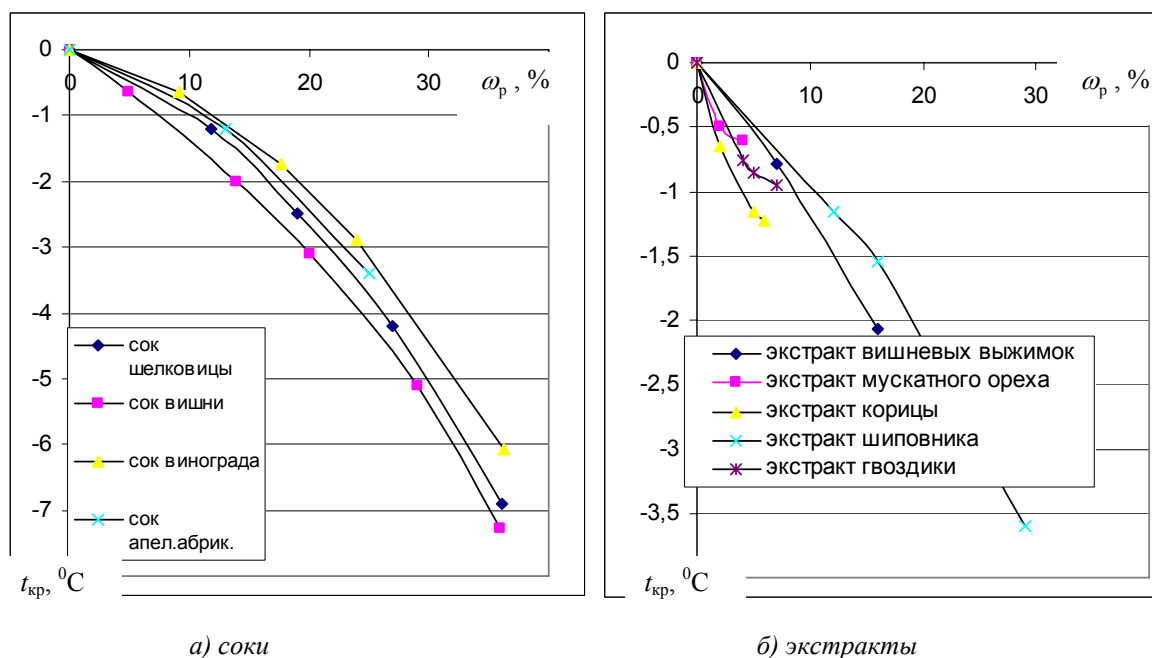


Рис. 3 – Криоскопические кривые соков и экстрактов

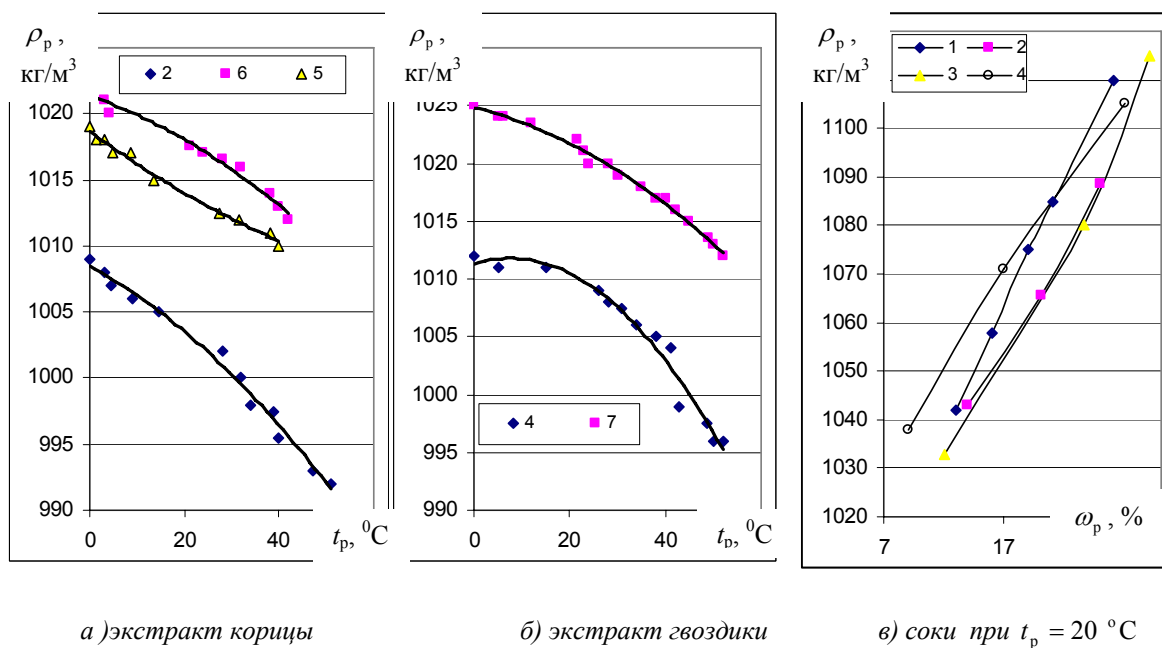


Рис. 4 – Плотность соков и экстрактов

2. Кинетика блочного вымораживания воды из соков и экстрактов

Конструкция экспериментального стенда для изучения кинетики процессов блочного вымораживания воды из растворов на поверхности трубчатого вертикального кристаллизатора в условиях естественной конвекции представлена в работе [7]. Особенности конструкции экспериментального стенда позволяют исследовать влияние режимных параметров процесса и конструктивных особенностей установки на изменение кинетических параметров раствора и твердой фазы, а также технико-экономические характеристики аппарата.

Методика кинетических экспериментальных исследований заключалась в следующем. Изучалось влияние исходных режимных и конструктивных параметров процесса (начальной температуры раствора ($t_{рн}, ^\circ\text{C}$), температуры хладоносителя ($t_{хл}, ^\circ\text{C}$), начальной массовой доли растворенных веществ ($\omega_{рн}, \%$), начального объема раствора ($V_{рн}, \text{мл}$), диаметра кристаллизатора ($d_{кр}, \text{мм}$)) на кинетику изменения структурных характеристик раствора и блока льда, изменение температуры раствора. При этом, в ходе эксперимента фиксировалось изменение средней массовой доли растворенных веществ в растворе ($\bar{\omega}_p, \%$), изменение диаметра блока льда в средней (по высоте) части ($d_{бл}, \text{мм}$), изменение объема раствора ($V_p, \text{мл}$), изменение средней температуры раствора ($\bar{t}_p, ^\circ\text{C}$), а также длительность процесса вымораживания ($\tau, \text{мин}$). Также исследовался процесс сепарирования блоков льда в условиях гравитационных сил при температурных режимах окружающей среды от 0 до 5 $^\circ\text{C}$.

Для измерения температуры раствора и хладоносителя использовались медь – константановые термомпары. Определение массовой концентрации растворенных веществ осуществлялось с помощью рефрактометра. Структура поверхности блока льда изучалась визуально. Объем раствора определялся с помощью мерной емкости. Измерение геометрических параметров блока льда и кристаллизатора осуществлялось штангенциркулем. Длительность процесса определялась с помощью секундомера.

Результатами кинетических исследований являются частные зависимости вида $\omega_p = f(\tau)$, $t_p = f(\tau)$, $V_p = f(\tau)$ и $d_{бл} = f(\tau)$. Некоторые из полученных зависимостей представлены на рисунке 5. Режимные параметры процессов и конструктивные параметры установок, при которых были получены экспериментальные результаты по кинетике, приведены в таблице 1.

Анализируя результаты экспериментальных исследований (рис. 5) можно отметить следующее: изменение массовой доли растворенных веществ в растворе, температуры раствора и его объема, диаметра блока льда определяется комплексным влиянием режимных и конструктивных параметров процесса. Общими тенденциями являются следующие:

- с увеличением начальной массовой доли растворенных веществ при $t_{хл}, d_{кр}, V_{рн}, t_{рн} = \text{const}$ интенсивность вымораживания воды из раствора снижается, уменьшается степень концентрирования раствора, увеличивается массовая доля растворенных веществ в расплаве блока льда;

- с понижением температурного режима процесса вымораживания при $\omega_{рн}, d_{кр}, V_{рн}, t_{рн} = \text{const}$ интенсивность роста блока льда возрастает, сокращается длительность процесса вымораживания, но при этом уменьшается степень концентрирования раствора и увеличивается массовая доля растворенных веществ в расплаве блока льда;

- увеличение начального объема раствора при $\omega_{рн}, d_{кр}, t_{хл}, t_{рн} = \text{const}$ и увеличение диаметра кристаллизатора при $\omega_{рн}, V_{рн}, t_{хл}, t_{рн} = \text{const}$ приводит к увеличению длительности процесса вымораживания воды из растворов и ухудшению показателей качества разделения раствора.

Обобщение экспериментальных данных по процессам блочного вымораживания воды из соков и экстрактов на поверхности вертикальных трубчатых кристаллизаторов будет представлено в виде критерияльной зависимости вида:

$$Sh = a Ra^b \left[\frac{Sc}{Pr} \right]^c \left[\frac{d_{кр}}{h_{кр}} \right]^b$$

В ходе экспериментальных исследований также изучалось изменение ряда физико-химических показателей соков и расплавов блоков льда, полученных в процессе многоступенчатого блочного вымораживания. Определяемыми показателями были: содержание сухих веществ, % (по рефрактометру); содержание редуцирующих веществ, %; содержание сахарозы, %; pH; титруемая кислотность, %; сахарно-кислотный индекс; содержание витамина С, мг/100 гр; число аромата; цветность. Результаты экспериментальных исследований изменения физико-химических показателей абрикосового и вишневого соков в процессе многоступенчатого блочного вымораживания из них воды представлено в таблице 2. Результаты экспериментальных исследований изменения физико-химических показателей расплавов блоков льда, полученных при многоступенчатом блочном вымораживании воды из абрикосового и вишневого соков представлено в таблице 3. Анализ приведенных в таблице 2 результатов позволяет отметить высокую сохранность качества криоконцентратов в процессе блочного вымораживания из них воды. Изменение физико-химических показателей соков практически коррелирует со степенью их концентрирования. Исследование физико-химических показателей расплавов блоков льда показали, что расплавы содержат

незначительное количество сахаров, кислот, витамина С, ароматических веществ и поэтому они могут использоваться в качестве основы для получения напитков или других продуктов.

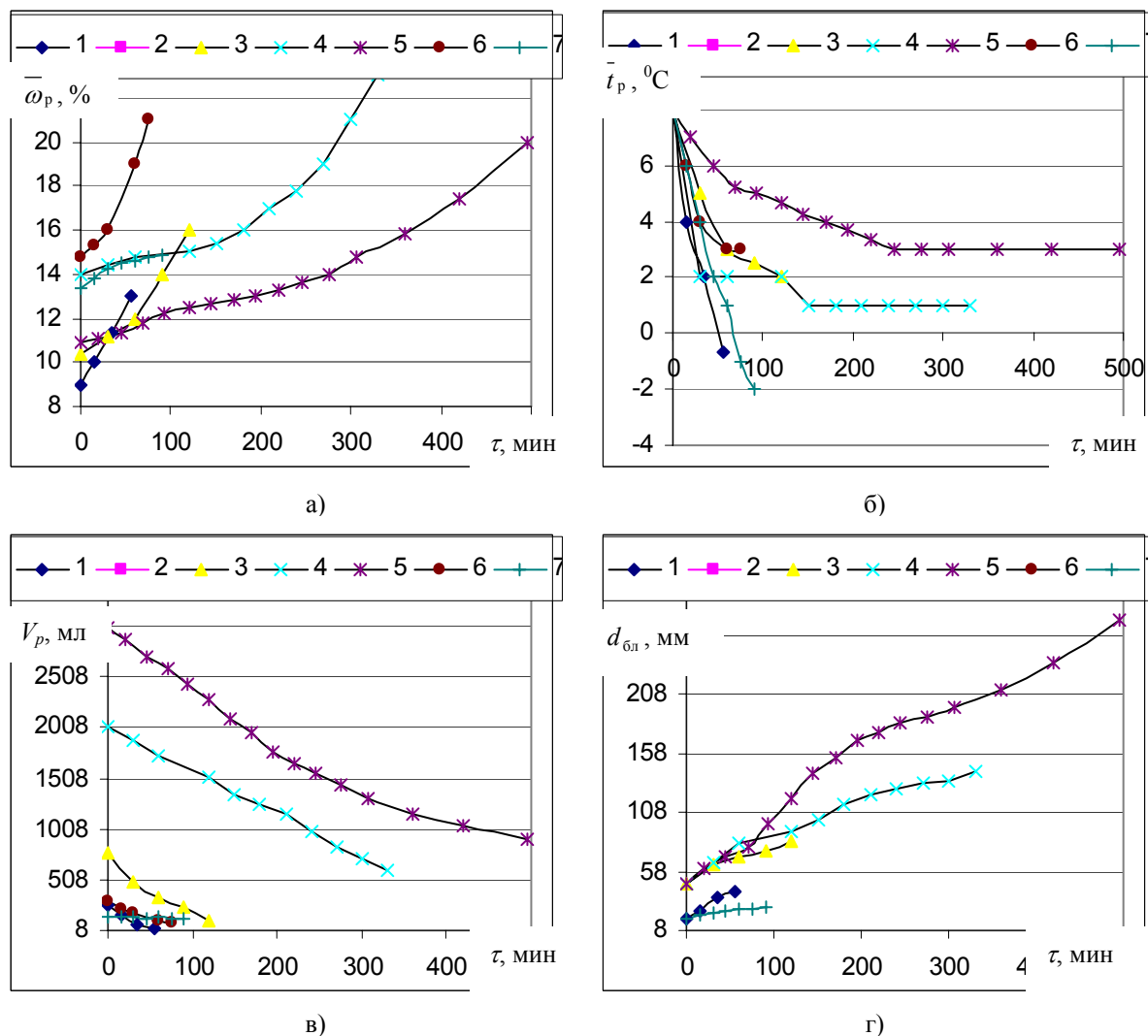


Рис. 5 - Кинетика блочного вымораживания воды из соков и экстрактов

Таблица 1 – Режимные параметры процессов и конструктивные параметры установок, при которых получены кинетические зависимости

№№	Раствор	$\omega_{\text{рн}}, \%$	$t_{\text{хл}}, ^\circ\text{C}$	$V_{\text{рн}}, \text{мл}$	$d_{\text{кр}}, \text{мм}$
1	экстракт вишневых выжимок	4,8	-11	250	18
2	вишневый сок	14	-11	170	18
3	сок шелковицы	10,4	-9	765	47
4	виноградный сок	14	-15	2020	47
5	апельсиновый сок	10,9	-8	3000	47
6	виноградный сок	14,8	-11	290	13
7	экстракт виноградных выжимок	13,4	-10,5	143	18

Таблица 2 - Изменение физико-химических показателей абрикосового и вишневого соков в процессе многоступенчатого блочного вымораживания из них воды

Показатели	Абрикосовый				Вишневый			
	Исходный сок	Криоконцентрат			Исходный сок	Криоконцентрат		
		I ступени	II ступени	III ступени		I ступени	II ступени	III ступени
Сухие вещества, % (по рефрактометру)	14	24,5	30	33	15	29	40	45
Общий сахар, %	9,1	16,0	19,45	21,5	11,3	21,8	29,6	33,2
Редуцирующие вещества, %	4,28	6,18	6,53	7,64	10,68	20,54	27,86	30,69
Сахароза, %	4,82	9,82	12,97	13,86	0,62	1,26	1,74	2,51
pH	3,5	3,48	3,4	3,3	3,6	3,54	3,56	3,4
Титруемая кислотность, %	0,96	1,7	2,1	2,30	1,36	2,6	3,5	3,92
Сахарно-кислотный индекс	9,48	9,4	9,28	9,35	8,3	8,4	8,5	8,5
Витамин С, мг/100 гр	4,44	7,75	9,4	10,3	6,27	12,1	16,3	18,0
Число аромата	4	6,8	8,0	8,5	5,5	10,5	14	15,3
Цветность	0,28	0,42	0,56	0,7	1,87	2,52	2,63	2,74

Таблица 3 - Физико-химические показатели расплавов блоков льда, полученных при многоступенчатом блочном вымораживании воды из абрикосового и вишневого соков

Показатели	Абрикосовый			Вишневый		
	Расплав блока льда			Расплав блока льда		
	I ступени	II ступени	III ступени	I ступени	II ступени	III ступени
Сухие вещества, % (по рефрактометру)	3	4	6,9	0,4	1,7	5,7
Общий сахар, %	1,93	2,5	4,46	0,3	1,27	4,26
Титруемая кислотность, %	0,2	0,26	0,45	0,04	0,2	0,5
Витамин С, мг/100 гр	0,83	1,0	1,42	0,18	0,8	2,3
Число аромата	0,6	0,82	1,34	0,12	0,48	1,67

Литература

1. Пап Л. Концентрирование вымораживанием / Пер. с вен. О.А. Воронова // М.: Изд – во «Лег. и пищ. пром – сть». – 1982. – 97 с.
2. Worrell E., Bode J.-W., de Beer J. Analysing research and technology development strategies – the « Atlas » - project. Energy efficient technologies in industry /Report № 97001 ISBN 90-73958-25-3, Depart. of Science, Technol. & Society Utrecht University, Netherlands. – 1997.- pp. 111.
3. Пат. 1716976 СССР. Способ получения вымораживанием концентрированных жидких пищевых продуктов / О.Г. Бурдо, С.Ф. Горыкин. (СССР). - Оpubл. 29.02.92. Бюл. №8.
4. Бурдо О.Г., Коваленко Е.А., Милинчук С.И. Энергоэффективная технология концентрирования пищевых растворов /Праці 5-ої міжнар. наук-практ. конф. «Управління енерговикористанням», -Одеса: Головне управління ЖКГ ЕЕ. –2003. С.47-51
5. Коваленко О.О., Безусов А.Т., Бурдо О.Г. Кріоконцентрування соків/ Харчова і переробна промисловість -№7, -1997 р, -С. 20-21.
6. Коваленко О.О., Токарева Л.М., Малашевич С.А. Експериментальні дослідження кріоскопічних умов харчових розчинів /Наукові праці ОДАХТ. Одеса. - Вип. 27. -2004, -С. 205 – 210.
7. Бурдо О.Г. Коваленко Е. А., Милинчук С. И. Кинетика процессов блочного вымораживания из растворов / Вестник международной академии холода. – 2003. – Вып.3. – с. 38 - 41.

ПІДВИЩЕННЯ ККД УЛЬТРАЗВУКОВОГО АПАРАТА ДЛЯ РОЗМ'ЯКШЕННЯ М'ЯСНОЇ СИРОВИНИ

Постнов Г.М., Чеканов М.А., Червоний В.М.
Харківський державний університет харчування та торгівлі

В роботі розглянуто перспективи використання ультразвукової енергії для обробки м'ясної сировини з метою її розм'якшення, обґрунтовано загальну будову ультразвукового апарату та запропоновані шляхи підвищення ККД установки.

Було проведено ряд експериментів та розрахунків для визначення основних факторів, від яких залежить ККД ультразвукової магнітострикційної установки. Визначальним фактором, що впливає на ККД ультразвукової установки є інтенсивність випромінювання, яка визначається амплітудою коливань робочого торця перетворювача.

Спираючись на отримані данні можна зробити висновки що для підвищення ККД потрібно:

1. На початковому етапі пропонуємо використати тонке настроювання струму й частоти. Оскільки ультразвуковий випромінювач ефективно випромінює лише на резонансній частоті, необхідно використати конденсатор змінної ємності для тонкого регулювання вихідної потужності.

2. При постійній площі й довжині трансформатора необхідно використати зміну числа витків обмотки, площі поперечного перерізу витків і матеріалу. Проведені маніпулювання необхідні для зміни індуктивності й магнітного потоку.

3. Найбільш ефективним для даного апарату є використання східчасто-експонентного концентратора у зв'язку з тим, що він має експонентний перехід (максимальний коефіцієнт підсилення при мінімальному значенні напруг). Однак його використання спричиняє установку ЦФУ, що додатково збільшує вартість устаткування.

4. Експериментальні дані, отримані авторами, свідчать про те, що найбільш ефективним є використання робочого органа циліндричної форми.

Впровадження ультразвукових диспергаторів з високим ККД збільшує енергоефективність апаратів подібного класу та надає можливість збільшення продуктивності, покращення якості обробки м'ясної сировини з високим змістом з'єднувальної тканини.

ВПЛИВ В'ЯЗКОСТІ ТА ГРАНУЛОМЕТРИЧНОГО СКЛАДУ КРИСТАЛІВ УТФЕЛЮ ОСТАННЬОГО ПРОДУКТУ НА ПРОДУКТИВНІСТЬ ЦЕНТРИФУГ ТА ЯКІСТЬ МЕЛЯСИ

Миرونчук В.Г., Требін Л.І., Підгорний В.М.
Національний університет харчових технологій, Київ, Україна

Завданням процесу кристалізації утфелю останнього продукту є максимальне знецукрення міжкристального розчину та отримання нормальної меляси. Відомо, що продуктивність центрифуг прямо пропорційна квадрату лінійного розміру кристалів цукру в утфелі і обернено – в'язкості міжкристального розчину. Виходячи з цього, за рахунок збільшення середнього розміру кристалів і коефіцієнту їх рівномірності можливо підвищувати на відповідну величину в'язкість міжкристального розчину без зменшення продуктивності центрифуг і отримати нормальну мелясу.

Нами, на основі існуючих залежностей, запропоновано рівняння для визначення величини кінематичної в'язкості міжкристального розчину в залежності від середнього розміру кристалів цукру в утфелі за якої забезпечується сталий час відходу відтоку, тобто незмінна продуктивність центрифуги:

$$\nu = \frac{\tau_{\text{cm}} \cdot \omega_{\text{cm}}}{C_{\text{y}}} \cdot d^2, \text{ м}^2/\text{с} \quad (1)$$

де $\tau_{\text{ндо}}$ – сталий час відходу відтоку, с; $\omega_{\text{ндо}}$ – стала кутова швидкість обертання ротора центрифуги, рад/с; $C_{\text{y}} = f(\delta, D, \rho_{\text{y}}, \rho_{\text{p}}, V)$ – величина залежна від товщини утфелю в центрифугі, геометричних розмірів ротора центрифуги, густини утфелю і міжкристального розчину, об'єму жовтого цукру отриманого при відході 1 м³ меляси; d – еквівалентний діаметр кристалів цукру, м.

Наприклад, за рахунок збільшення середнього розміру кристалів цукру від 0,25 мм до 0,32 мм продуктивність центрифуги на етапі відходу відтоку зростає більше ніж на 50 %. Отже за цих умов можливо допустити збільшення динамічної в'язкості меляси від 7,10 Па·с до 11,63 Па·с, що відповідає вмісту сухих речовин за Сіліним П.М. 83 %. При цьому вміст цукрози в мелясі зменшиться від 2,15 % до 1,93 % до маси буряків.

Таким чином, отримання більш рівномірних кристалів цукру в утфелі дозволяє направляти на центрифугування утфель більш високої в'язкості не змінюючи продуктивність центрифуг, зменшити додання води на розкачку утфелю та отримати меншу кількість більш знецукреної меляси.

ОСОБЛИВОСТІ ЕКСТРАГУВАННЯ ПІД ЧАС КИПІННЯ ПРИ РОЗРІДЖЕННІ

Віценко О.М., Марценюк О.С.

Український державний університет харчових технологій м.Київ

Процес кипіння прискорює екстрагування цільових компонентів із рослинної сировини не лише завдяки підвищенню температури, а й внаслідок створення додаткових пульсаційних рухів макро-, та мікрорівня. Макропульсаційні рухи, з масштабним рівнем співмірним з розмірами екстрактора, створюються внаслідок нерівномірних потоків бульбашок пари та сприяють перемішуванню в усьому об'ємі апарату.

Численні короткотривалі ділянки мікроперемішування спонтанно утворюються в місцях об'єднання, розривання та схлопування парових бульбашок. Локальні зміни тиску під час взаємодії бульбашок зменшують товщину дифузійного пограничного шару біля твердих частинок, проникають в їхні пори і прискорюють вихід цільових компонентів із пор до поверхні поділу фаз. Інтенсифікуючий ефект пульсаційних рухів може перевищувати ефект, який досягається підвищенням температури. Враховуючи цн та термолабільність цільових компонентів, екстрагування доцільно проводити під час кипіння в умовах розрідження. З цієї метою розроблена експериментальна установка.

ДОСЛІДЖЕННЯ АДСОРБЦІЇ ПЕКТИНОВИХ РЕЧОВИН ЯБЛУЧНОГО СОКУ ПРИРОДНИМИ МІНЕРАЛАМИ

Малежик І.Ф., Матко С.В., Манк В.В., Мельник Л.М., Жестерева Н.А.

Національний університет харчових технологій, м. Київ

Переробка плодово – ягідної продукції, зокрема яблук, на соки і виноматеріали неминує пов'язана з їх проясненням, що полягає у вилученні з них різних високомолекулярних речовин у колоїдному стані та завислих частинок органічного і неорганічного походження. Особливе значення процес прояснення соку набуває при виробництві концентрованих соків.

Концентрування яблучного соку за допомогою випарювання ускладнене явищами їх желювання через підвищений вміст пектинових речовин. Попередньо неосвітлені концентровані соки мають підвищену в'язкість і виражений присмак карамельних тонів, утворюють гелі. Колоїдні помутніння при зберіганні концентратів, основною причиною яких є наявність пектинових речовин, негативно впливають на органолептичні властивості і якість продуктів, що з них виробляють. Науковці вважають, що концентрування (випарення вологи) можливе лише після розкладання і видалення пектину.

Крім того, наявність пектину в соку, навіть в досить малих концентраціях, утримує у завислому стані велику кількість часток грубодисперсної муті.

Одним із перспективних напрямів удосконалення технології виробництва прояснених соків є використання дисперсних мінералів для їх прояснення, які є екологічно безпечними. Найбільш придатними для цього можуть бути оксидні адсорбенти, які містять у поверхневому шарі координаційно ненасичені катіони з відчутною спорідненістю до органічних сполук зі спиртовими групами, а отже і до полісахаридів. До числа таких адсорбентів можна віднести алюмосилікати.

Для експериментального вивчення сорбційної здатності природних адсорбентів щодо пектинових речовин нами були проведені дослідження по визначенню оптимальних умов процесу адсорбції пектинових речовин природним дисперсним мінералом палигорськітом.

Досліджувалися вплив температури, тривалості контакту та співвідношення адсорбенту і соку на ступінь вилучення пектинових речовин із натурального яблучного соку палигорськітом.

У свіжовіджатий сік вносили попередньо підготовлений адсорбент, суміш нагрівали і витримували певний час при перемішуванні. Потім її фільтрували і в одержаному фільтраті визначали вміст пектинових речовин титрометричним експрес – методом.

В якості контролю використовували витриманий в умовах дослідів яблучний сік без обробки адсорбентом.

У результаті експериментальних даних встановлена ефективна адсорбційна спроможність і визначено оптимальні технологічні параметри використання природного дисперсного мінералу українських родовищ – палигорськіта щодо пектинових речовин яблучного соку. Вміст пектинових речовин в яблучному соку зменшується на 60...75% при відповідній тривалості контакту адсорбент – сік та їх співвідношенні.

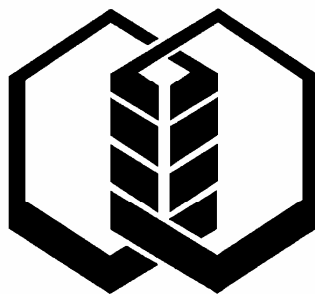
Інші якісні показники соку в процесі обробки його палигорськітом практично не змінюються.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 28

ТОМ 2



**ОДЕСА
2006**

ББК 36.81 + 36.82
УДК 663 / 664

Головний редактор, професор
Заступник головного редактора, професор
Технічний редактор

Б.В.Єгоров
Е.Й. Жуковський
Т.Л. Дьяченко

Редакційна колегія,
доктори наук, професори:

Р.В. Амбарцумянц, А.Т. Безусов, О.Г. Бурдо,
Л.Г. Віннікова, М.Д. Захаров, О.І. Гапонюк,
О.К. Гладушняк, К.Г. Іоргачева, Л.В. Капрельянц,
Г.Ф.Козлов, В.О. Моргун, Г.М.Станкевич, Н.К. Черно

Збірник опубліковано за рішенням вченої ради від 27.12.2005 р., протокол № 5

Одеська національна академія харчових технологій
Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій /
Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2006. – Вип. 28. – Т. 2

Наукові праці ОНАХТ входять в перелік № 1 наукових фахових видань України, в яких
можуть публікуватись результати дисертаційних робіт на здобуття наукових ступеней
доктора і кандидата наук
(Бюлетень ВАК України, 1999, № 4)

За достовірність інформації відповідає автор публікації

Віддруковано у видавничому центрі «ТЕС»

ISBN 966-8145-34-8

© Одеська національна академія харчових технологій, 2006

3. МОДЕЛЮВАННЯ І ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ

КИНЕТИКА И ДИНАМИКА ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА ПРИ СУШКЕ СЛОЯ ДИСПЕРГИРОВАННОГО КОЛЛОИДНОГО КАПИЛЛЯРНО-ПОРИСТОГО МАТЕРИАЛА

Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Эффективным способом интенсификации процесса сушки массивных коллоидных капиллярно-пористых материалов является их измельчение. Это обусловлено увеличением общей поверхности тепло- и массообмена и сокращением длины пути диффузии влаги. Обезвоживание диспергированных (дробленых) пористых материалов осуществляется главным образом конвективным способом в неподвижном слое. Насыпной слой из диспергированного коллоидного капиллярно – пористого материала представляет собой совокупность гранул, вообще говоря, различной формы. При наличии влаги этот слой может рассматриваться как многокомпонентная гетерогенная система, включающая в себя скелет влажного тела, жидкость и парогазовую смесь. Внутренняя структура гранул отличается разнообразием форм, размеров и взаимного расположения капилляров. Дать точное математическое описание тепломассопереноса в диспергированных системах практически невозможно. Поэтому при моделировании переносных процессов в таких системах обычно прибегают к различного рода упрощениям. При построении математической модели, описывающей динамику и кинетику тепломассопереноса при сушке неподвижного слоя из диспергированного материала, полагалось, что вся жидкость связана с пористыми гранулами и диффундирует в их порах, а парообразная влага перемещается к поверхности слоя по капиллярам гранул и в межпоровом пространстве, иногда называемом транспортными порами.

Основной структурной характеристикой слоя измельченного материала является порозность ε_{cl} , определяемая как отношение пустот между гранулами в слое к объему слоя $\varepsilon_{cl} = (V_{cl} - V_{gp}) / V_{cl}$. В процессе обезвоживания объем коллоидных капиллярно – пористых материалов заметно снижается. В условиях умеренной интенсивности сушки усадка материалов различных типов описывается линейной зависимостью от влагосодержания ω [1]. Тогда объемы слоя V_{cl} и гранул V_{gp} в любой момент времени t сушки равны $V_{cl}(t) = V_{cl}^{a.c.} [1 + \beta_V \omega(t)]$ и $V_{gp}(t) = V_{gp}^{a.c.} [1 + \beta_V \omega(t)]$. Здесь $V_{cl}^{a.c.}$ и $V_{gp}^{a.c.}$ — объемы слоя и гранул после удаления влаги; β_V — коэффициент объемной усадки материала. Подстановка значений V_{cl} и V_{gp} в выражение для ε_{cl} свидетельствует о том, что порозность слоя в процессе сушки при умеренных режимах остается неизменной.

Построение системы уравнений тепло- и массопереноса при сушке слоя диспергированного коллоидного капиллярно – пористого тела проводится на основе полученного в работе [2] дифференциального уравнения переноса субстанции W (энергии, массы, импульса) для деформируемого тела

$$\frac{\partial W}{\partial t} = -\nabla J_W + I_W - \frac{W}{1 + \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t} \quad (1)$$

J_W — плотность потока субстанции; I_W — мощность внутренних источников; ε_V — относительная объемная деформация. При отсутствии деформаций ($\varepsilon_V = 0$), (1) переходит в известное уравнение Умова.

В условиях умеренной интенсивности сушки перенос субстанции осуществляется молекулярным путем. Диффузионный поток энергии пропорционален градиенту температуры $J_q^0 = -\lambda \nabla T$, а массы компонентов — градиентам объемной концентрации и температуры $J_U^0 = -D(\nabla U + \delta \nabla T)$. Эффективные коэффициенты диффузии жидкости [3] $D_{жс}$ в порах гранул и пара D_n в порах слоя находятся по формулам:

$$D_{жс} = \gamma_{Dжс} [\exp(A_D / R_y T) - 1]^{-1}, \quad D_n = D_6 = \gamma_{Dn} T^{3/2} / P_2 \quad (2)$$

Здесь A_D — энергия активации для диффузионного переноса жидкости; R_y — универсальная газовая постоянная; P_2 — давление парогазовой смеси; $\gamma_{Dжс}$ и γ_{Dn} — диффузионные коэффициенты переноса жидкости и пара. Вследствие того, что перенос пара осуществляется как в гранулах, так и в транспортных порах, для которых диффузионные коэффициенты различны, величина γ_{Dn} определяется выраже-

нием $\gamma_{Dn} = \gamma_{Dn}^0 (1 - \varepsilon_{cl}) + \gamma_{Dn}^* \varepsilon_{cl}$, где γ_{Dn}^0 и γ_{Dn}^* — диффузионные коэффициенты переноса пара в гранулах и в транспортных порах.

Относительная объемная деформация ε_V при известных значениях функций температуры T и объемных концентраций жидкости $U_{ж}$, пара $U_{п}$ и воздуха $U_{в}$ находятся на основе уравнения термоконцентрационного деформирования [4]. Для пластины $0 < x_1 < H$, деформированное состояние которой связано с симметричной относительно ее средней плоскости неоднородностью полей концентрации компонентов и температуры вдоль оси x_1 , его аналитическое решение имеет вид:

$$\begin{aligned}\varepsilon_{22} = \varepsilon_{33} &= \frac{1}{H} \int_0^H N dx_1 \\ \varepsilon_{11} &= N(1 + \nu_{п}) / (1 - \nu_{п}) - 2\nu_{п} \varepsilon_{22} / (1 - \nu_{п}), \\ \varepsilon_{12} = \varepsilon_{13} = \varepsilon_{23} &= 0,\end{aligned}$$

где $\nu_{п}$ — коэффициент Пуассона; N — термоконцентрационная функция [4], $N = \beta_T (T - T_0) + \sum_{\Psi} \beta_{x\Psi} (\omega_{\Psi} - \omega_{\Psi 0})$. Здесь ω_{Ψ} и $\omega_{\Psi 0}$ — текущее и начальное массосодержание жидкости ($\Psi = ж$), пара ($\Psi = п$) и воздуха ($\Psi = в$); β_T и $\beta_{x\Psi}$ — коэффициенты линейного термического и концентрационного расширения. Определив компоненты ε_{ij} ($i, j = 1, 2, 3$) тензора деформации, находим функцию $\varepsilon_V = (1 + \varepsilon_{11})(1 + \varepsilon_{22})(1 + \varepsilon_{33}) - 1$. Деформации при сушке капиллярно-пористых тел относительно невелики, и величиной ε_V можно пренебречь.

Интенсивность фазового перехода на границе раздела жидкости и парогазовой смеси определяется [5] на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц тела [4]. На поверхности слоя, омываемого сушильным агентом, выражение для удельной интенсивности испарения имеет вид

$$I = \frac{1}{4} n \varepsilon \delta^* \left\{ \bar{\delta} (2 - \bar{\delta}) \left[\exp \left(\frac{A}{R_y T|_{v=0}} \right) - 1 \right]^{-1} - \varphi_c \left[\exp \left(\frac{A}{R_y T_c} \right) - 1 \right]^{-1} \right\} \quad (3)$$

Здесь n — плотность испаряющихся молекул, $n = U_{жс} N_A / \mu$, N_A — число Авогадро; ε — коэффициент излучения испаряющихся частиц; A — энергия активации; δ^* — средняя длина смещения активизированной частицы внутри конденсированного тела, $\delta^* = A / (\xi n)$, где $\xi = \text{const}$; $\bar{\delta}$ — относительная толщина испаряющегося слоя жидкости, $\bar{\delta} = \delta / \delta^*$, δ — толщина приграничного слоя, в котором протекает процесс испарения, $\delta = \delta^{жс}$ при $\delta^{жс} < \delta^*$ и $\delta = \delta^*$ при $\delta^{жс} \geq \delta^*$, где $\delta^{жс}$ — определяющий размер испаряющегося тела; T_c и φ_c — температура и влажность сушильного агента; v — нормаль к поверхности тела. В работе [5] было получено выражение для равновесной толщины слоя конденсата $\delta^{жс}$ на поверхности не испаряющегося тела в газовой среде со степенью насыщения φ

$$\delta^{жс} = \delta^* \bar{\delta} = \delta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi}) \quad (4)$$

Здесь φ — степень насыщения пара, определяемая как отношение объемной концентрации пара к его максимально возможной объемной концентрации при данной температуре. В отличие от понятия относительной влажности, которое предполагает наличие в системе некоторого инертного газа, величина φ может использоваться в качестве параметра состояния также для однокомпонентных систем. В соответствии с формулой (4) можно принять, что при заданных значениях температуры и влажности толщина слоя жидкости на стенках капилляров одинакова и равна $\delta^{жс}$ для капилляров радиуса $r > \delta^{жс}$, а капилляры радиуса $r \leq \delta^{жс}$ заполнены жидкостью полностью.

В конце первого периода сушки, когда в окрестности граничной поверхности слоя $U_{жс} \rightarrow 0$, интенсивность испарения находится из уравнения сохранения энергии для элементарного объема, примыкающего к граничной поверхности при условии, что вся жидкость, которая подходит к поверхности, испаряется

$$I = -D_{ж} \left(\partial U_{ж} / \partial x \right)_{v=0} \quad (5)$$

Построение уравнений тепломассопереноса в однородных пористых телах в работах [2] проводилось с учетом того, что фазы и компоненты тела могут иметь в каждой точке тела различные скорости и объемные концентрации. Динамика тепломассопереноса и деформирования таких систем определяется на базе уравнения (1), которое справедливо для произвольного элементарного объема $\Delta V = \Delta x \Delta y \Delta z$. Оно учитывает обмен субстанцией как с внешней по отношению к объему ΔV средой, так и между соответствующими фазами тела внутри объема ΔV . При определении интенсивности испарения жидкости внутри влажных диспергированных материалов, необходимо рассматривать контрольный объем ΔV , который не меньше объема гранулы. Целесообразно его выбрать таким, чтобы он включал в себя одну гранулу. Если количество гранул в единичном объеме тела n_{gp} , то средняя величина контрольного объема $\Delta V = 1 / n_{gp}$, а средний объем гранулы $V_{gp} = \Delta V (1 - \varepsilon_{cl})$. Если средняя площадь наружной поверхности гранулы равна S_{gp} , то средняя полуширина транспортной поры будет $r_{mp} = \Delta V \varepsilon_{cl} / S_{gp}$.

Средняя интенсивность испарения жидкости на поверхности гранулы определяется по формуле

$$I_{gp} = \zeta S_{gp} I_c \quad (6)$$

Коэффициент ζ учитывает уменьшение поверхности испарения вследствие соприкосновения гранул.

Поскольку процесс сушки является достаточно медленным, а размеры гранул относительно определяющего размера тела невелики, в пределах контрольного объема отклонение функций T , U_m , U_j , U_n , U_g , P_n , ρ_n и φ от их средних значений по этому объему незначительны, т.е. имеет место локальное термодинамическое равновесие. Тогда выражение для удельной интенсивности испарения I_c на покрытых жидкостью внутренних поверхностях слоя при $T_c = T|_{y=0} = T$ в соответствии с (4) имеет вид

$$I_c = \gamma_c U_{jc} \left\{ \left[\exp \left(\frac{A}{R_y T} - I \right) \right]^{-1} \left[\bar{\delta} (2 - \bar{\delta}) - \varphi \right] \right\}, \quad \gamma_c = \frac{I}{4} \frac{N_A}{\mu} \varepsilon \delta^* \quad (7)$$

Относительная влажность парогазовой смеси в контрольном объеме $\varphi = P_n / P_n$. Парциальное давление пара P_n находится по уравнению состояния, которое для разреженного газа имеет вид $P_n = \rho_n R_y T / \mu_n$. Плотность пара в порах $\rho_n = U_n(x, t) / \Psi_z$. Объемная доля парогазовой смеси $\Psi_z = 1 - \Psi_m - \Psi_{jc}$, где Ψ_m и Ψ_{jc} — объемные доли твердой и жидкой фаз.

При условии локального термодинамического равновесия в соответствии с формулой (4) можно положить, что толщина слоя конденсата на поверхности гранулы равна толщине слоя конденсата δ^{jc} на поверхностях капилляров радиуса $r > \delta^{jc}$ внутри гранулы. Неравновесная толщина слоя жидкости δ^{jc} находится следующим образом. Осредненный вес жидкости, связанной с гранулой в контрольном объеме, равен $G_{gp} = U / n_{gp}$. Средний объем жидкости в грануле $V_{gp}^{jc} = G_{gp} / \rho_{jc}$ складывается из двух частей. Одну часть составляет объем $V_{gp,1}^{jc}$ полностью заполненных жидкостью капилляров в грануле. Радиусы таких капилляров лежат в интервале от 0 до δ^{jc} . Объем $V_{gp,1}^{jc}$ может быть найден через дифференциальную функцию распределения пор по размерам $F(r) = dV / dr$, где dV — суммарный объем пор радиуса от r до $r+dr$ в единичном объеме пористого материала, из которого получены гранулы, $V_{gp,1}^{jc} = \int_{r_{min}}^{\delta^{jc}} F(r) dr$,

где r_{min} — минимальный радиус пор гранулы. Для определения функции $F(r)$ в настоящее время разработан ряд эффективных методов, таких как ртутная порометрия, рассеивание рентгеновских лучей под малыми углами, выдавливание газом смачивающей жидкости из пор, капиллярной конденсации [6].

Вторую часть объема V_{gp}^{jc} составляет объем жидкости, частично заполняющей капилляры с радиусами $r > \delta^{jc}$, и жидкости на поверхности гранулы. Согласно (4), в каждый момент времени t на поверхности таких капилляров образуется слой конденсата, толщиной $\delta^{jc}(T, \varphi)$. Общая длина капилляров ра-

диуса от r до $r+dr$ в единичном объеме пористого материала равна $F(r)dr/(\pi r^2)$. Для гранулы эта длина составит $F(r)dr/(\pi^2 n_{zp})$. Площадь внутренних поверхностей частично заполненных жидкостью капилляров с радиусами от r до $r+dr$ в грануле равна $dS'_{zp} = F(r)2\pi dr/(\pi^2 n_{zp})$. Суммарная

площадь поверхности этих капилляров определяется интегралом $S'_{zp} = \int_{\delta_{жс}}^{r_{max}} dS'_{zp} = \frac{2}{n_{zp}} \int_{\delta_{жс}}^{r_{max}} \frac{F(r)}{r} dr$, где r_{max}

— максимальный радиус пор. Площадь контакта парогазовой смеси и слоя жидкости, покрывающего поверхность гранулы вследствие малости отношения толщины $\delta_{жс}$ к определяющему размеру гранулы полагается равной S_{zp} . Толщина слоя конденсата $\delta_{жс}$ находится из закона сохранения массы

$$\frac{G_{zp}}{\rho_{жс}} = V_{zp,l} + \delta_{жс}(S_{zp} + S'_{zp}) = \int_{r_{min}}^{\delta_{жс}} F(r)dr + \delta_{жс} \left(S_{zp} + \frac{2}{n_{zp}} \int_{\delta_{жс}}^{r_{max}} \frac{F(r)}{r} dr \right).$$

Удельная интенсивность испарения жидкости в капиллярах гранулы контрольного объема $I'_{zp} = S''_{zp} I_c$, где S''_{zp} — средняя суммарная площадь поверхности контакта жидкости с парогазовой смесью во внутренних порах гранулы. В капиллярах с радиусами от r до $r+dr$, причем $r \geq \delta_{жс}$, $dS''_{zp} = F(r)2\pi(r-\delta_{жс})dr/(\pi r^2 n_{zp})$. При $\delta_{жс}=0$, это соотношение совпадает с приведенным выше выражением для dS'_{zp} . Общая площадь контакта фаз в грануле

$$S''_{zp} = \int_{\delta_{жс}}^{r_{max}} dS''_{zp} = 2 \int_{\delta_{жс}}^{r_{max}} \frac{F(r)}{r} dr - 2\delta_{жс} (1 - \sqrt{1-\phi}) \int_{\delta_{жс}}^{r_{max}} \frac{F(r)}{r^2} dr.$$

Интенсивность испарения в единичном объеме тела (слоя) определяется выражением

$$I_V = (\zeta S_{zp} + S''_{zp}) n_{zp} I_c = \gamma_V I_c, \quad \gamma_V = (\zeta S_{zp} + S''_{zp}) n_{zp}. \quad (8)$$

Система уравнений тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при умеренной интенсивности сушки слоя диспергированного пористого тела, когда влиянием фильтрации на процессы переноса можно пренебречь, в соответствии с (1) представляется в следующем виде

$$c_{эф} \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla(\lambda_{эф} \nabla T) - L I_V, \quad (9)$$

$$\frac{\partial U_{жс}}{\partial t} = \nabla[D_{жс}(\nabla U_{жс} + \kappa_{жс} \nabla T)] - I_V - \frac{U_{жс}}{1 + \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}, \quad (10)$$

$$\frac{\partial U_n}{\partial t} = \nabla[D_n(\nabla U_n + \kappa_n \nabla T)] + I_V - \frac{U_n}{1 + \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}. \quad (11)$$

Здесь $U_{жс}$, U_n — объемные концентрации жидкости и пара в диспергированном слое; L — удельная теплота фазового превращения, которая включает в себя теплоты испарения свободной жидкости и удельную энергию десорбции влаги; $c_{эф} = c_m \rho_m (1 - \Pi - \varepsilon_{сл}) + c_{жс} U_{жс} + c_n U_n + c_\varepsilon U_\varepsilon$ — эффективная теплоемкость слоя; $\lambda_{эф} = \lambda_m U_m / \rho_m + \lambda_{жс} U_{жс} / \rho_{жс} + \lambda_n U_n / \rho_n + \lambda_\varepsilon U_\varepsilon / \rho_\varepsilon$ — эффективная теплопроводность слоя.

Давление парогазовой смеси при отсутствии фильтрации является постоянным и равным давлению внешней среды P_c , поэтому парциальное давление воздуха $P_v = P_c - P_n$. При этом плотность ρ_ε и объемная концентрация U_ε воздуха находятся по формулам: $\rho_\varepsilon = P_\varepsilon \mu_\varepsilon / (R_y T)$, $U_\varepsilon = \rho_\varepsilon \Psi_\varepsilon$.

Граничные условия тепло- и массообмена третьего рода формулируются таким образом:

$$\lambda_{эф} \frac{\partial T}{\partial \nu} \Big|_{\nu=0} = \alpha(T_c - T|_{\nu=0}) - LI, \quad (12)$$

$$D_{жс} \left(\frac{\partial U_{жс}}{\partial \nu} \Big|_{\nu=0} + \kappa_{жс} \frac{\partial T}{\partial \nu} \Big|_{\nu=0} \right) = I, \quad (13)$$

$$-D_n \left(\frac{\partial U_n}{\partial V} \Big|_{V=0} + \kappa_n \frac{\partial T}{\partial V} \Big|_{V=0} \right) = \gamma_{nc} (U_n|_{V=0} - \rho_{nc} \Psi_c) + \gamma_{nc} \kappa_{nc} \Psi_c (T|_{V=0} - T_c) \quad (14)$$

Выражение (14) представляет уравнение сохранения массы пара, которое получено с учетом условий: при $t \rightarrow \infty$ $\rho_n = \rho_{nc}$, $T = T_c$ [2], где ρ_{nc} и T_c — плотность пара и температура внешней среды.

Объемные концентрации жидкости $U'_{жс}$, пара U'_n и воздуха $U'_в$ в пористых гранулах находятся через объемные концентрации U_ψ ($\Psi = ж, н, в$) компонентов в слое и порозность слоя:

$$U'_{жс} = \frac{G_{жс}}{V_{сл}} = U_{жс} (1 - \varepsilon_{сл}), \quad U'_n = \rho_n (\Psi_c + \varepsilon_{сл}) = U_n + \rho_n \varepsilon_{сл}, \quad U'_в = \rho_v (\Psi_c + \varepsilon_{сл}) = U_v + \rho_v \varepsilon_{сл} \quad (15)$$

Для решения системы уравнений тепломассопереноса (9) – (11) при сушке слоя диспергированного материала тела разработан численный метод, который базируется на явной трехслойной разностной схеме Никитенко Н.И. и процедуре расщепления алгоритма по физическим факторам [2]. Разностная аппроксимация уравнения (10) при принятых допущениях в декартовых координатах x_1, x_2, x_3 на равномерной разностной сетке x_{k,m_k} ($m_k = 0, 1, \dots, h_k = const, k = 1, 2, 3$), $t_n = nl$ ($n = 0, 1, \dots, l > 0$) имеет вид

$$(1 + \Theta_{жс}) \frac{\bar{U}_{жс} - U_{жс}}{l} - \Theta_{жс} \frac{U_{жс} - U_{жс}^{n-1}}{l} = \sum_{k=1}^3 [\delta_k (D_{жс} \delta_k U_{жс}) + \delta_k (D_{жс} \kappa_{жс} \delta_k T)] - I_v, \quad (16)$$

$$\frac{U_{жс}^{n+1} - \bar{U}_{жс}}{l} = \frac{\bar{U}_{жс}}{1 + \varepsilon_v} \delta_t \varepsilon_v \quad (17)$$

Здесь сеточные функции для узловой точки $(x_{1,m_1}, x_{2,m_2}, x_{3,m_3}, t_n)$ записаны для простоты без индексов, определяющих координаты точки и время, т.е. $U_{жс} = U_{жс,m_1 m_2 m_3}^n$, $U_{жс} = \bar{U}_{жс} = U_{жс,m_1 m_2 m_3}^{n+1}$, $T = T_{m_1 m_2 m_3}^n$; $\Theta_{жс}$ — весовой параметр разностного уравнения, устраняющий ограничения на шаг по времени, $\Theta_{жс} \geq 0$;

$$\begin{aligned} \delta_k U_{жс} &= (U_{жс,m_1+1,m_2 m_3}^n - U_{жс,m_1-1,m_2 m_3}^n) / 2h_k \\ \delta_l (D_{жс} \delta_l U_{жс}) &= [(D_{жс,m_1+1,m_2 m_3} + D_{жс,m_1 m_2 m_3}) (U_{жс,m_1+1,m_2 m_3}^n - U_{жс,m_1 m_2 m_3}^n) - \\ &- (D_{жс,m_1 m_2 m_3} - D_{жс,m_1-1,m_2 m_3}) (U_{жс,m_1 m_2 m_3}^n - U_{жс,m_1-1,m_2 m_3}^n)] / 2h_l^2 \end{aligned}$$

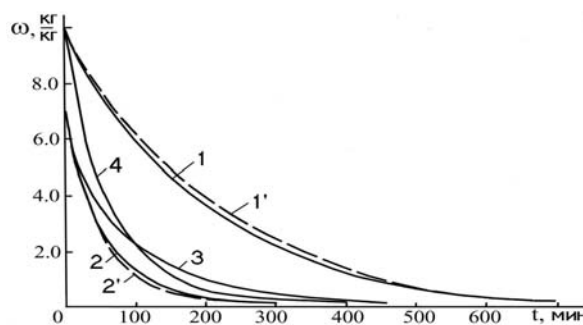
Аналогичным образом аппроксимируются уравнения (9) и (11). Погрешность аппроксимации имеет порядок $l + h_1^2 + h_2^2 + h_3^2$. Необходимые условия устойчивости разностных уравнений вида (16), (17) находятся методом условного задания некоторых искомых функций системы [4]. Для уравнения (16) допустимый шаг по времени находится по условию $l_{жс} \leq (1 + 2\Theta_{жс}) \left(2D_{жс} \sum_{k=1}^3 l / h_k^2 \right)^{-1}$. Уравнение (17) представ-

ляет собой разностную аппроксимацию обыкновенного дифференциального уравнения первого порядка относительно функции $U_{жс}$, и его решение остается устойчивым при любых значениях $l_{жс}$. Расчетный шаг по времени l для разностной схемы, аппроксимирующей систему (9) – (11), определяется из условия $l \leq \min\{l_T; l_{жс}; l_n\}$, где $l_T; l_{жс}; l_n$ — допустимые шаги по времени для разностных аппроксимаций уравнений соответственно (9), (10), и (11).

Большинство коллоидных капиллярно-пористых тел, которые подвергаются сушке, являются термолабильными материалами. При воздействии температур, превышающих некоторое допустимое значение T^* , содержащиеся в таких материалах органические соединения разрушаются или значительно изменяются, утрачивая биологическую и питательную ценность.

В [7] предложен способ сушки термолабильных материалов, который предусматривает изменение во времени температуры сушильного агента и проводится в два этапа. На первом этапе с помощью сушильного агента осуществляется постепенное повышение температуры тела. Этот этап завершается, когда температура на поверхности тела достигает предельно допустимого значения T^* . На втором этапе температура сушильного агента или его скорость монотонно снижаются таким образом, чтобы максимальное значение температуры на поверхности тела оставалось постоянным и равным T^* . Данный способ позволяет свести к минимуму время сушки и сократить энергозатраты не ухудшая качества готового продукта.

На рис.1 представлены кинетические кривые сушки сплошного и диспергированного слоя одного из класса коллоидных капиллярно-пористых тел — моркови. Расчеты проводились при следующих исходных данных: $T_0 = 293$ К; $T_c = 323$ К; $P_c = 0,981 \cdot 10^5$ Па; $U_0 = 845$ кг/м³; $\lambda_t = 0,12$ Вт/(м·К); $c_t = 1370$ Дж/(кг·К); $\rho_t = 1500$ кг/м³; $\phi_c = 0,1045$; $A = AD = 0,4205 \cdot 10^8$ Дж/кмоль; $w = 3,5$ м/с; $d = 8$ г/кг с.в.; $\Pi = 0,47$. Сопоставление результатов, полученных расчетным и экспериментальным путем, свидетельствует об адекватности представленной математической модели и эффективности численного метода ее реализации.



1, 1' – влагосодержание слоя толщиной $H=10$ мм с порозністю $\varepsilon_{сл}=0$; 2, 2' – $H=15$ мм і $\varepsilon_{сл}=0,56$; 3 – $H=15$ мм і $\varepsilon_{сл}=0,4$ (— – расчет; ---- – эксперимент).

Рис. 1 – Кинетика сушки слоя моркови, симметрично обдуваемого сушильным агентом

Для управления процессом сушки необходимо располагать графиком изменения температуры или скорости сушильного агента. Этот график определяется в зависимости от вида материала, начальных значений его температуры и влагосодержания, геометрических и теплофизических характеристик, а также некоторых других параметров. Для слоя диспергированного коллоидного капиллярно-пористого тела график изменения температуры сушильного агента был получен на базе изложенного выше метода расчета динамики сушки. На первом этапе расчет проводится по представленному алгоритму. При расчете второго этапа сушки диспергированного слоя, условия тепло – и массообмена на внешней границе тела $v=0$ записываются следующим образом:

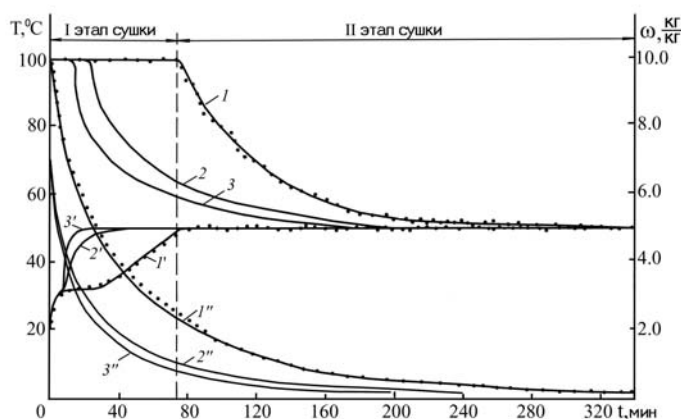
$$T|_{v=0} = T^*, \quad U_{жс}|_{v=0} = 0 \quad (18)$$

Второе из условий (18) записано в предположении, что температура мокрого термометра ниже значения T^* . В противном случае вначале второго этапа $U_{жс}|_{v=0}$ принимается равной ее значению в момент завершения первого этапа.

Температура сушильного агента определяется в соответствии с уравнением баланса энергии для этой граничной поверхности

$$\lambda_{эф} \frac{\partial T}{\partial v} \Big|_{v=0} = \alpha (T_c(t) - T|_{v=0}) - LI, \quad (19)$$

где интенсивность испарения I определяется с учетом второго выражения условия (18) по формуле (5).



1, 1' и 1'' – распределение температуры теплоносителя, температуры внешней поверхности и влагосодержание слоя толщиной $H = 10$ мм и порозністю $\varepsilon_{сл} = 0$; 2, 2' и 2'' – при $H = 15$ мм і $\varepsilon_{сл} = 0,4$; 3, 3' и 3'' – $H = 15$ мм і $\varepsilon_{сл} = 0,56$ (— – расчет, • – эксперимент).

Рис.2 – кинетика сушки слоя моркови в соответствии с предложенным оптимальным режимом

На рис.2 представлены результаты численного и физического моделирования процессов тепломассопереноса для изложенного способа сушки. Полученные экспериментальным путем графики изменения температуры сушильного агента, среднего влагосодержания материала и температуры на поверхности диспергированного слоя, а также время сушки, хорошо согласуются с расчетными данными. Это свидетельствует о возможности применения найденных численно зависимостей $T_c = T(t)$ для управления процессом сушки слоя диспергированного термолабильного материала.

Литература

1. Лыков А.В. Теория сушки. – М.: Энергия. – 1968. – 372 с.
2. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Динамика процессов тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при обезвоживании коллоидных капиллярно-пористых материалов // Пром. теплотехника. – 2003. – Т. 25. – № 3. – С. 56–66.
3. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло - и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. – 2000. – Т. 73, – № 4. – С. 851–860.
4. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. – Киев: Наук. Думка. – 1983. – 352 с.
5. Никитенко Н. И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц// ИФЖ. – 2002. – Т. 75. – № 3. – С. 128–134.
6. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. – М.: Химия. – 1980. – 248 с.
7. Деклараційний патент на винахід 62665А України А 23 В 7/02 Спосіб сушіння термолабільних матеріалів / Нікітенко М.І., Снежкін Ю.Ф., Сорокова Н.М. – № 2003043816; Заявлено 24.04.2003; Опубл. 15.12.2003; Бюл. №12.

СОЗДАНИЕ ТЕОРЕТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

Сукманов В.А., Щепин Н.Н., Миронова И.А.

Донецкий государственный университет экономики и торговли
им. М. Туган-Барановского, Донецк

Экстрагирование ценных компонентов из растительного сырья относится к важнейшим процессам, повышение эффективности которых оказывает определяющее влияние на технико-экономические показатели перерабатывающих отраслей пищевой промышленности.

В пищевой промышленности лекарственно-техническое сырье используют в виде водных и водно-спиртовых экстрактов. При этом основным этапом является экстрагирование, т.е. приготовление настоев, отваров и настоек [1].

Целью данной работы являлось построение математической модели процесса экстрагирования растворимых веществ из плодов шиповника под действием высокого давления.

Существует множество моделей экстракционных процессов как для условий непрерывности или периодичности их протекания, так и для различного направления основных потоков (прямо- и противотока, перекрестного тока) исходного материала и экстрагента.

Однако, обзор моделей экстракционных процессов показал, что существующие модели не применимы к рассмотрению данного процесса, так как отсутствует учет фактора давления.

Объектом данного исследования являлся водный экстракт шиповника.

Исследования проводились на экспериментальном стенде, разработанном Донецким государственным университетом экономики и торговли им. М. Туган – Барановского. Плоды шиповника, измельченные и высушенные, загружали в контейнер, объемом 100 мл, заливали дистиллированной водой комнатной температуры (20°C). Контейнер помещали в цилиндрическую камеру высокого давления. Давление создавалось масляным прессом, рассчитанным на усилие 150 тонн. Пресс оборудован всей необходимой аппаратурой для контроля процесса и его безопасности. Измерение температуры и давления осуществлялось термопарой, установленной внутри рабочей камеры и манганиновым датчиком давления, который установлен в системе высокого давления. Поддержание заданной температуры контейнера, находящегося в рабочей камере, осуществлялось автоматически благодаря использованию соответствующей схемы управления процессом.

Контроль и запись исследуемых параметров осуществлялись с использованием цифрового аналогового преобразователя и выводом информации на ПК с одновременным созданием файла текущего эксперимента.

После разгрузки камеры производилась фильтрация содержимого пластикового контейнера.

При построении математической модели процесса экстрагирования растворимых веществ из плодов шиповника под действием высокого давления мы ограничились рассмотрением модели двухкомпонентной смеси, состав которой описывается функцией концентрации c , определяемой как отношение массы одного из входящих в состав смеси веществ к полной массе жидкости в данном элементе объема.

Уравнения, описывающие процесс диффузии в жидких смесях, имеют следующий вид [2]:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \operatorname{div} \rho \vec{v} = 0, \quad (1)$$

где ρ – полная плотность жидкости;

$\vec{v}$ – скорость жидкости.

$$\rho \left(\frac{\partial v_i}{\partial t} + \sum_{k=1}^3 v_k \frac{\partial v_i}{\partial x_k} \right) = - \frac{\partial P}{\partial x_i} + \sum_{k=1}^3 \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\eta \left(\frac{\partial v_i}{\partial x_k} + \frac{\partial v_k}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \delta_{ik} \sum_{e=1}^3 \frac{\partial v_e}{\partial x_e} \right) \right) + \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\zeta \sum_{e=1}^3 \frac{\partial v_e}{\partial x_e} \right), \quad (2)$$

$i = 1 \dots 3$

где P – давление жидкости;

η, ζ – коэффициенты вязкости, которые в общем случае являются функциями давления и температуры.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho c) = - \operatorname{div} (\rho c \vec{v}) - \operatorname{div} \vec{i}, \quad (3)$$

где c – концентрация компонента, зависящая от координат точки и от времени;

$\vec{i}$ – плотность диффузионного потока, т.е. количество рассматриваемого вещества, переносимого путем диффузии в единицу времени через единицу поверхности.

$$\rho T \left(\frac{\partial S}{\partial t} + \vec{v} \cdot \nabla S \right) = \sum_{i,k=1}^3 \sigma'_{ik} \frac{\partial v_i}{\partial x_k} - \operatorname{div} (\vec{q} - \mu \vec{i}) - \vec{i} \cdot \nabla \mu, \quad (4)$$

где T – температура жидкости;

S – энтропия;

σ'_{ik} – вязкий тензор напряжений;

$\vec{q}$ – тепловой поток, который может зависеть не только от градиента температуры, но и в общем случае и от градиента концентрации;

μ – соответствующим образом определенный химический потенциал смеси [3].

Для получения замкнутой системы уравнений к системе (1) – (4) необходимо добавить соотношения определяющие потоки $\vec{i}$ и $\vec{q}$.

Диффузионный поток вещества $\vec{i}$ и тепловой поток $\vec{q}$ возникают в результате наличия в жидкости градиентов концентрации и температуры. В случае, когда градиенты концентрации и температуры невелики, то можно считать, что $\vec{i}$ и $\vec{q}$ являются линейными функциями $\nabla \mu$ и ∇T [2,3].

Таким образом, получим [2,3]:

$$\vec{i} = -\rho D \left(\nabla c + \frac{k_T}{T} \nabla T + \frac{k_P}{P} \nabla P \right) \quad (5)$$

$$\vec{q} = \left[k_T \left(\frac{\partial \mu}{\partial c} \right)_{P,T} - T \left(\frac{\partial \mu}{\partial T} \right)_{P,c} + \mu \right] \vec{i} - \chi \nabla T, \quad (6)$$

где χ – коэффициент теплопроводности;

D – коэффициент диффузии;

$k_T D$ – коэффициент термодиффузии;

$k_p D$ – коэффициент бародиффузии.

Предполагаем, что в жидкости нет никакого макроскопического движения, вызванного наличием градиентов температуры, давления и концентрации. Скорость такого движения будет пропорциональна этим градиентам, и поэтому члены, содержащие скорость, оказываются величинами второго порядка малости, которыми можно пренебречь. Кроме того, будем предполагать, что градиенты давления, концентрации и температуры в жидкости малы.

При таких предположениях получим систему уравнений [2,3]:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D \left(\Delta c + \frac{k_T}{T} \Delta T \right) + f \quad (7)$$

$$\frac{\partial T}{\partial t} - \frac{k_T}{c_p} \left(\frac{\partial \mu}{\partial c} \right)_{RT} \frac{\partial c}{\partial t} = \chi \Delta T, \quad (8)$$

где f – функция объемных источников вещества, которая в общем случае зависит от времени, температуры и давления.

В данном случае в уравнении (7) членом $k_T \nabla T$ пренебрегаем и соотношения (7), (8) запишем в виде:

$$\begin{aligned} \frac{\partial c}{\partial t} &= D \Delta c + f \\ \frac{\partial T}{\partial t} &= \chi \Delta T \end{aligned}$$

Рассмотрим решение уравнения (10). В данной задаче областью определения функции T , исходя из условий проведения эксперимента, является цилиндр. Область решения задачи и граничные условия на боковой поверхности в цилиндрической системе координат (ρ, φ, z) представлены на рисунке 1.

Предполагаем, что в рамках данной задачи функция распределения температуры T обладает осевой симметрией, т.е. не зависит от дуговой координаты φ цилиндрической системы.

При введенных предположениях уравнение (10) принимает следующий вид:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \chi(P(t)) \left\{ \frac{1}{\rho} \frac{\partial}{\partial \rho} \left(\rho \frac{\partial T}{\partial \rho} \right) + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right\} \quad (11)$$

Найдем решение задачи (11) методом разделения переменных [4]:

$$T = T_o + \sum_{n,m} \varphi_{n,m}^o e^{-\lambda_m^{(n)} t} \int_0^t \chi(t) dt J_o \left(\frac{\omega_m^{(n)}}{R_o} \rho \right) \sin \frac{\pi z}{H}, \quad (12)$$

где $\omega_m^{(n)}$ – m - й корень полученного уравнения;

R_o – радиус контейнера;

H – высота контейнера;

n – набор целых чисел, $n = 0 \dots \infty$.

Для расчетов на исследуемых временных интервалах вместо точного решения (12), как показали практические расчеты, удобно использовать его асимптотическое представление

$$T = T_o + \varphi_{1,1}^o e^{-\chi_1^{(1)} t} J_o \left(\frac{\omega_1^{(1)}}{R_o} \rho \right) \sin \frac{\pi z}{H}, \quad (13)$$

где χ – некоторая средняя величина коэффициента теплопроводности.

Рассмотрим решение уравнения (9). Решение задачи диффузии вещества и граничные условия на боковых поверхностях в цилиндрической системе координат представлены на рисунке 2.

Предполагаем, что аналогично температуре T , функция распределения концентрации вещества c обладает осевой симметрией. Тогда уравнение (9) запишется в виде:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D \left(\frac{1}{\rho} \frac{\partial}{\partial \rho} \left(\rho \frac{\partial c}{\partial \rho} \right) + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) + f \quad (14)$$

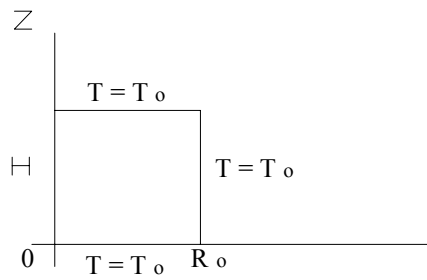


Рис. 1 – Область решения задачи и граничные условия на боковой поверхности в цилиндрической системе координат

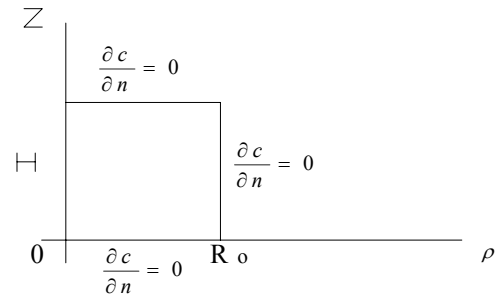


Рис. 2 – Решение задачи диффузии вещества и граничные условия на боковых поверхностях в цилиндрической системе координат

Граничные условия на стенках контейнера в цилиндрической системе координат имеют вид:

$$\frac{\partial c}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0 \quad (15)$$

$$\frac{\partial c}{\partial z} \Big|_{z=H} = 0 \quad (16)$$

$$\frac{\partial c}{\partial \rho} \Big|_{\rho=R_o} = 0 \quad (17)$$

Решение задачи (14)-(17) можно найти методом разделения переменных [4].

Представим решение неоднородной задачи диффузии следующим сходящимся рядом:

$$c = \sum_{n,m} \psi_{n,m}(t) I_o \left(\frac{\omega_m^{(n)} \rho}{R} \right) \cos \frac{\pi n z}{H}, \quad (18)$$

в котором $\psi_{n,m}$ определяются из решения уравнения:

$$\psi'_{n,m} + \lambda_{n,m} D \psi_{n,m} = f_{n,m}(t), \quad (19)$$

где $f_{n,m}$ – коэффициенты разложения функции f по системе базисных функций.

При построении математической модели изменения концентрации экстрактивных веществ в водном экстракте шиповника, полученном обработкой высоким давлением, предполагалось, что функция источника f , коэффициент диффузии D и коэффициент теплопроводности χ , зависящие от величины давления, на исследуемых интервалах времени могут быть разложены в ряд Тейлора, коэффициенты которого определяются из экспериментальных и табличных данных. Как показали исследования математической модели и ее сравнение с экспериментальными исследованиями при описании процесса экстракции можно считать, что

$$D \approx D_o + D_1 \langle T \rangle, \quad f(t) \approx \begin{cases} 0, & H_1 < z < H \\ f_o + f_1, & 0 < z < H_1 \end{cases}, \quad \chi(t) \approx \chi_o, \quad (20)$$

где D_o, χ_o – некоторые эффективные коэффициенты диффузии и теплопроводности;

f_o, f_1, H_1 – определяются из экспериментальных данных;

H_1 – толщина слоя шиповника в растворе;

$\langle T \rangle$ – усредненная по объему температура.

Будем предполагать также $\varphi_o = \tilde{\varphi}_o = \text{const}$.

При данных предположениях получаем:

$$\varphi_{o_{mm}} = \frac{4 \tilde{\varphi}_o J_1 \left(\omega_m^{(n)} \right) \sin \pi n}{\omega_m^{(n)} J_o^2 \left(\omega_m^{(n)} \right) \pi n} \quad (21)$$

$$f_{n,m} = \frac{4(f_o + f_1 t)}{\pi n} \frac{J_1(\omega_m^{(n)})}{\omega_m^{(n)} J_o^2(\omega_m^{(n)})} \sin \frac{\pi n H_1}{H}$$

С учетом уравнения (13) получим выражение для средней по объему температуры:

$$\langle T \rangle = \frac{\int T dV}{V} = T_o + \frac{4\varphi_{1,1}^o J_1(\omega_1^{(1)})}{\omega_1^{(1)} \pi} e^{-\lambda_1^{(1)} \langle \chi \rangle t} \quad (22)$$

Таким образом, функция $\psi_{n,m}$ будет иметь следующий вид:

$$\psi_{n,m} = e^{-\lambda_{n,m} \left\{ (D_o + D_1 T_o) t - \frac{D_1 \tilde{A}}{\beta} e^{-\tilde{\beta} t} \right\}} \left[\varphi_{o,n,m} + \int_0^t \tilde{c}_{n,m} (f_o + f_1 t) \times e^{\lambda_{n,m} \left\{ (D_o + D_1 T_o) t - \frac{D_1 \tilde{A}}{\beta} e^{-\tilde{\beta} t} \right\}} dt \right] \quad (23)$$

где

$$\tilde{A} = \frac{4\varphi_{1,1}^o J_1(\omega_1^{(1)})}{\omega_1^{(1)} \pi}; \beta = \lambda_1^{(1)} \langle \chi \rangle; \tilde{c}_{n,m} = \frac{4J_1(\omega_m^{(n)})}{\omega_m^{(n)} J_o^2(\omega_m^{(n)})} \frac{\sin \frac{\pi n H_1}{H}}{\pi n} \quad (24)$$

Поскольку в эксперименте определялись средние по объему значения концентрации, то определим величину:

$$\langle c \rangle = \frac{\int c(\rho, z, t) dV}{V}$$

Используя соотношение (18), получим:

$$\langle c \rangle = \sum_m \psi_{m,o} \frac{2J_1(\omega_m^{(o)})}{\omega_m^{(o)}}, \quad (26)$$

где $\psi_{m,o}$ – определяются формулами (21) и (23) при $n=0$.

Для определения неизвестных коэффициентов воспользуемся методом наименьших квадратов [5]. Для этого представим функцию $\langle c \rangle$ в виде:

$$\langle c \rangle = a(t)f_o + b(t)f_1 + c(t) \quad (27)$$

где

$$\begin{aligned} a(t) &= \sum_m \frac{2J_1(\omega_m^{(o)})}{\omega_m^{(o)}} \times e^{-\lambda_{o,m} \left\{ (D_o + D_1 T_o) t - \frac{D_1 \tilde{A}}{\beta} e^{-\tilde{\beta} t} \right\}} \times \tilde{c}_{o,m} \int_0^t e^{\lambda_{o,m} \left\{ (D_o + D_1 T_o) t - \frac{D_1 \tilde{A}}{\beta} e^{-\tilde{\beta} t} \right\}} \times dt \\ b(t) &= \sum_m \frac{2J_1(\omega_m^{(o)})}{\omega_m^{(o)}} \times e^{-\lambda_{o,m} \left\{ (D_o + D_1 T_o) t - \frac{D_1 \tilde{A}}{\beta} e^{-\tilde{\beta} t} \right\}} \times \tilde{c}_{o,m} \int_0^t t e^{\lambda_{o,m} \left\{ (D_o + D_1 T_o) t - \frac{D_1 \tilde{A}}{\beta} e^{-\tilde{\beta} t} \right\}} \times dt \\ c(t) &= \sum_m \frac{2J_1(\omega_m^{(o)})}{\omega_m^{(o)}} \times e^{-\lambda_{o,m} \left\{ (D_o + D_1 T_o) t - \frac{D_1 \tilde{A}}{\beta} e^{-\tilde{\beta} t} \right\}} \times \varphi_{o,o,m} \end{aligned} \quad (28)$$

Используя экспериментальные данные концентрации растворимых веществ в водном экстракте шиповника (рис. 3,4), получим систему уравнений для нахождения f_o и f_1 :

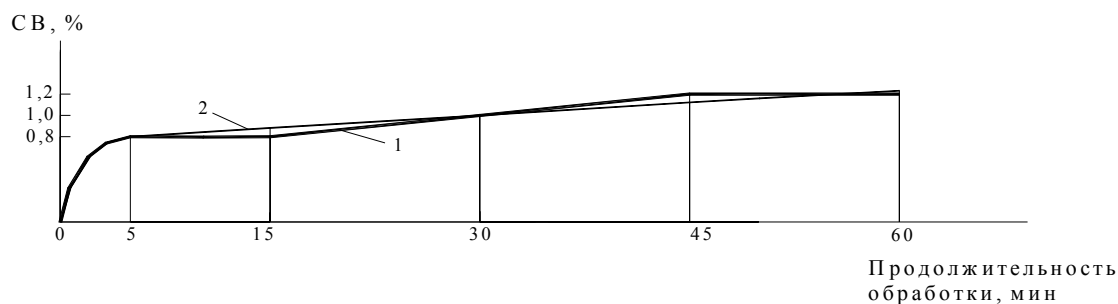
$$\begin{aligned} f_o \sum_{i=1}^n a(t_i)^2 + f_1 \sum_{i=1}^n a(t_i) b(t_i) &= \sum_{i=1}^n a(t_i) (y_i - c(t_i)) \\ f_o \sum_{i=1}^n a(t_i) b(t_i) + f_1 \sum_{i=1}^n b(t_i)^2 &= \sum_{i=1}^n b(t_i) (y_i - c(t_i)) \end{aligned} \quad (29)$$

где n – количество измерений,
 y_i – значения концентрации растворимых веществ в водном экстракте шиповника в момент времени t_i .

Система (29) может быть решена стандартными методами линейной алгебры.

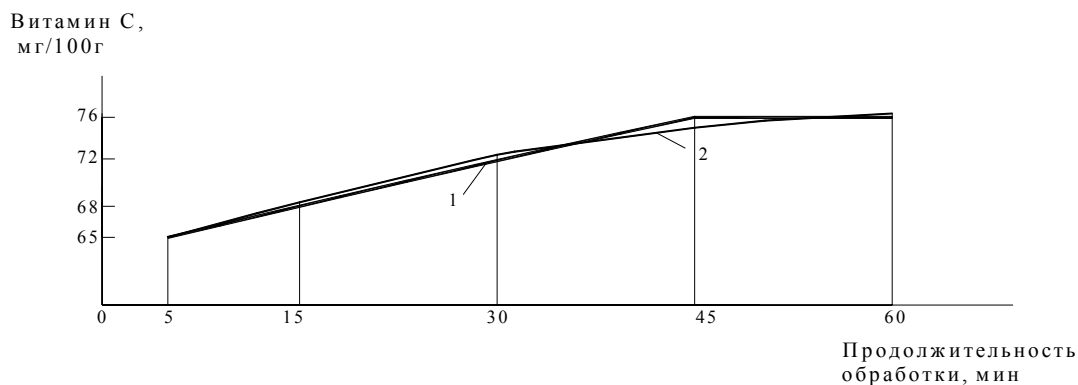
Разработана программа, реализующая приведенный алгоритм построения математической модели исследования изменения концентрации сухих растворимых веществ и витамина С в водном экстракте шиповника.

На рисунках 3 и 4 приведены графики зависимостей средней концентрации сухих растворимых веществ и витамина С в водном экстракте шиповника, полученные с помощью математической модели и экспериментально.



1 – кривая, построенная на основе экспериментальных данных, 2 – кривая, построенная с помощью математической модели

Рис. 3 – Содержание сухих растворимых веществ в водном экстракте шиповника, полученном обработкой давлением 200 МПа при температуре 23 °С



1 – кривая, построенная на основе экспериментальных данных, 2 – кривая, построенная с помощью математической модели

Рис. 4 - Содержание витамина С в водном экстракте шиповника, полученном обработкой давлением 200 МПа при температуре 23 °С;

Как видно из рисунков 3, 4, разница между расчетной и экспериментальной кривыми незначительна (коэффициенты корреляции равны 0,960 и 0,967 соответственно). Поэтому, полученная теоретическая модель адекватно описывает рассматриваемый процесс экстракции и может использоваться для прогнозирования выхода сухих растворимых веществ и витамина С из плодов шиповника.

Таким образом, была получена теоретическая модель процесса экстрагирования растворимых веществ из плодов шиповника, учитывающая влияние высокого давления.

В дальнейшем предполагается использовать теоретическую модель для нахождения наиболее рационального режима обработки плодов шиповника высоким давлением.

Литература

1. Лысянский В.М. Экстрагирование в пищевой промышленности / В.М. Лысянский, С.М. Гребенюк. – М.: Агропромиздат, 1987. – 187 с.
2. Ландау Л.Д. Теоретическая физика / Л.Д. Ландау, Е.М. Лифшиц. – М.: Наука, 1971. – 734 с.

3. Аксельруд Г.А. Экстрагирование (система твердое тело – жидкость) / Г.А. Аксельруд, В.М. Лысянский. – Л.: Химия, 1974.
4. Тихонов А.Н. Уравнения математической физики / А.Н. Тихонов, А.А. Самарский. – М.: Наука, 1972.
5. Корн Г., Корн Т. Справочник по высшей математике для научных работников и инженеров. Определения, теоремы, формулы: Пер. с англ. под общ. ред. И.Г. Арамановича. – М.: Наука, 1978 – 832 с.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ СУШКИ КАПИЛЛЯРНО–ПОРИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ НА БАЗЕ МОЛЕКУЛЯРНО – РАДИАЦИОННОЙ ТЕОРИИ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА

Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Сушка дисперсных материалов, широко применяемая в различных отраслях промышленности и сельскохозяйственного производства, требует значительных энергетических и материальных затрат. Современной тенденцией развития сушильных технологий является достижение энерго – и ресурсосбережения, интенсификации процесса обезвоживания при сохранении высокого качества готовой продукции. Для оптимизации технологий сушки по критериям качества, отвечающим указанным тенденциям, требуется дальнейшее развитие теории взаимосвязанных процессов тепломассопереноса, фазовых превращений и деформирования при сушке и на этой базе разработка математических моделей, которые адекватно описывают процессы обезвоживания материалов.

К настоящему времени предложено несколько подходов к математическому описанию процесса сушки. Раннее предложенные математические модели динамики сушки, в частности модели Лыкова А.В. [1], Витаккера С. [2], Гринчика Н.Н., Куца П.С., Акулича П.В. [3], имеют определенные недостатки, которые снижают степень их адекватности. Они не учитывают влияние усадки материала на динамику обезвоживания. Однако объем многих коллоидных капиллярно – пористых тел в процессе сушки уменьшается в несколько раз, что, естественно, существенно сказывается на его динамике. При описании процесса сушки, обычно предполагается [1–4], что жидкая фаза является однокомпонентной. Однако на практике удаляемая влага весьма часто представляет собой многокомпонентный раствор.

Существенное влияние на сушку оказывают связанные с ней активационные процессы, в частности испарение и диффузия, интенсивность которых резко возрастает с повышением температуры. В указанных моделях интенсивность активационных процессов определяется приближенно на базе феноменологического подхода. Так в математической модели сушки Лыкова интенсивность фазового перехода жидкости в пар выражается через критерий фазового перехода, представляющий собой отношение изменения влагосодержания тела вследствие фазового перехода к общему его изменению в результате переноса влаги и фазового перехода. Поскольку в физическом плане процессы влагопереноса и испарения могут протекать независимо, такой прием может рассматриваться как замена одной искомой функции на другую. В работе Витаккера для нахождения интенсивности испарения предлагается использовать уравнение переноса для жидкой фазы. Однако при этом необходимо располагать функцией влагосодержания, которая так же является искомой функцией, поэтому система уравнений сушки оказывается фактически незамкнутой. В модели Гринчика Н.Н., Куца П.С. и Акулича П.В. интенсивность испарения определяется по уравнению, полученному путем дифференцирования по времени экспериментально найденного выражения для изотермы сорбции. Из этого уравнения следует, что при стационарном неравновесном состоянии влажного тела интенсивность испарения равна нулю, тогда как в действительности она может быть весьма значительной.

В работах [5,6] развивается новый подход к определению интенсивности процессов испарения и диффузии, который базируется на молекулярно – радиационной теории переноса [7], и в частности, законе интенсивности спектрального излучения частиц [7,8]

$$q_{iv} = \varepsilon_v n_{iv} i h \nu, \quad (1)$$

где q_{iv} — энергия фотонов частоты ν , которые излучают в единицу времени частицы единичного объема, находящиеся на i — том энергетическом уровне по частоте ν ; $h \nu$ — энергия фотона; h — постоянная Планка; n_{iv} — плотность частиц, находящиеся по частоте ν на i — том энергетическом уровне; ε_v — ко-

эффицент излучения, $\varepsilon_v \neq f(i)$. Отношение $\varepsilon_{\beta v}$ к эффективному сечению поглощения $\sigma_{\beta v}$ частицы не зависит от вида частиц β .

Элементарный закон теплового излучения (1) найден исходя из концепции переноса энергии материальными носителями, непрерывно испускаемыми и поглощаемыми частицами вещества. Эта концепция находится в соответствии с тем фактом, что все макроскопические тела непрерывно испускают и поглощают энергию. Закон излучения частиц лежит в основе молекулярно-радиационной теории теплопереноса, в рамках которой получено интегродифференциальное уравнение переноса энергии [7]

$$\frac{\partial E(r, t)}{\partial t} = \int_W \left[E\left(r + \eta, t - \frac{|\eta|}{c}\right) - E(r, t) \right] N dW, \quad N = \varepsilon F \Phi(\eta). \quad (2)$$

где E — удельная внутренняя энергия; W — объем; r и η — радиусы — векторы; F — эффективное сечение поглощения частиц единичного объема; $\Phi = \exp(-F\eta)/(4\pi\eta)$.

В предельных случаях (2) переходит в уравнение теплопроводности Фурье и гиперболическое уравнение, которое используется для описания интенсивных нестационарных процессов. Из (2) вытекает следующее выражение для объемного теплосодержания многокомпонентного тела

$$E = 9kT^4 \sum_{\beta=1}^B \frac{n_{\beta}}{g_{\beta}^3} \int_0^{g_{\beta}/T} \frac{z^3 dz}{\exp(z) - 1}; \quad g_{\beta} = \frac{h\nu_{\beta}^*}{k}; \quad \nu_{\beta}^* = \left(\frac{9n_{\beta}c^3}{8\pi\gamma_{\beta}} \right)^{1/3}, \quad (3)$$

где γ_{β} — вероятное число степеней свободы частиц компонента β ($\beta=1, 2, \dots, B$), которые обмениваются энергией с одной стоячей волной. При $B=1$ и $\gamma_{\beta} = 3(c/w_3)^2/2$, где w_3 — скорость звука, выражения для E и объемной теплоемкости $c_V = \partial E / \partial T$ переходят [7] в формулы Дебая. Последние хорошо согласующиеся с экспериментом, однако получены в предположении, что изменение энергии частиц твердого тела связано с распространением по его объему упругих волн, каждая из которых реализуется одной степенью свободы. По современным представлениям упругая волна является следствием коллективного колебания атомов. Из закона интенсивности спектрального излучения частиц вытекают формула Планка для лучеиспускательной способности абсолютно черного тела и закон Максвелла — Больцмана о распределении частиц по энергиям, которые подтверждены многочисленными экспериментальными данными.

Интенсивность диффузии, испарения, тепловой ионизации, диссоциации, химических реакций резко возрастает с повышением температуры. Это объясняется активацией частиц вследствие некоторых флуктуационных процессов, природа которых до недавнего времени оставалась неясной. На базе закона (1) сформулирован следующий механизм диффузии. Предельный уровень энергии $I_{\beta v}$, на котором может находиться частица компонента β в активационных процессах, определяется из условия $I_{\beta v} h\nu < A_{\beta} \leq (I_{\beta v} + I)h\nu$, где A_{β} — энергия активации. Частица, находящаяся на уровне $I_{\beta v}$, после поглощения фотона $h\nu$ активизируется и, отдавая энергию $(I_{\beta v} + I)h\nu$, разрывает связи с соседними частицами, совершает диффузионный переход и оказывается на нулевом энергетическом уровне в соседней ячейке. Динамика диффузионных процессов в конденсированной системе определяется функцией распределения частиц по энергиям и интенсивностью перехода их с данного энергетического уровня на следующий более высокий уровень. Выражение для функции распределения частиц компонента β по энергиям в активационных процессах, найденное на основе закона излучения (1), имеет вид [5]

$$w_{\beta v} = \left[1 - \exp\left(-\frac{h\nu}{kT}\right) \right] \left[1 - \exp\left(-\frac{(I_{\beta v} + I)h\nu}{kT}\right) \right]^{-1} \exp\left(-\frac{E_{\beta v}}{kT}\right). \quad (4)$$

Вероятное число частиц единичного объема тела, которые за единицу времени достигают энергии активации и совершают диффузионный перескок

$$\dot{n}'_{\beta v} = n_{\beta v} w_{\beta v} c \sigma_{\beta v} \chi_v = n_{\beta v} \varepsilon_{\beta v} s^{I_{\beta v} + I} (1 - s^{I_{\beta v} + I}) = n_{\beta v} \varepsilon_{\beta v} / \{ \exp[A_{\beta}/(kT)] - 1 \}. \quad (5)$$

Суммируя это выражение по всем частотам ν , а за тем умножая полученное уравнение на массу частицы m_{β} , находим массу частиц компонента β из единичного объема, которые за единицу времени достигают энергии активации

$$G_{\beta} = \varepsilon_{\beta} \rho_{\beta} [\exp(A_{\beta}/kT) - 1]^{-1}, \quad (6)$$

где ε_{β} — осредненный по частотам коэффициент излучения; $\rho_{\beta} = n_{\beta} m_{\beta} = \sum_v n_{\beta v} m_{\beta}$.

Поскольку вероятное число диффузионных переходов, совершаемых атомом сорта β за единицу времени, есть G_{β} / ρ_{β} , а за каждый переход атом преодолевает расстояние l_{β} , то его средняя скорость $w_{\beta} = l_{\beta} G_{\beta} / \rho_{\beta}$. Согласно элементарной кинетической теории переноса плотность диффузионного потока атомов сорта β через плоскость z в положительном направлении составляет [5], $j_{\beta}^{+}(z) = l_{\beta} G_{\beta}(z - l_{\beta}) / 6$, а в обратном направлении $j_{\beta}^{-}(z) = l_{\beta} G_{\beta}(z + l_{\beta}) / 6$. Результирующая плотность диффузионного потока атомов в направлении z равна

$$j_{\beta} = j_{\beta}^{+} - j_{\beta}^{-} = -l_{\beta}^2 (\partial G_{\beta} / \partial z) / 3. \quad (7)$$

Величина G_{β} может рассматриваться как потенциал массопереноса для конденсированных тел. Для газов величиной, эквивалентной удельному числу диффузионных перескоков G_{β} / m_{β} , является число столкновений молекул компонента β в единичном объеме за единицу времени $G_{\beta} / m_{\beta} = n_{\beta} \bar{w}_{\beta}'' / l_{\beta}''$, где l_{β}'' — длина свободного пробега молекул, а $\bar{w}_{\beta}$ — их средняя скорость. При этом выражение для плотности потока β -го компонента газовой смеси $j_{\beta}'' = -l_{\beta}''^2 (\partial G_{\beta}'' / \partial z) / 3 \approx -l_{\beta}'' \bar{w}_{\beta}'' (\partial \rho_{\beta} / \partial z) / 3$ совпадает с известной формулой элементарной кинетической теории газов.

Поскольку определение величины ε_{β} сопряжено с определенными трудностями, а изменением ее по координате z обычно можно пренебречь, в качестве потенциала массопереноса в конденсированных средах может использоваться выражение

$$\Omega_{\beta} = \rho_{\beta} \{ \exp[A_{D\beta} / (kT)] - 1 \}^{-1}. \quad (8)$$

В результате подстановки выражения (7) в уравнение сохранения массы компонента β [5] $\partial \rho_{\beta} / \partial t = -\text{div}(J_{\beta})$, где $\rho_{\beta} = m_{\beta} n_{\beta}$, $J_{\beta} = m_{\beta} j_{\beta}$, m_{β} — масса атома компонента β , с учетом соотношений (6), (7), получаем уравнение массопереноса, которое может быть представлено в виде

$$\partial \rho_{\beta} / \partial t = \text{div}(D_{\beta} \text{grad} \rho_{\beta}) + \text{div}[(K_{\beta} / T) \text{grad} T], \quad (9)$$

где D_{β} и K_{β} — коэффициенты диффузии и термодиффузии частиц компонента β ,

$$D_{\beta} = \frac{l_{\beta}^2}{3} \varepsilon_{\beta} \left[\exp\left(\frac{A_{\beta}}{kT}\right) - 1 \right]^{-1}, K_{\beta} = \frac{l_{\beta}^2}{3} \rho_{\beta} \varepsilon_{\beta} \frac{A_{\beta}}{kT} \exp\left(\frac{A_{\beta}}{kT}\right) \left[\exp\left(\frac{A_{\beta}}{kT}\right) - 1 \right]^{-2}. \quad (10)$$

Выражение для D_{β} хорошо согласуется с экспериментальными данными [4] и при $A_{\beta} / RT \gg 1$ переходит в эмпирическую формулу Аррениуса, а при $A_{\beta} / RT \ll 1$ — в формулу Эйнштейна для жидких сред.

Механизм испарения несколько отличается от механизма диффузии [6]. Вероятное число активизирующихся частиц определяется выражением (6). Эти частицы, теряя накопленную энергию, перемещаются с равной вероятностью во всех направлениях. Те из них, которые расположены вблизи свободной поверхности и их путь до этой поверхности не превышает δ^* , отрываются от тела. Величина $\delta^* \approx A / (\xi n)$, где $\xi = \text{const}$, и может рассматриваться как толщина приграничного слоя, примыкающего к свободной поверхности достаточно массивного конденсированного тела, в котором протекает процесс испарения. Вероятность испарения активизированной частицы, находящейся от наружной поверхности на расстоянии $\eta \leq \delta^*$, равна [6] $w_u(\eta) = (1 - \eta / \delta^*) / 2$, а масса частиц, испаряющихся в элементарном слое $d\eta$ единичной площади $dI_u = w_u(\eta) G_{\beta} d\eta$. Интенсивность испарения слоя толщиной δ находится путем интегрирования dI_u по толщине испаряющегося слоя

$$I_u = \varepsilon A \bar{\delta} (2 - \bar{\delta}) / \{ \exp(A / kT) - 1 \}^{\xi}, \quad (11)$$

где $\bar{\delta} = \delta / \delta^*$ при $0 < \delta < \delta^*$ и $\bar{\delta} = 1$ при $\delta > \delta^*$. Удельный поток конденсирующихся молекул пара I_k находится на базе закона Максвелла о распределении молекул по скоростям,

$$I_k = f_k m P_n / \sqrt{2\pi k m T},$$

где f_κ — коэффициент конденсации; P_n — парциальное давление пара.

В условиях теплового равновесия системы конденсированное тело – газовая фаза температуры фаз и потоки массы испаряющихся и конденсирующихся молекул равны, т.е. $T_n=T$ и $I_n=I_\kappa$, а давление пара P_n равно равновесному давлению пара P_p . При этих условиях из выражений (11) и (12) находим, что

$$P_p = N\sqrt{T}[\exp(A/kT) - I]^{-1}, \quad N = \varepsilon A \bar{\delta}(2 - \bar{\delta})\sqrt{2\pi km}/(4\xi_\kappa). \quad (13)$$

Для массивных тел, для которых $\bar{\delta}=1$, (13) переходит в формулу для давления насыщенного пара

$$P_n = \gamma_n \sqrt{2\pi km} \sqrt{T} [\exp(A/kT) - I]^{-1}, \quad \gamma_n = \varepsilon A / (4\xi_\kappa). \quad (14)$$

Формула (14) хорошо согласуется с известными экспериментальными данными, представленными в литературе для ряда жидкостей в виде таблиц насыщенного пара и жидкости на линии насыщения.

В результате деления выражения (13) на (14) приходим к уравнению

$$P_p / P_n = \bar{\delta}(2 - \bar{\delta}) = \varphi. \quad (15)$$

Из этого уравнения следует, что толщина слоя конденсата $\delta^{жс}$ на поверхности неиспаряющегося тела в среде с влажностью Φ равна [6]:

$$\delta^{жс} = \delta^* \bar{\delta} = \delta^* (1 - \sqrt{1 - P_n / P_n}) = \delta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi}). \quad (16)$$

Согласно (16) по мере увеличения массы жидкости, вводимой в замкнутую изотермическую полость, равновесная толщина слоя конденсата на поверхности полости монотонно возрастает до тех пор, пока давление пара не достигнет давления насыщения. Дальнейшее увеличение введенной массы жидкости не приводит к изменению $\delta^{жс}$.

На базе (14) и уравнения Клапейрона-Клаузиуса получена формула для теплоты фазового перехода:

$$r = N(v'' - v')\Phi(T), \quad \Phi(T) = \frac{\sqrt{T}}{2} \left[\exp\left(\frac{A}{RT} - I\right) \right]^{-1} + \frac{A}{R\sqrt{T}} \exp\left(\frac{A}{RT}\right) \left[\exp\left(\frac{A}{RT} - I\right) \right]^{-2}. \quad (17)$$

Результирующий поток испарения I на поверхности однокомпонентного тела при $T \neq T_c$

$$I = n\varepsilon\delta^* \left\{ \bar{\delta}(2 - \bar{\delta}) [\exp(A/RT|_{v=0}) - I]^{-1} - \varphi_c [\exp(A/RT_c) - I]^{-1} \right\} / 4, \quad \varphi_c = P_c / P_n. \quad (18)$$

Для жидкой смеси равновесное давление пара $P_{p\beta}$ компонента β ($\beta=1,2,\dots,B$) находится из условия равенства потоков $I_{ис,\beta} = I_{к,\beta}$ испаряющихся и конденсирующихся молекул

$$P_{p\beta} = n_\beta \varepsilon_\beta \delta_\beta^* \bar{\delta}_\beta (2 - \bar{\delta}_\beta) [\exp(A_\beta / RT) - I]^{-1} \sqrt{2\pi km_\beta T} / (4f_\beta), \quad (19)$$

где $\delta_\beta^* = A_\beta / (\xi_\beta \sum_\psi n_\psi m_\psi / m_\beta)$. Если толщина слоя конденсированной смеси $\delta_\beta^{жс} \geq \delta_\beta^*$, то $\bar{\delta}_\beta = 1$ и

$P_{p\beta} = P_{n\beta}$. Коэффициент конденсации f_β частицы β – го компонента паровой фазы на поверхности многокомпонентной жидкости находится по формуле

$$f_\beta = \sum_\gamma f_{\beta\gamma} \Psi_\gamma = \sum_\gamma f_{\beta\gamma} U_\gamma / \rho_\gamma = f_{\beta\beta} \sum_\gamma (f_{\beta\gamma} U_\gamma / f_{\beta\beta} \rho_\gamma), \quad (20)$$

где $f_{\beta\gamma}$ — коэффициент конденсации пара компонента β на поверхности чистого жидкого компонента γ ; Ψ_γ — объемная доля компонента γ в растворе.

В результате почленного деления (19) на уравнение (13), записанное для чистого β – го компонента, когда $P_p = P_{p\beta}^0$, $\bar{\delta} = \bar{\delta}_\beta^0$, $\delta^* = \delta_\beta^{*0}$ и $f = f_\beta^0$, приходим к формуле

$$P_{p\beta} = \frac{U_\beta}{\sum_\beta U_\beta} \frac{\delta_\beta^* \bar{\delta}_\beta (2 - \bar{\delta}_\beta) f_\beta^0}{\delta_\beta^{*0} \bar{\delta}_\beta^0 (2 - \bar{\delta}_\beta^0) f_\beta} P_{p\beta}^0. \quad (21)$$

Когда $\delta_\beta^{жс} \geq \delta_\beta^*$, $m_\beta = m = const$ и $f_\beta = f_\beta^0$, из (21) вытекает эмпирический закон Рауля

$$P_{p\beta} = P_{p\beta}^0 n_\beta / \sum_\beta n_\beta = P_{p\beta}^0 x_\beta^{жс}, \quad (22)$$

для идеального раствора жидкостей, смешение которых происходит без изменения объема, с близкими по свойствам молекулами, когда $U_\beta / \sum_\beta U_\beta = n_\beta m_\beta / \sum_\beta (n_\beta m_\beta) \approx n_\beta / \sum_\beta n_\beta = x_\beta^{\text{жс}}$. Запишем (21)

для массивного слоя бинарного предельно разбавленного раствора компонента $\beta = 2$ в растворителе $\beta = 1$ в форме $P_{p2} = K_2 x_2^{\text{жс}}$, где $K_2 = m_2 f_2^0 P_{p2}^0 / (m_1 f_2) \neq P_{p2}^0$. Формула для P_{p2} представляет собой эмпирический закон Генри, а выражение для K_2 раскрывает физический смысл константы Генри.

Теплота фазового перехода летучего компонента β ($\beta = 1, 2, \dots, B$) раствора, содержащего $\tilde{B}$ нелетучих компонентов и B^* инертных газов, при температуре T равна

$$r_\beta = (v'_\beta - v''_\beta) n_\beta \varepsilon_\beta \delta_\beta^* \bar{\delta}_\beta (2 - \bar{\delta}_\beta) \sqrt{2\pi k / m_\beta} \Phi(T) / (4 f_\beta) - v'_\beta \left\{ \left[\left(1 - \sum_\beta (1/v'_\beta) / \sum_\beta (1/v''_\beta) \right) T \sum_\beta (R_\beta^* U_\beta^*) \right] / \left[1 - \tilde{\Psi} - U / \sum_\beta (1/v'_\beta) \right] + P_\kappa \right\}. \quad (23)$$

Здесь U и U_β^* — объемные концентрации всех летучих компонентов и инертного компонента; $\tilde{\Psi}$ — объемная доля всех нелетучих компонентов.

Располагая функциями $I_{\text{ис},\beta}$, $I_{\kappa,\beta}$ и $P_{p\beta}$, выражение для результирующего удельного потока испарения β -го компонента в смеси может быть представлено в следующем виде

$$I_\beta = \frac{U_\beta}{4\mu_\beta} N_A \varepsilon_\beta \delta_\beta^* \left\{ \bar{\delta}_\beta (2 - \bar{\delta}_\beta) \left[\exp\left(\frac{A_\beta}{RT|_{v=0}}\right) - 1 \right]^{-1} - \varphi_{\beta\kappa} \left[\exp\left(\frac{A_\beta}{RT_c}\right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad \varphi_{\beta\kappa} = \frac{P_{\beta c}}{P_{n\beta\beta}}. \quad (24)$$

Толщина конденсированного слоя смеси на неиспаряющейся поверхности

$$\delta_{\text{см}}^{\text{жс}} = \max\{\delta_\beta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi_\beta})\}. \quad (25)$$

Во втором периоде сушки, когда $U_\beta|_{v=0} = 0$, интенсивность испарения β -го компонента

$$I_\beta = -D_\beta (\partial U_\beta / \partial x)_{v=0}. \quad (26)$$

Для нахождения интенсивности фазового перехода $I_{V\beta}$ жидкости в пар в капиллярах единичного объема пористого тела необходимо располагать площадью S контакта фаз. Площадь S может быть найдена через дифференциальную функцию распределения пор по размерам $f(r) = dV / dr$, где dV — суммарный объем пор радиуса от r до $r+dr$ в единичном объеме тела. Общая длина капилляров радиуса от r до $r+dr$ равна $f(r) dr / (\pi r^2)$. Согласно (25) принимается, что в каждый момент времени t на поверхности капилляров радиуса $r > \delta_{\text{см}}^{\text{жс}}$ образуется слой конденсата, толщиной $\delta_{\text{см}}^{\text{жс}}(T, \varphi_{\text{см}})$, а капилляры радиуса $r \leq \delta_{\text{см}}^{\text{жс}}$ заполнены жидкостью полностью. Площадь контакта жидкой и газообразной фаз в капиллярах единичного объема тела с радиусами от r до $r+dr$, причем $r \geq \delta^{\text{жс}}$, составит $dS = f(r) 2\pi(r - \delta) dr / (\pi r^2)$. Общая площадь контакта фаз

$$S = \int_{r_{\min} + \delta}^{r_{\max}} dS = 2 \int_{r_{\min} + \delta}^{r_{\max}} \frac{f(r)}{r} dr - 2\delta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi_{\text{см}}}) \int_{r_{\min} + \delta}^{r_{\max}} \frac{f(r)}{r^2} dr. \quad (27)$$

В соответствии с выражением (24) и условием, что температуры фаз в каждой точке тела совпадают, интенсивность $I_{V\beta}$ испарения β -го компонента раствора в единичном объеме тела

$$I_{V\beta} = \gamma_{V\beta} \frac{U_\beta}{\mu_\beta} N_A \varepsilon_\beta \delta_\beta^* \left[\exp\left(\frac{A_\beta}{RT|_{v=0}}\right) - 1 \right]^{-1} [\bar{\delta}_\beta (2 - \bar{\delta}_\beta) - \varphi_\beta]. \quad (28)$$

Здесь $\varphi_\beta = P_\beta / P_{n\beta}(T)$; $\gamma_{V\beta} = \gamma_{V0\beta} S$ — коэффициент объемного испарения; $0 < \gamma_{V0\beta} \leq 1$.

Давления компонентов парогазовой смеси P_Γ в порах тела, выражается через температуру T , объемные концентрации жидких U_β ($\beta = 1, 2, \dots, B$) и парообразных U_β^* ($\beta = 1, 2, \dots, B$) летучих компонен-

тов, газообразных инертных U_{β}^* ($\beta = 1, 2, \dots, B^*$) и нелетучих жидких $\tilde{U}_{\beta}$ ($\beta = 1, 2, \dots, \tilde{B}$) компонентов следующим образом. Объемная доля жидких компонентов в пористом теле $\Psi = \sum_{\beta} (U_{\beta} / \rho_{\beta}) + \sum_{\beta} (\tilde{U}_{\beta} / \tilde{\rho}_{\beta})$, где ρ_{β} , $\tilde{\rho}_{\beta}$ – истинные плотности этих компонентов. Объемная доля парогазовой смеси Ψ_{ε} находится через объемные доли компонентов жидкости Ψ и твердого скелета Ψ_m : $\Psi_{\varepsilon} = 1 - \Psi_m - \Psi$. Парциальные плотности компонентов пара и инертного газа в парогазовой смеси равны $\rho_{\beta}'' = U_{\beta}'' / \Psi_{\varepsilon}$, $\rho_{\beta}^* = U_{\beta}^* / \Psi_{\varepsilon}$, а их парциальные давления P_{β}'' и P_{β}^* находятся по уравнению состояния для газа. Давление в жидкой фазе $P_{\text{ж}}$ определяется суммой

$$P_{\text{ж}} = \sum_{\beta} P_{\beta}'' + \sum_{\beta} P_{\beta}^* + P_{\text{к}}, \quad (29)$$

где капиллярное давление $P_{\text{к}}$ находится как среднее капиллярное давление жидкости в порах капиллярно – пористого тела [10]

$$P_{\text{к}} = 2\sigma_{\text{см}}(T) \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} \frac{\theta}{r} f dr / \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} \theta f dr = \frac{2\sigma_{\text{см}}(T)}{r^*}, \quad (30)$$

где f – дифференциальная функция распределения пор по размерам; θ – объемная доля капилляров радиуса r , заполненных жидкостью

$$\theta(T, \varphi, r) = \pi [r^2 - (r - \delta^{\text{жс}})^2] / \pi r^2 = 2\delta^{\text{жс}} / r - \delta^{\text{жс}^2} / r^2, \quad (31)$$

где r^* – характеристический радиус пор, $r_{\min} < r^* < r_{\max}$; $\sigma_{\text{см}}$ – поверхностное натяжение смеси, которое приближенно может быть найдено на основе вытекающего из формулы Маклеода – Сагдена выражения $\sigma_{\text{см}}^{1/4} = \sum_{\beta} x_{\beta}^{\text{жс}} \sigma_{\beta}^{1/4}$; σ_{β} – поверхностное натяжение чистого компонента β .

На основе выражений для $\theta(T, \varphi, r)$ и $f(r)$ можно получить формулу для объемной концентрации жидкости в пористом теле, находящемся в равновесии с влажным воздухом

$$U(T, \varphi) = \rho_{\text{см}} \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} \theta(T, \varphi, r) f(r) dr. \quad (32)$$

Для заданной температуры формула (32) представляет собой изотерму десорбции.

Изменение объемной концентрации компонента при сушке в общем случае может происходить в результате протекания четырех физически различных процессов: диффузионного массопереноса, фильтрационного массопереноса, фазовых превращений и усадки материала. При построении системы уравнений тепломассопереноса при сушке капиллярно-пористых тел с многокомпонентной жидкой фазой используется представленное в работе [10] дифференциальное уравнение переноса субстанции (энергии, массы, импульса) в деформируемом теле

$$\frac{\partial W}{\partial t} = -\nabla J_W + I_W - \frac{W}{1 + \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}. \quad (33)$$

В случае, когда относительная объемная деформация $\varepsilon_V = 0$, выражение (33) переходит в известное уравнение Умова.

Плотность потока J_W субстанции W в общем случае имеет диффузионную $J_W^{\text{д}}$ и фильтрационную $J_W^{\text{ф}}$ составляющие: $J_W = J_W^{\text{д}} + J_W^{\text{ф}}$. Перенос массы компонента β ($W = U_{\beta}$) осуществляется под действием градиентов объемной концентрации и температуры $J_{\beta}^{\text{д}} = -D_{\beta}(\nabla U_{\beta} + \kappa_{\beta} \nabla T)$. Диффузионный поток энергии $J_q^{\text{д}}$ складывается из потоков теплоты, возникающих вследствие теплопроводности и диффузии массы компонентов; $J_q^{\text{д}} = -\lambda \nabla T + \sum_{\beta} E_{\beta} J_{\beta}^{\text{д}}$. Плотности фильтрационного потока жидких и газовых компонентов определяются выражениями $J_{\beta}^{\text{ф}} = U_{\beta} w_{\text{ж}}$, $J_{\beta}^{*\text{ф}} = U_{\beta}^* w_{\text{ж}}$, $J_{\beta}^{\text{ф}} = U_{\beta}'' w_{\text{г}}$, $J_{\beta}^{*\text{ф}} = \tilde{U}_{\beta} w_{\text{г}}$. Скорости фильтрации

онного движения жидкой $w_{ж}$ и газовой $w_{г}$ фаз согласно закону Дарси пропорциональны градиентам их давлений $\nabla P_{ж}$ и $\nabla P_{г}$: $w_{\zeta} = -K_0 K_{\zeta} \nabla P_{\zeta} / \eta_{\zeta}$, $\zeta = ж, г$.

В [9] показано, что скорость изменения во времени относительного объема элемента тела

$$\frac{1}{\Delta V(t)} \frac{\partial \Delta V(t)}{\partial t} = \frac{1}{1 + \varepsilon_V(t)} \frac{\partial \varepsilon_V(t)}{\partial t} = \frac{1}{1 + \varepsilon_{11}} \frac{\partial \varepsilon_{11}}{\partial t} + \frac{1}{1 + \varepsilon_{22}} \frac{\partial \varepsilon_{22}}{\partial t} + \frac{1}{1 + \varepsilon_{33}} \frac{\partial \varepsilon_{33}}{\partial t}. \quad (34)$$

Выражения для компонентов тензора деформаций ε_{ii} ($i=1,2,3$), при условии задания полей температуры T , объемных концентраций U_{ψ} (или удельных массосодержаний ω_{ψ}) связанных веществ – жидкости ($\psi = ж$), пара ($\psi = n$), воздуха ($\psi = в$), а также внешних напряжений, могут быть получены на основе уравнения термоконцентрационного деформирования [7].

В отдельных случаях решение задачи деформирования при сушке тел простейшей формы может быть получено аналитически. Для плоской пластины $0 < x_1 < H$, деформирование которой связано с симметричной относительно ее средней плоскости $x_1 = H/2$ неоднородностью полей концентрации компонентов и температуры вдоль оси x_1 , аналитическое решение имеет вид [10].

$$\begin{aligned} \varepsilon_{22} = \varepsilon_{33} &= \frac{1}{H} \int_0^H N dx_1, \quad \varepsilon_{11} = \frac{1 + \nu_{\Pi}}{1 - \nu_{\Pi}} N - \frac{2\nu_{\Pi}}{1 - \nu_{\Pi}} \varepsilon_{22}, \quad \varepsilon = (1 - \varepsilon_{11})(1 - \varepsilon_{22})(1 - \varepsilon_{33}) - 1, \quad \varepsilon_{12} = \varepsilon_{13} = \varepsilon_{23} = 0, \\ \sigma_{11} &= 0, \quad \sigma_{22} = \sigma_{33} = \frac{E_y}{1 - \nu_{\Pi}} (\varepsilon_{22} - N), \quad N = \beta_T (T - T_0) + \sum_{\psi} \beta_{x\psi} (\omega_{\psi} - \omega_{\psi 0}) \end{aligned} \quad (35)$$

Здесь σ_{ii} ($i=1,2,3$) — компоненты тензора напряжений; N — термоконцентрационная функция, определяющая изменение удельного объема тела при его свободном расширении, обусловленном процессами теплопроводности, диффузии, фильтрации, фазового и химического превращения; β_T и $\beta_{x\psi}$ — коэффициенты линейного термического расширения и линейной усадки, $\beta_T = (\partial x / \partial T) / x$, $\beta_{x\psi} = (\partial x / \partial \omega_{\psi}) / x$.

Представленные выше результаты теоретических исследований стали основой для разработки ряда математических моделей и методов расчета различных способов и технологий сушки с целью их оптимизации. На первом этапе проводилось моделирование тепломассопереноса и фазовых превращений при обезвоживании недеформируемых капиллярно – пористых тел в диффузионном приближении. Затем был учтен фактор фильтрации. Отметим, что фильтрационный перенос [1, 9] оказывает существенное влияние на динамику сушки при интенсивном нагреве тела, когда испарение жидкости происходит при температуре $T \geq 100$ °С, либо за счет перепада давления между средами, разделенными пористой стенкой. Далее изучалась сушка коллоидных капиллярно-пористых тел, которые в процессе сушки претерпевают существенную усадку [10, 11]. Разработанные математические модели и методы расчета сушки корректировались в результате сопоставления решений как одномерных, так и двухмерных задач с экспериментальными данными. Результаты моделирования используются для усовершенствования и оптимизации различных технологий обезвоживания [11-13]. В частности разработан новый энерго- и ресурсосберегающий способ сушки термолабильных материалов, позволяющий свести к минимуму время сушки. Этот способ защищен патентом [12] и внедрен в производство.

В результате подстановки в уравнение переноса субстанции (33) приведенных выше выражений для коэффициента диффузии, интенсивности объемного испарения, а также зависимостей между давлениями, скоростями и плотностями потоков массы компонентов и их объемными концентрациями, построена система уравнений, описывающая взаимосвязанные процессы тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при сушке коллоидных капиллярно-пористых тел с многокомпонентной жидкой фазой:

$$\frac{\partial U_{\beta}}{\partial t} + \nabla (w_{ж} U_{\beta}) = \nabla [D_{\beta} (\nabla U_{\beta} + \kappa_{\beta} \nabla T)] - I_{V\beta} - \frac{U_{\beta}}{1 + \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}, \quad \beta = 1, 2, \dots, B; \quad (36)$$

$$\frac{\partial U_{\beta}''}{\partial t} + \nabla (w_{\varepsilon} U_{\beta}'') = \nabla [D_{\beta}'' (\nabla U_{\beta}'' + \kappa_{\beta}'' \nabla T)] + I_{V\beta} - \frac{U_{\beta}''}{1 + \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}, \quad \beta = 1, 2, \dots, B; \quad (37)$$

$$\frac{\partial U_{\beta}^*}{\partial t} + \nabla (w_{ж} U_{\beta}^*) = \nabla [D_{\beta}^* (\nabla U_{\beta}^* + \kappa_{\beta}^* \nabla T)] - \frac{U_{\beta}^*}{1 + \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}, \quad \beta = 1, 2, \dots, B^*; \quad (38)$$

$$\frac{\partial \tilde{U}_\beta}{\partial t} + \nabla(w_\beta \tilde{U}_\beta) = \nabla[\tilde{D}_\beta (\nabla \tilde{U}_\beta + \tilde{\kappa}_\beta \nabla T)] - \frac{\tilde{U}_\beta}{I + \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}, \quad \beta = 1, 2, \dots, \tilde{B}; \quad (39)$$

$$c_{\text{эф}} \left(\frac{\partial T}{\partial t} + w_{\text{эф}} \nabla T \right) = \nabla(\lambda_{\text{эф}} \nabla T) - \sum_{\beta} c_{\psi} D_{\psi} (\nabla U_{\psi} + \delta \nabla T) \nabla T - \sum_{\beta=1}^B (L_{\beta} I_{V\beta}), \quad (40)$$

$$\text{где } c_{\text{эф}} = c_m U_m + \sum_{\beta} (c_{\beta} U_{\beta}) + \sum_{\beta} (c_{\beta}'' U_{\beta}'') + \sum_{\beta} (c_{\beta}^* U_{\beta}^*) + \sum_{\beta} (\tilde{c}_{\beta} \tilde{U}_{\beta});$$

$$\lambda_{\text{эф}} = \lambda_m U_m / \rho_m + \sum_{\beta} (\lambda_{\beta} U_{\beta} / \rho_{\beta}) + \sum_{\beta} (\lambda_{\beta}'' U_{\beta}'' / \rho_{\beta}'') + \sum_{\beta} (\lambda_{\beta}^* U_{\beta}^* / \rho_{\beta}^*) + \sum_{\beta} (\tilde{\lambda}_{\beta} \tilde{U}_{\beta} / \tilde{\rho}_{\beta});$$

$$w_{\text{эф}} = \left[w_{\text{ж}} \left(\sum_{\beta} U_{\beta} + \sum_{\beta} \tilde{U}_{\beta} \right) + w_{\text{г}} \left(\sum_{\beta} U_{\beta}'' + \sum_{\beta} U_{\beta}^* \right) \right] / \left(\sum_{\beta} U_{\beta} + \sum_{\beta} \tilde{U}_{\beta} + \sum_{\beta} U_{\beta}'' + \sum_{\beta} U_{\beta}^* \right).$$

Удельная теплота испарения L_{β} жидкого β -го компонента внутри пористого материала зависит от его влагосодержания и складывается из удельной теплоты испарения свободной жидкости и удельной энергии десорбции влаги. Уравнение (40) получено путем комбинирования уравнения энергии в виде (33) и уравнений переноса массы субстанций (36)–(39). Вторым членом правой части уравнения (40), обусловленным переносом энергии за счет диффузии, обычно можно пренебречь [1].

Для системы уравнений (36) – (40) граничные условия тепло- и массообмена при условии, что параметры сушильного агента заданы, формулируются следующим образом:

$$\lambda \frac{\partial T}{\partial v} \Big|_{v=0} = \alpha (T_c - T|_{v=0}) - \sum_{\beta=1}^B (L_{\beta} I_{V\beta}); \quad (41)$$

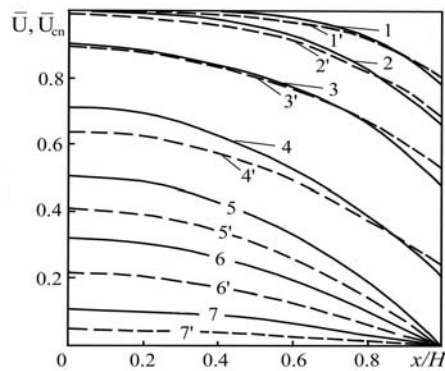
$$D_{\beta} \frac{\partial U_{\beta}}{\partial v} \Big|_{v=0} + K_{\beta} \frac{\partial T}{\partial v} \Big|_{v=0} = I_{\beta}; \quad \frac{\partial U_{\beta}^*}{\partial v} \Big|_{v=0} = 0; \quad (42)$$

$$-D_{\beta}'' \frac{\partial U_{\beta}''}{\partial v} \Big|_{v=0} + K_{\beta}'' \frac{\partial T}{\partial v} \Big|_{v=0} = \gamma_{\beta}'' [(U_{\beta}''|_{v=0} - \rho_{\beta c}'' \Psi_{\beta}'') + \kappa_{\beta}'' \Psi_{\beta}'' (T|_{v=0} - T_c)]. \quad (43)$$

Выражение (43) удовлетворяет условиям вхождения тела в равновесное состояние: при $t \rightarrow \infty$ $\rho_n = \rho_{n,c}$, $T = T_c$ и $\partial U / \partial v = \partial T / \partial v = 0$ [10]. Граничные условия массообмена для инертных газов записываются аналогично (43).

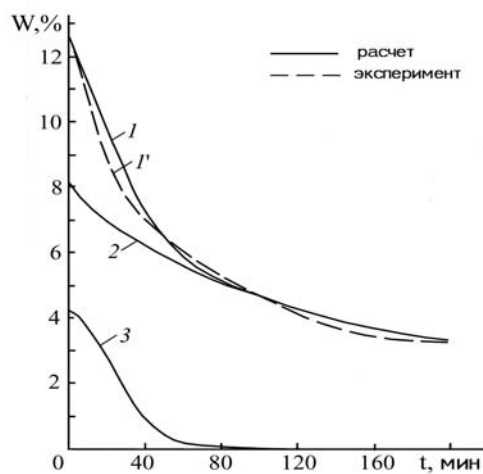
Системы уравнений, описывающие процессы сушки, являются существенно нелинейными. Их решение возможно на основе численных методов. Для решения системы уравнений тепломассопереноса при сушке капиллярно – пористого тела с многокомпонентной жидкой фазой в условиях отсутствия фильтрационного движения связанных компонентов и усадки материала разработан численный метод, который базируется на явной трехслойной разностной схеме Никитенко Н.И. [14], позволяющей выбирать шаги сетки практически произвольными. Для случая, когда наряду с диффузионным переносом имеет место фильтрационный перенос жидкости и газа, построен разностный метод, основанный на явной трехслойной пересчетной разностной схеме Никитенко Н.И. [14]. Условия ее устойчивости не накладывают ограничений на пространственные шаги разностной сетки, а ограничения на шаг по времени могут быть сведены к зависимости от скорости конвективного (фильтрационного) движения. Для общего случая, когда диффузионный и фильтрационный перенос протекает в деформируемой системе ($\varepsilon \neq 0$), разработан численный метод, в котором используется явная трехслойная пересчетная разностная схема и процедура расщепления алгоритма по физическим факторам [15].

На рис.1 представлены результаты расчета динамики сушки капиллярно – пористого слоя (силикатного кирпича) толщиной 12 мм, в котором жидкая фаза является смесью воды (60% об.) и этилового спирта (40% об.), при помощи теплоносителя с температурой $T_c = 50^\circ \text{C}$, скоростью $w=3.5$ м/с и влагосодержанием $d=8$ г/кг с.в. Результаты численных и физических экспериментов по кинетике сушки этой пластины приведены на рис. 2.



1 и 1' – распределение относительных объемных концентраций воды $\bar{U} = U(x)/U_0$ (сплошная линия) и спирта $\bar{U}_{cn} = U_{cn}(x)/U_{cn0}$ (пунктир) в момент времени $t=5$ мин; 2 и 2' – при $t=10$; 3 и 3' – при $t=20$; 4 и 4' – при $t=40$; 5 и 5' – при $t=56,3$; 6 и 6' – при $t=90$; 7 и 7' – при $t=120$.

Рис. 1– Динамика сушки капиллярно-пористого слоя с многокомпонентной жидкой фазой



1 и 1' – массосодержание водно - спиртового раствора (60% об.-40% об.) в силикатном слое; 2 — массосодержание воды; 3 — массосодержание спирта.

Рис. 2– Кинетика сушки капиллярно-пористого слоя с многокомпонентной жидкой фазой

Результаты численных и физических экспериментов свидетельствуют о возможности использования представленных теоретических результатов для расчета и оптимизации режимов сушки капиллярно-пористых и коллоидных капиллярно – пористых материалов.

Литература

1. Лыков А. В. Теория сушки. М.: Энергия. –1968. –372с.
2. Whitaker S. Simultaneous heat and momentum transfer in porous media: a theory of drying // Advance in Heat Transfer. N. Y.: Academic Press. –1977. –Р. 119–203.
3. Струмилло Ч., Гринчик Н. Н., Куц П. С. и др. Численное моделирование неізотермического влагопереноса в биологических коллоидных пористых материалах//ИФЖ. –1994. –Т.66.– № 2.– С.202–212.
4. Рудобашта С. П. Массоперенос в системах с твердой фазой. Москва: Химия, 1980.
5. Никитенко Н. И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. – 2000. – Т.73. – № 4. – С. 851–860.
6. Никитенко Н. И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц // ИФЖ. 2002. –Т. 75. –№ 3. – С. 128–134.
7. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. –Киев: Наук. Думка. –1983. –352с.
8. Никитенко Н.И. Закон интенсивности спектрального излучения частиц и связанные с ним проблемы тепло – и массопереноса. Пятый Минский международный форум по тепло – и массообмену. – Т.1 Тез. Докладов. Минск. –2004. – С. 204–206.

9. Никитенко Н. И., Снежкин Ю. Ф., Сорокова Н. Н. Математическая модель и метод расчета тепло-массопереноса и фазовых превращений в процессах сушки // Пром. теплотехника. – 2001. – Т. 23, – № 3. – С. 65–73.
10. Никитенко Н. И., Снежкин Ю. Ф., Сорокова Н. Н. Динамика процессов тепло-массопереноса, фазовых превращений и усадки при обезвоживании коллоидных капиллярно-пористых материалов // Пром. теплотехника. – 2003. – Т. 25, – № 3. – С. 56–66.
11. Никитенко Н. И., Снежкин Ю. Ф., Сорокова Н. Н. Математическое моделирование тепло-массопереноса, фазовых превращений и усадки с целью оптимизации процесса сушки термолабильных материалов // ИФЖ. – 2005. – Т. 78, – № 1. – С. 74–87.
12. Декларативний патент на винахід 62665А України А 23 В 7/02 Спосіб сушіння термолабільних матеріалів / Нікітенко М.І., Снежкін Ю.Ф., Сорокова Н.М. – № 2003043816; Заявлено 24.04.2003; Опубл. 15.12.2003; Бюл. №12.
13. Снежкин Ю. Ф., Боряк Л.А., Хавин А.А. Энергосберегающие теплотехнологии производства пищевых порошков из вторичных сырьевых ресурсов. – Киев: Наук. Думка. – 2006. – 228 с.
14. Никитенко Н. И. Сопряженные и обратные задачи тепло-массопереноса. – Киев: Наукова думка. – 1988. – 238с.
15. Белоцерковский О. М. Численное моделирование в механике сплошных сред. – М.: Наука. – 1984. – 520 с.

ИСТОЧНИКИ ПЫЛЕВЫДЕЛЕНИЯ ЗЕРНОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИХ ПРЕДПРИЯТИЙ

Гапонюк О.И., Опышко О.В.

Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Формирование пылевоздушных потоков, определяемых происходит в периодах неустановившегося и установившегося движения. В начальный момент неустановившегося периода поток твердых частиц перемещается в неподвижной относительно поверхности материалопровода воздушной среде. Воздействие твердой компоненты на воздушную среду приводит к возникновению разрежения во входном сечении материалопровода и эжекции воздушного потока во входном сечении перегрузочного устройства. Первоначальное движение пылевоздушного потока совместно с потоками твердых частиц приводит к уменьшению относительной скорости обтекания потоков $\Delta v = u - v$ сил аэродинамического сопротивления частиц, что влечет за собой увеличение скорости материала - u . В свою очередь, рост скорости - u приводит к росту относительной скорости газообразной и твердой фаз, а также сил аэродинамического сопротивления.

Схема процессов формирования направленного движения пылевоздушных потоков гравитационного транспорта может быть представлена в виде циклической диаграммы (рис.1). Увеличение скоростей u и v ограничивается соответствием энергии, передаваемой воздушной среде энергии, расходуемой воздушным потоком на преодоления сопротивлений входу, выходу, т.е. $E_v = E_c$. Режимы динамического равновесия, при котором скорости компонент стабилизируются возле некоторых постоянных значений, характеризуют установившееся движение.

Совокупность прямооточных режимов движения в зависимости от соотношения скоростей компонент, может быть представлена тремя группами. Первая группа характеризует соотношение скоростей $u > v$, при котором по всей траектории движения поток частиц оказывает движущее воздействие на пылевоздушную среду. Энергия, сообщаемая воздушному потоку по всему пути их совместного движения, расходуется на преодоление внешних аэродинамических сопротивлений.

Отличительной особенностью режимов второй прямооточной группы является утретнее сопротивление слоя потока твердых частиц начального участка. Вследствие различия средних по длине материалопровода скоростей материала - u_l и воздуха v_l вторая группа режимов состоит из двух подгрупп. В первой справедливо соотношение скоростей движения потоков $u_l > v_l$, при котором на начальном воздушный поток отдает энергию частицам, величина которой не превышает величину энергии принимаемой пылевоздушным потоком на оставшемся участке совместного перемещения компонент материалопроводных потоков МВП. Отличительным признаком второй группы является соотношение скоростей $u_l < v_l$, при котором величина энергии, передаваемой ПВП потоку твердых частиц на начальном участке материалопровода превышает энергию, передаваемую сыпучему потоку на оставшемся участке перемещения. Перемещение пылевоздушных сред, характеризуемое режимами первой группы, а также первой

подгруппы второй группы прямоточного движения осуществляется за счет движущего воздействия потока твердых частиц на воздушную среду.

Пределы существования указанных групп ограничиваются, с одной стороны равенством скоростей u_I ; V_I , а с другой – режимами отсутствия перемещения воздушного потока относительно поверхности материалопровода ($u_I = V_I$).

Используя модель общего состояния полифазной системы движения монодисперсных потоков, характеризуемых узким интервалом изменения физико-механических, аэродинамических свойств $V_{BSMIN} < V_{BS} < V_{BSMAX}$, Аэродинамика МВП может быть определена системой уравнений:

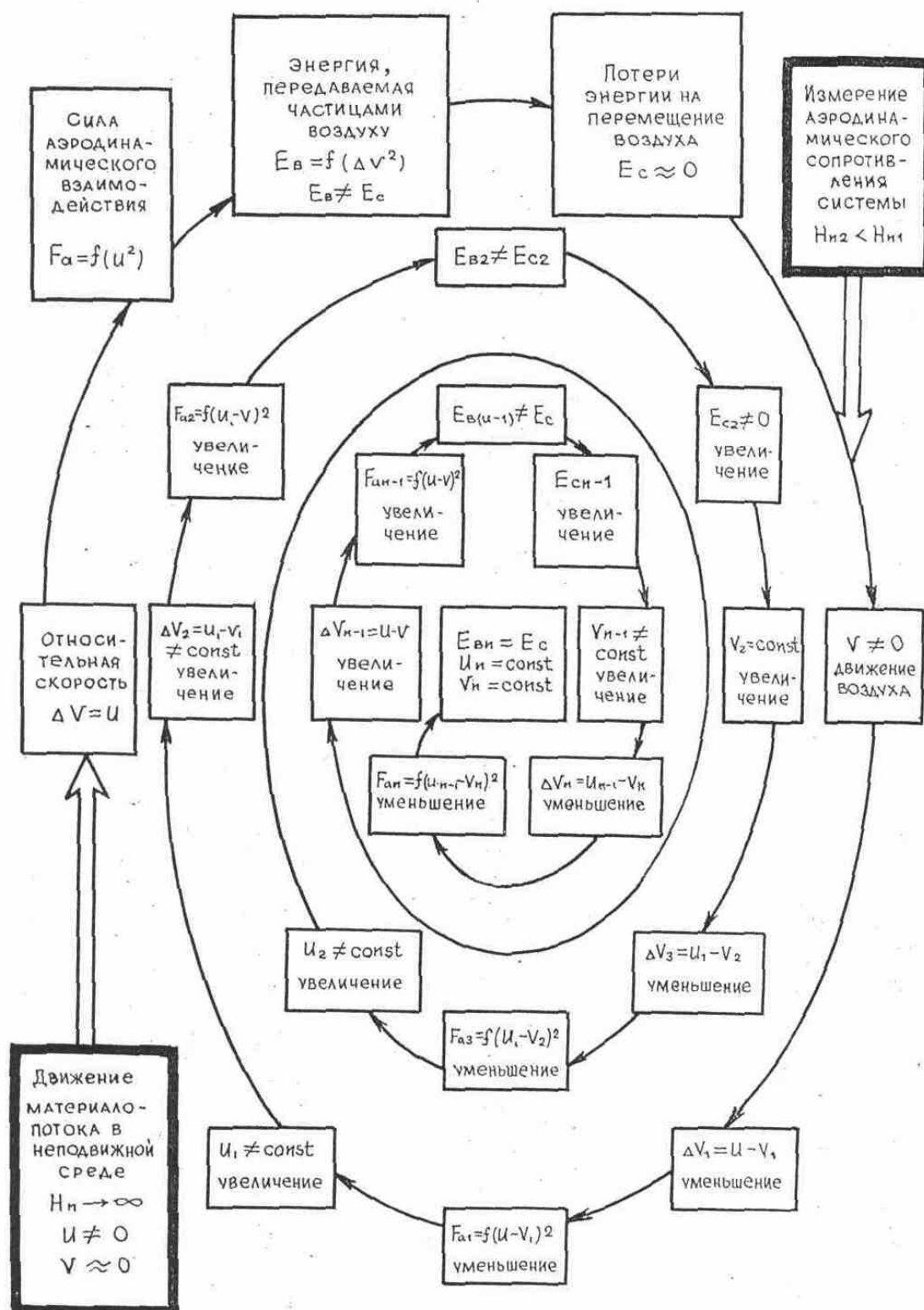


Рис.1 – Диаграмма стабилизации параметров двухкомпонентных потоков пылевыведения

$$u_n \frac{du_n}{dx} = g(\sin \alpha - \cos \alpha f_{tp}) - \frac{q_n dG_y}{S_n \rho_n dx} - \lambda_a \rho_B \left| 1 - \frac{v}{u_n} \right| \left(1 - \frac{v}{u_n} \right) \frac{B_x}{G_{nx}} u_n^3 +$$

$$+ \lambda_{TH} \frac{G_{cx}}{G_{nx}} (u_H - u_n) u_n / 4R_{гм};$$

$$u_H \frac{du_H}{dx} = g \left(1 - \frac{|u_H - v|(u_H - v)}{v_{BS}^2} \right) + \frac{q_H dG_y}{S_H \rho_H dx} - \lambda_T \frac{u_H^2}{4R_{гм}} -$$

$$- \lambda_n |u_H - u_n| (u_H - u_n) / 4R_{гм};$$

$$\frac{v_K^2 - v_H^2}{2} = \frac{H_0 - H_K}{\rho_B} + \int_0^L \frac{gG|u_H - v|(u_H - v)}{0.5 u_H v_{BS}^2 \left(F_M - \left(G_{nx} (\rho_n u_n)^{-1} - G_{cx} / \rho_T u_H \right) \right) \rho_B} dx$$

В системе уравнения 1 плотность пылевоздушной среды источников пылевыделения – ρ_e , определяется физико-механическими характеристиками пылевидных частиц. В свою очередь, следует отметить, существенные отличия результатов исследований как отечественных, так и зарубежных авторов. На рис. 2 приведено сравнение гистограмм распределения пылевидных частиц полученных различными исследователями.

Проведенные исследования (табл.1) позволили уточнить характеристики пылевоздушных сред, функцию – ρ_e и тем самым замкнуть математическую модель источников пылевыделения зерновых элеваторов.

Полученные данные определяют исходные характеристики создания адекватных систем пылеподавления зерноперерабатывающих предприятий.

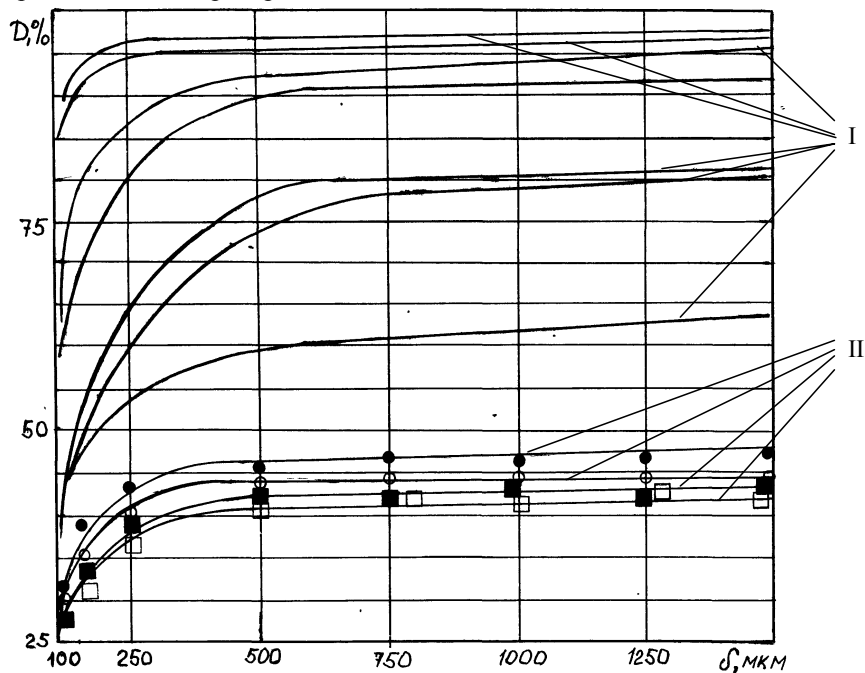


Рис. 2 – Гистограмма распределения пылевидных частиц

I – результаты исследований других авторов [2], [3], [5]; II – наши результаты исследований: ● – пыль кукурузы на участке взвешивания, ○ – пыль кукурузы на участке выгрузки, ■ – пыль пшеницы на участке взвешивания, □ – пыль пшеницы на участке выгрузки

Таблица 1 – Характеристики пылевоздушных сред

Показатели	Данные других авторов	Пшеница		Кукуруза	
		взвешивание	выгрузка	взвешивание	выгрузка
1. Концентрация пыли в воздушных потоках, мг/м ³ до очистки	1000 – 10000	5120	4350	5340	4700
2. Плотность, г/см ³	1,0 – 2,0	1,6915	1,685	1,515	1,5
3. Насыпная масса, кг/м ³ свободного шара	500	345	334	246	238
уплотненного шара	600	453	448	451	442
4. Угол естественного укоса, град					
динамический	40	63	63	67	67
статический	60	65	65	80	80
5. Дисперсность					
δ_{50} , мкм	45	2,9	2,7	7,1	7,0
σ	7,6	2,0	2,1	2,2	2,3
6. Слипаемость	высока	423	469	548	587
7. Химический состав, %					
органическая составная		76,6	77,55	98,9	98,1
неорганическая составная SiO ₂		23,4	22,45	1,1	1,9
CaO	0,6 – 33,5	9,5	9,0	–	–
MgO	–	1,37	1,31	–	–
Fe ₂ O ₃	–	0,43	0,4	–	–
Другие компоненты	1,6 – 13,0	0,86	0,78	–	–
	–	11,24	10,96	–	–

Литература

1. Гапонюк О.І. Основи теорії та практика функціонування систем знепилення зернопереробних підприємств. Автореф. дис. д. т. н., – Одеса, 1997. – 48с.
2. Коузов П.А., Скрыбина Л.Я. Методы определения физико – химических свойств промышленных пылей. – Л.: Химия, 1983.
3. Вентиляционные установки зерноперерабатывающих предприятий. (Изд. 3-е, доп. и перераб.). Под ред. д-ра техн. наук проф. А.М.Дзядзио. М., «Колос», 1974.
4. Пирумов А.И. Обеспыливание воздуха. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Стройиздат, 1981.
5. Основные показатели охраны окружающей среды в Украинской ССР за 1985 – 1987 годы. /Статистический сборник. ДсП. – Киев, 1988.
6. Дзядзио А.М., Бондарев Г.К., Дорошевский В.В. О дисперсном составе пыли на элеваторах. – «Пищевая технология», 1973, №1.

ТЕПЛО И МАССОПЕРЕНОС ПРИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОМ РАЗДЕЛЕНИИ ЖИДКИХ СИСТЕМ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

Коваленко Е.А.

Одесская национальная академия пищевых технологий, Одесса

Низкотемпературное разделение жидких систем пищевых производств заключается в вымораживании воды из растворов с целью их концентрирования, фракционирования, обессоливания или обезвоживания. Такие процессы находят применение при: концентрировании соков, различных экстрактов, вин, молочной сыворотки; фракционировании растительных масел, белковых и спиртовых растворов; обессоливании сточных вод, питьевой и морской воды; обезвоживании промышленных стоков перед дальнейшей переработкой их концентрата [1 - 4].

Реализация процессов низкотемпературного разделения растворов связана с использованием вымораживающих установок различных конструкций. Значительную долю применяемого сегодня выморажи-

вающего оборудования составляют установки, реализующие направленную кристаллизацию воды из раствора на охлаждаемой поверхности. К классу таких аппаратов относится блочный вымораживатель предложенный в ОНАПТ [5].

Создание промышленных блочных вымораживателей предполагает разработку методики их расчета. Очевидно, что технологичность и энергетическая эффективность таких аппаратов будет зависеть от того, насколько реально отображены в методике физические закономерности процесса. Поэтому важным и

актуальным является рассмотрение вопроса, связанного с моделированием процессов, происходящих при блочном вымораживании воды из растворов.

1. Физическое моделирование процессов

1.1 Физическая модель блочного вымощивателя

Объектом исследований является блочный вымораживатель, в котором вымораживание воды из раствора осуществляется на поверхности неподвижного вертикального трубчатого кристаллизатора из ограниченного объема раствора и в условиях естественной конвекции в растворе (рис.1).

Основными структурными элементами физической модели являются: кристаллизатор (1); раствор для вымораживания (2); цилиндрическая емкость (3); слой изоляции (4); блок льда (5); диффузионный пограничный слой (6); тепловой пограничный слой (7); холодильная машина (8), частью которой является кристаллизатор (1).

Процесс вымораживания воды из раствора осуществляется следующим образом. Предварительно охлажденный до температуры кристал-

лизации воды раствор с массой $m_{\text{рн}}$ (кг), массовой долей сухих веществ $\omega_{\text{рн}}$ (%) и температурой $T_{\text{рн}}$ (К) помещается в теплоизолированную емкость, внутренний диаметр которой $d_{\text{е}}$ (м), высота $H_{\text{е}}$ (м), а толщина стенки емкости $\delta_{\text{е}}$ (м). Толщина слоя изоляции равна $\delta_{\text{из}}$ (м).

В емкость помещается кристаллизатор, внешний диаметр которого d_k (м), высота H_c (м), а толщина стенки δ_k (м). В середине кристаллизатора кипит холодильный агент или движется хладоноситель со средней (по высоте кристаллизатора) температурой $\bar{T}_x$ (К). Режим кипения холодильного агента или движения хладоносителя постоянен на протяжении процесса.

Через определенный промежуток времени τ (с) из охлаждающегося раствора на поверхности кристаллизатора вымораживается блок льда массой $m_{\text{бл}}$ (кг), со средней массовой долей сухих веществ $\bar{\omega}_{\text{бл}}$ (%), средней высотой $\bar{H}_{\text{бл}}$ (м) и средним диаметром $\bar{d}_{\text{бл}}$ (м). В емкости после вымораживания части воды остается концентрированный раствор массой $m_{\text{рк}}$ (кг), со средней массовой долей сухих веществ $\bar{\omega}_{\text{рк}}$ (%) и средней температурой $\bar{T}_{\text{рк}}$ (К).

Процесс вымораживания воды из раствора осуществляется до момента достижения в растворе требуемой массовой доли сухих веществ. Концентрат исходного раствора после завершения процесса удаляется из аппарата. Образовавшийся в процессе блок льда при режиме «оттайка» отделяется от кристаллизатора и направляется на гравитационное сепарирование.

При блочном вымораживании воды из раствора между поверхностью блока льда и раствором формируется диффузионный и тепловой пограничный слой. Пограничный тепловой слой также формируется между внутренней стенкой емкости для раствора и самим раствором, а также между внешней поверхностью изоляции и окружающей средой. Толщина пограничных слоев зависит от интенсивности отвода теплоты из элементов модели и их теплофизических свойств.

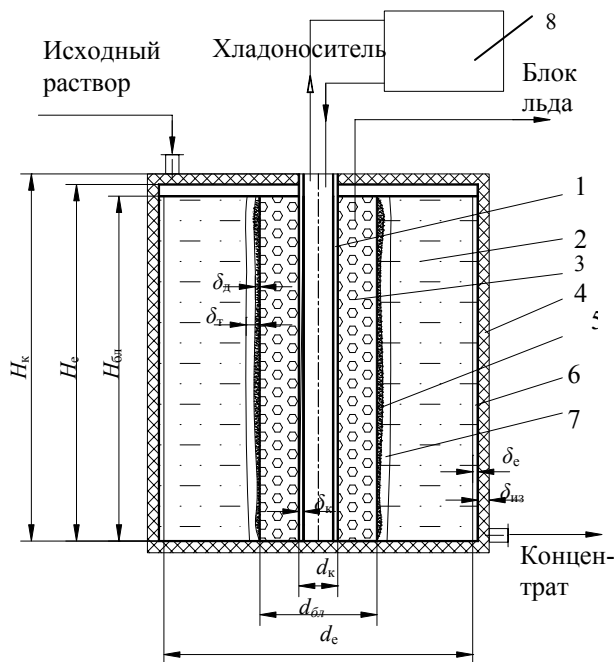


Рис. 1 - Физическая модель блочного вымораживателя

1.2 Механизм вымораживания воды из раствора

Физическая модель будет не полной без представлений о механизме вымораживания воды из раствора. В общем случае, вымораживание воды из растворов является результатом тепло и массообмена, а также результатом ориентации и организации молекул в кристаллическую структуру. Вместе с тем, конструктивные и режимные условия осуществления процесса оказывают определенное влияние на механизм вымораживания воды из раствора. Поэтому подробнее остановимся на этом вопросе.

Начальный период процесса блочного вымораживания характеризуется значительным градиентом температур между температурой поверхности кристаллизации и температурой раствора (Рис 2). В этих условиях вымораживание воды осуществляется при интенсивном отводе теплоты из раствора, при переохлаждении и насыщении раствора в пограничном слое, с выделением теплоты фазового перехода. Результатом процесса является слой блока льда, состоящий из мелких кристаллов воды и кристаллов растворенных веществ. Фактически, происходит не вымораживание воды из раствора, а замораживания слоя раствора. Поэтому массовая доля сухих веществ в объеме раствора не повышается или повышается незначительно (Рис. 3).

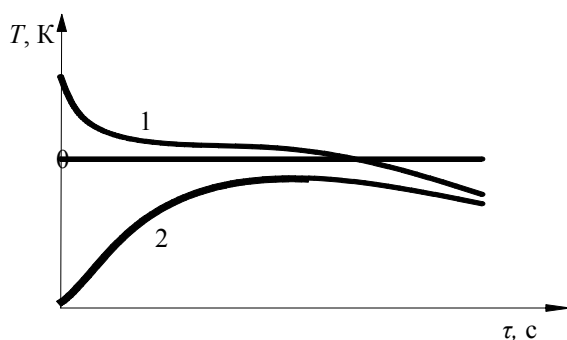


Рис. 2 - Изменения средней температуры раствора (1) и температуры поверхности кристаллизации (2)

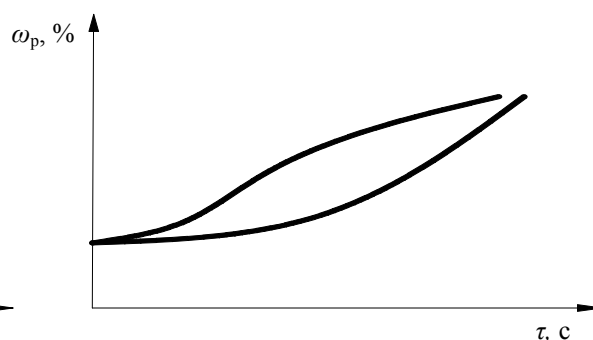


Рис. 3 - Варианты кривых изменения средней массовой доли растворенных веществ в растворе

Формирование замороженного слоя раствора приводит к снижению коэффициента теплопроводности слоя льда, увеличению его термического сопротивления и уменьшению интенсивности отвода теплоты из раствора. При этом вымораживание воды также сопровождается переохлаждением и насыщением раствора перед кристаллизацией, выделением теплоты фазового перехода. Однако здесь из-за повышения

температуры поверхности кристаллизации создаются условия для диффузионных процессов, в результате которых происходит увеличение массовой доли растворенных веществ в растворе.

Увеличение массовой доли растворенных веществ в растворе является результатом возникновения в пограничном слое двух противоположно направленных диффузионных потоков — потока молекул воды m_v и потока молекул растворенных веществ $m_{p.v}$ (Рис. 4). Поток молекул воды к поверхности образовавшихся кристаллов льда возникает из-за более низкой в блоке льда концентрации воды. Результатом перемещения молекул воды к поверхности кристаллизации является ее вымораживание, которое в свою очередь приводит к обезвоживанию пограничного слоя и повышению в нем массовой концен-

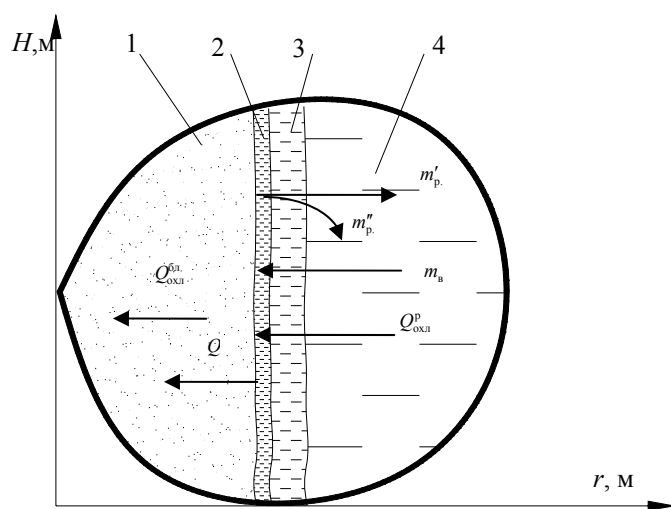


Рис. 4 - Направление потоков компонентов раствора и теплоты

центрации растворенных веществ.

Увеличение содержания растворенных веществ в пограничном диффузионном слое приводит к возникновению разности концентраций между концентрацией растворенных веществ в пограничном слое и концентрацией растворенных веществ в объеме раствора. Так как концентрация растворенных веществ в объеме раствора меньше, то поток растворенных веществ из пограничного слоя устремляется в объем раствора.

Перемещение растворенных веществ в пограничном слое лимитируется молекулярной диффузией, а перенос от пограничного диффузионного слоя в объем раствора происходит в результате конвективной диффузии. Конвективная диффузия определяет радиальное и вертикальное вниз перемещение растворенных веществ. Перемещение, направленное вниз, возникает при разности плотностей между плотностью раствора в объеме емкости и плотностью раствора в пограничном слое.

Так как скорость диффузионных процессов всегда меньше скорости тепловых процессов, то вымораживание воды из раствора сопровождается захватом в блок льда некоторого количества растворенных веществ из пограничного слоя. При этом количество растворенных веществ, захваченных в блок льда, определяется интенсивностью отвода теплоты из раствора и физико-химическими свойствами раствора. Так как в процессе блочного вымораживания интенсивность отвода теплоты из раствора снижается, то снижается и количество растворенных веществ, попадающих в блок льда.

Охлаждение блока льда приводит к вымораживанию воды из раствора, находящегося в его порах. Механизм вымораживания здесь аналогичен механизму, рассмотренному выше, а длительность процесса определяется количеством свободной влаги. Диффузия растворенных веществ из пор блока льда в раствор отсутствует.

Следует отметить еще одну важную особенность процесса кристаллизации воды из раствора, а именно наличие двухфазной зоны в пограничном диффузионном слое. Фактически, пограничный диффузионный слой состоит из двух подслоев: слоя, соприкасающегося с поверхностью кристаллизации (двухфазной зоны) и слоя, контактирующего с раствором в объеме емкости. Возникновение двухфазной зоны обусловлено разными температурами фазового перехода воды и растворенных в ней веществ. Если рассматривать все растворенные вещества раствора как один компонент, то для бинарного раствора (вода + растворенное вещество) такая особенность процесса отражается в диаграмме фазового состояния, представленной на рисунке 5. Здесь при массовой доле растворенных веществ $\omega = 0$ и $\omega = 1$ присутствует

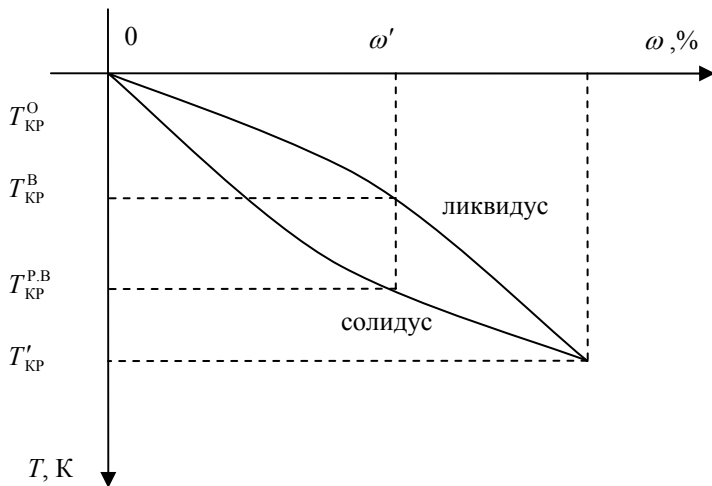


Рис. 5 - Фазовое состояние бинарного раствора

только одно вещество (вода или растворенное вещество) и фазовый переход осуществляется при температурах $T_{кр}^0$ и $T_{кр}^1$. При некоторой промежуточной массовой доле растворенных веществ ω' фазовый переход начинается при $T_{кр}^B$ и заканчивается при $T_{кр}^{P.B}$. В этом интервале температур одна часть веществ раствора находится в жидком состоянии, а вторая — в твердом. Поэтому свойства этой зоны необходимо учитывать при моделировании процесса. Но поскольку в процессе блочного вымораживания воды из раствора ширина двухфазной зоны очень мала по сравнению с характерными линейными размерами

элементов модели, то при составлении математического описания тепло и массообмена на участке «раствор – блок льда» ограничимся предположением о том, что $T_{кр} = T_{кр}^B = T_{кр}^{P.B}$.

1.3 Предпосылки для составления математического описания процессов в блочном вымораживателе

Подытоживая результаты физического моделирования, отметим ряд свойств, которые важны для составления математического описания процессов, происходящих при блочном вымораживании воды из жидких систем пищевых производств в условиях естественной конвекции в растворе. К таким свойствам относятся:

- периодичность процесса;

- неподвижность кристаллизатора и раствора в емкости;
- цилиндрическая и перемещающаяся в радиальном направлении поверхность раздела фаз;
- кристаллизация воды из раствора только на поверхности раздела фаз;
- совместное протекание тепловых и массообменных процессов;
- неравномерность температурного поля и поля концентраций;
- наличие внутренних тепловыделений в результате фазовых превращений в растворе;
- степень насыщения раствора у поверхности кристаллизации определяется условиями фазового равновесия раствора;
- зависимость теплофизических свойства элементов модели от температуры и массовой доли растворенных веществ (для раствора и блока льда);
- теплообмен в блочном вымораживателе осуществляется посредством конвекции и теплопроводности;
- массообмен между раствором и поверхностью раздела фаз осуществляется посредством молекулярной и конвективной диффузии;
- незначительная толщина пограничных слоев и незначительная величина переохлаждения раствора у поверхности раздела фаз позволяет не учитывать их при составлении математического описания процессов;
- в процессе блочного вымораживания теплота расходуется на: охлаждение раствора и кристаллизацию воды из него; охлаждение блока льда; охлаждение поверхности кристаллизатора и стенок емкости для раствора; компенсацию потерь теплоты при снятии с кристаллизатора (оттайке) блока льда; компенсацию потерь теплоты в окружающую среду.

2 Математическое моделирование процессов

2.1 Балансовая модель блочного вымораживателя

На основе представлений о физической модели блочного вымораживателя составим его балансовую модель. Балансовая модель предполагает стационарность происходящих в аппарате процессов и представляется уравнениями, отражающими изменения материальных и тепловых потоков за определенный промежуток времени (рис. 6).

Для условий, представленных на рисунке 6, общий материальный баланс аппарата по раствору выражается уравнением:

$$m_{рн} = m_{рк} + m_{бл}, \quad (1)$$

где $m_{рн}$, $m_{рк}$, $m_{бл}$ - количество исходного раствора, концентрата и блока льда, поступающего и образующегося в аппарате за определенный промежуток времени, кг.

Так как

$$m_{бл} = m_{л} + m_{рп}, \quad (2)$$

то уравнение (1) может быть представлено в другом виде:

$$m_{рн} = m_{рк} + m_{л} + m_{рп}, \quad (3)$$

где $m_{л}$ - количество льда, образующееся в аппарате за определенный промежуток времени и не содержащего примесей сухих веществ раствора, кг;

$m_{рп}$ - количество раствора в порах блока льда, кг.

Материальный баланс по абсолютно сухому веществу, находящемуся в растворе, с учетом уравнения (1) представляется в виде уравнения:

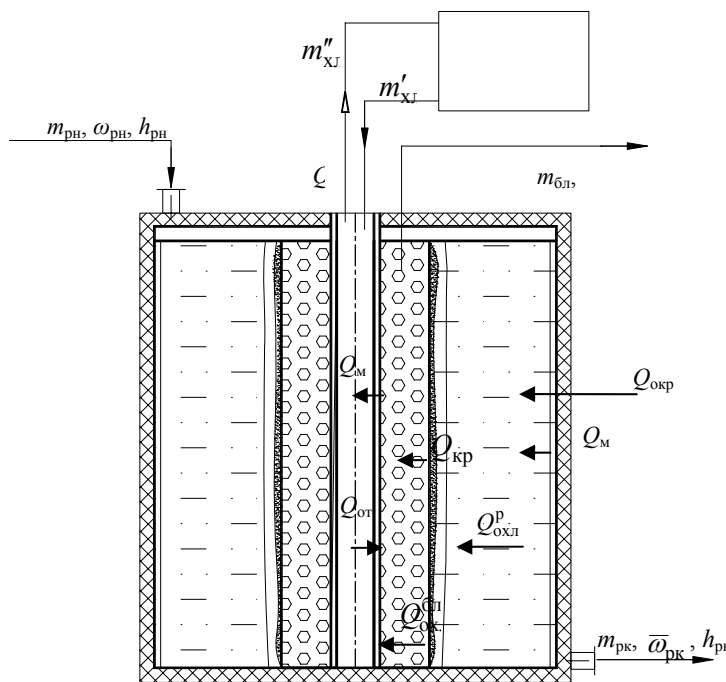


Рис. 6 - К составлению балансовой модели

$$\frac{m_{рн} \cdot \omega_{рн}}{100} = \frac{m_{рк} \cdot \omega_{рк}}{100} + \frac{m_{бл} \cdot \omega_{бл}}{100}, \quad (4)$$

где $\omega_{рн}$ - массовая доля растворенных веществ в исходном растворе, концентрате и расплаве блока льда, %;

$\bar{\omega}_{рк}, \bar{\omega}_{бл}$ - средние массовые доли растворенных веществ в концентрате и в расплаве блока льда, %.

Материальный поток хладоносителя в процессе вымораживания не изменяется, то есть $q_m^{хл} = \text{const}$.

Уравнения (1-4) представляют балансовую модель блочного вымораживателя по материальным потокам и могут использоваться в практических расчетах для определения производительности аппарата по концентрированному раствору и по вымороженной фракции, а также для определения средней массовой доли сухих веществ в расплаве блока льда.

Теперь рассмотрим изменения, происходящие в тепловых потоках системы. Согласно представлениям о физических закономерностях процесса, общее количество теплоты, которое отводится хладоносителем в процессе блочного вымораживания воды из раствора, состоит из полезных теплопритоков и различных потерь (рис.7). Общий тепловой баланс аппарата можно представить в виде уравнения:

$$Q_o = \sum Q_{пол} + \sum Q_{пот}, \quad (5)$$

где Q_o - общее количество теплоты, отводимое из рассматриваемой системы за время процесса, Дж;

$\sum Q_{пол}$ - суммарное количество полезной теплоты, отводимое из рассматриваемой системы за время процесса, Дж;

$\sum Q_{пот}$ - суммарные потери теплоты за время процесса, Дж.

Суммарное количество полезной теплоты определяется по уравнению:

$$\sum Q_{пол} = Q_{охл}^p + Q_{кр} + Q_{охл}^{бл}, \quad (6)$$

где $Q_{охл}^p$ - количество теплоты, отнимаемое от раствора при его охлаждении от начальной температуры до температуры на поверхности кристаллизации, Дж;

$Q_{кр}$ - количество теплоты, отводимое при кристаллизации воды из раствора, Дж;

$Q_{охл}^{бл}$ - количество теплоты, отнимаемое при охлаждении блока льда, Дж.

Суммарные потери теплоты за время процесса определяются по уравнению:

$$\sum Q_{пот} = Q_{охл}^м + Q_{от}^{бл} + Q_{пот}^{окр}, \quad (7)$$

где $Q_{охл}^м$ - потери теплоты при охлаждении материала кристаллизатора и материала емкости для раствора, Дж;

$Q_{от}^{бл}$ - потери теплоты при оттаивании блока льда от поверхности кристаллизатора, Дж;

$Q_{пот}^{окр}$ - потери теплоты при компенсации теплопритоков через изолированную поверхность емкости для раствора, Дж.

Количество теплоты, отнимаемое от раствора при его охлаждении от начальной температуры до температуры на поверхности кристаллизации, определяется из уравнения:

$$Q_{охл}^p = m_{рн} \cdot c_p^{рн} \cdot (T_{рн} - T_{кр}), \quad (8)$$

где $c_p^{рн}$ - удельная теплоемкость исходного раствора при постоянном давлении, Дж/(кг·К);

$T_{рн}$ - начальная температура раствора, К;

$T_{кр}$ - температура на поверхности кристаллизации, К.

Количество теплоты, отводимое при кристаллизации воды из раствора, определяется по уравнению:

$$Q_{кр} = m_{бл} \cdot r_{кр} = m_{бл} \cdot \Delta h_p, \quad (9)$$

где $r_{кр}$ - скрытая теплота фазового перехода, Дж/кг;

Δh_p - разность между значениями удельных энтальпий раствора в жидкой фазе (при $T_{рн}$) и в твердой фазе (при $T_{кр}$), Дж/кг.

Количество теплоты, отнимаемое при охлаждении блока льда, определяется из уравнения:

$$Q_{охл}^{бл} = m_{бл} \cdot c_p^{бл} \cdot (T_{кр} - \bar{T}_{бл}), \quad (10)$$

где $c_p^{бл}$ - удельная теплоемкость блока льда при постоянном давлении, Дж/(кг·К);

$\bar{T}_{бл}$ - средняя температура блока льда, К.

Потери теплоты при охлаждении материала кристаллизатора и материала емкости для раствора определяются по уравнению:

$$Q_{\text{охл}}^{\text{м}} = m_{\text{к}} \cdot c_{\text{р}}^{\text{к}} \cdot (T_{\text{н}}^{\text{к}} - T_{\text{к}}^{\text{к}}) + m_{\text{е}} \cdot c_{\text{р}}^{\text{е}} \cdot (T_{\text{н}}^{\text{е}} - T_{\text{к}}^{\text{е}}), \quad (11)$$

где $m_{\text{к}}$, $m_{\text{е}}$ - масса материала кристаллизатора и материала емкости для раствора, кг;

$c_{\text{р}}^{\text{к}}$, $c_{\text{р}}^{\text{е}}$ - удельная теплоемкость материала кристаллизатора и емкости для раствора при постоянном давлении, Дж/(кг·К);

$T_{\text{н}}^{\text{к}}$, $T_{\text{к}}^{\text{к}}$, $T_{\text{н}}^{\text{е}}$, $T_{\text{к}}^{\text{е}}$ - начальные и конечные температуры материала кристаллизатора и емкости для раствора, К.

Потери теплоты при оттаивании блока льда от поверхности кристаллизатора определяются по уравнению:

$$Q_{\text{от}}^{\text{бл}} = 0,04 \cdot (Q_{\text{охл}}^{\text{р}} + Q_{\text{кр}} + Q_{\text{охл}}^{\text{бл}}). \quad (12)$$

Потери теплоты на компенсацию теплопритоков через изолированную поверхность емкости для раствора определяются по уравнению:

$$Q_{\text{пот}}^{\text{окр}} = 0,1 \cdot (Q_{\text{охл}}^{\text{р}} + Q_{\text{кр}} + Q_{\text{охл}}^{\text{бл}} + Q_{\text{охл}}^{\text{м}} + Q_{\text{от}}^{\text{бл}}). \quad (13)$$

Уравнения (5 – 13) представляют балансовую модель блочного вымораживателя по тепловым потокам и используются в практических расчетах для определения требуемой для данного процесса холодопроизводительностью холодильной машины, поскольку

$$Q_{\text{о}} = \sum Q_{\text{пол}} + \sum Q_{\text{пот}} = q_m^{\text{хл}} \cdot (h_{\text{хл}}'' - h_{\text{хл}}') \cdot \tau, \quad (14)$$

где $q_m^{\text{хл}}$ - массовый расход хладоносителя, кг/с;

$h_{\text{хл}}''$, $h_{\text{хл}}'$ - удельные (массовые) энтальпии хладоносителя на выходе и входе в кристаллизатор, Дж/кг;

τ - время процесса, с;

2.2 Кинетическая модель

В отличие от балансовой модели, кинетическая модель представляется уравнениями, отражающими нестационарность процессов в блочном вымораживателе. С учетом представлений о физике процессов, протекающих в рассматриваемом аппарате, определена структура кинетической модели. Структура включает:

- а) модель конвективного теплообмена с окружающей средой;
- б) модель теплопередачи через слой тепловой изоляции;
- в) модель теплопередачи через стенку емкости для раствора;
- г) модель сопряженного тепло и массообмена с кристаллизацией воды из раствора;
- д) модель теплопередачи через стенку кристаллизатора;
- ж) модель конвективного теплообмена с хладоносителем.

Модель сопряженного тепло и массообмена с кристаллизацией воды из раствора является наиболее важной и сложной, поэтому подробнее остановимся на ней.

Основными предпосылками для моделирования процесса сопряженного тепло и массообмена при кристаллизации воды из раствора являются наличие подвижной и неизвестной границы раздела фаз, изменяющаяся температура в блоке льда и на поверхности кристаллизации, а также изменяющаяся массовая доля растворенных веществ в растворе и в порах блока льда. Поэтому задачей моделирования такого процесса является получение зависимостей для определения температурных полей и полей концентраций в структурных элементах модели.

Математическое описание процессов тепло и массообмена, сопровождающихся изменением агрегатного состояния раствора и движением границы раздела фаз, базируется на математическом описании классической задачи Стефана о промерзании грунта [6]. Однако, при описании процессов блочного вымораживания воды из раствора, такая задача должна дополняться условиями, учитывающими изменение температуры на границе раздела фаз и диффузионные процессы в растворе и в порах блока льда.

Пусть фазовый переход происходит на границе раздела фаз, которую обозначим Γ (рис. 7). Так как граница раздела фаз подвижна, то $\Gamma = \Gamma(\tau)$. Граница раздела фаз разделяет расчетную область Ω на две подобласти. Область $\Omega^{\text{р}}$ занята раствором, температура которого превышает температуру фазового перехода раствора. В цилиндрических координатах ($x = r, y = \varphi, z = z$) (рис. 7) свойства подобласти представляются в виде зависимости:

$$\Omega^{\text{р}}(\tau) = \{(r, \varphi, z) \in \Omega, T_{\text{р}}(r, \varphi, z, \tau) > T_{\text{кр}}\}, \quad (15)$$

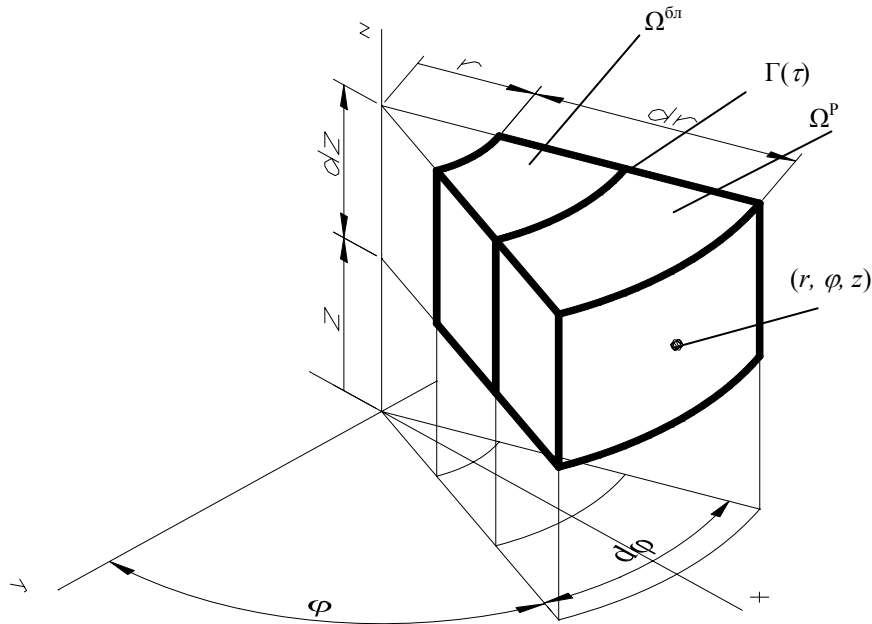


Рис. 7 – Элементы модели в цилиндрической системе координат

где T_p - температура раствора, К.

Область Ω^{bl} занята твердой фазой, температура которой ниже температуры фазового перехода, то есть:

$$\Omega^{bl}(\tau) = \{(r, \varphi, z) \in \Omega, T_{bl}(r, \varphi, z, \tau) < T_{кр}\}, \quad (16)$$

где T_{bl} - температура блока льда, К.

Аналогичные обозначения используем и для теплофизических свойств каждой подобласти:

$$c_p, \rho, \lambda = \left\{ \begin{aligned} &(c_p^p, \rho_p, \lambda_p) \in \Omega^p \\ &(c_p^{bl}, \rho_{bl}, \lambda_{bl}) \in \Omega^{bl} \end{aligned} \right\}, \quad (17)$$

где c_p - удельная теплоемкость при постоянном давлении, Дж/(кг·К);

ρ - плотность, кг/м³;

λ - коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К).

В общем виде, конвективный теплообмен в растворе (для условий нестационарного поля) выразим уравнением вида:

$$c_p^p \cdot \rho_p \cdot \left(\frac{\partial T_p}{\partial \tau} + v \cdot \text{grad } T_p \right) = \text{div} \cdot (\lambda_p \cdot \text{grad } T_p), \quad (18)$$

где v - скорость движения раствора, м/с.

В ортогональных криволинейных, а именно цилиндрических, координатах с учетом того, что температура является функцией координат $T = T(r, \varphi, z, \tau)$, а $\text{grad} = \left\{ \frac{\partial}{\partial r}, \frac{\partial}{\partial \varphi}, \frac{\partial}{\partial z} \right\}$ и $\text{div} = \frac{\partial}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial \varphi} + \frac{\partial}{\partial z}$ уравнение (18) примет вид:

$$c_p^p \cdot \rho_p \cdot \left(\frac{\partial T_p}{\partial \tau} + v_r \cdot \frac{\partial T_p}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \cdot \frac{\partial T_p}{\partial \varphi} + v_z \cdot \frac{\partial T_p}{\partial z} \right) = \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \cdot \left(\lambda_p \cdot r \cdot \frac{\partial T_p}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial \varphi} \cdot \left(\frac{\lambda_p}{r} \cdot \frac{\partial T_p}{\partial \varphi} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \cdot \left(\lambda_p \cdot \frac{\partial T_p}{\partial z} \right), \quad (19)$$

Так как теплофизические свойства раствора зависят от температуры, то в уравнении (19) $c_p^p = c_p^p(T_p)$, $\rho_p = \rho_p(T_p)$, $\lambda_p = \lambda_p(T_p)$. Если считать, что теплофизические свойства постоянны, то уравнение (19) с учетом того, что $a_p = \frac{\lambda_p}{c_p^p \cdot \rho_p}$, можно записать в следующем виде:

$$\frac{\partial T_p}{\partial \tau} + v_r \cdot \frac{\partial T_p}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \cdot \frac{\partial T_p}{\partial \varphi} + v_z \cdot \frac{\partial T_p}{\partial z} = a_p \cdot \left(\frac{\partial^2 T_p}{\partial r^2} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 T_p}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 T_p}{\partial z^2} \right), \quad (20)$$

где a_p - коэффициент температуропроводности, м²/с.

Перенос тепла теплопроводностью в блоке льда в общем виде представляется уравнением:

$$c_p^{\text{бл}} \cdot \rho_{\text{бл}} \cdot \frac{\partial T_{\text{бл}}}{\partial \tau} = \text{div} \cdot (\lambda_{\text{бл}} \cdot \text{grad} T_{\text{бл}}) + q_{\text{кр}}^{\text{бл}}, \quad (21)$$

где $q_{\text{кр}}^{\text{бл}}$ - интенсивность внутреннего тепловыделения (за счет кристаллизации раствора в порах льда) в единице объема блока льда, Вт/м³.

В цилиндрических координатах теплообмен в блоке льда представляется уравнениями вида:

$$c_p^{\text{бл}} \cdot \rho_{\text{бл}} \cdot \frac{\partial T_{\text{бл}}}{\partial \tau} = \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \cdot \left(\lambda_{\text{бл}} \cdot r \cdot \frac{\partial T_{\text{бл}}}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial \varphi} \cdot \left(\frac{\lambda_{\text{бл}}}{r} \cdot \frac{\partial T_{\text{бл}}}{\partial \varphi} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \cdot \left(\lambda_{\text{бл}} \cdot \frac{\partial T_{\text{бл}}}{\partial z} \right) + q_{\text{кр}}^{\text{бл}} \quad \text{или} \quad (22)$$

$$\frac{\partial T_{\text{бл}}}{\partial \tau} = a_{\text{бл}} \cdot \left(\frac{\partial^2 T_{\text{бл}}}{\partial r^2} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 T_{\text{бл}}}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 T_{\text{бл}}}{\partial z^2} \right) + \frac{q_{\text{кр}}^{\text{бл}}}{c_p^{\text{бл}} \cdot \rho_{\text{бл}}}. \quad (23)$$

Теперь запишем уравнения, отражающие изменение полей концентраций растворенных веществ. Поскольку кристаллизация воды осуществляется как из объема раствора, так из пор блока льда, то представим уравнения переноса вещества для жидкой и твердой фазы. Диффузия растворенных веществ в растворе в общем виде представляется следующим уравнением:

$$\frac{\partial C_p}{\partial \tau} + \text{div} \cdot (v \cdot C_p) = \text{div} \cdot (D_p \cdot \text{grad} C_p). \quad (24)$$

где C_p - объемная концентрация растворенных веществ в растворе, кг/м³;

D_p - коэффициент диффузии растворенных веществ в растворе, м²/с.

В цилиндрических координатах уравнение примет вид:

$$\frac{\partial C_p}{\partial \tau} + v_r \cdot \frac{\partial C_p}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \cdot \frac{\partial C_p}{\partial \varphi} + v_z \cdot \frac{\partial C_p}{\partial z} = \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \cdot \left(D_p \cdot r \cdot \frac{\partial C_p}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial \varphi} \cdot \left(\frac{D_p}{r} \cdot \frac{\partial C_p}{\partial \varphi} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \cdot \left(D_p \cdot \frac{\partial C_p}{\partial z} \right). \quad (25)$$

Если D_p считать постоянной, то уравнение (25) записывается следующим образом:

$$\frac{\partial C_p}{\partial \tau} + v_r \cdot \frac{\partial C_p}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \cdot \frac{\partial C_p}{\partial \varphi} + v_z \cdot \frac{\partial C_p}{\partial z} = D_p \cdot \left(\frac{\partial^2 C_p}{\partial r^2} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 C_p}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 C_p}{\partial z^2} \right). \quad (26)$$

Диффузия растворенных веществ раствора, находящегося в порах блока льда, в общем виде представляется следующим образом:

$$\frac{\partial C_{\text{пн}}}{\partial \tau} = \text{div} \cdot (D_p \cdot \text{grad} C_{\text{пн}}). \quad (27)$$

В цилиндрических координатах уравнение (27) принимает вид:

$$\frac{\partial C_{\text{пн}}}{\partial \tau} = \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \cdot \left(D_p \cdot r \cdot \frac{\partial C_{\text{пн}}}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial \varphi} \cdot \left(\frac{D_p}{r} \cdot \frac{\partial C_{\text{пн}}}{\partial \varphi} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \cdot \left(D_p \cdot \frac{\partial C_{\text{пн}}}{\partial z} \right) \quad \text{или} \quad (28)$$

$$\frac{\partial C_{\text{пн}}}{\partial \tau} = D_p \cdot \left(\frac{\partial^2 C_{\text{пн}}}{\partial r^2} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 C_{\text{пн}}}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 C_{\text{пн}}}{\partial z^2} \right). \quad (29)$$

Для однозначного определения температурного поля и поля концентраций в элементах модели необходимо сформулировать начальные и граничные условия на границе раздела фаз. Будем считать, что процесс передачи тепла и вещества осуществляется с момента времени $\tau = 0$ и до момента времени $\tau = \tau_{\text{max}}$. Температурное поле и поле концентраций для раствора и блока льда заданы на начальный момент времени:

$$T_p(r, \varphi, z, 0) = T_{pn}(r, \varphi, z), \quad (30)$$

$$C_p(r, \varphi, z, 0) = C_{pn}(r, \varphi, z), \quad (31)$$

$$T_{bl}(r, \varphi, z, 0) = T_{k2}(r, \varphi, z), \quad (32)$$

$$C_{pn}(r, \varphi, z, 0) = C_{pn}(r, \varphi, z). \quad (33)$$

где T_{k2} - температура поверхности кристаллизатора, К.

Решение уравнений (18 - 29) ищется на некоторых множествах точек цилиндров S^p и S^{bl} , свойства которых отображаются следующим образом:

$$S^p = \{(r, \varphi, z, \tau) | (r, \varphi, z) \in \Omega^p, 0 < \tau < \tau_{max}\}, \quad (34)$$

$$S^{bl} = \{(r, \varphi, z, \tau) | (r, \varphi, z) \in \Omega^{bl}, 0 < \tau < \tau_{max}\}. \quad (35)$$

Поскольку тепловой поток на границе раздела фаз разрывен, то теплообмен между блоком льда и раствором дополняется граничными условиями третьего рода:

$$\lambda_{bl} \cdot \frac{\partial T_{кр}}{\partial n} - \alpha_p \cdot (T_p - T_{кр}) = -q_{кр}^r, \quad (r, \varphi, z) \in \Gamma \quad (36)$$

где n - нормаль, м;

α_p - коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);

$q_{кр}^r$ - интенсивность поверхностного тепловыделения (за счет кристаллизации раствора на границе раздела фаз), Вт/м²;

Γ - обозначение границы раздела фаз, свойства которой отображаются условием:

$$\Gamma = \{(r, \varphi, z) | (r, \varphi, z) \in \partial\Omega^{bl}, 0 < \tau < \tau_{max}\}. \quad (37)$$

Интенсивность тепловыделения на границе раздела фаз можно отнести к единице объема и выразить как:

$$q_{кр}^r = h_l \cdot \frac{m_{bl}}{\tau} \cdot \frac{1}{V_{bl}}, \quad (38)$$

где h_l - удельная (массовая) энтальпия фазового перехода, Дж/кг;

V_{bl} - объем блока льда, м³;

В этом случае с учетом условий (36 - 38) уравнение (22) может быть представлено в следующем виде:

$$c_p^{bl} \cdot \rho_{bl} \cdot \frac{\partial T_{bl}}{\partial \tau} = \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \cdot \left(\lambda_{bl} \cdot r \cdot \frac{\partial T_{bl}}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial \varphi} \cdot \left(\frac{\lambda_{bl}}{r} \cdot \frac{\partial T_{bl}}{\partial \varphi} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \cdot \left(\lambda_{bl} \cdot \frac{\partial T_{bl}}{\partial z} \right) + q_{кр}^{bl} + h_l \cdot \frac{m_{bl}}{\tau} \cdot \frac{1}{V_{bl}}. \quad (39)$$

С учетом того, что поток растворенных веществ на границе раздела фаз также разрывен, запишем еще одно граничное условие:

$$-D_{bl} \cdot \frac{\partial C_{кр}}{\partial n} = \beta \cdot (C_{кр} - C_p), \quad (r, \varphi, z) \in \Gamma \quad (40)$$

где $C_{кр}$ - объемная концентрация растворенных веществ на границе раздела фаз, кг/м³;

β - коэффициент массоотдачи в раствор, м/с.

При $0 < \tau < \tau_{max}$ объемная концентрация растворенных веществ на границе раздела фаз определяется по зависимости:

$$C_{кр}(r, \varphi, z, \tau) = C_{кр}(T_{кр}). \quad (41)$$

Рассмотренная выше кинетическая модель процесса сопряженного тепло и массопереноса с кристаллизацией воды из раствора является сложной двухфазной задачей с неизвестной внутренней границей раздела фаз. Численное решение задачи в представленной постановке на сегодняшний день неизвестно. Поэтому, как правило, такую задачу упрощают. При этом переходят к однофазной задаче с неизвестной внешней границей раздела фаз [7]. Вариант решения такой задачи при ряде допущений и с использованием подходов теории подобия представлено в работе [8].

Література

1. Пап Л. Концентрирование вымораживанием / Пер. с вен. О.А. Воронова // М.: Изд – во «Лег. и пищ. пром – сть». – 1982. – 97 с.
2. Плотников В.Т., Филаткин В.П. Разделительные вымораживающие установки /М.: Агропромиздат, 1987. – 352 с.
3. Рябчиков Б.Е. Современные методы подготовки воды для промышленного и бытового использования /М.: ДеЛи принт, 2004. – 328 с.
4. Родионов А.И., Клушин В.Н., Торочешников Н.С. Техника защиты окружающей среды / Учебник для вузов. 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1989. – 512 с.
5. Пат. 1716976 СССР. Способ получения вымораживанием концентрированных жидких пищевых продуктов / О.Г. Бурдо, С.Ф. Горыкин. (СССР). - Оpubл. 29.02.92. Бюл. №8.
6. Майерманов А.М. Задача Стефана / Новосибирск: Наука, 1986. – 240 с.
7. Karma A., Rappel W. – J. Quantitative phase-field modeling of dendrite growth in two and three dimensions / Phys. Rev. E. – 1998, v.57, pp. 4323 – 4349.
8. Бурдо О.Г. Коваленко Е. А., Милинчук С. И. Кинетика процессов блочного вымораживания из растворов / Вестник международной академии холода. – 2003. – Вып.3. – с. 38 - 41.

ОПТИМІЗАЦІЯ ПАРАМЕТРІВ ВІДЦЕНТРОВОГО ЕКСТРАГУВАННЯ У ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ОРГАНОПРЕПАРАТІВ

Білоного Ю.Л., Кравців Р.Й.

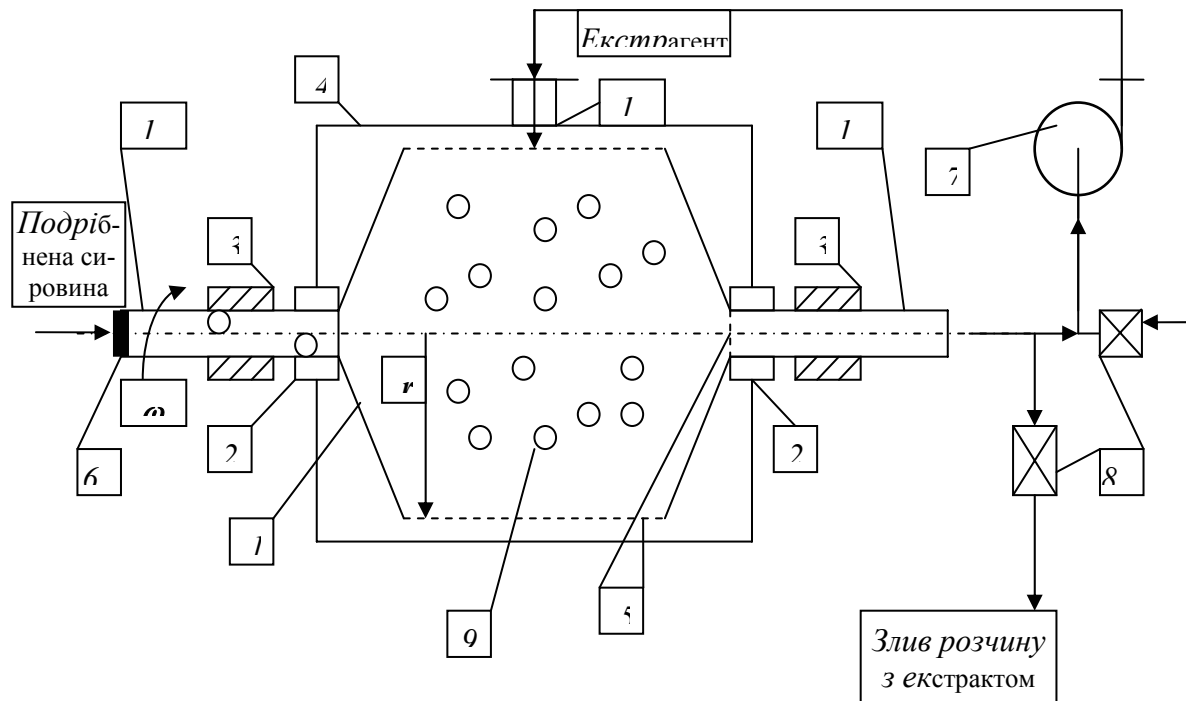
Львівська національна академія ветеринарної медицини імені С.З.Гжицького, Україна

Оптимальні параметри подрібнення при екстракції ряду органопрепаратів є різними і залежать від фізичних властивостей ендокринної сировини та розчинника. Така ситуація створює певні незручності в технологічному процесі, оскільки для максимальної швидкості екстракції в полі гравітаційних сил, тобто при використанні апарату з псевдозрідженим шаром в системі тверде тіло — рідина [1], подрібнення різної сировини треба вести до оптимальних розмірів, а отже, постійно налаштовувати подрібнювач (вовчок) на інші параметри. Крім цього, якщо подрібнити сировину до середнього діаметра $d_c \approx 1$ мм, то загальну площу контакту сировини та екстрагенту, а отже швидкість екстракції при виробництві органопрепаратів в псевдозрідженому шарі, можна було б збільшити в 4 рази, для АТФ — у 3 рази, для панкреатину — в 5 разів, для АКТГ — в 2 рази, для хонсуриду — в 4 рази. З метою підвищення інтенсивності екстрагування, а також зменшення енерговитрат при виробництві ряду органопрепаратів нами пропонується використовувати відцентровий екстрактор з псевдозрідженим шаром з наступними конструктивними елементами (рис.1) [2].

Радіус конічного барабана r залежить від заданої продуктивності апарата. Прийmemo $r = 0,2$ м. Апарат працює в наступній послідовності:

Фарш ендокринної сировини, що подрібнений до середнього діаметра $d_c \approx 1$ мм, відповідною порцією подається у ліву пустотілу цапфу 10, після чого герметичний люк 6 закривається. Насосом 7 з магістрального трубопроводу подається відповідний розчинник, який повністю заповнює корпус 4. Крани 8 закриваються. Далі пустотілому барабану 1 з цапфами 10 надається обертовий рух з відповідною кутовою швидкістю ω , що залежить від того, яка сировина прийшла на оброблення. Екстрагент з відповідною швидкістю V та витратою W_t насосом 7 нагнітається в корпус 4, що створює псевдозріджений шар подрібненого фаршу в полі відцентрових сил. Причому насос 7 увімкнений між магістраллю зливу розчину з екстрактом і циліндричною решіткою 5 конічного барабана 1 з можливістю створення багатократної рециркуляції суміші екстрагенту і розчину з екстрактом. Під час рециркуляції суміші магістраль закрита двосторонніми кранами 8. При цьому частинки подрібненої ендокринної сировини 9 піддаються екстракції в полі відцентрових сил з утворенням псевдозрідженого шару на протязі технологічно обґрунтованого часу для даної ендокринної сировини [3, с. 41; 50; 147; 149]. При виробництві інсуліну тривалість першої екстракції — 3 години, при виробництві адренокортикотропного гормону — 1 година, спленіну — 8 діб, хонсуриду — 15 годин. Тривалість другої екстракції звичайно така ж сама, як і першої, часом застосовують і третю екстракцію. Запропонований апарат створює можливість екстрагування ендокринної сировини, підвищення якості екстрагування, здешевлення процесу виробництва органопрепаратів. Кутова швидкість обертання барабана 1 для конкретної ендокринної сировини ω пропонується нами роз-

рахувати в наступній послідовності за допомогою критерія оптимізації для умов відцентрової екстракції [4]:



1 — пустотілий конічний барабан; 2 — сальники; 3 — опори; 4 — герметичний корпус;
5 — металева решітка з кроком 0,5 мм; 6 — герметичний люк; 7 — насос; 8 — двосторонні крани;
9 — подрібнена ендокринна сировина; 10 — пустотілі цапфи; 11 — впускний патрубкок.

Рис. 1 — Схема відцентрового екстрактора з псевдозрідженим шаром для ендокринної сировини

При виробництві інсуліну [5]. Фізичні властивості сировини та екстрагента є такими: Густина розчинника — C_2H_5OH (85 %) + H_3PO_4 (2 %) — $\rho_c = 940 \text{ кг/м}^3$; Динамічна в'язкість розчинника — $\mu = 0,00134 \text{ Па}\cdot\text{с}$; Коефіцієнт поверхневого натягу розчинника — $\sigma = 0,0318 \text{ Н/м}$; Густина сировини (підшлункова залоза) — $\rho_r = 1060 \text{ кг/м}^3$; Гідрофільність поверхні залози $\cos \theta = 0,86$;

1. Критерій оптимізації при відцентровій екстракції [4]:

$$B_{\text{ц}} = 3,07 \sqrt[6]{\frac{(\sigma \cdot \cos \theta)^3 \cdot \rho_c^2}{\mu^4 \omega^2 r (\rho_r - \rho_c)}} = 3,07 \sqrt[6]{\frac{(0,0318 \cdot 0,86)^3 \cdot 940^2}{0,00134^4 \cdot \omega^2 \cdot 0,2 \cdot (1060 - 940)}} = 241 / \omega^{0,33}$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса: $Re_{\text{опт}} = 2 B_{\text{ц}} = 241 \cdot 2 = 482 / \omega^{0,33}$.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar^M = \frac{\omega^2 r \cdot d^3 (\rho_r - \rho_c) \rho_c}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (1 \cdot 10^{-3})^3 (1060 - 940) 940}{(0,00134)^2} = 12,56 \cdot \omega^2$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження:

$$Re_{\text{опт}}^1 = 0,152 \cdot (\Psi Ar^M)^{0,715} = 0,152 \cdot (0,77 \cdot 12,56 \omega^2)^{0,715} = 0,77 \cdot \omega^{1,43}; Re_{\text{опт}}^1 = 0,77 \omega^{1,43},$$

де Ψ — коефіцієнт форми.

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п. 2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора: $0,77 \omega^{1,43} \omega^{0,33} = 482$;

$$\omega^{1,763} = 625,7; \omega = 625,76^{1/1,763} = 38 \text{ с}^{-1}; n = 30\omega/\pi = 363 \text{ об/хв}; Re_{\text{опт}}^1 = 0,77 \omega^{1,43} = 0,77 \cdot 38^{1,43} = 140.$$

6. Швидкість подачі середовища: $V = Re_{\text{опт}}^1 \mu / d_c \rho_c = 140 \cdot 0,001 / 1 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 = 0,139 \text{ м/с}$.

При виробництві аденозинтрифосфornoї кислоти (АТФ) [6]. Фізичні властивості сировини та екстрагента є такими: Густина сировини (м'язова тканина м'яса) — $\rho_r = 1100 \text{ кг/м}^3$; Коефіцієнт поверхневого натягу розчинника (C_2H_5OH 96 % $t = 2 - 3 \text{ }^\circ\text{C}$) [3, с. 152] — $\sigma = 0,0295 \text{ Н/м}$; Густина екстрагента — розчинника (C_2H_5OH 96 % $t = 2 - 3 \text{ }^\circ\text{C}$) [3, с. 152] — $\rho_p = 810 \text{ кг/м}^3$; Динамічна в'язкість розчинника

(C₂H₅ОН 96 % t = 2 — 3 °С) — $\mu = 0,0017$ Па·с; Гідрофільність поверхні м'язової тканини м'яса $\cos \theta = 0,97$;

1. Критерій оптимізації гравітаційного процесу екстракції [4]:

$$B_{\text{ц}} = 3,076 \sqrt{\frac{(\sigma \cdot \cos \theta)^3 \cdot \rho_c^2}{\mu^4 \omega^2 r (\rho_{\text{ч}} - \rho_c)}} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,0295 \cdot 0,97)^3 \cdot 810^2}{0,0017^4 \cdot \omega^2 \cdot 0,2(1100 - 810)}} = 173,7 / \omega^{0,33}.$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса: $Re_{\text{ОПТ.}} = 2 \cdot B_{\text{ц}} = 347,5 \omega^{0,33}$.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar^M = \frac{\omega^2 r \cdot d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_c) \rho_c}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (1 \cdot 10^{-3})^3 (1100 - 810) 810}{(0,0017)^2} = 16,256 \cdot \omega^2;$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження:

$$Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 0,152 (\Psi Ar^M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 16,256 \omega^2)^{0,715} = 0,926 \omega^{1,43}; Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 0,926 \omega^{1,43}.$$

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п.2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора $0,926 \omega^{1,43} \omega^{0,33} = 347,5$.

$$\omega^{1,763} = 375; \omega = 375^{1/1,763} = 29 \text{ с}^{-1}; n = 30\omega/\pi = 275 \text{ об/хв. } Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 0,926 \omega^{1,43} = 113.$$

6. Швидкість подачі середовища $V = Re_{\text{ОПТ.}}^1 \mu / d_c \rho_c = 113 \cdot 0,0017 / 1 \cdot 10^{-3} \cdot 810 = 0,238 \text{ м/с}$.

При виробництві панкреатину [7]. Фізичні характеристики подрібненої сировини і екстрагента є такими [3, с.91]: Коефіцієнт поверхневого натягу розчинника (вода) — $\sigma = 0,0725$ Н/м; Густина сировини (підшлункова залоза свиней) — $\rho_{\text{т}} = 1060$ кг/м³; Густина екстрагента — розчинника (вода) — $\rho_{\text{р}} = 1000$ кг/м³; Динамічна в'язкість розчинника (вода) — $\mu = 0,001$ Па·с; Гідрофільність поверхні підшлункової залози до води $\cos \theta = 0,55$;

1. Критерій оптимізації гравітаційного процесу екстракції [4]:

$$B_{\text{ц}} = 3,076 \sqrt{\frac{(\sigma \cdot \cos \theta)^3 \cdot \rho_c^2}{\mu^4 \omega^2 r (\rho_{\text{ч}} - \rho_c)}} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,0725 \cdot 0,55)^3 \cdot 1000^2}{0,001^4 \cdot \omega^2 \cdot 0,2(1060 - 1000)}} = 405 / \omega^{0,33}.$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса: $Re_{\text{ОПТ.}} = 2 \cdot B_{\text{ц}} = 810 / \omega^{0,33}$.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar^M = \frac{\omega^2 r \cdot d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_c) \rho_c}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (1 \cdot 10^{-3})^3 (1060 - 1000) 1000}{(0,001)^2} = 12 \cdot \omega^2.$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження:

$$Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 0,152 (\Psi Ar^M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 12 \omega^2)^{0,715} = \omega^{1,43}; Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 0,745 \omega^{1,43}.$$

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п.2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора: $0,745 \omega^{1,43} \omega^{0,33} = 810$; $\omega^{1,763} = 810$;

$$\omega = 810^{1/1,763} = 44,6 \text{ с}^{-1}; n = 30\omega/\pi = 426 \text{ об/хв. } Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 0,745 \omega^{1,43} = 0,74 \cdot 44,6^{1,43} = 170.$$

6. Швидкість подачі середовища: $V = Re_{\text{ОПТ.}}^1 \mu / d_c \rho_c = 170 \cdot 0,001 / 1 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 = 0,17 \text{ м/с}$.

При виробництві АКТГ [8]. Фізичні характеристики подрібненої сировини і екстрагента є такими: Густина сировини (гіпофіз свиней) — $\rho_{\text{т}} = 1010$ кг/м³; Коефіцієнт поверхневого натягу розчинника (ацетон) (CH₃)₂СО 96 %, t = 20 °С) — $\sigma = 0,0237$ Н/м; Густина екстрагента (ацетон) (CH₃)₂СО 96 %, t = 20 °С) — $\rho_{\text{р}} = 790$ кг/м³; Динамічна в'язкість розчинника (CH₃)₂СО 96 %, t = 20 °С) — $\mu = 0,00039$ Па·с; Гідрофільність поверхні гіпофізів до ацетону $\cos \theta = 0,89$;

1. Критерій оптимізації гравітаційного процесу екстракції [4]:

$$B_{\text{ц}} = 3,076 \sqrt{\frac{(\sigma \cdot \cos \theta)^3 \cdot \rho_c^2}{\mu^4 \omega^2 r (\rho_{\text{ч}} - \rho_c)}} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,0237 \cdot 0,89)^3 \cdot 790^2}{0,00039^4 \cdot \omega^2 \cdot 0,2(1010 - 790)}} = 411 / \omega^{0,33}$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса: $Re_{\text{ОПТ.}} = 2 \cdot B_{\text{ц}} = 822 / \omega^{0,33}$

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar^M = \frac{\omega^2 r \cdot d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_c) \rho_c}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (1 \cdot 10^{-3})^3 (1010 - 790) 790}{(0,00039)^2} = 228,5 \cdot \omega^2$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження:

$$Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 0,152 (\Psi Ar^M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 228,5 \omega^2)^{0,715} = \omega^{1,43}; Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 6,13 \omega^{1,43}.$$

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п.2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора: $6,13 \omega^{1,43} \omega^{0,33} = 411$.

$$\omega^{1,763} = 411; \omega = 411^{1/1,763} = 11 \text{ с}^{-1}; n = 30\omega/\pi = 104 \text{ об/хв. } Re_{\text{ОПТ.}}^1 = 6,13 \cdot \omega^{1,43} = 6,13 \cdot 11^{1,43} = 189.$$

6. Швидкість подачі середовища: $V = Re_{\text{ОПТ.}}^1 \mu / d_c \rho_c = 189 \cdot 0,00039 / 1 \cdot 10^{-3} \cdot 790 = 0,093 \text{ м/с}$.

При виробництві хонсуриду [9].

1. Критерій оптимізації гравітаційного процесу екстракції [4]:

$$B_{\text{ц}} = 3,076 \sqrt{\frac{(\sigma \cdot \cos \theta)^3 \cdot \rho_{\text{с}}^2}{\mu^4 \omega^2 r (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,0648 \cdot 0,66)^3 \cdot 1010^2}{0,000826^4 \cdot \omega^2 \cdot 0,2(1130 - 1010)}} = 426 / \omega^{0,33}$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса: $Re_{\text{ОПТ}} = 2 \cdot B_{\text{ц}} = 852 / \omega^{0,33}$

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar^M = \frac{\omega^2 r \cdot d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) \rho_{\text{с}}}{\mu^2} = \frac{\omega^2 \cdot 0,2 \cdot (1 \cdot 10^{-3})^3 (1130 - 1010) 1010}{(0,000826)^2} = 35,5 \cdot \omega^2$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження:

$$Re^1_{\text{ОПТ}} = 0,152 (\Psi Ar^M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 35,5 \omega^2)^{0,715} = \omega^{1,43}; Re^1_{\text{ОПТ}} = 1,62 \cdot \omega^{1,43}.$$

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п.2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора: $1,62 \omega^{1,43} \omega^{0,33} = 426$;

$$\omega^{1,763} = 263; \omega = 263^{1/1,763} = 24 \text{ с}^{-1}; n = 30 \omega / \pi = 225 \text{ об/хв. } Re^1_{\text{ОПТ}} = 1,62 \cdot \omega^{1,43} = 1,62 \cdot 24^{1,43} = 152.$$

6. Швидкість подачі середовища: $V = Re^1_{\text{ОПТ}} \cdot \mu / d_{\text{с}} \rho_{\text{с}} = 152 \cdot 0,000826 / 1 \cdot 10^{-3} \cdot 1010 = 0,125 \text{ м/с}$;

Витрата середовища буде залежати від площі «живого перерізу» вхідного патрубка для подачі екстрагента. Наприклад, коли $D = 50 \cdot 10^{-3}$, то площа «живого перерізу» $S = \pi D^2 / 4 = 0,00196 \text{ м}^2$, витрата $W_{\tau} = V \cdot S = 0,245 \text{ л/с}$.

Враховуючи загальновідоме критеріальне рівняння при екстракції в системі тверде тіло — екстрагент ($Nu_{\text{д}} = 0,8 \cdot Re^{0,5} Pr_{\text{д}}^{0,33}$) [10, с. 436; 11, с.136], порівнюємо маси екстракту, що виділяються з сировини з різним ступенем подрібнення за одиницю часу, нехтуючи відношенням різниць концентрацій по обидві сторони дифузійного шару [4]:

$$M_n / M_k = \frac{Re_n^{0,5} d_k^2}{Re_k^{0,5} d_n^2} \cdot \left(\frac{Re_n}{Re_k} \cdot 0,66 \right)^{0,66},$$

де M_n, M_k — маса екстракту, що виділяється з сировини за одиницю часу при оптимальному подрібненні у відцентровому [2] та гравітаційному [1] екстракторі відповідно, кг/с;

Re_n, Re_k — критерії Рейнольдса у відцентровому [2] та гравітаційному [1] екстракторі відповідно;

d_n, d_k — оптимальний середній діаметр подрібнення сировини у відцентровому [2] та гравітаційному [1] екстракторі, відповідно;

При виробництві інсуліну:

$$M_n / M_k = \frac{Re_n^{0,5} d_k^2}{Re_k^{0,5} d_n^2} \cdot \left(\frac{Re_n}{Re_k} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{140^{0,5} 4^2}{252^{0,5} 1^2} \cdot \left(\frac{140}{252} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 11,925 \cdot 0,515 = 6,15 \text{ разів.}$$

При виробництві АТФ:

$$M_n / M_k = \frac{Re_n^{0,5} d_k^2}{Re_k^{0,5} d_n^2} \cdot \left(\frac{Re_n}{Re_k} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{113^{0,5} 3,2^2}{180,6^{0,5} 1^2} \cdot \left(\frac{113}{180,6} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 8,099 \cdot 0,558 = 4,5 \text{ разів.}$$

При виробництві панкреатину:

$$M_n / M_k = \frac{Re_n^{0,5} d_k^2}{Re_k^{0,5} d_n^2} \cdot \left(\frac{Re_n}{Re_k} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{170^{0,5} 5,27^2}{423,5^{0,5} 1^2} \cdot \left(\frac{170}{423,5} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 17,596 \cdot 0,416 = 7,32 \text{ разів.}$$

При виробництві АКТГ:

$$M_n / M_k = \frac{Re_n^{0,5} d_k^2}{Re_k^{0,5} d_n^2} \cdot \left(\frac{Re_n}{Re_k} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{189^{0,5} 2^2}{430^{0,5} 1^2} \cdot \left(\frac{189}{430} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 2,65 \cdot 0,44 = 1,17 \text{ разів.}$$

При виробництві хонсуриду.

$$M_n / M_k = \frac{Re_n^{0,5} d_k^2}{Re_k^{0,5} d_n^2} \cdot \left(\frac{Re_n}{Re_k} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{152^{0,5} 3,76^2}{445,4^{0,5} 1^2} \cdot \left(\frac{152}{445,4} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 8,258 \cdot 0,37 = 3,087 \text{ разів.}$$

Як бачимо, інтенсивність виходу екстракту з ендокринної сировини при використанні відцентрового екстрактора (рис. 1) при виборі оптимальної частоти обертання та подрібнення сировини до середнього діаметра $d_{\text{с}} = 1 \text{ мм}$. зростає в 1,2 — 7,32 разів в порівнянні з екстракцією у псевдозрідженому шарі при використанні гравітаційного екстрактора [1].

При екстракції інсуліну використовувати відцентровий екстрактор (рис. 1) доцільно при середньому діаметрі подрібнення сировини $d_{\text{с}} < 4 \text{ мм}$., оскільки при гравітаційному осадженні частинок підшлункової залози у гравітаційному екстракторі [1] оптимальний середній діаметр подрібнення становить $d_{\text{с}} \approx 4 \text{ мм}$. [12]. За попередньою методикою на прикладі екстракції інсуліну визначаємо ряд характеристик для

можливості оптимізації даного процесу. Вважаємо, що екстрагент насосом 7 подається в корпус екстрактора 1 через патрубок 11 (рис. 1), діаметр якого $D = 50 \cdot 10^{-3}$ м.

Для ступеня подрібнення підшлункової залози ($d_c \approx 4$ мм):

1. Критерій оптимізації при відцентровій екстракції [4]:

$$B_{Ц} = 3,076 \sqrt{\frac{(\sigma \cdot \cos \theta)^3 \cdot \rho_C^2}{\mu^4 \omega^2 r (\rho_{ч} - \rho_C)}} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,0318 \cdot 0,86)^3 \cdot 940^2}{0,00134^4 \cdot \omega^2 0,2(1060 - 940)}} = 241 / \omega^{0,33}.$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса: $Re_{ОПТ.} = 2 B_{Ц} = 241 \cdot 2 = 482 / \omega^{0,33}$.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar_M = \frac{\omega^2 r \cdot d_c^3 (\rho_{ч} - \rho_C) \rho_C}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (4 \cdot 10^{-3})^3 (1060 - 940) 940}{(0,00134)^2} = 803,8 \cdot \omega^2$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження:

$$Re_{3 ОПТ.} = 0,152 (\Psi Ar_M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 803,8 \omega^2)^{0,715} = 15,06 \omega^{1,43}; Re_{3 ОПТ.} = 15,06 \omega^{1,43},$$

де Ψ — коефіцієнт форми частинки.

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п. 2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора:

$$15,06 \omega_3^{1,43} \omega_3^{0,33} = 482; \omega_4^{1,763} = 32; \omega_4 = 32^{1/1,763} = 7,1 \text{ c}^{-1}; n_4 = 30 \omega_4 / \pi = 68,2 \text{ об/хв.};$$

$$Re_{4 ОПТ.} = 15,06 \omega_4^{1,43} = 15,06 \cdot 7,1^{1,43} = 248,38.$$

6. Швидкість подачі середовища: $V_4 = Re_{4 ОПТ.} \mu / d_c \rho_C = 248,38 \cdot 0,00134 / 4 \cdot 10^{-3} \cdot 940 = 0,0885 \text{ м/с}$.

7. Об'ємна витрата екстрагента через патрубок 11:

$$W_{4\tau} = V_4 S = V_4 \pi D^2 / 4 = 0,0885 \cdot 3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2 / 4 = 0,000174 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для ступеня подрібнення підшлункової залози ($d_c \approx 3$ мм):

1. Критерій оптимізації при відцентровій екстракції [4]:

$$B_{Ц} = 3,076 \sqrt{\frac{(\sigma \cdot \cos \theta)^3 \cdot \rho_C^2}{\mu^4 \omega^2 r (\rho_{ч} - \rho_C)}} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,0318 \cdot 0,86)^3 \cdot 940^2}{0,00134^4 \cdot \omega^2 0,2(1060 - 940)}} = 241 / \omega^{0,33}.$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса: $Re_{ОПТ.} = 2 B_{Ц} = 241 \cdot 2 = 482 / \omega^{0,33}$.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar_M = \frac{\omega^2 r \cdot d_c^3 (\rho_{ч} - \rho_C) \rho_C}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (3 \cdot 10^{-3})^3 (1060 - 940) 940}{(0,00134)^2} = 113 \cdot \omega^2.$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження:

$$Re_{3 ОПТ.} = 0,152 (\Psi Ar_M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 113 \omega^2)^{0,715} = 3,7 \omega^{1,43}; Re_{3 ОПТ.} = 3,7 \omega^{1,43},$$

де Ψ — коефіцієнт форми частинки. Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п. 2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора зі співвідношення:

$$3,7 \omega_3^{1,43} \omega_3^{0,33} = 482; \omega_3^{1,763} = 130; \omega_3 = 130^{1/1,763} = 15,8 \text{ c}^{-1}; n_3 = 30 \omega_3 / \pi = 151 \text{ об/хв.};$$

$$Re_{3 ОПТ.} = 3,7 \omega_3^{1,43} = 3,7 \cdot 15,8^{1,43} = 191,5.$$

6. Швидкість подачі середовища: $V_3 = Re_{3 ОПТ.} \mu / d_c \rho_C = 191,5 \cdot 0,00134 / 3 \cdot 10^{-3} \cdot 940 = 0,091 \text{ м/с}$.

7. Об'ємна витрата екстрагента через патрубок 11:

$$W_{3\tau} = V_3 S = V_3 \pi D^2 / 4 = 0,091 \cdot 3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2 / 4 = 0,000179 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для ступеня подрібнення підшлункової залози ($d_c \approx 2$ мм):

Перші два пункти залишаються незмінними.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar_M = \frac{\omega^2 r \cdot d_c^3 (\rho_{ч} - \rho_C) \rho_C}{\mu^2} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,0318 \cdot 0,86)^3 \cdot 940^2}{0,00134^4 \cdot \omega^2 0,2(1060 - 940)}} = 241 / \omega^{0,33}.$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження з рівності 4:

$$Re_{1 ОПТ.}^1 = 0,152 (\Psi Ar_M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 113 \omega^2)^{0,715} = 2,07 \omega^{1,43}; Re_{1 ОПТ.}^1 = 2,07 \omega^{1,43},$$

де Ψ — коефіцієнт форми частинки.

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п. 2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора:

$$2,07 \omega_2^{1,43} \omega_2^{0,33} = 482; \omega_2^{1,763} = 232,8; \omega_2 = 232,8^{1/1,763} = 23,09 \text{ c}^{-1}; n_2 = 30 \omega_2 / \pi = 220 \text{ об/хв.};$$

$$Re_{2 ОПТ.} = 2,07 \omega_2^{1,43} = 2,07 \cdot 23,09^{1,43} = 184.$$

6. Швидкість подачі середовища: $V_2 = Re_{2 ОПТ.}^2 \mu / d_c \rho_C = 184 \cdot 0,00134 / 2 \cdot 10^{-3} \cdot 940 = 0,13 \text{ м/с}$.

7. Об'ємна витрата екстрагента через патрубок 11:

$$W_{2\tau} = V_2 S = V_2 \pi D^2 / 4 = 0,13 \cdot 3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2 / 4 = 0,000258 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для ступеня подрібнення підшлункової залози ($d_c \approx 1$ мм):

Перші два пункти залишаються незмінними.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar_M = \frac{\omega^2 r \cdot d_c^3 (\rho_c - \rho_c) \rho_c}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (1 \cdot 10^{-3})^3 (1060 - 940) 940}{(0,00134)^2} = 12,56 \cdot \omega^2.$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для П режиму осадження з рівності 4:

$$Re_{1 \text{ ОПТ.}} = 0,152 (\Psi Ar_M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 12,56 \omega^2)^{0,715} = 0,77 \omega^{1,43}; Re_{1 \text{ ОПТ.}} = 0,77 \omega^{1,43},$$

де Ψ — коефіцієнт форми частинки.

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п. 2 і 4.

5. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора:

$$0,77 \omega^{1,43} \omega^{0,33} = 482; \omega_1^{1,76} = 625,76; \omega_1 = 625,76^{1/1,763} = 38 \text{ с}^{-1}; n_1 = 30 \omega_1 / \pi = 363 \text{ об/хв.};$$

$$Re_{1 \text{ ОПТ.}} = 0,77 \omega_1^{1,43} = 0,77 \cdot 38^{1,43} = 140.$$

6. Швидкість подачі середовища: $V_1 = Re_{1 \text{ ОПТ.}} \mu / d_c \rho_c = 140 \cdot 0,00134 / 1 \cdot 10^{-3} \cdot 940 = 0,199 \text{ м/с}.$

7. Об'ємна витрата екстрагенту через патрубок 11:

$$W_{1\tau} = V_1 S = V_1 \pi D^2 / 4 = 0,199 \cdot 3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2 / 4 = 0,000392 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для ступеня подрібнення підшлункової залози ($d_c \approx 0,5 \text{ мм}$):

Перші два пункти залишаються незмінними.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar_M = \frac{\omega^2 r \cdot d_c^3 (\rho_c - \rho_c) \rho_c}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (0,5 \cdot 10^{-3})^3 (1060 - 940) 940}{(0,00134)^2} = 1,57 \cdot \omega^2.$$

$$Re_{0,5 \text{ ОПТ.}} = 0,152 (\Psi Ar_M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 1,57 \omega^2)^{0,715} = 0,174 \omega^{1,43}; Re_{0,5 \text{ ОПТ.}} = 0,174 \omega^{1,43},$$

де Ψ — коефіцієнт форми частинки.

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п.2 і 4.

4. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора :

$$0,174 \omega^{1,43} \omega^{0,33} = 482; \omega_{0,5}^{1,76} = 2770; \omega_{0,5} = 2770^{1/1,763} = 96 \text{ с}^{-1}; n_{0,5} = 30 \omega_{0,5} / \pi = 918 \text{ об/хв};$$

$$Re_{0,5 \text{ ОПТ.}} = 0,174 \omega_{0,5}^{1,43} = 0,174 \cdot 96^{1,43} = 119.$$

5. Швидкість подачі середовища: $V_{0,5} = Re_{0,5 \text{ ОПТ.}} \mu / d_c \rho_c = 119 \cdot 0,00134 / 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 940 = 0,339 \text{ м/с}.$

Об'ємна витрата екстрагенту через патрубок 11:

$$W_{0,5\tau} = V_{0,5} S = V_{0,5} \pi D^2 / 4 = 0,339 \cdot 3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2 / 4 = 0,000667 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для ступеня подрібнення підшлункової залози ($d_c \approx 0,25 \text{ мм}$):

Перші два пункти залишаються незмінними.

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$Ar_M = \frac{\omega^2 r \cdot d_c^3 (\rho_c - \rho_c) \rho_c}{\mu^2} = \frac{\omega^2 0,2 \cdot (0,25 \cdot 10^{-3})^3 (1060 - 940) 940}{(0,00134)^2} = 0,196 \cdot \omega^2.$$

$$Re_{0,25 \text{ ОПТ.}} = 0,152 (\Psi Ar_M)^{0,715} = 0,152 (0,77 \cdot 0,196 \omega^2)^{0,715} = 0,039 \omega^{1,43}; Re_{0,25 \text{ ОПТ.}} = 0,039 \omega^{1,43},$$

де Ψ — коефіцієнт форми частинки.

Прирівнюємо значення критерію Рейнольдса, знайдені в п.2 і 4.

4. Оптимальна кутова швидкість обертання екстрактора: $0,039 \omega^{1,43} \omega^{0,33} = 482.$

$$\omega_{0,25}^{1,763} = 12246; \omega_{0,25} = 12246^{1/1,763} = 226 \text{ с}^{-1}; n_{0,25} = 30 \omega_{0,25} / \pi = 2159 \text{ об/хв};$$

$$Re_{0,25 \text{ ОПТ.}} = 0,039 \omega_{0,25}^{1,43} = 0,039 \cdot 226^{1,43} = 90,7.$$

5. Швидкість середовища: $V_{0,25} = Re_{0,25 \text{ ОПТ.}} \mu / d_c \rho_c = 90,7 \cdot 0,00134 / 0,25 \cdot 10^{-3} \cdot 940 = 0,517 \text{ м/с};$

6. Об'ємна витрата екстрагенту через патрубок 11:

$$W_{0,25\tau} = V_{0,25} S = V_{0,25} \pi D^2 / 4 = 0,517 \cdot 3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2 / 4 = 0,001 \text{ м}^3/\text{с};$$

Порівнюємо маси виділеного екстракту, витрати екстрагенту та теоретичні потужності при обертанні екстрактора [2] для кожного ступеня подрібнення сировини. При цьому вводимо поняття коефіцієнта ефективності екстрагування в кожному діапазоні подрібнення сировини, що є комплексною характеристикою і враховує інтенсивність виходу екстракту, витрату екстрагенту на створення ПЗШ у відцентровому екстракторі а також споживану потужність при обертанні екстрактора. При цьому коефіцієнт ефективності рівний:

$$K_{ef} = \frac{M_N W_{N\tau} N_{K\tau}}{M_K W_{K\tau} N_{N\tau}},$$

де M_N/M_K — відношення мас екстракту, що виділяється з подрібненої сировини з N — ім і K — тим середнім діаметром частинок за одиницю часу;

$W_{N\tau}/W_{K\tau}$ — відношення витрат екстрагенту для створення ПЗШ подрібненої сировини з N — ім і K — тим середнім діаметром частинок;

$N_{K\tau}/N_{N\tau}$ відношення споживаних потужностей при обертанні відцентрового екстрактора з K — ім і N — тим середнім діаметром частинок.

1. Відношення мас екстракту, що виділяється за одиницю часу:

$$M_3 / M_4 = \frac{Re_{.3}^{0.5} d^2_{.4}}{Re_{.4}^{0.5} d^2_{.3}} \cdot \left(\frac{Re_3}{Re_4} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{191,5^{0.5} 4^2}{248,38^{0.5} 3^2} \cdot \left(\frac{191,5}{248,38} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 1,56 \cdot 0,64 = 0,998 \text{ разів.}$$

2. Відношення витрат екстрагенту: $W_{3\tau}/W_{4\tau} = 0,000179/0,000174 = 1,0287$ разів.

3. Відношення споживаних потужностей обертання відцентрового екстрактора:

$$N_{T3}/N_{T4} = \omega^3_3 / \omega^3_4 = 15,8^3 / 7,1^3 = 11 \text{ разів.}$$

1. Відношення мас екстракту, що виділяється за одиницю часу:

$$M_2 / M_3 = \frac{Re_{.2}^{0.5} d^2_{.3}}{Re_{.3}^{0.5} d^2_{.2}} \cdot \left(\frac{Re_2}{Re_3} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{184^{0.5} 3^2}{191,5^{0.5} 2^2} \cdot \left(\frac{184}{191,5} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 2,2 \cdot 0,74 = 1,63 \text{ разів.}$$

2. Відношення витрат екстрагенту: $W_{2\tau}/W_{3\tau} = 0,000258/0,000179 = 1,44$ разів.

3. Відношення споживаних потужностей обертання відцентрового екстрактора:

$$N_{T2}/N_{T3} = \omega^3_2 / \omega^3_3 = 23,09^3 / 15,8^3 = 3,12 \text{ разів.}$$

1. Відношення мас екстракту, що виділяється за одиницю часу:

$$M_1 / M_2 = \frac{Re_{.1}^{0.5} d^2_{.2}}{Re_{.2}^{0.5} d^2_{.1}} \cdot \left(\frac{Re_1}{Re_2} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{140^{0.5} 2^2}{184^{0.5} 1^2} \cdot \left(\frac{140}{184} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 3,49 \cdot 0,63 = 2,2 \text{ разів.}$$

2. Відношення витрат екстрагенту: $W_{1\tau}/W_{2\tau} = 0,000392/0,000258 = 1,52$ разів.

3. Відношення споживаних потужностей обертання відцентрового екстрактора:

$$N_{T1}/N_{T2} = \omega^3_1 / \omega^3_2 = 38^3 / 23,09^3 = 4,45 \text{ разів.}$$

1. Відношення мас екстракту, що виділяється за одиницю часу:

$$M_{0,5} / M_1 = \frac{Re_{0,5}^{0.5} d^2_{.1}}{Re_{.1}^{0.5} d^2_{0,5}} \cdot \left(\frac{Re_{0,5}}{Re_1} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{119^{0.5} 1^2}{140^{0.5} 0,5^2} \cdot \left(\frac{119}{140} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 3,68 \cdot 0,68 = 2,5 \text{ разів.}$$

2. Відношення витрат екстрагенту: $W_{0,5\tau}/W_{1\tau} = 0,000667/0,000392 = 1,7$ разів.

3. Відношення споживаних потужностей обертання відцентрового екстрактора:

$$N_{T0,5}/N_{T1} = \omega^3_{0,5} / \omega^3_1 = 96^3 / 38^3 = 16,1 \text{ разів.}$$

1. Відношення мас екстракту, що виділяється за одиницю часу:

$$M_{0,25} / M_{0,5} = \frac{Re_{0,25}^{0.5} d^2_{0,5}}{Re_{0,5}^{0.5} d^2_{0,25}} \cdot \left(\frac{Re_{0,25}}{Re_{0,5}} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = \frac{90,7^{0.5} 0,5^2}{119^{0.5} 0,25^2} \cdot \left(\frac{90,7}{119} \cdot 0,66 \right)^{0,66} = 3,49 \cdot 0,635 = 2,2 \text{ разів.}$$

2. Відношення витрат екстрагенту: $W_{0,25\tau}/W_{0,5\tau} = 0,001/0,000667 = 1,49$ разів.

3. Відношення потужностей обертання відцентрового екстрактора:

$$N_{T0,25}/N_{T0,5} = \omega^3_{0,25} / \omega^3_{0,5} = 226^3 / 96^3 = 13 \text{ разів.}$$

При цьому коефіцієнти ефективності відцентрового екстрагування інсуліну з підшлункової залози в різних діапазонах подрібнення розподіляються наступним чином (рис. 2).

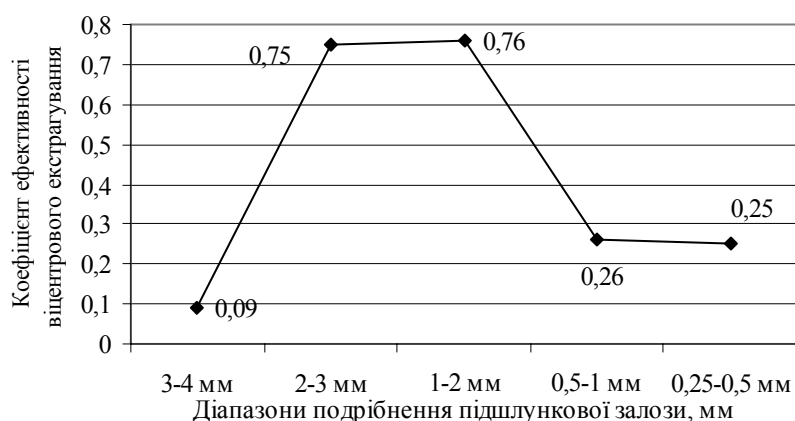


Рис. 2 — Залежність коефіцієнта ефективності екстрагування інсуліну у відцентровому екстракторі (рис. 1) від ступеня подрібнення підшлункової залози

Як бачимо, найбільш приємним середнім діаметром подрібнення підшлункової залози при відцентровому екстрагуванні є $d_c \approx 1$ мм.

Висновки.

1. Запропоновано схему відцентрового екстрактора для роботи з псевдозрідженим шаром в системі тверде тіло — рідина для виробництва ряду органопрепаратів з ендокринної сировини.

2. Розраховані оптимальні параметри відцентрового екстрагування при виробництві інсуліну, АТФ, панкреатину, АКТГ, хонсуриду при подрібненні різної ендокринної сировини до середнього діаметра частинок $d_c \approx 1$ мм.

3. Визначений оптимальний коефіцієнт ефективності відцентрового екстрагування при різних ступенях подрібнення підшлункової залози при виробництві інсуліну.

Література

1. Пат. Україна № 56795 Пристрій для інтенсифікації перебігу дифузійних процесів в системі тверде тіло — рідина, наприклад, інтенсифікації екстракції інсуліну з підшлункової залози забійних тварин. Р.Й. Кравців, Ю.Л. Білонога, Л.В. Занічковська МПК 7A61K38/17, C07K1/00, Чинний від 15.05.2003 р. Бюл. №5.
2. Кравців Р.Й., Білонога Ю.Л., Занічковська Л.В. Подана заявка / Апарат для екстракції сировини в полі відцентрових сил з утворенням псевдозрідженого шару 3.01.06. № U 200600046.
3. В.А. Гуров, М.А.Иноземцева, А.Б.Замиховский Справочник по производству органопрепаратов М: “Пищевая промышленность”. — 1970. — 317 с.
4. Білонога Ю.Л. Оптимізація параметрів подрібнення твердої сировини під час розчинення та екстракції в полі гравітаційних або відцентрових сил // Вісник НУ “Львівська політехніка” Оптимізація виробничих процесів і технічний контроль у машинобудуванні та приладобудуванні. — 2004. — № 481. — С. 104 — 116.
5. Кравців Р.Й., Білонога Ю.Л., Занічковська Л.В. Позитивне рішення по заявці № U 200511271 від 28.11.05 / Спосіб підвищення ефективності екстрагування ендокринних препаратів з органів забійних тварин, наприклад, ефективності екстрагування інсуліну.
6. Кравців Р.Й., Білонога Ю.Л., Занічковська Л.В. Подана заявка / Спосіб підвищення ефективності екстрагування аденозинтрифосфорної кислоти з м'язової тканини забійних тварин. 29.06.05. № U 200506345.
7. Пат. № 11323 Україна, МПК 7A61K38/00, C07K1/00, Спосіб підвищення ефективності екстрагування панкреатину з підшлункової залози забійних тварин / Кравців Р.Й., Білонога Ю.Л., Занічковська Л.В. — Опубл. 15.12.2005 р. Бюл. №12.
8. Кравців Р.Й., Білонога Ю.Л., Занічковська Л.В. Позитивне рішення по заявці № U 200510732 від 14.11.05/Спосіб підвищення ефективності екстрагування адренкортикотропного гормону.
9. Кравців Р.Й., Білонога Ю.Л., Занічковська Л.В. Подана заявка / Спосіб підвищення ефективності екстрагування хонсуриду 14.11.05. № U 200510732.
10. Промышленная технология лекарств, Т1, Под ред. Проф. В.И.Чуешова. — Харьков. — Изд. НФАУ МТК — Книга. — 2002. — 557 с.
11. Аксельруд Г.А. Массообмен в системе твердое тело - жидкость.- Издательство Львовского университета, 1970. — 187 с.
12. Білонога Ю.Л., Білонога Д.М. Оптимальні параметри подрібнення сировини при виробництві інсуліну з використанням псевдозрідженого шару // Науковий вісник ЛДАВМ ім.С.З.Гжицького. — 2003. — Т.5. — №.2. — Частина 1. — С.115 — 119.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ЗАДАЧ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА ПРИ ВЗАИМОДЕЙСТВИИ ДИСПЕРСНЫХ КОМПОНЕНТОВ В АЭРОЗОЛЬНОМ ПОТОКЕ

Терзиев С.Г.
ОАО «Одеспищекомбинат»

Введение

С выбросами теплоносителя из сушильных установок год теряется неоправданно высокое количество тепловой энергии и пищевого продукта в виде пыли. Потери продукта с одной установки за один год достигают 125 т сахара, 30 т сухого молока, 4,5 т растворимого кофе. Сложную технологическую проблему комплексной утилизации теплоты и пыли из отработавшего сушильного агента удалось решить благодаря удачному сочетанию возможностей двухфазных термосифонов (ТС) и специфики теплоносителя пищевых производств [1,2]. Последовательные исследования тепломассоутилизатора определили закономерности процессов: осаждения пыли на ребристой поверхности термосифонов [3], парциальной конденсации водяных паров из аэрозольного потока и взаимодействие конденсата со слоем пыли [3,4] и конвективного теплообмена газового потока в трубном пучке [5]. Естественно, все эти процессы протекают в зоне охлаждения теплоносителя, именно здесь возникают методические сложности в расчете сложных сопряженных процессов тепломассопереноса в пучке оребренных труб.

Общая теория расчета комбинированных процессов тепломассопереноса аэрозольного потока в трубных пучках предполагает также учет взаимодействия отдельных компонентов газового потока в межтрубном пространстве. Такая теория необходима для проведения оптимизации компоновки и режимов эксплуатации тепломассоутилизаторов [6,7]. Поэтому, ставится задача получения универсального уравнения для расчета интенсивности межфазного массопереноса в условиях паропылегазового потока.

Постановка задачи

Проанализируем задачу взаимодействия капель конденсата и частиц пыли продукта в потоке теплоносителя в межтрубном пространстве тепломассоутилизатора. Результатом такого межфазного переноса будет изменение поля концентраций пыли в потоке.

При постановке задачи считается, что баро – и термодиффузия пренебрежимо малы, перенос теплоты излучением отсутствует, а плотность и вязкость потока не зависят от концентрации и температуры. Следовательно, распределения концентраций и температуры не оказывают влияния на обтекание частицы и капли. Это дает возможность независимого анализа аэродинамической задачи о вязком обтекании и диффузионно – тепловой задачи о полях концентрации и температуры. То есть, необходимая для решения диффузионно – тепловой задачи информация о поле скоростей считается известной.

При таких допущениях перенос массы пыли пищевого продукта в каплю конденсата сопровождается растворением пыли в объеме капли, а процесс конвективной диффузии выражается соотношением:

$$\frac{\partial C_T}{\partial \tau} + (W \cdot \nabla) C_T = D \Delta C_T + F_m (C_T, X_K, t_P) \quad (1)$$

В соотношении (1) W – вектор скорости потока, F_m – скорость растворения пыли в объеме капли (определяется как количество пыли, поглощаемое в единице объема в единицу времени), t_P – температура смеси.

Поскольку, частицы пыли и капли конденсата имеют разную начальную (до взаимодействия) температуру, то процесс растворения является неизотермическим, т.е. необходимо уравнение переноса теплоты:

$$\frac{\partial C_T}{\partial \tau} + (W \cdot \nabla) T_P = a \Delta T_P + H_m F_m \quad (2)$$

Здесь H_m – тепловой эффект процесса растворения.

Аналогичные (1) и (2) соотношения справедливы и для анализа процессов, протекающих внутри капли. После ряда упрощений и использования чисел подобия запишем:

безразмерное уравнение диффузии:

$$\Delta Z T = \text{Pe}_m (W \cdot \nabla) Z P, (1 < r < \infty) \quad (3)$$

безразмерное уравнение теплопроводности:

$$\Delta T = \text{Pe}_T (W \cdot \nabla) T, (1 < r < \infty) \quad (4)$$

с граничными условиями, выражающими постоянство температуры и концентрации вдали от частицы:

$$\Delta T = 0, \quad (1 > r \geq 0) \quad (5)$$

$$r \rightarrow \infty, \quad Z_T \rightarrow 0, \quad T \rightarrow 0, \quad (6)$$

непрерывность температуры:

$$r = 1, \quad T = T_p$$

Система уравнений дополняется соотношениями, выражающими наличие взаимодействия пыли на поверхности капли, баланс вещества:

$$\frac{\partial Z_T}{\partial r} = -F_m(Z_T, T), \quad r = 1 \quad (8)$$

и энергии на поверхности капли:

$$\frac{\partial T}{\partial r} - \delta \cdot \frac{\partial T_p}{\partial r} = h_m \frac{\partial Z_m}{\partial r}, \quad r = 1 \quad (9)$$

а, также, ограниченностью температуры в центре капли:

$$|T_p| < \infty, \quad r = 0 \quad (10)$$

Безразмерные комплексы в соотношениях (4)...(10) имеют вид:

$$Z_T = \frac{C'_T - C_T}{C'_T} \quad (11)$$

$$T = \frac{t' - t_n}{t'}, \quad T_p = \frac{t' - t_K}{t'} \quad (12)$$

$$\delta = \frac{\lambda_K}{\lambda_n}, \quad h_m = H_m \frac{DC'_T}{\lambda_n t'} \quad (13)$$

В массообменном (Pe_m) и тепловом (Pe_T) числах Пекле используются характерная скорость u и в качестве определяющего размера – диаметр капли:

$$Pe_m = \frac{ud_K}{D}, \quad Pe_T = \frac{ud_K}{a} \quad (14)$$

Функция скорости растворения (F_m) связана со скоростью поверхностного взаимодействия соотношением:

$$F_m(Z_T, T) = \frac{d_K}{DC'_T} F_S(C_T, X_K, T) \quad (15)$$

В уравнениях (3)...(15) приняты следующие обозначения: C'_T и C_T – концентрация частиц, соответственно, на входе в аппарат и в потоке; t' , t_n , t_K , соответственно, температуры потока на входе в аппарат, частиц и капель до их взаимодействия.

Анализ приведенных уравнений показывает, что даже при условии серьезного упрощения аэродинамической ситуации в межтрубном объеме, использовании стоксова приближения для поля скоростей процедура получения приближенного асимптотического решения задачи громоздка и сложна. Точное решение задачи невозможно, даже если в качестве распределения скоростей вязкого обтекания капли в виде сферы принять простейшее из известных решений – решение Стокса. Приближенное решение задачи возможно методом сращивания асимптотических разложений по массообменному числу Пекле (по внутренней и внешней областям течения). После многочисленных приближений осуществляется переход к поверхностным средним величинам и определяется явное выражение для числа Шервуда.

Представляется, что более точные результаты может дать экспериментальное моделирование, однако, аэродинамика паропылегазового потока остается ключевым вопросом и при постановке экспериментов.

Режимы движения паропылегазового потока в межтрубном пространстве

Интенсивность процессов межфазного тепломассопереноса в пространстве между рядами термосифонов в значительной степени определяется режимом движения потока, поведением частицы пыли и капли конденсата. Физические процессы, лежащие в основе взаимодействия фаз потока, весьма разнообразны, определяются структурой потока, конструктивными особенностями аппарата и теплофизическими свойствами компонентов.

Рассмотрим принцип подъемного движения потока с твердыми частицами пыли и их взаимодействия с каплями конденсата, стекающими с поверхности ТС. Характер взаимодействия определяется балансом сил, действующих на элементы потока (рис.1). В выделенном объеме потока 2, который движется со скоростью w , находится капля конденсата 1, масса которой M , и твердая частица 3, масса которой G . Ком-

пенсируют силу тяжести частицы F_g и силу инерции ($G \frac{dv}{dt}$) силы сопротивления F_c и силы, обусловленные градиентом давлений ($v \frac{dP}{dl}$). Эти силы направлены в сторону, противоположную движению частицы. Результирующая скорости движения (инерции) w_n определяется скоростью осаждения w_0 и скоростью потока w . Если частица крупная и скорость осаждения больше скорости инерции ($w_0 > w_n$), то частица 3 будет двигаться вниз. Она либо осядет на ниже расположенном ТС, либо достигнет поддона с раствором и там растворится.

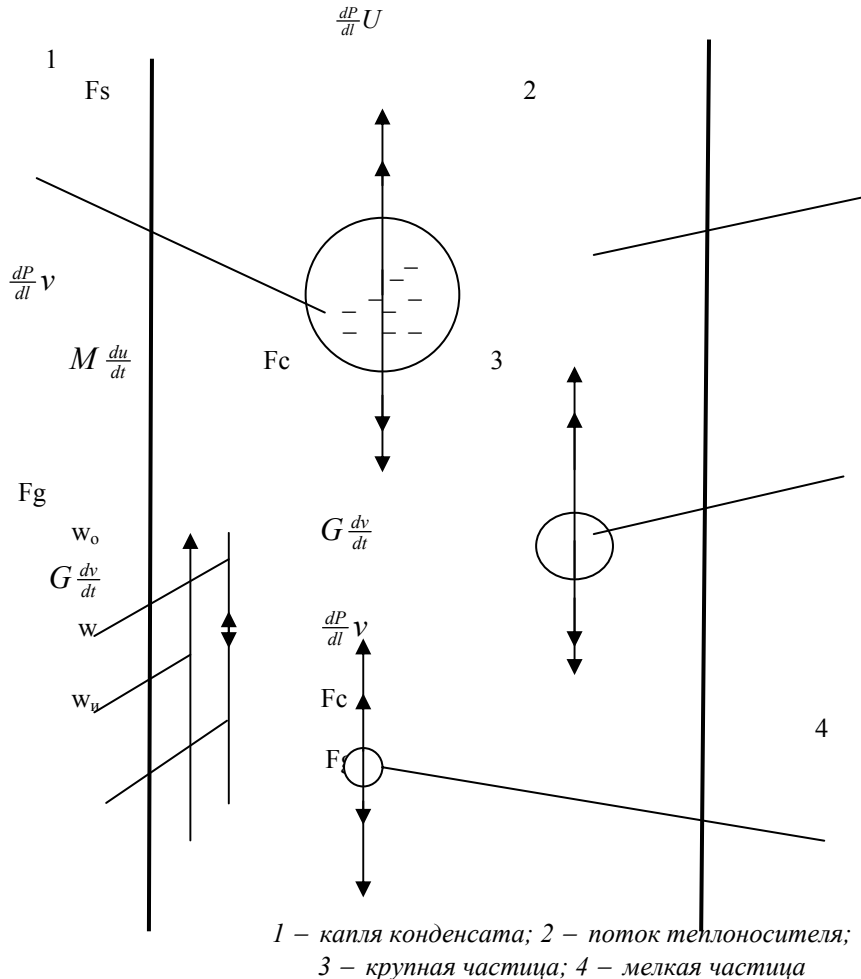


Рис. 1 – Баланс сил, действующих на частицу и каплю конденсата в потоке теплоносителя

Частица 4 с меньшими размерами будет иметь другой баланс сил (рис.1). Для нее $w_0 < w_n$, частица уносится потоком вверх аппарата и взаимодействует с каплей конденсата.

Капля конденсата движется вниз со скоростью U . На нее действуют силы тяжести F_g , силы сопротивления движению F_s , силы инерции ($M \frac{du}{dt}$) и силы, обусловленные градиентом давлений ($u \frac{dP}{dl}$).

Естественно, рассмотренная схема значительно упрощена, в ней отсутствуют поперечные силы, вызываемые асимметричностью потока газа вблизи стенок аппарата вследствие градиента скорости, поперечные силы, порождаемые турбулентным перемешиванием, превращение части кинетической энергии осевого движения частиц в кинетическую энергию радиального движения при их столкновении со стенкой аппарата и при поперечном обтекании термосифона. Не учитываются эффекты вращения частиц и их скольжения вдоль корпуса и теплопередающих поверхностей ТС.

Применение метода анализа размерностей. Структуру критериального уравнения для расчета коэффициентов массоотдачи при комбинированном протекании процессов по схеме установим на основе общепринятых принципов метода анализа размерностей. Расчет гидравлических, диффузионных и термических сопротивлений и соответствующих коэффициентов переноса должен учитывать специфику режимов движения потока теплоносителя и дисперсных компонентов установленную на рис.1.

Влияние на величину коэффициента массоотдачи β оказывают: эквивалентный диаметр канала d_3 , плотность ρ и вязкость потока μ , скорость его движения w . Группа этих параметров характеризует инерционные свойства потока. Условием взаимодействия частицы пыли, диаметр которой d_q , и капли кон-

денсата, диаметр которой d_k , является наличие разности скоростей их движения w_q и w_k , или векторов (направлений) движения. Как было обосновано выше, ограничиваемся случаем, когда частица уносится потоком вверх, а капля стекает вниз. Гидродинамическая ситуация для условий взаимодействия характеризуется практическим отсутствием внешнего диффузионного сопротивления, т.е. формирование пограничного слоя происходит у поверхности капли, но внутри ее. Определяющее значение в этом случае будет иметь коэффициент диффузии D продукта в конденсате.

Естественно, для взаимодействия пыли и конденсата должно быть их наличие в потоке. Поэтому, следует учитывать относительную концентрацию в объеме потока как пыли, так и капель.

Список перечисленных параметров представлен в табл.1. Все эти параметры содержат только три основных размерности (табл.1): длину (L), массу (M) и время (τ).

Таблица – 1 Список параметров

Параметр	Символ	Размерность
1 Средний коэффициент массоотдачи	β	$L * \tau^{-1}$
2 Коэффициент диффузии	D	$L^2 * \tau^{-1}$
3 Средняя скорость потока	w	$L * \tau^{-1}$
4 Средняя плотность потока	ρ	$M * L^{-3}$
5 Средняя вязкость потока	μ	$M * L^{-1} * \tau^{-1}$
6 Концентрация в потоке капель	ΔX	$M * L^{-3}$
7 Концентрация в потоке пыли	ΔC	$M * L^{-3}$
8 Эквивалентный диаметр канала	d	L
9 Диаметр частицы	d_q	L
10 Относительная скорость движения капель и частиц пыли	w_o	$L * \tau^{-1}$

Все 10 параметров выражаются с помощью только 3 размерных единиц. Согласно π – теоремы связь между этими параметрами может быть установлена в виде 7 безразмерных комплексов.

Параметры d , ρ , μ принимаем общими для всех безразмерных групп. Тогда получим:

$$\left. \begin{aligned} \pi_1 &= \frac{\mu}{w d \rho}; & \pi_2 &= \frac{\Delta X}{\rho}; & \pi_3 &= \frac{\Delta C}{\rho}; & \pi_4 &= \frac{dw \rho}{\rho} \\ \pi_5 &= \frac{\mu}{\rho D}; & \pi_6 &= \frac{dw_o \rho}{\mu}; & \pi_7 &= \frac{d_q}{d} \end{aligned} \right\} \quad (16)$$

Последний комплекс показывает соотношение геометрических параметров канала и частицы пыли: $\pi_7 = d_q / d$. Система (16) используется для поиска комбинаций, которые дадут структуру критериального уравнения. Комплекс π_4 – это число Рейнольдса, а π_5 – число Шмидта. Группы π_1 и π_5 дают число Шервуда. Или в более привычном выражении через числа подобия:

$$Sh = A (Re)^n (Pe_m)^q (Sc)^k (X)^m (C)^p \quad (17)$$

Соотношение (17) устанавливает связь между числами Шервуда, Рейнольдса, Шмидта, массообменным Пекле и параметрическими комплексами, которые характеризуют степень запыленности потока (C) и содержание в нем влаги (X). Константы A, n, k, m, p, q следует определить экспериментально.

Выводы

Проведенный выше анализ схемы межкомпонентного массопереноса в межтрубном пространстве тепломассоутилизатора показывает, что значение β определяется инерцией потока (массоперенос в условиях свободного движения отсутствует), геометрическими параметрами аппарата (компоновкой ТС), структурными характеристиками паропылегазового потока (концентрации в нем капель воды и пыли). Полученная модель (17) является основой для постановки комплексных экспериментальных исследований.

Литература

1. Burdo O.G., Terziev S.G., Peretyaka S.N. Energy-Saving Food Technologies om Heat Pipe Exgchangers Basis. // Proc. 9 th Int.Heat Pipe Conf. Albukierk. USA. 1995 – V.1. – P. 219 – 224
2. Burdo O.G., Kovalenko E.A., Stanevsky O.L. Heat pipes in the processes and apparatuses of food productions // 3 – th Int. Seminar “Heat Pipe, Heat Pumps, Refrigerators”, September, 15 – 18, 1997. Minsk, Belarus. – P. 130 – 134.
3. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Перетяка С.Н. Тепломассоперенос в утилизаторах теплоты паропыле-

газовых выбросов пищевых производств. // Труды Межд. Форума по тепломассобмену. – Т.10., – Минск. 1996. – С.173 – 178.

4. Burgo O.G., Gajda S., Knuish A.I. Heat aerodynamics reliability of the heat pipe exchangers // Proc. 10 – th Int. Heat Pipe conf. – Stuttgart (Germany). – 1997. – P. 101 – 106.

5. Бурдо О.Г., Станевский О.Л., Айда Амор. Тепломассоперенос аэрозольных потоков в термосифонных пучках // Труды Межд. Форума по тепломассобмену. – Т.10., – Минск. 2000. – С.179 – 183.

6. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Зыков А.В., Безбах И.В. Пути совершенствования теплотехнологии сушки в АПК. // Труды 1 Межд. науч.практ. конф. "Современные энергосберегающие тепловые технологии". М. 2002 г.

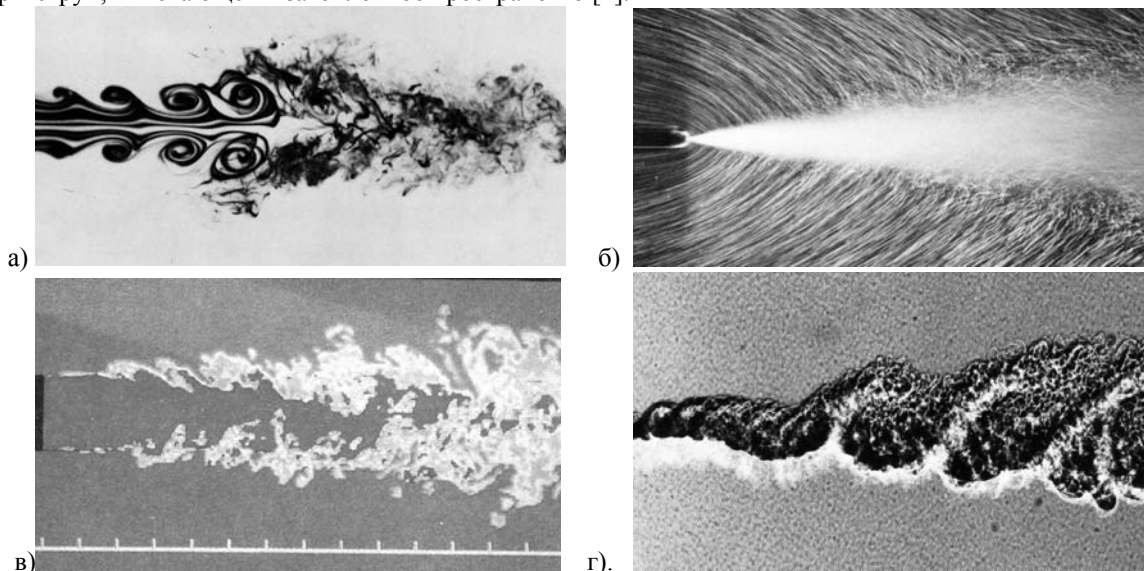
7. Burdo O.G., Terziev S.G., Zykov A.V. Optimization of Heat Pipes and Mass Recovery // 5 – th Int. Seminar "Heat Pipe, Heat Pumps, Refrigerators", September, 8 – 11, 2003. – Minsk, Belarus. – P.161 – 166.

ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОТОЧНЫХ ЧАСТЕЙ ОБОРУДОВАНИЯ НА ОСНОВЕ ВИЗУАЛЬНОЙ ДИАГНОСТИКИ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ

Арсирій В.А., Баннур Тамер, Макаров В.О., Олексова Е.А.
Одеська державна академія будівництва та архітектури

Современные представления о движении жидкостей и газов основаны на понятии турбулентность как сложном, неупорядоченном во времени и пространстве поведении диссипативных сред, которое не может быть воспроизведено или описано при сколь угодно точном задании начальных и граничных условий. Традиционные уравнения, описывающие турбулентные течения, обеспечивают расчет только осредненных параметров потоков: скорости, давления, плотности и температуры.

Для выявления структуры потоков в виде мгновенных значений гидродинамических параметров особую роль играют методы визуализации потоков. Возможность визуализации распределения гидроаэродинамических параметров в потоке в виде полей скорости или давления с последующим анализом визуальных изображений процессов перемещения жидкостей и газов может позволить преодолеть существующие теоретические сложности исследования различных гидро- и аэродинамических явлений при решении прикладных задач. На рис. 1 представлены известные результаты визуальных исследований структуры струи, вытекающей в затопленное пространство [1].



а) – визуализация дымом; б) – метод трассеров пузырьками; в) – флуоресценция, индуцированная лазером; г) – искровой метод.

Рис.1. – Визуальные исследования струи в затопленном пространстве

На рис. 1а представлен ламинарный режим течения, где видны мелкомасштабные полосы – линии тока, а также характер зарождения структур турбулентности. На рис. 1б, в, г представлен турбулентный режим течения струи, где видны линии тока в зоне затопленного пространства (рис. 1б) и крупномасштабные области (рис. 1 в, г). Однако представленные изображения дают мало информации о структуре потоков, пригодной для решения технических задач.

В Одесской государственной академии строительства и архитектуры разработан метод визуальной диагностики структуры потоков (МВДСП). Проведенные в ОГАСА визуальные и гидравлические исследования показали, что «всякому движению жидкостей и газов присуща устойчивая в пространстве структура потока» [2]. Визуальная диагностика структуры потока методом МВДСП получается за счет использования оптически активной жидкости (ОАЖ), которая в поляризованном свете меняет оптическую плотность (освещенность) в зависимости от гидродинамических напряжений (градиентов скорости или давления). В качестве ОАЖ использован водный 0,05% – ный раствор оксида ванадия V_2O_5 . Для визуальных исследований изготавливается специальная тонкая гидравлическая модель, в которой высота канала $h \approx 1$ мм соизмерима с выявленными размерами характерного слоя исследуемого потока. ОАЖ движется в модели с заданными параметрами (по числу Рейнольдса). Процесс движения регистрируется и анализируется, исходя из величин оптической плотности, которая характеризует поле мгновенных значений гидродинамических параметров – скорости или давления. Светлые области характеризуют положительные составляющие (компоненты) скорости в данной точке, темные области – отрицательные компоненты скорости.

В статье представлены результаты визуальных и гидравлических исследований, демонстрирующие характер и уровень влияния структуры потоков на энергетические характеристики проточных частей. Решение задач оптимизации проточных частей различного оборудования можно разделить на два типа:

13. оптимизация проточных частей на основе обеспечения безотрывности от стенок каналов при движении жидкостей и газов;
14. оптимизация проточных частей на основе использования закономерностей распределения поперечных и продольных структур потоков.

Первый тип оптимизации проточных частей основан на возможности МВДСП визуализировать границы потока и обеспечивать безотрывность потока от стенок. Решение задачи обеспечения безотрывности демонстрируются на примере снижения гидравлического сопротивления в повороте потока на 90° . На рис. 2 представлено изображение структуры потока в поворотах из гидравлических справочников «колено» и «отвод».

Полученные изображения позволяют диагностировать причины высоких величин гидравлических сопротивлений $\zeta=1,2-1,8$. Зоны отрыва потока от стенок z и вихри являются причиной высоких потерь энергии. Для характеристики движения жидкостей либо газов введем понятие – «гидравлическая эффективность проточной части» – η . Для этого воспользуемся известной величиной коэффициента расхода μ , который можно рассчитать исходя из величины гидравлического сопротивления ζ .

$$\eta = \mu = 1 / \sqrt{1 + \zeta} = Q_p / Q_t.$$

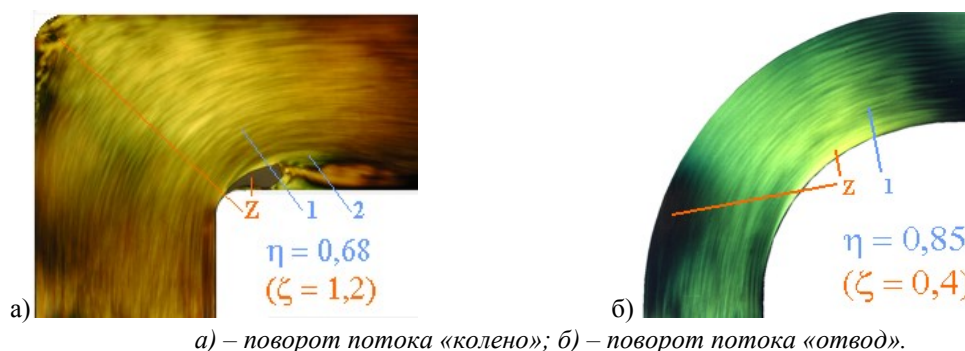


Рис. 2 - Структура потока в повороте потока на 90°

Таким образом, эффективность движения жидкостей и газов в проточных частях η можно характеризовать отношением реального расхода Q_p к теоретически возможному расходу Q_t . Если все сопротивления ζ в проточной части равны нулю, тогда $Q_p = Q_t$, в этом случае предельная эффективность равна $\eta = 1$, или КПД=100%.

Лучшие гидравлические характеристики из существующих традиционных поворотов имеет «отвод» с величиной гидравлического сопротивления $\zeta=0,28-0,4$. В «отводе» также есть зоны потерь энергии Z . Величина гидравлического сопротивления «отвода» составляет $\zeta=0,4$, а эффективность не превышает $\eta=0,85$.

Анализ структуры потока позволяет повысить эффективность движения в повороте. Для этого в специальной «модели» вырезаем габариты проточной части с обеспечением заданных входных и выходных размеров с учетом радиуса поворота потока в затопленном пространстве. Увеличенные размеры «модели» между начальным и конечным сечениями позволяют жидкости осуществить поворот потока оптимальным образом. Полученное изображение структуры потока в «модели» дает информацию для решения задачи определения безотрывной геометрии поворота (рис.3,б).



Рис. 3 - Разработка оптимизированного поворота потока на 90°.

Обеспечение безотрывности течения в проточной части поворота устраняет диссипативные зоны и вихри, при этом величина гидравлического сопротивления поворота может быть снижена до $\zeta=0,04$.

Второй тип задач оптимизации проточных частей основан на возможности МВДСП выявлять внутреннюю структуру потоков. На рис. 4 представлены результаты визуальных исследований структуры струи, вытекающей в затопленное пространство, выполненные с помощью МВДСП [1].

Проведенные эксперименты, представленные на рис. 4, показали, что потоки жидкостей и газов имеют устойчивую структуру: в поперечном сечении – в виде линий тока (при ламинарном режиме – рис. 1а и рис. 4а), в продольном сечении – в виде дискретных структур и вихревых зон (при турбулентном режиме – рис. 1г, в и рис. 4б). Сравнение изображений, полученных известными методами визуализации (рис. 1) и полученных новым методом визуальной диагностики (рис. 4) показало, что ОАЖ обеспечивает выявление новой не известной ранее информации о структуре потоков.

Устойчивый характер распределения поперечных структур потоков – линий тока (рис. 4) позволил разработать и провести ряд экспериментов, подтверждающих влияние поперечных структур на гидравлические параметры (скорость, давление) и энергетические характеристики (коэффициента гидравлического трения λ_f , коэффициент теплоотдачи) при движении жидкостей и газов.

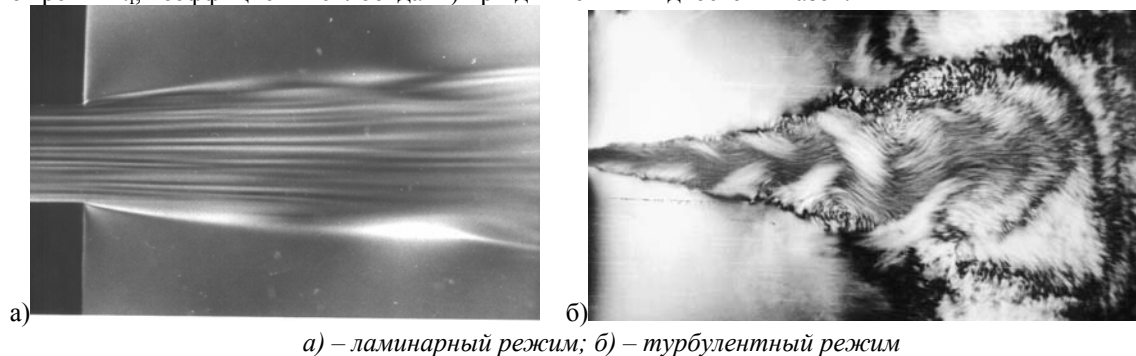


Рис. 4 - Визуализация структуры струи с использованием оптически активной жидкости

Проведены исследования зависимости коэффициента гидравлического трения λ_f от числа Рейнольдса Re в прямоугольных каналах с отполированной поверхностью. В эксперименте использовалась модель канала с одинаковой шириной b и длиной l , изменялась только высота канала h в диапазоне $h=0,9-2,55$ мм. Анализ результатов эксперимента показал, что для заданной величины начального давления P_n в мо-

делях линейному изменению размеров L [мм] соответствует волновой характер изменения скорости, рассчитанной по измеренному расходу. То есть изменение величин коэффициента гидравлического трения λ_f имеет волновой характер с длиной волны $\bar{\lambda}$. Отклонение величины коэффициента гидравлического трения λ_f от среднего значения при $Re > 6000$ составляет $\pm 16\%$, а при $Re < 3500$ отклонение более 20% .

Волновой характер изменения компоненты скорости ΔV по отношению к осредненной скорости, полученной линейной аппроксимацией результатов серии экспериментов, представлен на рис. 6.

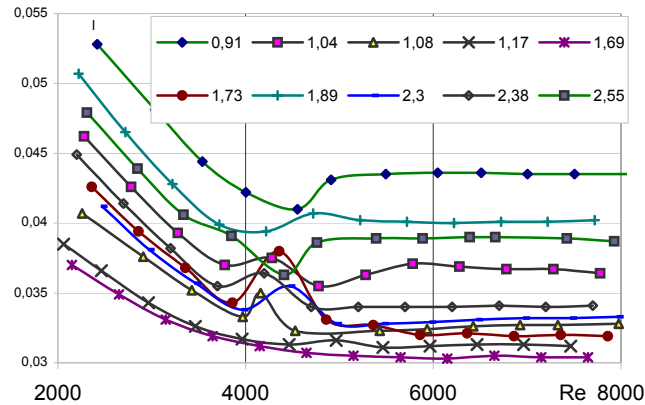


Рис.5 - Зависимость $\lambda_f=f(Re)$ при различной высоте канала h .

Проведенные эксперименты, а также анализ известных научных результатов показали, что отклонение параметров скорости V , коэффициента гидравлического трения λ_f , коэффициента теплоотдачи α , высоты капиллярного подъема h_k от осредненных значений для заданной величины начального давления P_n при изменении поперечных размеров проточных частей имеет волновой характер с длиной волны $\bar{\lambda}$.

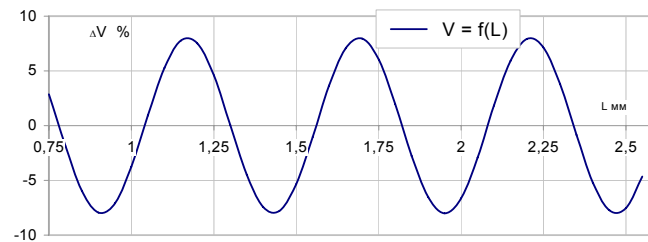


Рис. 6 - Характер изменения компоненты скорости ΔV при изменении поперечных размеров каналов L ($P_1 = \text{const}$)

Полученный размер длины волны $\bar{\lambda}$, соответствует размерам поперечных структур ламинарного и турбулентного потоков (рис. 1а, рис.4а) для поперечных размеров каналов $L=0,7\div 2,6$ мм. Поперечные структуры могут быть использованы при проектировании проточных частей при движении жидких и газообразных рабочих тел. Нечетное количество полуволн соответствует позитивному влиянию поперечных структур, четное количество полуволн – диссипативному влиянию.

Устойчивый характер распределения продольных дискретных структур потоков (рис. 1г, рис. 4б) позволяет разработать проточные части эжекционных устройств для решения проблем качественного смешения, эффективного горения, обеспечения заданных параметров структурообразования. Дискретные структуры являются зонами максимального вовлечения (эжектирования), формируют структуру потока без влияния диссипативных проявлений вихревых зон.

Разработанный физический метод визуальной диагностики структуры потоков с использованием оптически активной жидкости может быть дополнением существующим гидравлическим справочникам и альтернативой численным методам проектирования. Методика совершенствования проточных частей на основе МВДСП прошла апробацию в энергетике, металлургии, холодильной технике, и позволяет в короткий срок с минимальными затратами существенно повышать энергетические, улучшить акустические, вибрационные, эжекционные и другие характеристики оборудования.

Литература

1. Альбом течений жидкости и газа: А.56. Пер с англ./ Сост М. Ван Дейк.– М.: Мир. 1986.– 184 С.

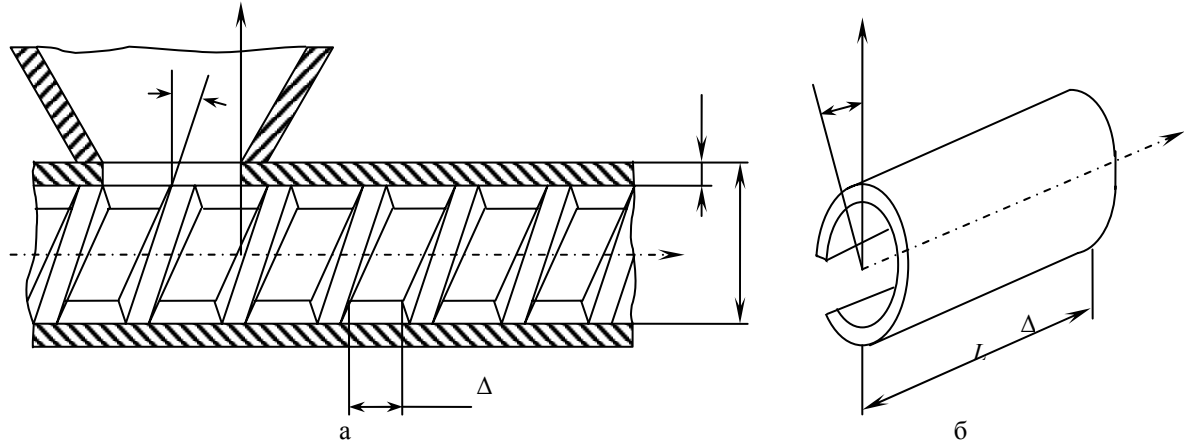
2. Арсірій В.А. Метод візуалізації дискретних структур потоків – основа FST-технології. // Ринок інсталяційний, – № 8, 1999, Стр. 17 – 19.
3. Пат. PST 5.838.587 USA Method of restricted space formation for working media motion. // Maisotsenko V. S., Arsiri V. A. – Publ. 07.11.1998.
4. Великанов М.А. Динамика русловых потоков: т.2. – М.: Стройиздат, 1954. – 280 С.

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ НЕІЗОТЕРМІЧНОГО ЖИВЛЕННЯ ОДНОЧЕРВ'ЯЧНОГО ЕКСТРУДЕРА

Будзинська О.С., Лукашова В.В., Мікульонок І.О., Радченко Л.Б.
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”, м. Київ

В основі математичних моделей і методик розрахунку зони живлення одночерв'ячних екструдерів зазвичай приймають положення, наведені в працях [1 — 7]. Всі ці методики базуються на припущенні, що полімер рухається в каналі черв'яка як суцільна стислива пробка без переміщення гранул одна відносно одної. Суттєвим недоліком зазначених методик є те, що в них не враховується теплообмін з поверхнями черв'яка й циліндра, які мають суттєвий вплив на роботу зони живлення. За певних умов у зоні живлення тиск може досягати 100 — 150 МПа [8], що пов'язане зі значними тепловиділеннями внаслідок сухого тертя гранул полімеру об стінки черв'яка й циліндра. З іншого боку, традиційні дослідження проводились окремо для зони живлення без врахування впливу наступних зон плавлення й гомогенізації, а тому продуктивність зони живлення, обчислювана за традиційними залежностями, у більшості випадків відрізняється від продуктивності екструдера, оскільки остання визначається зазвичай продуктивністю зони дозування. Дійсно, для забезпечення повного заповнення нарізки черв'яка полімером має виконуватись нерівність: потенційно можлива продуктивність зони живлення має бути більшою за продуктивність зони плавлення, а остання, відповідно, більшою за продуктивність зони гомогенізації. У зв'язку з цим при побудові математичної моделі продуктивність зони живлення G вважатимемо відомою. Решту припущень робимо такими самими, як і у працях [1 — 7], а саме: переміщення гранул в об'ємі відсутнє і полімер рухається як суцільне еластичне тіло, має місце проковзування полімеру відносно поверхні циліндра й черв'яка зі швидкостями $V_{\text{ц}}$ і $V_{\text{ч}}$ відповідно.

Для складання математичної моделі теплообміну виберемо нерухому циліндричну систему координат і розглянемо елементарний об'єм, що рухається вздовж циліндра в напрямку його осі L (рис.1). Умовно zdeformуємо об'єм, розвернувши його на кут нахилу гвинтової нарізки φ таким чином, щоб він набув кільцеподібної форми, і виберемо рухому систему координат r, θ і z , зв'язану з цим об'ємом.



а — поздовжній розріз екструдера; б — схема zdeформованого об'єму в циліндричній системі координат; D — діаметр циліндра; H — глибина нарізки черв'яка; E — ширина гребеня витка

Рис.1 – Система координат для формулювання математичної моделі

Тоді в рухомій системі координат процес теплообміну можна розглядати як нестационарний і, оскільки полімер рухається як тверде тіло, рівняння нестационарної теплопровідності набуває вигляду:

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \right) + q_v, \quad (1)$$

де ρ , c і λ — густина, питома масова теплоємність і теплопровідність полімеру, які залежать від температури T ; t — час; q_v — внутрішні джерела енергії.

Оскільки розміри гребеня витка незначні порівняно з розгорнутою довжиною кільцевого елемента, його впливом на теплообмін знехтуємо і вважатимемо процес вісесиметричним ($\partial T / \partial \theta = 0$). Порівняно з довжиною елемента ΔL малою також є і глибина нарізки, а тому також знехтуємо і теплопровідністю в напрямку осі z . Тоді із врахуванням того, що $t = L / V_L$, рівняння (1) набуває вигляду:

$$\rho c V_L \frac{\partial T}{\partial L} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right). \quad (2)$$

де V_L — швидкість осового переміщення об'єму:

$$V_L = \frac{G}{\rho_n \left\{ \frac{\pi}{4} [D^2 - (D - 2H)^2] - \frac{EH}{\operatorname{tg} \varphi} \right\}}. \quad (3)$$

Питомі теплові потоки $q_{\text{ц}}$ і $q_{\text{ч}}$, що виділяються внаслідок тертя на поверхнях черв'яка й циліндра відповідно, частково витрачаються на нагрівання полімеру, а частково відводяться рідинами, що охолоджують черв'як і циліндр. Співвідношення між цими потоками крім інших факторів залежить з одного боку від теплопровідності полімеру, а з іншого — від коефіцієнтів тепловіддачі $\alpha_{\text{ц}}$ і $\alpha_{\text{ч}}$ до рідин, що охолоджують черв'як і циліндр.

Для теплового потоку, що виділяється на поверхні тертя полімеру об поверхню черв'яка, можна записати таке рівняння теплового балансу:

$$q_{\text{ч}} = -\lambda \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{|r=R_2} + \alpha_{\text{ч}} (T'_{\text{ч}} - T_{\text{рч}}). \quad (4)$$

Відповідно до рівняння теплопровідності крізь циліндричну стінку можна записати:

$$\alpha_{\text{ч}} (T'_{\text{ч}} - T_{\text{рч}}) = \frac{T_{\text{ч}} - T'_{\text{ч}}}{\frac{R_2}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1}}, \quad (5)$$

де $T'_{\text{ч}}$ і $T_{\text{ч}}$ — температури поверхонь черв'яка; R_1 і R_2 — радіус осового отвору черв'яка й радіус його осердя; $\lambda_{\text{ст}}$ — теплопровідність матеріалу стінки черв'яка; $T_{\text{рч}}$ — температура рідини, що охолоджує черв'як.

Аналогічно для циліндра:

$$q_{\text{ц}} = -\lambda \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{|r=R_3} + \alpha_{\text{ц}} (T'_{\text{ц}} - T_{\text{рц}}); \quad (6)$$

$$\alpha_{\text{ц}} (T'_{\text{ц}} - T_{\text{рц}}) = \frac{T_{\text{ц}} - T'_{\text{ц}}}{\frac{R_4}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}}, \quad (7)$$

де $T'_{\text{ц}}$ і $T_{\text{ц}}$ — температури поверхонь циліндра; R_3 і R_4 — радіуси поверхонь циліндра; $T_{\text{рц}}$ — температура рідини, що охолоджує циліндр.

Далі з рівняння (5) визначимо температуру $T'_{\text{ч}}$:

$$T'_{\text{ч}} = \left(T_{\text{ч}} + \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1} \right) / \left(1 + \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1} \right). \quad (8)$$

Підставимо вираз (8) у рівняння (4) і, розв'язуючи його відносно градієнта температур, одержимо межу умову на поверхні контакту полімеру з поверхнею черв'яка:

якщо $r = R_2$, то

$$\left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{|r=R_2} = -\frac{1}{\lambda} \left[q_{\text{ч}} - \alpha_{\text{ч}} \left(\frac{T_{\text{ч}} + \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1} T_{\text{рч}}}{1 + \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1}} - T_{\text{рч}} \right) \right]. \quad (9)$$

Аналогічно із рівняння (7) одержимо вираз для визначення T'_u :

$$T'_u = \left(T_u + \frac{R_4 \alpha_u}{\lambda_{ст}} \ln \frac{R_4}{R_3} \right) / \left(1 + \frac{R_4 \alpha_u}{\lambda_{ст}} \ln \frac{R_4}{R_3} \right). \quad (10)$$

Підставляючи (10) у (6) і розв'язуючи одержаний вираз відносно градієнта температур, одержимо межу умову на поверхні контакту полімеру зі стінкою циліндра:

якщо $r = R_3$, то

$$\left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{r=R_3} = -\frac{1}{\lambda} \left[q_u - \alpha_u \left(\frac{T_u + \frac{R_4 \alpha_u}{\lambda_{ст}} \ln \frac{R_4}{R_3} T_{pu}}{1 + \frac{R_4 \alpha_u}{\lambda_{ст}} \ln \frac{R_4}{R_3}} - T_{pu} \right) \right]. \quad (11)$$

Як початкову мову приймемо, що температура постійна й дорівнює температурі $T_{вх}$ гранул, що надходять в екструдер:

якщо $L = 0$, то $T = T_{вх} = const$. (12)

Таким чином, рівняння (2) і (3) з межовими умовами (9), (11) і (12) описують процес теплообміну в зоні живлення. Проте для їх розв'язання необхідно визначити теплові потоки q_u і q_u , які залежать від сил тертя в каналі черв'яка. Коефіцієнти тепловіддачі α_u і α_u можуть бути визначені за рівняннями конвективного теплообміну.

Література

1. Шенкель Г. Шнековые прессы для пластмасс. – М.: Госхимиздат, 1962. – 466с.
2. Schneider K. Die Vördervorgang in der Einsugssone eines Extruders: Diss. / TH Aachen, 1968. – 91 s.
3. Goldacker E. Untersuchungen sur inneren Reibung von Pulvern, insbesondere in Hinblick auf die Vörderrung in Extrudern: Diss. / TH Aachen, 1971. – 102 s.
4. Darnell W.H., Mol E.H.J. Solids Conveying in Extruders // Soc. Plast. Eng. J. – 1956. – № 12. – P. 20–28.
5. Басов Н.И., Казанков Ю.В., Любартович В.А. Расчет и конструирование оборудования для производства и переработки полимерных материалов. – Л.: Химия, 1986. – 488 с.
6. Основы технологии переработки пластмасс / С.В. Власов, Э.Л. Калинин, Л.Б. Кандырин и др.; Под ред. В.Н. Кулезнёва и В.К. Гусева. – М.: Химия, 2004. – 596 с.
7. Ким В.С. Теория и практика экструзии полимеров. – М.: Химия, КолосС, 2005. – 567 с.
8. Fischer P. Auslegung von Einschneckenextrudern auf der Grundlage Verfahrenstechnischen Kenndaten – ein Beitrag zum Systematik im Kunststoffmaschinenbau: Diss. / TH Aachen, 1976. – 124 s.

ДЕСУБЛИМЦІЯ ПАРА В ПЛОСКОЙ ЩЕЛИ

Иванов Л.Д., Писаренко В.Е.

Технический Университет Молдовы, г. Кишинёв

В значительной степени протекание процесса сублимационного обезвоживания обусловлено рациональной организации процесса десублимации транспортируемого водяного пара из сублиматора в десублиматор.

Нами рассматривается модель процесса десублимации в присутствии неконденсирующихся примесей. Парогазовая смесь движется между двумя параллельными пластинами, с наружной стороны охлаждаются теплоносителем $T_{ок}$. Коэффициент теплоотдачи от хладоносителя к стенке α . Профиль продольной скорости парогазовой смеси параболический. Принимаем следующие допущения: образующийся десублимат не влияет на гидродинамику потока, инертный газ перемещается только в продольном направлении, осевая диффузия мала, газ идеальный, процесс десублимации квазистационарен. Тогда распределение парциального давления пара можно записать в виде:

$$g_x \frac{\partial P_n}{\partial x} + g_y \frac{\partial P_n}{\partial y} = D \frac{\partial^2 P_n}{\partial y^2} \quad (1)$$

Уравнение Навье—Стокса заменяем на уравнение Стефана:

$$g_y = -\frac{D}{(P - P_n)} \frac{\partial P_n}{\partial y} \quad (2)$$

$$\frac{\partial \varphi}{\partial Y} = \frac{A}{h_y^* + \Delta h^*} (T^* - T_{xl}^*) \quad (3)$$

$$T_y^* = \left[1 - \frac{r}{T_o \cdot R_n} \ln \left\{ \frac{P - \exp(\varphi_y) \left(P - P_o \exp \left[\frac{r}{T_n^* \cdot R_n} \left(1 - \frac{1}{T_{xl}^*} \right) \right] \right)}{P_o} \right\} \right]^{-1} \quad (4)$$

Последнее уравнение представляет собой граничное условие третьего рода для уравнения (1) преобразованного к безразмерному виду:

$$(1 - Y^2) \exp(-\varphi) \frac{\partial \varphi}{\partial X} = \frac{\partial^2 \varphi}{\partial Y^2} \quad (5)$$

Аналитическое решение задачи (5) с граничным условием (3) затруднительно в силу нелинейности. Задача решалась численно. Искомая функция разлагалась в ряд Тейлора, данная техника хорошо разработана.

АНАЛОГІЯ МІЖ ЗОВНІШНІМ ТЕПЛООБМІНОМ ТА МАСООБМІНОМ У СТАЦІОНАРНОМУ ШАРІ

Атаманюк В.М.

Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Фільтраційне сушіння є одним із високоінтенсивних методів, суть якого полягає у профільтовуванні теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу в напрямку “вологий матеріал – перфорована перегородка”.

Метою роботи було визначення коефіцієнтів тепловіддачі α та масовіддачі β у першому періоді сушіння. Відомо, що фільтраційне сушіння носить зональний характер, тому коефіцієнти α і β можна визначити лише у випадку, коли вся поверхня шару приймає участь у тепломасообміні. Це можливо у випадку так званого “короткого” шару, значення якого ω представляють у безрозмірній формі. Безрозмірна довжина шару одержується при заміні розмірних координат і часу величинами безрозмірними у диференціальних рівняннях теплопровідності та теплового балансу для шару зернистого матеріалу і має значення:

$$\omega = \frac{\lambda \cdot z}{\gamma \cdot \rho_s \cdot c_s \cdot v \cdot R^2},$$

де λ – теплопровідність матеріалу, z – геометрична висота шару;

γ – співвідношення об’ємних теплоємностей газу і дисперсного матеріалу;

ρ_s – густина матеріалу;

c_s – теплоємність матеріалу;

R – радіус частинки;

v – швидкість фільтрування теплового агенту.

У випадку, коли $\omega \ll 1$ шар вважається коротким.

Експериментально визначено коефіцієнти α і β для різних за структурною будовою і гранулометричним складом дисперсних матеріалів та узагальнено результати досліджень для різних швидкостей фільтрування теплового агенту критеріальними рівняннями:

$$Nu_e = f(Re_e, Pr); Sh_e = f(Re_e, Sc),$$

де Nu_e , Sh_e , Pr , Sc , Re_e – відповідно числа Нусельта, Шервуда, Прандтля, Шмідта та Рейнольдса.

Встановлено аналогію між теплообміном і масообміном у шарі дисперсного матеріалу. Аналогія цих процесів дозволяє визначити коефіцієнт масовіддачі β через коефіцієнт тепловіддачі α . Для розглянутого процесу встановлено залежність:

$$\beta = \frac{\alpha}{c \cdot \rho} \cdot Le^{2/3}$$

де c – теплоємність газу;
 ρ – густина газу;
 Le – число Льюїса.

АНАЛИТИЧЕСКОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ СУШКИ ПЛОДОВ КИЗИЛА В ПСЕВДОСЖИЖЕННОМ СЛОЕ

Лавриненко Н.М., Поперечный А.Н., Варварина Н.М.

Донецкий государственный университет экономики и торговли им. М. Туган – Барановского,
г. Донецк

При конвективной сушке плодов кизила в псевдосжиженном слое в продукте одновременно протекает ряд взаимосвязанных процессов переноса теплоты и массы, а также происходят структурные изменения и биохимические превращения. Учёт всего этого сложного комплекса явлений при теоретическом описании динамики нагрева плодов в процессе сушки не представляется возможным. Известно, что аналитическое решение задач тепломассопереноса во влажных пористых телах, к которым относятся и пищевые продукты, возможно лишь в простейших случаях и приводит к весьма громоздким выражениям, мало пригодным для инженерных расчетов в технологической практике [1]. Применительно к рассматриваемому процессу такой теоретический подход не совсем оправдан, поскольку практический интерес представляет лишь оценка продолжительности сушки плодов до достижения рациональной температуры в их геометрическом центре. Следует при этом учесть влияние убыли массы продукта при сушке (составляющей до 70%) на его физические свойства.

Динамику нагрева глубинных и поверхностных слоёв продукта можно приближенно описать на основе решения соответствующей краевой задачи нестационарной теплопроводности в плоде при правильном выборе геометрии задачи и граничного условия на поверхности плода.

Скорость сушки в псевдосжиженном слое обусловлена рядом факторов, из которых основными являются интенсивность внешнего теплообмена и влажопроводность материала, определяющая скорость переноса влаги к поверхности высушиваемых частиц.

Рассмотрим процесс прогрева плодов кизила в кипящем слое от начальной температуры 20°C до температуры теплоносителя 80°C. При этом принимаются следующие допущения:

- 1) Температура плодов по высоте кипящего слоя, вследствие интенсивности перемешивания, в рассматриваемом сечении в один и тот же момент времени принимается постоянной.
- 2) Коэффициент теплообмена для каждого плода одинаков.
- 3) Температура воздуха, омывающего плоды, принимается постоянной во всем объеме сушильной камеры.
- 4) Потери теплоты и влаги во внешнюю среду пренебрежимо малы.

Для расчета скорости прогрева плода и получения нестационарного поля температуры необходимо решить дифференциальное уравнение второго порядка

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) \quad (1)$$

с условием однозначности в виде начального и граничного условий:

а) температура плода в начальный момент времени

$$T_0 = T(x, y, z, 0); \quad (2)$$

б) прогрев плода в кипящем слое происходит при конвективных граничных условиях (граничные условия третьего рода)

$$\left(\frac{\partial T}{\partial n} \right)_n = -\frac{\alpha}{\lambda} (T_n - T_\infty), \quad (3)$$

где T_∞ – температура сушильного агента; α – коэффициент теплоотдачи, $Bm/(m^2 \cdot K)$; λ – коэффициент теплопроводности, $Bm/(m \cdot K)$.

Граничное условие третьего рода предполагает, что теплоотдача от воздуха к плодам осуществляется механизмом принудительной конвекции по закону Ньютона – Рихмана с постоянным коэффициентом

теплоотдачи α . Методы оценки величины α изложены в специальной литературе [2, 3]; количественные оценки, представляющие интерес для практики, содержатся в частности в [4, 5]. Отметим, что аналогичный теоретический подход к рассмотрению процессов тепловой обработки пищевых продуктов, несмотря на его приближенный характер, был успешно применен во многих других работах [6-8].

Учет реальной формы плодов кизила в виде вытянутого эллипсоида вращения [9] осуществим следующим образом.

Представим плод кизила в виде цилиндра конечной длины. Тогда постановка задачи следующая: однородный цилиндр нагревается в среде с постоянной температурой T_∞ . Коэффициент теплоотдачи на основаниях цилиндра и его поверхности одинаков. В начальный момент ($t=0$) все точки цилиндра имеют одинаковую температуру T_0 . Диаметр цилиндра равен $2r_0$, длина – 2ℓ . Найдем распределение температуры в цилиндре для любого момента времени.

Конечный цилиндр можно рассматривать как результат пересечения безграничного цилиндра диаметром $2r_0$ и пластины толщиной 2ℓ (рисунок 1).

Безразмерную температуру для такого тела можно записать в виде

$$\theta = \theta_x \theta_r = \frac{T(x, t) - T_\infty}{T_0 - T_\infty} \cdot \frac{T(r, t) - T_\infty}{T_0 - T_\infty}, \quad (4)$$

где θ_x и θ_r представляют собой решения уравнений (1)-(3) для бесконечной пластины и бесконечного цилиндра соответственно.

Для бесконечной пластины решение имеет вид

$$\theta_x = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \sin \mu_n}{\mu_n + \sin \mu_n \cos \mu_n} \cos(\mu_n X) \exp(-\mu_n^2 Fo_x), \quad (5)$$

где $X = \frac{x}{\ell}$ – безразмерная координата; $Fo_x = \frac{at}{\ell^2}$ – критерий

Фурье или безразмерное время; μ_n – корни характеристического уравнения

$$\operatorname{ctg} \mu = \frac{\mu}{Bi};$$

Рис.1 - Цилиндр конечной длины

$$Bi = \frac{\alpha \ell}{\lambda} - \text{критерий Био.}$$

Так как $\mu_1, \mu_2, \dots, \mu_n$ представляют собой ряд возрастающих чисел, то чем больше μ , тем меньше роль последующего члена ряда (5) по сравнению с предыдущим. Кроме того, чем больше критерий Fo_x , тем члены ряда будут убывать быстрее с увеличением номера μ_n .

Многочисленные исследования показали, что уже при $Fo_x \geq 0,3$ ряд (5) становится настолько быстро сходящимся, что распределение температуры достаточно точно описывается первым членом ряда

$$\theta_x = \frac{2 \sin \mu_1}{\mu_1 + \sin \mu_1 \cos \mu_1} \cos(\mu_1 X) \exp(-\mu_1^2 Fo_x). \quad (6)$$

Коэффициент при экспоненте является только функцией критерия Био и является величиной табулированной.

Для бесконечного цилиндра решение дифференциального уравнения (1) – (3) имеет вид

$$\theta_r = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 J_1(v_n)}{v_n [J_0^2(v_n) + J_1^2(v_n)]} J_0(v_n R) \exp(-v_n^2 Fo_r), \quad (7)$$

где $R = \frac{r}{r_0}$ – безразмерная координата; $Fo_r = \frac{at}{r_0^2}$ – критерий Фурье; $J_0(v)$, $J_1(v)$ – функции Бесселя

первого рода нулевого и первого порядков. Величины $v_1, v_2, \dots, v_n$ являются корнями характеристического уравнения и зависят только от величины критерия Bi

$$\frac{J_0(v)}{J_1(v)} = \frac{v}{Bi}.$$

В данной задаче критерий Био имеет значение

$$Bi = \frac{\alpha \ell}{\lambda} = \frac{30,4 \cdot 0,018}{0,47} \approx 1,16, \quad (8)$$

поэтому интенсивность процесса нагревания определяется как внутренним, так и внешним термическими сопротивлениями.

В качестве примера найдем температуру в двух точках (начало координат помещено в центре цилиндра):

1) на поверхности в середине цилиндра, очевидно, должны взять $r=r_0$, $x=0$, тогда $R=1$, $X=0$ и

$$\theta_{x=0} = \frac{2 \sin \mu_1}{\mu_1 + \sin \mu_1 \cos \mu_1} \exp(-\mu_1^2 Fo_x), \quad (9)$$

$$\theta_{r=r_0} = \frac{2 J_1(v_1) J_0(v_1)}{v_1 [J_0^2(v_1) + J_1^2(v_1)]} \exp(-v_1^2 Fo_r), \quad (10)$$

2) в центре цилиндра $R=0$, $X=0$

$$\theta_{x=0} = \frac{2 \sin \mu_1}{\mu_1 + \sin \mu_1 \cos \mu_1} \exp(-\mu_1^2 Fo_x), \quad (11)$$

$$\theta_{r=r_0} = \frac{2 J_1(v_1)}{v_1 [J_0^2(v_1) + J_1^2(v_1)]} \exp(-v_1^2 Fo_r). \quad (12)$$

Тогда распределение температуры по толщине цилиндра при $x=0$

$$\frac{\theta_{x=0}}{\theta_{x=0, r=0}} = J_0(v_1) \quad (13)$$

определяется функцией Бесселя первого рода нулевого порядка.

Аналитическое решение дифференциального уравнения (1) – (3) для плода кизила в виде однородного цилиндра конечной длины дает весьма приближенное представление о процессе прогрева плода. Это обусловлено двумя существенными обстоятельствами. Во-первых, форма плода больше приближена к эллипсоиду вращения, чем к цилиндру конечной длины. Во-вторых, – и это более существенное обстоятельство – плод не является однородной капиллярно-пористой структурой, а имеет довольно большую косточку, физические свойства которой существенно отличаются от свойств мякоти. Решить аналитически такую задачу сложно, поэтому промоделируем процесс прогрева плода кизила с помощью программного комплекса ANSYS.

Для решения нестационарной задачи (1) – (3) используем трехмерный конечный элемент SOLID87, который хорошо моделирует искривленные границы. Представим плод кизила в виде двухслойного эллипсоида вращения.

Свойства верхнего слоя 1 – мякоти – следующие:

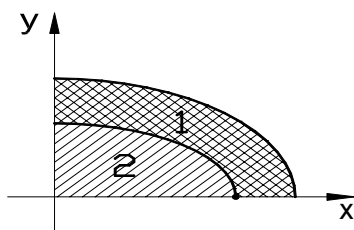


Рис. 2 - Модель плода

— теплоемкость $c_1 = 3,6 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$;

— плотность $\rho_1 = 1,07 \cdot 10^3 \text{ кг}/\text{м}^3$;

— коэффициент теплопроводности $\lambda_1 = 0,47 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{K})$.

Слой 2 – косточка – имеет следующие физические характеристики:

теплоемкость $c_2 = 2,55 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$;

плотность $\rho_2 = 0,8 \cdot 10^3 \text{ кг}/\text{м}^3$;

коэффициент теплопроводности $\lambda_2 = 0,2 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{K})$.

Температура в сушильной камере поддерживается равной 80°C , коэффициент теплоотдачи $\alpha = 30,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$. На рисунке 3 показаны графики зависимости изменения температуры плода со временем в двух точках.

Оба графика выходят на плато, что свидетельствует о переходе процесса прогрева в стационарный режим.

Программний комплекс ANSYS дає можливість отримати розподіл температури по сеченню в будь-який момент часу (рисунок 4), а також отримати графіки змінення температури вздовж будь-якої лінії, заданої в еліпсоїді.

Таким образом, отримані результати дають можливість утверждать, что при значениях критерия Био $0,1 < Bi \approx 1,16 < 100$.

Процесс нагрівання плода кизила (двухслойного еліпсоїда вращення) дійсно визначається як внутрішнім, так і зовнішнім термічними опорами.

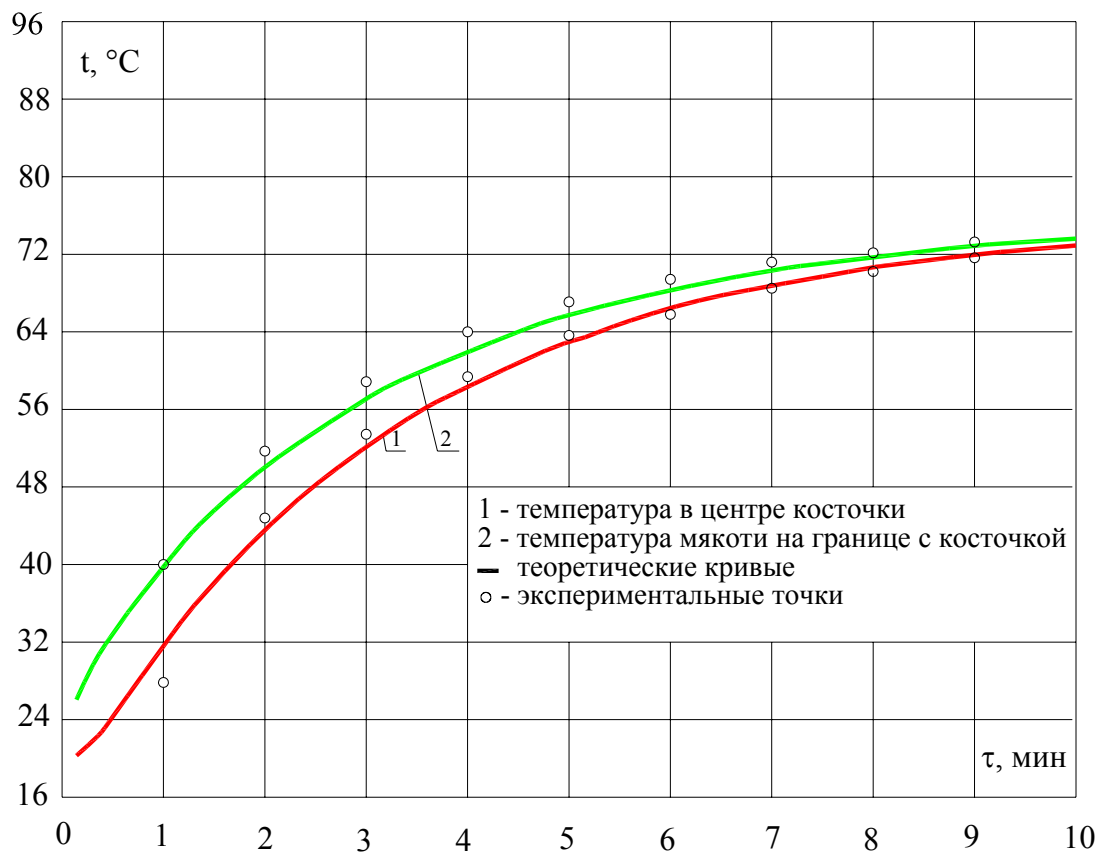


Рис - 3. Кривые нагрівання плодів кизила в киплячому шарі при температурі повітря 80 °C

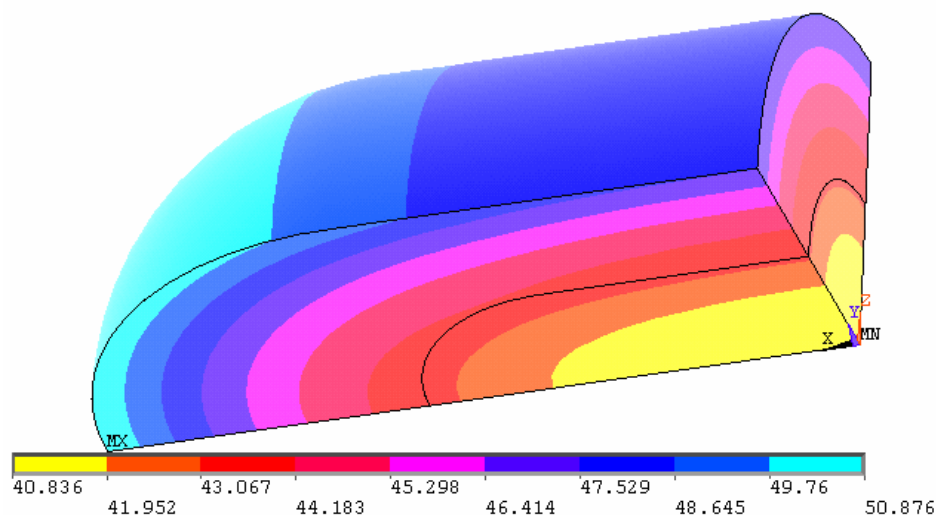


Рис. 4 - Розподіл температури в плоді кизила при температурі теплоносія 80 °C після нагрівання в течение 3 минут.

Література

1. Островский Э.В., Эйдельман Е.В. Краткий справочник конструктора продовольственных машин. – М.: Агропромиздат, 1986. – 621 с.
2. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория тепло – и массопереноса: - М. – Л.: Госэнергоиздат, 1963. – 536 с.
3. Теплотехника: Учеб. для вузов / В.Н. Луканин, М.Г. Шатров, Г.М. Камфер и др.; Под ред В.Н. Луканина. – М.:Высш. шк. 2003. – 671 с.
4. Будак Б.М., Самарский А.А., Тихонов А.Н. Сборник задач по математической физике. – М.: Гостехиздат, 1956. – 613 с.
5. Тихонов А.К., Самарский Л.А. Уравнения математической физики. – М.: Наука, 1980. – 860 с.
6. Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача. – М.: Энергоиздат, 1981. – 416 с.
7. Беляев Н.М. Основы теплопередачи: Учебник. – К.: Вища школа. 1989. – 343 с.
8. Бражников А.М. Теория термической обработки мясопродуктов. –М.: Агропромиздат, 1987. –271 с.
9. Поперечний А.М. Зміна фізичних і геометричних характеристик кизилю під час конвективного сушіння / А.М. Поперечний, Н.М. Варваріна, Н.О. Миронова // Обладнання та технології харчових виробництв: Зб. наук. пр. Вип. 12, т.2 –Донецьк: ДонДУЕТ, 2005 –С. 39-43.

ОБГРУНТУВАННЯ МОЖЛИВОСТІ РОЗРОБКИ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ

Гніцевич В.А., Попов І.В.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М. Туган-Барановського, м. Донецьк

Процес екстрагування доволі широко використовуються у харчових технологіях, але кількість поживних речовин, що екстрагуються, можливо збільшити, удосконалюючи сам процес. Проведено дослідження по вдосконаленню процесу екстрагування за допомогою надвисокого тиску. Експериментальні дані, отримані раніше, показали ефективність застосування цього процесу. Для більш широкого вивчення впливу тиску на процес екстрагування було вирішено створити математичну модель процесу.

Аналіз літературних джерел показав, що існують математичні моделі процесів екстрагування поживних речовин з рослинної сировини, які здійснювались за допомогою звичайних екстрагентів без застосування надвисокого тиску.

Метою роботи є теоретичне обґрунтування можливості створення математичної моделі процесу екстрагування поживних речовин з вичавків калини, спираючись на існуюче рівняння процесу дифузії та гідродинаміки.

Виклад основного матеріалу досліджень. Процес екстрагування речовини на макроскопічному рівні описується аналітично за допомогою функції концентрації. Під концентрацією будемо розуміти масу речовини в одиниці об'єму розчину.

Функціональне поле концентрації представляється в наступному виді:

$$c = f(x, y, z, t),$$

де x, y, z - координати точки розчину; t – час.

Для математичного опису поля концентрації вводиться поняття дифузійного струму і щільності дифузійного струму. Під дифузійним струмом розуміється маса речовини, що проходить через концентраційну поверхню (поверхня рівної концентрації) в одиницю часу. Щільністю дифузійного струму називається дифузійний струм, віднесений до одиниці поверхні.

З подальшого аналізування існуючих законів гідродинаміки можливо зробити висновок про те, що використовуючи математичні рівняння дифузійних процесів у циліндричній системі координат можливо скласти математичну модель процесу екстрагування, яка дозволить екстраполювати отримані експериментальні дані.

О МОДЕЛИРОВАНИИ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В СИСТЕМЕ «ТВЕРДОЕ ТЕЛО — ЖИДКОСТЬ» ПРИ ИНТЕНСИФИЦИРУЮЩИХ ВОЗДЕЙСТВИЯХ

Поперечный А.Н., Боровков С.А.

Донецкий государственный университет экономики и торговли им. М. Туган—Барановского, г. Донецк

На примере извлечения сахара из свеклы изучалось влияние низкочастотных механических колебаний, пульсирующих потоков экстрагента, подогрева и перемешивания на скорость процесса экстрагирования. Для проведения исследований создана экспериментальная установка, включающая цилиндрический сосуд, для обогрева которого использован гибкий нагревательный элемент с питанием от сети через ЛАТР. Внутри сосуда располагался вертикальный стержень, на котором закреплялся продукт шарообразной формы; стержень имел сменный привод – регулируемый по частоте вращения микроэлектродвигатель либо вибратор с регулируемой частотой и амплитудой колебаний.

Представляется полезным рассмотреть схему экстракции веществ из свеклы, качественно проанализировать зависимость коэффициента массопереноса (или эффективности экстрагирования) от воздействия вибраций и перемешивания.

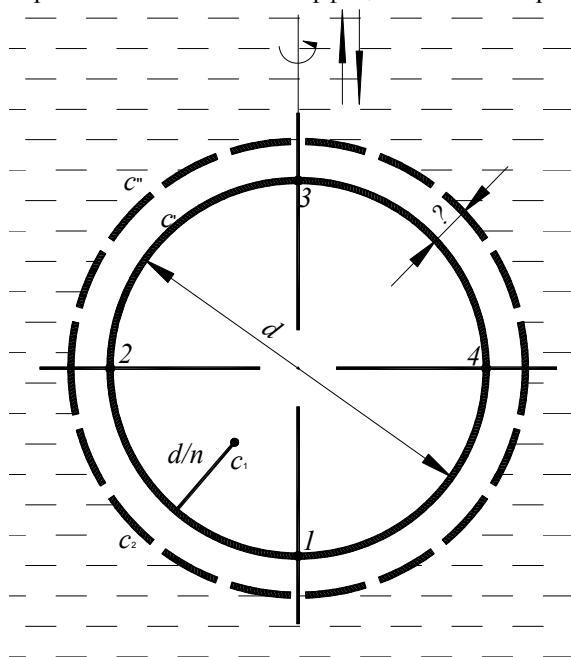


Рис. 1. схема экстрагирования

Схема экстрагирования компонентов из свеклы, применительно к данным исследованиям представлена на рис. 1. Частица свеклы, форма которой принята сферической, эффективным диаметром d помещена в энергично размешиваемом растворителе. Такая постановка соответствует случаю проведенного нами эксперимента с перемешиванием и вибрацией. При этом частица совершает вращательное или колебательное движение и увлекает за собой обтекающую ее жидкость с неподвижного состояния.

На поверхности частицы, как в любом случае на разделе фаз, образуется пограничный слой толщиной δ . Толщина пограничного слоя δ показана условно. Во-первых, на самом деле четкой границы не существует, она размыта и является областью перехода от молекулярного механизма массопереноса к конвективному; во – вторых, толщина пограничного слоя вокруг частицы не одинакова, она имеет нарастающий характер от точки набегания в направлении кормовой части и имеет наибольшее значение на корме частицы (точки 1,3), тогда как на рис.1 принята некоторая средняя толщина δ . Предположим, что средняя концентрация веществ c_1 внутри частицы в данный момент

времени находится от поверхности частицы на некотором расстоянии, равно $\frac{d}{n}$, где n некоторый коэффициент. Пусть также концентрация извлекаемых веществ у наружной поверхности границы c' , у наружной поверхности пограничного слоя – c'' , а концентрация в потоке растворителя – c_2 .

В соответствии с представлениями о явлениях на границе раздела в системе жидкость – твердое тело [1,2] по характеру диффузионного пути процесс экстракции веществ в рассматриваемом случае можно разделить на 3 этапа: 1 – молекулярную диффузию веществ из частицы материала к ее наружной поверхности; 2 – перенос через пограничный слой и 3 – конвективную диффузию переносимых веществ от пограничного слоя в растворитель.

Согласно вышеизложенному представления о наличии трех этапов диффузионного пути, используя уравнение первого закона Фика и конвективного переноса вещества для установившегося процесса (при равенности диффузионных потоков через границы раздела) можно записать

$$q = -D_e \frac{c_1 - c'}{d/n}; \quad (1)$$

$$q = -D \frac{c^I - c^{II}}{\delta}; \quad (2)$$

$$q = -\beta(c^{II} - c_2), \quad (3)$$

где $D_в$, D и β – соответственно коэффициент диффузии растворимых веществ внутри частицы образца, коэффициент диффузии через пограничный слой и конвективный коэффициент диффузии.

Из (1) – (3) можно получить

$$q = -k(c_1 - c_2), \quad (4)$$

где k – коэффициент массопереноса, равный

$$k = \frac{1}{\left(\frac{d}{nD_с} + \frac{\delta}{D} + \frac{1}{\beta} \right)} \quad (5)$$

Полученное выражение для коэффициента массопереноса отражает наиболее общий случай, когда скорость суммарного процесса зависит от скорости всех трех этапов диффузионного пути и сопротивлением ни одного из них пренебречь нельзя.

Рассмотрим отдельные случаи гидродинамических условий процесса, имевшие место в наших экспериментальных исследованиях.

Рассматривая настаивание в покое можно определить, что в этом случае образец экстрагируемого продукта погружен в неподвижную жидкость и, следовательно, перенос вещества посредством конвективной диффузии отсутствует. Коэффициент массопереноса будет иметь вид

$$k = \frac{1}{\left(\frac{d}{nD_с} + \frac{\delta}{D} \right)}, \quad (6)$$

из которого следует, что эффективность экстрагирования зависит от скорости молекулярной диффузии внутри образца и в окружающей среде, размера образца и толщины пограничного слоя.

При перемешивании можно пренебречь сопротивлением второго и третьего этапов и выражение для коэффициента массопереноса можно записать в виде

$$k = \frac{1}{\frac{d}{nD_с}} \quad (7)$$

Другими словами в данном случае $\delta = 0$, а $\beta = \infty$ и определяющим является сопротивление первого этапа процесса – молекулярной диффузии внутри частицы экстрагируемого материала.

При этом весь наружный раствор принимается за пограничный слой большой толщины, который во много раз превышает размер частицы материала. Как известно, молекулярная диффузия в естественных условиях протекает крайне медленно, поэтому для выравнивания концентраций сахара в растворе и клеточном соке сырья необходимо сравнительно длительное время. Указанное принципиальное положение подтверждается экспериментом, т.е. действительно в данном случае очень медленно извлекается сахар. Причину длительности процесса можно объяснить также молекулярным механизмом переноса как внутри частицы, так и в окружающей среде (растворителя).

Следует отметить, что кривые экстрагирования в случае настаивания в покое имеют два периода: первый, в течение которого процесс протекает сравнительно с большой скоростью (до перегиба кривой) и второй, скорость которого гораздо меньше (после перегиба кривой)

При изменении низкочастотных механических колебаний возникает интенсивная конвективность в наружном растворе системы и специфическое действие колебаний, что приводит к изменению постановки задачи. Вихревые потоки, образующиеся вблизи колеблющегося твердого тела, в принципе могут проникнуть внутрь этих тел и способствовать появлению микропотоков внутри клеток растительного сырья.

При этом наличии конвекции внутри частицы экстрагируемого материала происходящий перенос вещества в ней будет совершаться посредством как конвекции, так и молекулярной диффузии, т.е. в выражении (7) величина $D_в$ должна быть заменена эффективным коэффициентом диффузии $D_э$:

$$k = \frac{1}{\frac{d}{nD_э}}, \quad (8)$$

где $D_э = D_к + D_м$;

D_k – коэффициент конвективной диффузии внутри частицы;
 D_m – коэффициент молекулярной диффузии внутри частицы.

Возможно, что конвективная диффузия будет превалировать над молекулярной, тогда пренебрегая таковой можно записать, что

$$k = \frac{nD_k}{d} \quad (9)$$

Проведена серия опытов, которая позволила установить, что к наиболее существенному ускорению процесса приводит применение низкочастотных механических колебаний. Задача дальнейших исследований – установление оптимальных амплитудно – частотных характеристик вибрационных воздействий и проверка адекватности принятой нами модели путем сравнения экспериментальных и расчетных кривых изменения степени извлечения экстрагируемых веществ во времени.

Литература

1. Аношин И.М. Теоретические основы массообменных процессов пищевых производств. М.:Пищевая промышленность, 1970, 344с.
2. Лысянский В.М. Процесс экстракции сахара из свеклы. Теория и расчет. М.: Пищевая промышленность, 1973, 223с.

РЕГУЛЮВАННЯ МАСОПРОВІДНОСТІ ПОЛІМЕРНОЇ ОБОЛОНКИ КАПСУЛЬОВАНИХ ДОБРІВ

Гумницький Я.М., Люта О.В., Сабадаш В.В.

Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

На даний час у сільському господарстві широко застосовуються мінеральні добрива. При цьому забезпечується не лише позитивний ефект, але і завдається великої шкоди довкіллю, оскільки лише невелика частина із всієї кількості внесених добрив засвоюється рослинами.

Одним із шляхів запобігання забруднення навколишнього середовища є застосування у сільському господарстві капсульованих добрив. Інтенсивність вивільнення компонентів капсульованих добрив в основному визначається товщиною нанесеної на поверхню мінерального добрива оболонки та фізико-хімічними властивостями довкілля та матеріалу оболонки.

Нами розроблено метод регулювання інтенсивності вивільнення компонентів із капсульованих добрив шляхом введення у склад капсули легкорозчинної речовини.

Проводилося дослідження впливу домішок дрібнокристалічної речовини на швидкість вивільнення компонентів капсульованого добрива. Частинки кулястої форми були виготовлені з натрію нітрату та покриті ацетилфталілцелюлозою у склад якої додавали 5 і 10 % кристалічного натрію нітрату. Для порівняння досліди проводили з частинками покритими чистим полімером. Товщина плівки становила 120 мкм. Дослідження проводили у нейтральному середовищі (дистильована вода).

Складено математичну модель вивільнення компонентів капсульованих мінеральних добрив через полімерну оболонку. Підставивши результати експерименту у розв'язок математичної моделі, графічним методом одержали значення коефіцієнту дифузії в залежності від пористості полімерної оболонки, що визначається кількістю домішок дрібнокристалічної розчинної речовини, яку вводили у склад оболонки. Введення у склад оболонки легкорозчинної речовини призводить до збільшення кількості пор, проникності плівки та інтенсивності вивільнення добрива з капсульованої частинки.

Отже, додавання в полімерну плівку розчинних домішок дозволить регулювати інтенсивність вивільнення цільового компоненту на ґрунтах різних типів і з різною зволоженістю ґрунту. Це дозволить збільшити ефективність використання мінеральних добрив, зменшити собівартість сільськогосподарської продукції та зменшити забруднення довкілля мінеральними добривами.

РОЗРОБКА МЕТОДА ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ КОНСТРУКТИВНО – ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРЕСА – ГРАНУЛЯТОРА

Риндюк Д.В., Штефан Є.В.

Національний університет харчових технологій. м. Київ

На даному етапі науково-технічного прогресу виникає проблема використання відходів харчової (лузга, пивна дробина, жом бурякоцукрового виробництва), сільськогосподарської (стеблі рослин, солома), деревообробної (стружка) промисловостей. В країнах західної Європи ці відходи - біомаса використовують як паливо.

Зважаючи на невелику насипну густину даних речовин транспортування їх є економічно не вигідним. Виходом з такої ситуації є збільшення насипної густини за рахунок пресування або гранулювання цих матеріалів. Виходячи з аналізу світового розвитку техніки, процес гранулювання є більш доцільним оскільки він може бути реалізованим у безперервному високопродуктивному режимі.

В даній роботі представлені дослідження процесу гранулювання дисперсних матеріалів, який оснований на екструзії сировини крізь отвори матриці.

Метою роботи є розробка методу визначення оптимальних конструктивно-технологічних параметрів процесу грануляції екструзією.

Розроблено загальну схему визначення оптимальних конструктивно-технологічних параметрів процесу грануляції, яка наведена на рис. 1.

Як видно з рис.1 для постановки задачі оптимізації у межах загальної теорії математичного програмування [1] необхідно визначення взаємозалежностей між всіма параметрами, які прийняті для описування конкретного процесу гранулювання. Тобто, виникає необхідність у проведенні відповідних досліджень з метою встановлення кількісних залежностей, що описують термомеханічні та масообмінні процеси у матеріалі при його гранулюванні.

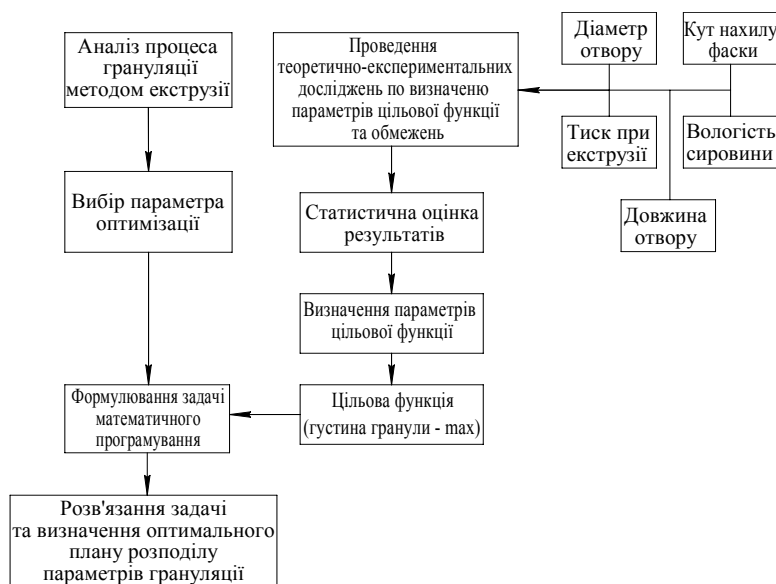


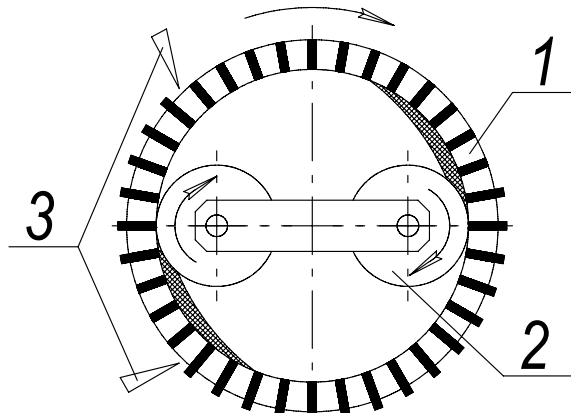
Рис.1 – Схема визначення оптимальних конструктивно-технологічних параметрів процесу грануляції

При розгляданні технології екструзії дисперсних матеріалів приймаємо концепцію подання сировинних мас як двохфазних сумішей пористої або зернистої твердої деформованої структури з рідиною чи газом. Для описування поведінки матеріалів, що пресуються використано поняття напружень, деформацій, щільності, а також швидкості зміни цих параметрів [1].

Розглянуто типову схему гранулювання екструзією, в якій ролик, що нагнітає сировину розташований усередині кільцевої матриці (рис.2).

Для прийнятої схеми гранулятора можна виділити його основні конструктивно-технологічні параметри: геометричні розміри роликів і матриці та їх взаємне розташування, геометричні параметри отворів в

матриці, шорсткість поверхні отвору, частота обертання матриці гранулятора, тиск нагнітання сировини в отвори матриці, структурно-механічні властивості сировини, продуктивність та якість готової продукції.



1-кільцева матриця з отворами; 2-пресуючий ролик; 3-ніж

Рис. 2 – Принцип роботи преса – гранулятора.

$$\rho(X_i) = \sum_{i=1}^n C_i(X_i) \cdot X_i \rightarrow \max, \quad (1)$$

де n – кількість параметрів.

Для визначення оптимального розподілу параметрів X_i рівняння (1) доповнюється необхідною системою співвідношень, які відображають обмеження на параметри оптимізації:

$$\sum_{i=1}^n a_{ij} \cdot X_i R_j b_j, \quad j=1...m, \quad (2)$$

де a_{ij} – задані коефіцієнти;

b_j – задані граничні значення обмежень;

R_j – один зі знаків “ $\geq$ ”, “ $=$ ” або “ $\leq$ ”.

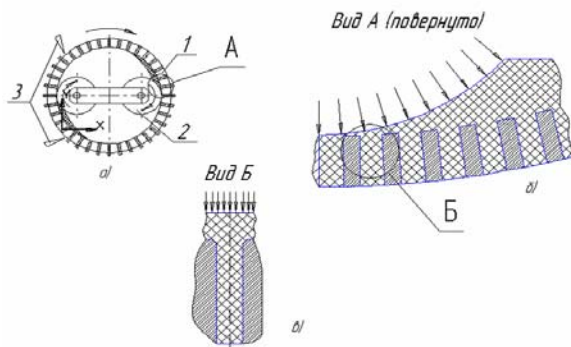


Рис. 3 – Принципова схема роботи преса-гранулятора (а), та розрахункова схема процесу гранулювання екструзією (б, в)

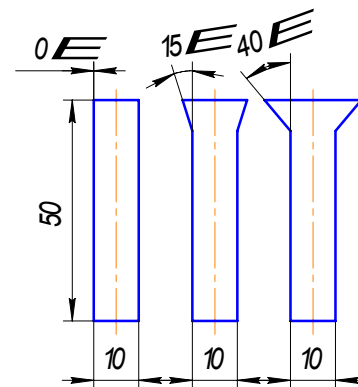


Рис. 4 – Профілі отворів в матриці гранулятора.

З аналізу схеми гранулювання (рис.2) слідує, що визначальною технологічною операцією є екструзія сировини через отвори матриці. Тому параметри в співвідношеннях (1), (2) повинні визначатись з врахуванням закономірностей процесів руху та ущільнення сировини при її проходженні в отворах матриці. Дослідження цих закономірностей виконано методами математичного моделювання нестационарного деформування дисперсних матеріалів [2]. Згідно

запропонованої методики [2] розроблена розрахункова схема процесу екструзії дисперсного матеріалу, яка наведена на рис.3.

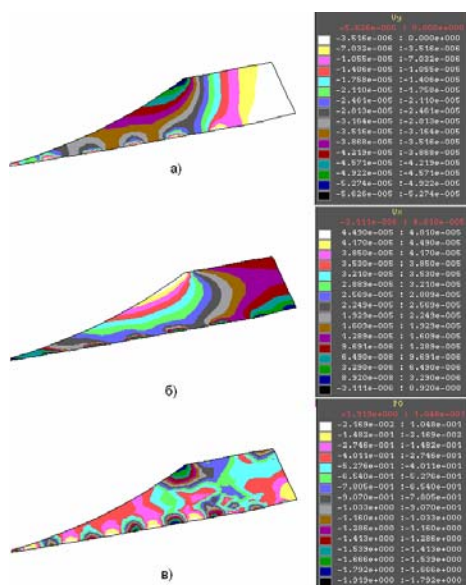


Рис. 5 – Розподілення переміщень точок матеріалу по нормалі (а) та по допитичній (б) до поверхні матриці, та тиску (в) в об'ємі матеріалу

діаметр пресуючого ролика – 206 мм.
товщина матриці – 50 мм.

Розглянута геометрія отвору матриці для різних кутів ($0^\circ \leq \alpha \leq 80^\circ$) вхідного каналу (рис.4).

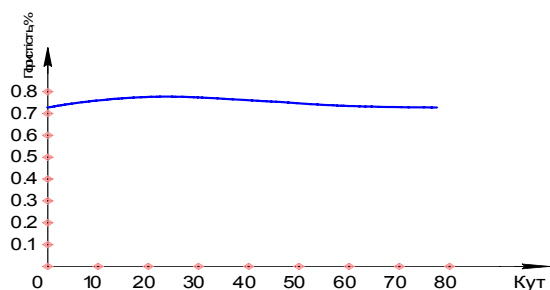


Рис. 7. Залежність густини гранули від кута вхідного каналу

ність, що наведена на рис.7.

З графіка (рис.7) визначається відповідний коефіцієнт $C_i(X_i)$ у цільовій функції (1). Аналогічно отримуються залежності густини гранули від інших параметрів оптимізації.

Висновки

Результати проведених досліджень свідчать про високу ефективність запропонованих методологічних розробок у разі використання їх у проектувальній практиці грануляційної техніки. На основі даного методу в подальшому будуть проведені ґрунтовні дослідження по визначенню оптимальних конструктивно-технологічних параметрів процесу грануляції для різних типів сировини.

Література

1. Мазаракі А.А., Толбатов Ю.А. Математичне програмування в Excel: Навч.посібник – К.: Четверта хвиля, 1998.- 208 с.

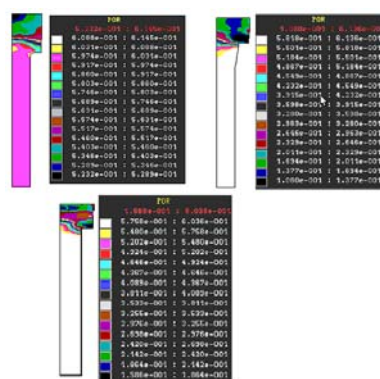


Рис.6. Розподіл пористості сировини в каналі матриці

Розроблена розрахункова схема дозволяє визначити взаємозв'язок між: – тиском нагнітання; – конструктивними параметрами отвору матриці; – конструктивними параметрами ролика і матриці (діаметри, взаємне розташування, швидкість відносного руху, відстані між отворами, товщини та ін.); – структурно – механічними параметрами сировини.

В якості приклада розглянуто слідуєчи параметри пресуючого вузла гранулятора:

діаметр матриці гранулятора – 420 мм.

Прийняті структурно-механічні властивості, які відповідають луззі соняшника [3]: граничне напруження зсуву ($G_0=1$ МПа), модуль пружності ($E=10$ МПа), об'ємний вміст газової фази (пористість) 0,7. Коефіцієнт тертя у системі «матеріал – стінка каналу» $\mu=0,3$.

На рис.5 представлені результати, які дозволяють визначити товщину шару матеріалу, яка забезпечує при заданих конструктивно-технологічних параметрах ролика та матриці найбільший тиск нагнітання матеріалу при екструзії.

На рис.6. представлений розрахунок пористості матеріалу для різних кутів вхідного каналу. Аналіз пористості матеріалу на виході з каналу дозволяє визначити густину готової гранули.

Узагальнення результатів проведених обчислювальних експериментів дозволили побудувати залеж-

2. Штефан Є.В. Моделювання поведінки дисперсних систем у нерівноважних процесах харчових виробництв // Наукові праці УДУХТ, №8, 2000, с.63-66.
3. Структурно – механические характеристики пищевых продуктов / А.В. Горбатов, А.М. Маслов, Ю.А. Мачихин и др. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. – 296 с.

О ГЕОМЕТРИЧЕСКОМ ПРЕДСТАВЛЕНИИ ФИЗИЧЕСКИХ ТЕЛ

Дыченко А.С.

Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

При изучении физических процессов, протекающих в реальных телах, определяющее значение имеет не только схема внешнего воздействия, но и геометрическая форма самого тела. Это приводит к необходимости описания геометрической формы тела таким образом, чтобы стало возможным учесть ее свойства и влияние на протекающие процессы. Геометрическая форма реального физического тела представляет собой геометрический образ всех его частичек в их взаимном расположении и определяет свойственные только этой форме взаимосвязи, отражая не только внешнюю, но и внутреннюю ее сущность. Существует множество геометрических форм, отличающихся своим внешним видом. Но внешний вид тела, внешняя геометрическая форма не является определяющей для характеристики взаимосвязей между составляющими ее частичками. Даже тела с одинаковой внешней геометрией могут существенно отличаться по значениям физических параметров своих частичек, если внутренние взаимосвязи между частичками в этих телах будут различными. Это связано с тем, что только лишь пространственные геометрические параметры не отображают физической сущности протекающих в телах процессов. Геометрические параметры связаны лишь с отношениями и формами, которые возникают при рассмотрении однородных объектов, явлений, событий вне их конкретного содержания и которые оказываются сходными с обычными пространственными отношениями и формами, то есть отвлекаясь от прочих их физических свойств.

Реальным физическим объектам свойственны не только конкретные геометрические формы, но и другие физические параметры, такие, например, как температура, концентрация, внутренние силы и др., и распределение значений этих параметров в объекте зависит от геометрической формы и внешних условий, в которых объект находится. В реальных объектах существует естественная связь между геометрическими и другими физическими параметрами. Эта связь является органичной для реального объекта и должна быть таковой для его геометрического образа. Каждый элемент реального объекта должен иметь соответствующий ему геометрический образ, по которому можно не только отличить его от других по внешним признакам, но и охарактеризовать его физическое состояние, связанное с пространственными отношениями между его элементами. Сущность геометрии заключается в том, что она является нашим представлением о строении многоликого и изменчивого окружающего пространства. Являясь отображением реальной физической среды, геометрия должна соответствовать постоянному изменению ее свойств, неповторимой и неисчерпаемой многогранности бесконечно сложной материальной действительности. Это возможно лишь в том случае, когда геометрия будет органично объединена с физическим состоянием описываемого ею пространства.

Методология построения геометрии как науки включает в себя определение начальных понятий, на основе которых формулируется аксиоматика данной геометрии. Представление геометрии как науки, которая должна отображать естественную связь между физическим состоянием элементов реального пространства и его геометрической формой приводит к необходимости определения начальных основных геометрических понятий в зависимости от изменчивого физического состояния элементов пространства.

Пространство в зависимости от составляющих его элементов и характера связей между ними может иметь различную природу. Геометрическое пространство составляют элементы, характеризующиеся тремя пространственными параметрами, временным параметром и параметром или параметрами, которые определяют физическое состояние элемента. Элементом геометрического пространства является точка. Точку можно представить как геометрический образ элемента реального физического пространства, который можно на данном уровне отличить от другого элемента по его пространственно-временным положениям и физическому состоянию. Элементы пространства по определенному признаку могут составлять группы элементов. Так, одномерная группа элементов представляет собой линию данного пространства. В зависимости от свойств элементов, входящих в группу, и характера их изменения линии данного пространства приобретают свойства, характеризующие уже группу элементов. Такое геометри-

ческое представление дает возможность дать отсутствующее до сих пор определение одному из важнейших геометрических понятий как прямая линия. Прямую можно определить как линию данного геометрического пространства, состояние элементов которой соответствует линейной функциональной зависимости или остается постоянным по всей ее длине. Предложенное геометрическое представление реального физического пространства дает возможность дать определения и другим геометрическим понятиям, таким, как поверхность, плоскость, кривизна, параллельность, метричность пространства, форма объекта.

Изложенное геометрическое представление физического пространства делает возможным составление математических описаний физических процессов во взаимосвязи с пространственными характеристиками объекта исследования.

МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ЭКСТРУЗИИ

Радченко Л.Б., Лукашова В.В., Микулёнок И.О., Целень Б.Я.
Национальный технический университет Украины “КПИ”, г. Киев

Червячные экструдеры являются одним из наиболее распространенных типов оборудования, который используется при изготовлении и переработке полимеров, в некоторых непрерывных процессах пищевой и химической промышленности и т.д.

Основной рабочий орган червячного экструдера – червяк (шнек), имеющий винтовую нарезку и вращающийся в толстостенном цилиндрическом корпусе. При вращении червяка, материал транспортируется по винтовому каналу, образованному внутренней поверхностью цилиндра и нарезкой червяка. Транспортирование материала сопровождается интенсивными деформациями материала и возрастанием давления.

Несмотря на разнообразие различных подходов к рассмотрению теории экструзии, единый подход к расчету экструдеров отсутствует. Это обусловлено чрезвычайной сложностью процесса, поскольку в экструдере одновременно происходят самые разнообразные процессы: нагревание материала за счет диссипации и энергии, подводимой от системы нагревания цилиндра; химические, фазовые и прочие преобразования, инициированные возрастающей температурой и давлением; смешивание компонентов; уплотнение и монолитизация сыпучих материалов; извлечение из материалов газообразных и других компонентов. Анализ опубликованных работ по расчету экструдеров показал несовершенство существующих математических моделей и методик расчета.

В большинстве работ по моделированию процесса экструзии рассматривается обратная модель канала экструдера, позволяющая привести задачу к прямоугольной системе координат. В этом случае, канал червяка рассматривается развернутым на плоскости, при этом червяк (дно и стенки канала) неподвижен, а цилиндр движется относительно канала червяка. При такой постановке задачи считается, что процесс плавления происходит со снятием пленки расплава, которая образуется у поверхности цилиндра. Следует отметить, что такая модель не соответствует действительности, поскольку в реальном процессе скорость движения полимера относительно червяка и цилиндра будет иной а, кроме того, процессы у поверхности червяка, который в действительности вращается, условно переносятся к стенке цилиндра.

Большинство представленных методик расчета предполагают, наличие поправочных коэффициентов или новых расчетных величин которых не существует в справочной литературе. Некоторые работы предлагают теоретико-экспериментальный подход, который нуждается в наличие базы экспериментальных данных. Эти методики не находят широкого применения на практике из-за стремительно возрастающего ассортимента перерабатываемых материалов.

На кафедре МАХНВ, ИХФ, НТУУ “КПИ” (г. Киев), разработана методика расчета процесса экструзии для прямой и обратной задач. По методике созданы алгоритм и программа расчета процесса экструзии.

Поскольку в различных зонах экструдера (подачи, плавления и гомогенизации) протекают разные процессы, любая из зон рассмотрена отдельно и вынесена отдельным модулем. Каждый модуль решает уникальную математическую модель, которая учитывает преобразования характерные для данной зоны.

Общий алгоритм расчета экструдера содержит отдельные модули, которые рассматривают каждую зону экструдера последовательно, и блоки соединения этих модулей.

В представленной программе заложены и реализованы следующие идеи:

— Все модели рассмотрены в системе координат Лагранжа, а именно: анализируется выделенный объем при его перемещении вдоль цилиндра. Это дает возможность рассматривать четыре независимых переменных: время, и три пространственных координаты.

— В алгоритме учтено взаимное влияние всех зон между собою (напр. при изменении сопротивления формирующей головки - изменяется давление во всех зонах, что следует учитывать).

— В зоне подачи процесс рассматривается как неизотермический, с учетом теплопроводности на поверхности контакта и отводом тепла охлаждающей цилиндр водой; учтено термическое сопротивление стенки цилиндра.

— В зоне плавления механизм процесса рассматривается как плавление со снятием пленок расплава (пятисонная модель). Созданная математическая модель учитывает изменение геометрических размеров пробки твердого полимера в канале червяка. Авторами ранее подробно описана и представлена [1] полная математическая модель тепломассопереноса полимера в канале червяка для зоны плавления пластифицирующего экструдера.

— В зоне гомогенизации кроме диссипации внутренних источников учитываются возможные химические, и фазовые преобразования компонентов смеси (с возможностью учитывать испарение компонентов).

— Выполнен анализ влияния изменения параметров по пространственным координатам и введены упрощения моделей. Это позволило разработать алгоритм и программу инженерного расчета экструдера в целом.

Проведены сопоставления результатов расчета с опубликованными в литературе экспериментальными данными [2]. Сравнение показало, что разработанная методика расчета разрешает с достаточной точностью рассчитывать процесс плавления в канале червяка.

По созданной методике проведены проектные расчеты червяков для переработки ПП (90х30), для переработки ПВХ (90х30), для переработки вспененного полиэтилена ЧП (63х30), для переработки вспененных композиций на основе ПЭВД (90х45) и др. Перечисленные червяки были испытаны и успешно внедрены в производство.

Итак, авторами предложена теория расчета одночервячных экструдеров, в которой реализован принципиально новый подход к моделированию процессов переработки. Созданная программа позволяет с достаточной точностью рассчитывать процесс экструзии для различных условий переработки, подбирать оптимальные геометрию и энергосиловые параметры процесса.

Литература

1. Лукашова В.В., Мікульонюк І.О., Радченко Л.Б. Моделювання процесу плавлення в одночерв'ячному екструдері. - Упаковка, 2005, №4, с. 23-27, №5, С.35-37.
2. K.Y. Lee and C.D. Han. Analysis of the Performance of Plasticating Single-Screw Extruders With a new Concept of Solid-Bed Deformation.- Polym. Eng. Sci., 1990. – 30, №11. – P. 665–675.

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ТЕПЛОМАСООБМІНУ В ПАРОКОНТАКТНИХ АПАРАТАХ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Матіяшук А.М., Немирович П.М., Хомічак Л.М., Матіяшук О.В., Жеплінська М.М.
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Однією із найважливіших стадій цукрового виробництва, яка значною мірою визначає ефективність використання сировини, паливно – енергетичних і матеріальних ресурсів, а також кінцеві результати роботи заводу, є очищення дифузійного соку із застосуванням вапна та сатураційного газу. У технології цукрового виробництва під ефектом очищення дифузійного соку розуміють ступінь видалення із нього нецукрів, які в основному представлені речовинами колоїдної дисперсності (РКД). Від зазначеної величини залежить якість цукру, величина його втрат у виробництві внаслідок розкладання та вміст цукрози у мелясі.

Існуючі традиційні способи інтенсифікації попереднього вапнування дифузійного соку цукрового виробництва шляхом керування температурою середовища та його лужністю по певним часовим залежностям в цілому не забезпечують значного підвищення ефективності очищення дифузійного соку. Тому проблема розроблення нових та подальше удосконалення існуючих технологічних способів та апаратів для очищення дифузійного соку є актуальною і має важливе народногосподарське значення.

Пропонується спосіб попереднього вапнування із обробленням дифузійного соку у пароконтактних апаратах.

Внаслідок розпилювання дифузійного соку відцентровими форсунками у пароконтактному апараті утворюються краплини соку, в яких відбуваються, зокрема, такі тепломасообмінні процеси:

- конденсації пари на поверхні краплини;
- нагрівання краплини внаслідок отриманої теплоти під час конденсації пари;
- перенесення РКД в краплині внаслідок сил адсорбції Гіббса (Γ) та термодифузії.

У фізичній постановці задачі утворена краплина дифузійного соку із радіусом R та швидкістю w рухається у паровому просторі пароконтактного апарату. Початкова температура краплини T_{10} відповідає температурі дифузійного соку, з якою він подається в апарат. Температура пари на відстані від краплини складає $T_{2\infty}$ і дорівнює температурі пари, яка визначається за тиском у апараті P . Внаслідок різниці температур ΔT поверхні краплини в початковий момент часу T_{10} та температури пари $T_{2\infty}$ відбувається конденсація пари на поверхні краплини (рис.1), і нагрівання її поверхневого шару товщиною δ .

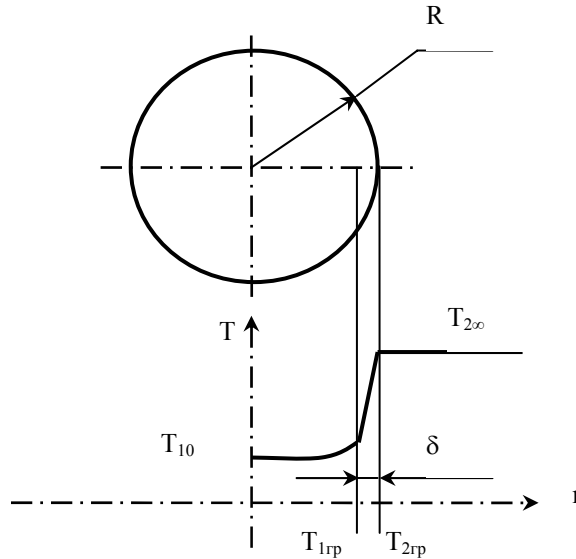


Рис.1 – Схема розподілу температур у краплині соку.

Температура соку в межовому шарі краплини змінюється від $T_{1гр}$ до T_1 . Прийнемо, що для тонкого шару, розглядається нерівноважна умова $T_{2\infty} > T_{2гр} > T_{1гр} > T_1$. Внаслідок стрімкого нагрівання поверхні краплини вона отримує деяку кількість теплоти $dQ/d\tau$

$$\frac{dQ}{d\tau} = q_{zp} 4\pi R^2 = -\lambda_1 \left(\frac{dT}{dr} \right)_{r=R(r)} 4\pi R^2 \quad (1).$$

Під час прогрівання краплини виникає потік теплоти з її поверхні усередину. Внаслідок цього виникає термодифузія, яка супроводжується потоком J_T РКД із поверхні краплини до її середини

$$J_T = D(\nabla T / \Delta T) dc, \quad (2)$$

де $\nabla T = \frac{dT}{dr}$; $\Delta T = T_{1гр} - T_1$ — різниця кінцевої і початкової температур краплини дифузійного соку.

У момент утворення краплини РКД дифузійного соку як поверхнево-активні речовини (ПАР) намагаються зайняти місце біля поверхні поділу фаз за рахунок сил поверхневого натягу. Зміна концентрації РКД дифузійного соку на межі поділу фаз описується рівнянням

$$j = D \left(\frac{\partial c}{\partial \tau} \right)_{r=R}. \quad (3)$$

Дифузійний потік частинок РКД до сферичної поверхні внаслідок адсорбції Гіббса сприяє утворенню надлишкової концентрації ПАР у поверхневому шарі краплини.

Коефіцієнт дифузії частинок РКД може бути визначена як співвідношення середньоквадратичного зсуву $\overline{\Delta x^2}$ дисперсних частинок і часу цього зсуву τ

$$D = \frac{\overline{\Delta x}^2}{2\tau}. \quad (4)$$

Під час проходження частинкою РКД із об'єму краплини до її поверхні відстані $dr=R$ із швидкістю u_i за час $\tau = \frac{dr}{u_i}$ потік частинок J_r під дією адсорбції Гіббса можна розрахувати за рівнянням

$$J_r = 2 \sqrt{\frac{Du_i}{R_1\pi}} dc. \quad (5)$$

Внаслідок дії протилежно спрямованих потоків РКД під дією сил адсорбції Гіббса та термодифузії утворюється деякий надлишок колоїдних речовин у межевому шарі. Такий стан РКД викликає зменшення безперешкодної відстані між частинками. Внаслідок цього виникає деяке стиснення частинок у шарі краплини та перекривання подвійного електричного шару міцел РКД. Як наслідок, сили взаємного відштовхування стають менші за сили протилежно спрямованих потоків частинок РКД, викликаних адсорбцією Гіббса та термодифузії, що призводить до їх коагуляції.

Коагуляція РКД супроводжується зменшенням агрегативної стійкості колоїдного розчину, яким є дифузійний сік та утворенням частинок більших розмірів. Порушення стійкості колоїдних речовин у дифузійному соку супроводжуються їх переходом у нерозчинний стан, зменшуючи вміст видимих сухих речовин. Таким чином внаслідок фізичних ефектів, які мають місце у пароконтактному апараті, відбувається зниження вмісту нецукрів дифузійного соку без введення хімічного реагенту.

Моделювання процесів тепломасообміну у краплині дифузійного соку дає можливість пояснити механізм коагуляції РКД соку та вибір методів інтенсифікації технологічних процесів на стадії очищення дифузійного соку цукрового виробництва.

О СОВРЕМЕННЫХ КОМПЬЮТЕРНЫХ ТЕХНОЛОГИЯХ ИНЖЕНЕРНОГО АНАЛИЗА

Дыченко А.С.

Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

В практической инженерной деятельности и в научной работе часто возникает необходимость проведения расчетов, позволяющих выявить значения таких физических параметров как, например, температура, силы, концентрация, скорости потоков в различных точках разрабатываемого или исследуемого объекта. Выполнение таких расчетов является весьма трудоемким процессом, требующим соответствующей квалификации расчетчика и опыта работы. Кроме того, недостаточная аналитическая разработка многих прикладных задач часто требует проведения экспериментальных работ на физической модели, что ведет к увеличению расходов времени и материальных ресурсов. Большая потребность науки и промышленности в оперативном выполнении инженерных расчетов привела к появлению и быстрому развитию компьютерных технологий инженерного анализа. В настоящее время прикладные программы, использующие метод конечных элементов, практически стали мировым стандартом выполнения инженерного анализа.

Метод конечных элементов (МКЭ) был разработан во второй половине XIX века для решения статически неопределимых задач строительной механики. В основе метода лежит один из фундаментальных физических принципов – вариационный интегральный принцип Лагранжа. Суть принципа Лагранжа заключается в утверждении, что системы, стесненные идеальными стационарными внутренними связями и находящиеся под действием потенциальных сил, не зависящих явно от времени, из множества кинематически допустимых перемещений, соответствующих заданным условиям, те, которые удовлетворяют условиям равновесия, придают потенциальной энергии системы стационарное значение. Если начальное и конечное положение системы достаточно близки, то действие по Лагранжу имеет минимум для действительного движения. В связи с этим принцип Лагранжа называется также принципом наименьшего действия в форме Лагранжа. Согласно принципу Лагранжа в состоянии устойчивого равновесия значение потенциальной энергии системы минимально. Из вариационного принципа Лагранжа следует, что в состоянии равновесия системы каждый из ее элементов также находится в равновесии, соответствующем состоянию всей системы.

Метод конечных элементов предусматривает разделение сложной для анализа системы на определенное число отдельных элементов конечных размеров, которые неразрывно связаны между собой в узловых точках и для которых известны закономерности связей между физическими параметрами. Таким образом, генерируется сетка из конечных элементов простой геометрической формы, которая с достаточной степенью точности аппроксимирует анализируемый объект. Для всех конечных элементов составляются уравнения, связывающие перемещения в границах элемента и узловые силы через матрицу жесткости элемента, которая представляет собой математическую запись физической связи между реакциями в узлах элемента и узловыми перемещениями. Именно правильное построение матрицы жесткости определяет степень точности разрешающего уравнения, степень соответствия узловых сил и узловых перемещений. В общем случае матрица жесткости уникальна для каждого элемента сгенерированной сетки и имеет важнейшее значение в реализации метода конечных элементов. Сетка конечных элементов может считаться построенной лишь после того, когда для каждого ее элемента построена матрица жесткости.

Анализируемая система может иметь бесконечное множество состояний равновесия, и при каждом из них все ее элементы также находятся в состоянии равновесия. Однако значения определяющего физического параметра будут изменяться, и распределение значений параметра будут различными. Из всех возможных только решение, которое соответствует минимуму потенциальной энергии всей системы в заданных условиях, является действительным решением задачи. Алгоритмы программных средств не предусматривают поиска решения, соответствующего минимуму энергии системы в целом. Это приводит к тому, что решения с помощью программных средств исходным данным не соответствуют.

Описанная особенность использования метода конечных элементов была проверена при анализе напряженного состояния оболочечных конструкций как простых, так и сложных геометрических форм с аналитически точно известными результатами. Ни одно из решений с помощью метода конечных элементов не соответствовало решаемой задаче.

Проведенный анализ алгоритма программных средств, использующих метод конечных элементов, показал, что существует реальная необходимость введения в документацию программного средства однозначной информации о классе задач, для которых данное программное средство предназначено. Необходимо также безотлагательная разработка критерия соответствия и сертификация программ инженерного анализа для указанного в документации класса задач. Использование не сертифицированных программ неизбежно ведет к катастрофическим последствиям со значительными материальными потерями, а бывает и человеческими жертвами.

О МЕТОДИКЕ, ЛЕЖАЩЕЙ В ОСНОВЕ СОВРЕМЕННОЙ ТЕОРИИ ТОНКОСТЕННЫХ ОБОЛОЧЕК

Дыченко А.С.

Национальный университет пищевых технологий, г. Киев

Тонкостенные оболочечные конструкции находят широкое применение в современном машиностроении. Это обусловлено их высокими техническими параметрами, удобством использования, значительно меньшим сравнительно с другими конструкциями затратами конструкционного материала. Но оболочечные конструкции значительно отличаются от других тем, что они имеют малую толщину сравнительно с габаритными размерами, могут иметь различную геометрическую форму, поэтому их напряженное состояние не может быть определенным по методикам, используемым для других конструкций.

Для определения распределения внутренних сил, которые возникают в стенках тонкостенных оболочек под действием внешней нагрузки, А. Лявом была предложена методика, на основе которой создана современная теория тонкостенных оболочек. По предложенной методике из оболочки ортогональными сечениями в главных направлениях выделяется малый элемент ее поверхности. Составляются уравнения равновесия выделенного элемента, которые используются для определения сил, действующих на его гранях. Эти силы являются теми внутренними силами, которые возникают в оболочке под действием на ее внешней нагрузки, то есть искомыми неизвестными. Уже на стадии составления уравнения равновесия элемента оболочки предложенная методика ведет к неопределенности. Это происходит потому, что для выделенного элемента можно составить лишь шесть уравнений равновесия. В то же время, если учитывать силы и моменты лишь на четырех боковых его гранях, то в уравнения равновесия должны войти 24 неизвестных - по три силы и три момента на каждой из граней. Современная теория тонкостенных оболочек, которая в 20-м веке приобрела значительное теоретическое развитие и широкое использование

во всем мире, используя зависимость между силами и перемещениями, предоставляет разрешающие уравнения для оболочек наиболее часто используемых геометрических форм.

Подробный анализ теоретических результатов определения напряженного состояния оболочечных конструкций выявил, что при сохранении равновесия элемента равновесие в сечениях всей оболочки сохраняется не для всех даже простых геометрических форм. Дальнейшие исследования показали, что возможность появления теоретических результатов определения напряженного состояния, которые не соответствуют решаемой задаче, заложена в самой методике составления уравнений равновесия выделенного элемента оболочки и состоит в следующем.

В уравнения равновесия должны входить часть внешней нагрузки оболочки, которая действует на выделенный элемент, и нагрузка на боковых гранях элемента, которая характеризует силовую связь между выделенным элементом и отбрасываемой частью оболочки. Для выделенного элемента нагрузка на его боковых гранях является внешней, в то время как для всей оболочки в целом она представляет собой внутренние силы, возникающие в результате внешнего действия на оболочку и зависящие как от схемы и интенсивности внешней нагрузки, так и общей геометрической формы оболочки. Эти силы определяются не столько выделенным малым элементом оболочки, сколько той частью оболочки, которая отрезается от элемента и отбрасывается. Именно эти силы и являются неизвестными в задаче величинами. Кроме того, равновесие элемента, принадлежащего системе, еще не гарантирует состояния равновесия системы в целом. Являясь необходимым, это условие не является достаточным.

По предложенной методике силы на гранях выделенного элемента определяются лишь по той части внешних сил, которая действует на выделенный элемент и известна, а воздействие отброшенной части оболочки, т.е. искомые неизвестные величины, в уравнение равновесия не входит. Тем самым не учитывается силовое воздействие на элемент отбрасываемой части оболочки, и какой бы она ни была, на составляемое уравнение равновесия это не повлияет. Таким образом, искомые неизвестные величины необоснованно заменяются величинами, определяемыми не всей системой, а только её малой частью. Это приводит к тому, что с помощью теории, в основе которой использована предложенная методика, можно определить внутренние силы в оболочке, которая состоит только из одинаковых по нагружению и геометрической формой элементов. Если хотя бы один из элементов оболочки будет чем-либо отличаться от остальных, то теоретические результаты определения внутренних сил не будут соответствовать рассматриваемой задаче.

Проведенные исследования подтверждают результаты анализа основ современной теории тонкостенных оболочек.

Следует отметить, что методики, аналогичные той, которая использована в современной теории тонкостенных оболочек, применяются и в других научных теориях и надо быть очень осторожным, чтобы подобная логическая ошибка не привела бы теоретическую разработку к ошибочным научным результатам.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ЗЕРНА В ШАХТНОЙ ЗЕРНОСУШИЛКЕ

Шевцов А.А., Бритиков Д.А.

Воронежская государственная технологическая академия, Воронеж

Математическая модель процесса сушки зерна, движущегося непрерывным потоком, представлялась в виде системы уравнений, связывающих температуру θ и влагосодержание u зерна:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} + w \frac{\partial u}{\partial x} - a_m(\tau) \left(\frac{\partial^2 u}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial u}{\partial r} \right) = 0, \quad (1)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} + w \frac{\partial \theta}{\partial x} + \frac{A(\theta)}{c' \gamma'} (\theta - t_c) - \frac{R_0}{c'} \left[\frac{\partial \bar{u}}{\partial \tau} + w \frac{\partial \bar{u}}{\partial x} \right] = 0, \quad (2)$$

$$\bar{u}(\tau, x) = \frac{2}{R^2} \int_0^R r u(\tau, x, r) dr, \quad (3)$$

с граничными условиями

$$\left. \frac{\partial u(\tau, x, r)}{\partial r} \right|_{r=R} = -\frac{B(\theta, \vartheta)}{a_m(\theta)} (u_R - u_p), \quad u_R \leq u \quad (4)$$

с начальными условиями

$$u(0, x, r) = u_0(x, r), \quad \theta(0, x) = \theta_0(x) \quad (5)$$

и условиями симметрии

$$\left. \frac{\partial u(\tau, x, r)}{\partial r} \right|_{r=0} = 0, \quad \theta(\tau, 0) = f(\tau). \quad (6)$$

В уравнениях (1) – (6) приняты следующие обозначения: τ – время, с; w – скорость движения материала в аппарате, м/с; ϑ – скорость сушильного агента на входе а зерновую массу, м/с; a_m – коэффициент диффузии влаги, м²/с; t_c – температура сушильного агента, °С; c – теплоемкость зерновой массы, кДж/(кг·К); $\rho_{нас}$ – насыпная плотность зернового слоя, кг/м³; ρ_o – плотность сухой зерновой массы, кг/м³; R_o – удельная теплота парообразования, кДж/кг; A – эмпирический коэффициент теплообмена, кДж/(м²·К); B – эмпирический коэффициент массообмена, м/с; p, z, R – индексы соответствующие равновесному, гигроскопическому влагосодержанию и влагосодержанию на поверхности зерна.

Полученная математическая модель процесса сушки в прямоточной шахтной зерносушилке позволяет проводить поиск оптимальных технологических режимов и управление процессом сушки.

ХАРАКТЕРИСТИКИ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ БРУВАК – М ПРИ ВИРОБНИЦТВІ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО

Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.

Український науково-дослідний інститут спирту і біотехнології продовольчих продуктів, м.Київ

З метою визначення впливу концентрації етанолу ($X_{др}$) при виробництві спирту етилового технічного ($X_{др} = 90,0 \dots 96,0$ % об.) на флегмове число (V), витрату гріючої пари на ректифікаційну (РК) колону (Π_p) і її продуктивність (D_p) в залежності від тарілки живлення ($n_{ж}$) виконано розрахунки РК, яка містить 37 теоретичних тарілок (т.т.), з яких 4 т.т. пастеризуючих. Розрахунки виконано для умов, що тиск над верхньою тарілкою РК становить $P_b = 80$ кПа, що характерно для БРУВАК-М, а концентрація етанолу в епюраті $X_e = 20; 40; 60$ % об. з урахуванням гідравлічного опору т.т. $\Delta P = 0,8$ кПа. Результати розрахунків наведено в табл. 1.

Таблиця 1 – Результати розрахунків V , Π_p і D_p від $n_{ж}$ і X_e

$X_{др},$ %об.	$P_b = 80$ кПа											
	$X_e = 20$ %				$X_e = 40$ %				$X_e = 60$ %			
	$n_{ж},$ т.т.	V	$\Pi_p,$ кг/дал	$D_p, \%$	$n_{ж},$ т.т.	V	$\Pi_p,$ кг/дал	$D_p, \%$	$n_{ж},$ т.т.	V	$\Pi_p,$ кг/дал	$D_p, \%$
90,0	17	0,99	9,55	158,7	11	0,59	7,19	198,7	9	0,46	6,52	215,5
91,0	17	1,06	9,59	158,3	11	0,65	7,27	197,1	8	0,55	6,70	210,2
92,0	17	1,13	9,63	157,9	11	0,72	7,36	195,1	7	0,66	6,97	202,5
93,0	17	1,21	9,67	157,5	8	0,87	7,67	186,2	6	0,84	7,47	188,9
94,0	14	1,35	9,84	153,3	7	1,16	8,54	166,8	5	1,15	8,35	167,7
95,0	10	1,87	11,3	130,1	6	1,71	10,3	137,9	5	1,68	10,2	139,3
96,0	7	3,22	15,6	91,6	5	3,03	14,8	96,0	4	2,99	14,6	96,8

За базову (100 %) взято продуктивність РК при $P_b = 101,3$ кПа і $X_{др} = 96,0$ % об.

З табл. 1 видно, що при зменшенні концентрації етанолу в технічному спирті від 96,0 до 92,0 % об. витрати пари в залежності від X_e зменшуються: при $X_e = 20$ % об. на 5,97 кг/дал; при $X_e = 40$ % об. на 7,44 кг/дал і при $X_e = 60$ % об. на 7,63 кг/дал. При цьому продуктивність РК зростає відповідно на 66,3; 99,1 і 105,7 % об.

Слід відмітити значно більший вплив X_c на V , P_p , і D_p при зменшенні концентрації X_{dp} до 92 %об., ніж коли X_{dp} дорівнює 96,0 %об.

Крім того, необхідно підкреслити, що вразі виробництва спирту технічного марки Б ($X_{dp}=92$ %об.) слід змінювати тарілку живлення РК, що дасть можливість зменшити витрату гріючої пари на РК в середньому на 0,2 кг/дал в порівнянні зі сталюю восьмою теоретичною тарілкою, яку використовують на існуючих брагоректифікаційних установках.

Математичною обробкою результатів наведених вище, одержано залежність витрати гріючої пари P_p на процес ректифікації від X_{dp} , X_c і $P_v=80\ldots 101,3$ кПа

$$P_p = 3678,22 - 0,5914 \cdot P_v - 79,5709 \cdot X_{dp} + 0,006431 \cdot P_v \cdot X_{dp} + 0,431131 \cdot X_{dp}^2,$$

а також залежність продуктивності ректифікаційної колони D_p

$$D_p = 557,23 \cdot P_v + 31763,7 \cdot X_{dp} - 0,3585 \cdot P_v^2 - 5,0436 \cdot P_v - 171,5982 \cdot X_{dp}^2 - 1467900.$$

Середня відносна похибка не перевищує 4,8 % для P_p і 2,1 % для D_p .

Одержані дані можуть бути використані при виробництві спирту етилового технічного марок А, Б, В.

ПРОГНОЗИРОВАНИЕ ПРОВОДИМОСТИ НЕОДНОРОДНЫХ СРЕД С ХАОТИЧЕСКОЙ СТРУКТУРОЙ

Новиков В. В., Корниенко Я. Н., Пивень А. Н., Неженко Е. А., Удовенко Л. Н.
 Национальный политехнический университет Украины, г. Одесса
 Национальный технический университет Украины "КПИ", г. Киев

Для оптимизации технологических процессов создания различных продуктов часто необходимо прогнозировать теплофизические свойства веществ, представляющих собой неоднородные среды. В работе для прогнозирования теплопроводности в качестве модели композита исследуется модель «геометрического фазового перехода», которая является универсальной для хаотических сред, что позволяет построить теорию таких сред с помощью метода ренормгрупповых преобразований. Процедура ренормгруппового подхода состоит в вычислении функции $R(p_0)$ для определенной вероятности проводимости отдельной связи p_0 . Вычисленные параметры функции $R(p_0)$ являются исходными параметрами для нового вычисления ее значения, и т.д., до достижения одной из неподвижных точек 0 или 1.

Нами были определены вероятности протекания $R(p_0)$ начальных решетки $l_x \times l_y \times l_z$ (l_y – направление протекания), которые являются суммой вероятности всех возможных вариантов проводящих конфигурациях:

$$R(p_0) = \sum_{i=0}^k A_i p^i (1-p)^{k-i},$$

k – где число всех связей.

На основе функции протекания были вычислены порог перколяции p_c и критические индексы (см. табл.). В связи со сложностью перебора всех конфигураций проводящих и непроводящих связей, для решеток с общим числом связей, большим 20 при вычислении функции протекания использовался метод Монте – Карло.

Таблица 1 – Данные порога перколяции и критические индексы

$l_x \times l_y \times l_z$	p_c	d_f^0	d_f	$\lambda_p = \frac{dR}{dp} \Big _{p=p_c}$	$\nu = \frac{\ln l_0}{\ln \lambda_p}$	$\alpha = \frac{\beta}{\nu}$	β
2×3×2	0.225	3.579	2.221	3.073	0.979	1.358	1.329
3×3×2	0.195	3.867	2.379	3.217	0.94	1.488	1.399
3×3×3	0.17	4.155	2.541	3.288	0.923	1.613	1.489

Таким образом, представленный метод вычисления теплопроводности с хаотической структурой, позволяет прогнозировать теплопроводность композитов в технологических процессах.

КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ НЕОДНОРОДНЫХ СРЕД С ХАОТИЧЕСКОЙ СТРУКТУРОЙ

Новиков В. В., Корниенко, Я. Н., Пивень А. Н., Нежевенко Е. А., Удовенко Л. Н.
 Национальный политехнический университет Украины, г. Одесса; Национальный технический университет Украины "КПИ", г. Киев.

В данной работе с помощью компьютерного моделирования была создана модель хаотической (неупорядоченной) структуры композита на прямоугольной решетке, имеющей два сорта проводимости связей – проводящие и слабопроводящие. С помощью метода Монте – Карло были определены вероятности образования перколяционных кластеров в композите в зависимости от концентрации проводящих связей. Были рассчитаны проводимости решетки при наличии в ней соединяющего кластера, образованного проводящими связями (рис.1). Также были рассчитаны проводимости для решетки с упорядоченным распределением связей в случае, когда в ее центре находился прямоугольник, занятый слабопроводящими связями (рис.2).

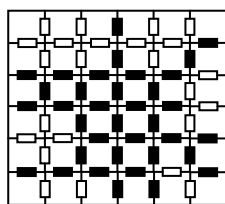


Рис. 1.

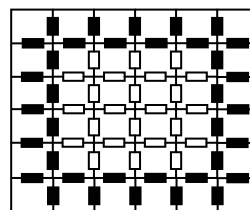


Рис. 2.

Сравнение расчетов показало, что проводимость решетки при случайном разбросе связей равна проводимости решетки с упорядоченным распределением связей, умноженной на отношение числа проводящих связей к общему числу связей (рис. 3).

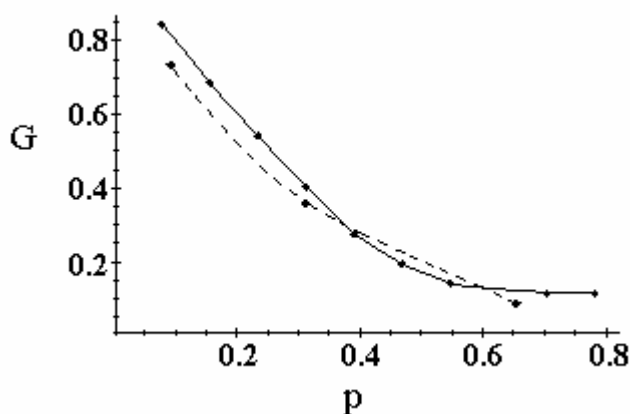


Рис.3 – Сравнение проводимостей при случайном разбросе (кривая) и проводимостей при упорядоченном распределении (пунктир) для решетки размерностью 8x8, число случайных разбросов каждой комбинации – 10000.

ИССЛЕДОВАНИЕ ДВИЖЕНИЯ И СИЛ ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ КЛУБНЕЙ В ВИБРАЦИОННОЙ МОЕЧНОЙ МАШИНЕ

Антропова Л.Н., Гладкая Л.Н., Датьков В.П.
 Донецкий университет экономики и торговли им. М. Туган – Барановского

Проблема механизации процесса мойки овощей перед их переработкой достаточно актуальна для предприятий питания. Применение вибрации является одним из приоритетных направлений в разработке

где $\dot{V}_i, \ddot{V}_i$ – скорость и ускорение медленного движения i – того клубня массой m ;

β_i – угол наклона участка поверхности рабочего органа к горизонту в месте расположения i – той массы клубня;

$W_i(\dot{V}_i)$ – вибрационная сила, действующая на i – тую массу.

Здесь $T_{i,i+1} = c\Delta i, i+1$

где $\Delta i, i+1$ – абсолютная линейная деформация i и $i+1$ масс в районе контакта;

c – жесткость упругих элементов.

Для решения уравнения движения клубней, при отсутствии сил взаимодействия, представим клубень в виде материальной точки, перемещающейся по шероховатой наклонной поверхности, совершающей колебания в двух взаимно перпендикулярных направлениях [4,5].

Уравнение относительного движения клубней имеет вид:

$$m \ddot{x}_i = -m \ddot{\zeta} - mk \dot{x}_i + F - \Pi_i \sin \beta_i$$

$$m \ddot{y}_i = -m \ddot{\eta} - mk \dot{y}_i + N - \Pi_i \cos \beta_i$$

где $mk \dot{x}_i$ и $mk \dot{y}_i$ – силы, учитывающие сопротивление, взаимодействующее при трении клубней о поверхность стенок рабочего органа.

Выполнив соответствующие вычисления, с учетом перемещения клубней в режиме непрерывного подбрасывания, определим среднюю скорость виброперемещения продукта

$$\dot{V}_i = V_i^* + \frac{1}{V_i}$$

где V_i^* – величина средней скорости i – того клубня при отсутствии сил взаимодействия;

V_i – коэффициент весомости, учитывающий неравномерность скорости по отдельным участкам.

Силы взаимодействия между клубнями определяются из уравнения

$$T_{i-1,i} = m \sum_{i=1}^i (V_i^* - V_c) v_i$$

где m – масса клубня;

V_c – средняя скорость медленного перемещения клубней по вибрирующей поверхности.

При этом величины скорости и силы взаимодействия не зависят от величины жесткости упругих элементов.

Воздействие вибрации на процесс мойки клубней изучался с помощью скоростной киносъемки. Обработка кинограмм показала, что преобладающий характер движения клубней – циркуляционный в плоскости, перпендикулярной оси вибровозбудителя. Слой клубней, находящихся непосредственно возле стенок рабочего органа, под действием вибрации подбрасывается и совершает движение по параболическим траекториям.

Перемещение по параболическим траекториям имеют место в чистом виде применительно к той части клубней, которые в данный момент находятся в верхнем слое. Клубни, находящиеся в объеме массы, совершают вращательное движение вокруг своих мгновенных осей. Это вращение, вызываемое действием окружающей массы клубней и поверхностями рабочего органа, происходит непрерывно и способствует эффективному удалению поверхностных загрязнений. Слой клубней, находящихся в непосредственном контакте со стенками рабочего органа, совершает колебательные движения с номинальной амплитудой. По мере удаления клубней от стенок их амплитуда колебаний уменьшается, стремясь к нулю. Объясняется это тем, что вследствие сил взаимного сцепления клубней, внутреннего трения между ними, силовой импульс при передаче от слоя к слою постепенно ослабевает. Одновременно с уменьшением амплитуды наблюдается отставание по фазе в перемещении смежных слоев. Это происходит из-за того, что силовой импульс передается всей массе не одновременно из-за упругих свойств среды, а постепенно, в направлении от нижних слоев к верхним. Подпор от массы картофеля в загрузочном бункере и горизон-

нтальная составляющая скорости движения обеспечивают эффект транспортирования и хорошее перемешивание клубней.

Для изучения характера взаимодействия клубней в процессе мойки разработан датчик давления, который регистрировал силы взаимодействия между клубнями с последующей передачей их на регистрирующий прибор. Датчик размещался в различных точках поперечного сечения рабочего органа.

Исследованиями установлено, что давление массы клубней пульсирует в такт колебаниям рабочего органа. Анализ полученных осциллограмм установил, что силы взаимодействия имеют максимальное значение вблизи крайних нижних точек сечения и монотонно убывают по мере удаления от этих точек. Силы взаимодействия в симметричных относительно вертикальной плоскости зонах сечений имеют несколько различающиеся значения – большие при движении клубней вверх.

С изменением частоты колебаний, силы взаимодействия клубней изменяются незначительно, а с возрастанием амплитуды – практически не изменяются, что объясняется значительным гашением колебаний в массе картофеля – таблица 1.

Проведенные исследования свидетельствуют о характере перемещения и силах взаимодействия клубней в процессе вибрационной мойки. Полученные данные могут быть использованы при разработке новых вибрационных технологических машин.

Таблица 1 – Влияние частоты и амплитуды вибрационных колебаний на силу взаимодействия клубней

Круговая частота колебаний, c^{-1}	Точка поперечного сечения рабочего органа							
	1	2	3	4	5	6	7	8
140	Амплитуда колебаний, $a = 0,0025$ м							
	5,13	8,55	15,90	18,30	16,27	13,35	9,60	5,45
	Амплитуда колебаний, $a = 0,003$ м							
	5,16	8,59	15,82	17,23	16,22	13,44	9,50	5,34
	Амплитуда колебаний, $a = 0,004$ м							
	5,23	8,76	15,75	17,26	16,34	13,50	9,46	5,34

Литература

1. Гончарович И.Ф., Фролов К.В. Теория вибрационной техники и технологии. – М.: Наука. – 1981. – 320с.
2. Блехман И.И. Метод прямого разделения движений в задачах о действии вибрации на линейные механические системы //Изв. АН. СССР. Механика твердого тела. – 1976. – №6. С.13 – 27.
3. Лавандел Э.Э. Система гипотез в технологических расчетах по вибрационному перемещению //Вопросы динамики и прочности. – Рига, 1971. – Вып.21. – С.5 – 10.
4. Антропова Л.Н. Динамические параметры работы вибромоечной машины с резиновыми амортизаторами //Торговое и холодильное оборудование: Межвуз. респ. сб. науч. тр./МИНХ. – М., 1980. – С.136 – 145.
5. Антропова Л.Н., Датьков В.П., Гладкая А.Д. Совершенствование процесса мойки картофеля с помощью вибрации. Тезисы докладов V международной научно – технической конференции «Техника и технология пищевых производств» 05.2005. Могилев. С.180 – 181.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ РАСТВОРИМЫХ ВЕЩЕСТВ ИЗ ПЛОДОВ ШИПОВНИКА

Миронова И.А.

Донецкий государственный университет экономики и торговли им. М. Туган-Барановского

Экстрагирование ценных компонентов из растительного сырья является важнейшим технологическим процессом, повышение эффективности которого оказывает определяющее влияние на технико-экономические показатели ряда производств перерабатывающих отраслей пищевой промышленности [1].

Сложный характер взаимодействия факторов, определяющих скорость протекания процессов экстрагирования в системе твердое тело – жидкость, не позволяет установить общую модель для

всех случаев экстрагирования, поэтому для каждого конкретного вида сырья необходимо проводить математическое описание процесса [2].

Цель нашей работы заключалась в построении математической модели процесса экстрагирования растворимых веществ из плодов шиповника под действием высокого давления.

Объектом исследования являлся водный экстракт шиповника, полученный обработкой высоким давлением. В качестве экстрагента использовали дистиллированную воду.

Математическая модель позволяет всесторонне исследовать процесс с точки зрения влияния на него различных переменных, которые были включены в эксперимент [3].

В нашем случае в качестве основных факторов, влияющих на процесс экстракции, было выбрано 3 фактора: x_1 – давление в камере высокого давления, МПа; x_2 – температура в камере высокого давления, °С; x_3 – продолжительность выдержки, мин.

В качестве выходных параметров, характеризующих процесс, использовали: y_1 – содержание сухих веществ в водном экстракте шиповника, %; y_2 – содержание витамина С в водном экстракте шиповника, мг/100 г.

Анализируя результаты предварительных опытов, в качестве основного уровня факторов выбраны такие их значения: $P = 125$ МПа; $t = 31,5$ °С; $\tau = 45$ мин (таблица 1).

Таблица 1. Уровни и интервалы варьирования факторов

Условия планирования	x_1 , Р, МПа	x_2 , t, °С	x_3 , τ , мин
Основной уровень	125	31,5	45
Интервал варьирования	75	8,5	15
Верхний уровень	200	40	60
Нижний уровень	50	23	30

Регрессионный анализ результатов эксперимента проводился с учетом выбора ортогонального плана и равномерного дублирования опытов (три параллельных опыта в каждой точке) по методике планирования многофакторного эксперимента, изложенной в литературе [3 – 5].

В результате статистической обработки экспериментальных данных были получены уравнения регрессии, адекватно описывающие изучаемый процесс под влиянием исследуемых факторов:

$$y_1 = 73,958 + 2,875 \cdot x_1 + 2,208 \cdot x_2 + 1,625 \cdot x_3 + 0,125 \cdot x_1 x_2 - 0,292 \cdot x_1 x_3 - 0,292 \cdot x_2 x_3 \quad (1)$$

$$y_2 = 1,092 + 0,208 \cdot x_1 + 0,242 \cdot x_2 + 0,108 \cdot x_3 + 0,025 \cdot x_1 x_2 - 0,008 \cdot x_1 x_3 + 0,025 \cdot x_2 x_3 \quad (2)$$

Однородность дисперсий проверялась с помощью критерия Кохрена (G – критерий). Критерий Кохрена равен: $G_1 = 0,279$, $G_2 = 0,3$. Табличное значение критерия для 8 разных опытов ($f_2 = N = 8$, где

N – количество строк в матрице) и числа степеней свободы 2 ($f_1 = n - 1 = 2$, где n – количество параллельных опытов) равно 0,5157 при уровне значимости $\alpha = 0,05$ [6]. Экспериментальные величины G_1 и G_2 не превышают табличного значения, значит, гипотеза об однородности дисперсий принимается.

Для проверки гипотезы адекватности моделей применялся критерий Фишера: $F_1 = 0,0078$, $F_2 = 0,3$. Табличное значение критерия Фишера для числа степеней свободы 1 и 16 равно 4,5. Поскольку экспериментальные значения F – критерия меньше табличного, гипотеза об адекватности моделей принимается [3].

Значимость коэффициентов регрессии оценивалась с помощью t – критерия Стьюдента. Величина t – критерия для уровня значимости 0,05 и числа степеней свободы 16 равна 2,120 [7]; вычисляя доверительный интервал, получим: $\Delta b_{1j} = 1,0033$, $\Delta b_{2j} = 0,0968$. Если абсолютная величина коэффициента больше, чем доверительный интервал, то коэффициент значим. После исключения незначимых коэффициентов b_{12} , b_{13} , b_{23} , уравнения регрессии 1 – 2 принимают вид:

$$y_1 = 73,958 + 2,875 \cdot x_1 + 2,208 \cdot x_2 + 1,625 \cdot x_3 \quad (3)$$

$$y_2 = 1,092 + 0,208 \cdot x_1 + 0,242 \cdot x_2 + 0,108 \cdot x_3 \quad (4)$$

Полученные уравнения адекватно описывают процесс экстракции растворимых веществ из плодов шиповника на заданных интервалах изменения факторов, определенных в ходе предварительных экспериментов.

Адекватность полученных моделей позволяет использовать уравнения 3 – 4 как интерполяционные формулы для расчета значений выхода процесса y_1 и y_2 при любых значениях факторов, находящихся между верхним и нижним уровнем (таблица 1) [8].

Таким образом, полученные уравнения могут быть использованы для прогнозирования выхода сухих растворимых веществ и витамина С из плодов шиповника при обработке высоким давлением.

Література

1. Лысянский В.М. Экстрагирование в пищевой промышленности / В.М. Лысянский, С.М. Гребенюк. – М.: Агропромиздат, 1987. – 187 с.
2. Мурадов М.С. Моделирование процесса экстрагирования красящих веществ из дикорастущего сырья / М.С. Мурадов, В.В. Пиняскин, Л.А. Рамазанова, Т.Н. Даудова, Д.М. Абдуллатипова, М.Э. Ахмедов // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2001. – №8. – с. 20 – 21.
3. Адлер Ю.П. Планирование эксперимента при поиске оптимальных решений / Ю.П. Адлер, Е.В. Маркова, Ю.В. Грановский. – М.: Наука, 1976. – 279 с.
4. К. Хартман и др. Планирование эксперимента в исследовании технологических процессов. – М.: Мир, 1977. – 552 с.
5. Тимошенко Г.М. Теория инженерного эксперимента: Учеб. пособие / Г.М. Тимошенко, П.Ф. Зима. – К.: УМК ВО, 1991. – 124 с.
6. Смирнов Н.В. Курс теории вероятностей и математической статистики для технических приложений / Н.В. Смирнов, И.В. Дунин-Барковский. – М.: Наука, 1965. – 380 с.
7. Гмурман В.С. Теория вероятностей и математическая статистика: Учеб. пособие для вузов / В.С. Гмурман. – М.: Высш. шк., 1977. – 368 с.
8. Мальцев П.М. Основы научных исследований / П.М. Мальцев, Н.А. Емельянова. – К.: Вища школа. Головное издательство, 1982. – 192 с.

ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ РОСЛИННИХ МАТЕРІАЛІВ

Снежкін Ю.Ф., Шапар Р.О., Боряк Л.А., Дабіжа Н.О.
Інститут технічної теплофізики НАН України

Ефективність процесу сушіння колоїдних капілярно – пористих матеріалів рослинного походження пов'язана з економічністю процесу та якістю продукту.

Існує безліч методів сушіння рослинних матеріалів, які обумовлені особливостями зневоднювальної сировини, видами зв'язку вологи з матеріалом, економічними показниками.

Нами досліджені шляхи інтенсифікації процесу сушіння рослинних матеріалів, які забезпечують створення енергоефективного способу зневоднення і високий ступінь збереження природних властивостей сировини.

Узагальнення і аналіз результатів експериментальних досліджень показують, що інтенсифікація процесу зневоднення рослинних матеріалів досягається організацією процесу сушіння з перервним циклом виробництва – першопочатково зневоднення від початкової до рівноважної з навколишнім середовищем вологості, потім – тимчасове зберігання сушеного продукту з наступним, у міжсезоння, досушуванням до низької кінцевої вологості. Організація поетапного сушіння дає змогу збільшити продуктивність сушильного обладнання та інтенсифікувати ці два незалежних процеса. За такою схемою виробництва знижуються енерговитрати, гарантовано максимальний ступінь збереження поживних речовин, висока якість кінцевих продуктів через можливість регулювання параметрів технологічного процесу.

Рівноважна вологість досліджуваних матеріалів – важлива величина, оскільки саме при досягненні матеріалом рівноважної з навколишнім середовищем вологості ми перериваємо процес сушіння і направляємо матеріал на тимчасове зберігання. Для визначення такої величини були досліджені сорбційні властивості рослинних матеріалів.

З точки зору технології сушіння остаточна вологість повинна забезпечити мікробіологічну захищеність продукту і запобігти протіканню біохімічних реакцій, які також залежать від вмісту вологи у матеріалі та впливають на їхню збереженість.

У роботах [1,2] показано, що мікробіологічне

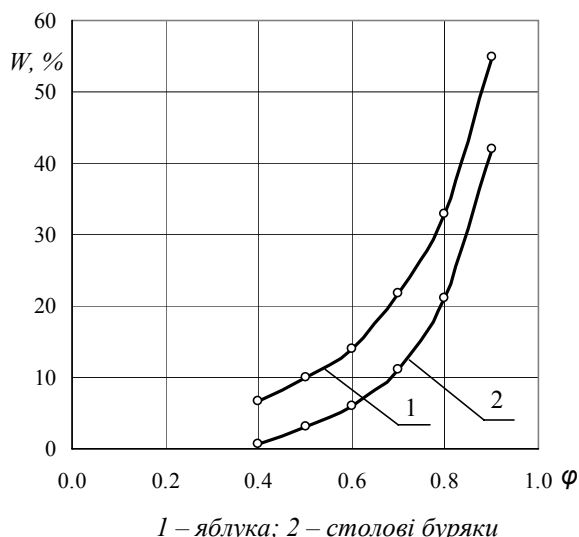


Рис. 1 – Ізотерми адсорбції водяної пари паренхимними тканинами

псування матеріалів безпосередньо пов'язані з активністю води α_w . За фізичним змістом вона практично не відрізняється від відносної вологості повітря, в якій продукт знаходиться у стаціонарній рівновазі, так званому рівноважному вологовмісті. Низька активність α_w води стримує розвиток мікроорганізмів і зупиняє біохімічні процеси. Під час збезводнювання рослинних матеріалів кількість вільної води знижується й умови розвитку мікроорганізмів погіршуються. Нижня межа розмноження плісень при значеннях рівноважної відносної вологості матеріалу (РВВ) складає 74 %, дріжджів – 88 %, бактерій – 95 %. Осмофільні дріжджі розмножуються при значеннях більших за 69 %. Отже, основною умовою консервування продуктів сушінням є зменшення вмісту води до границі розмноження мікроорганізмів, тобто до значення РВВ 69...70 %.

На рис. 1 представлено результати експериментальних досліджень у вигляді ізоTERM адсорбції водяної пари на прикладі яблук і столових буряків в діапазоні відносних вологостей повітря, які можливі у

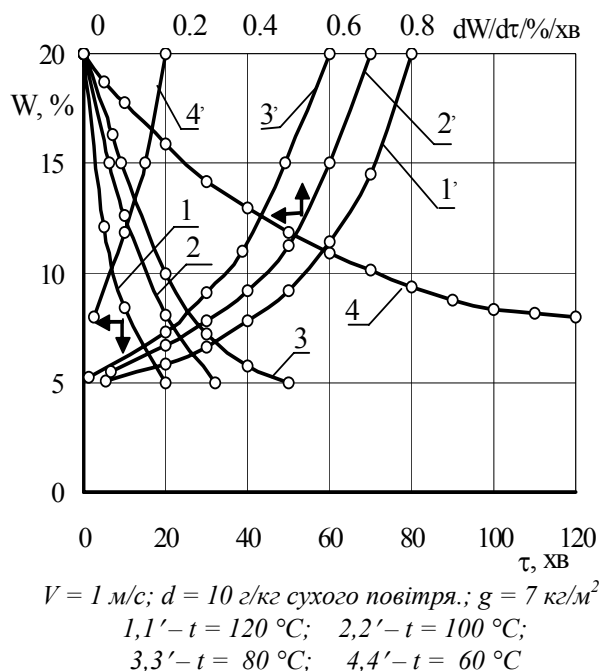


Рис. 2 – Вплив температури теплоносія на процес досушування яблук

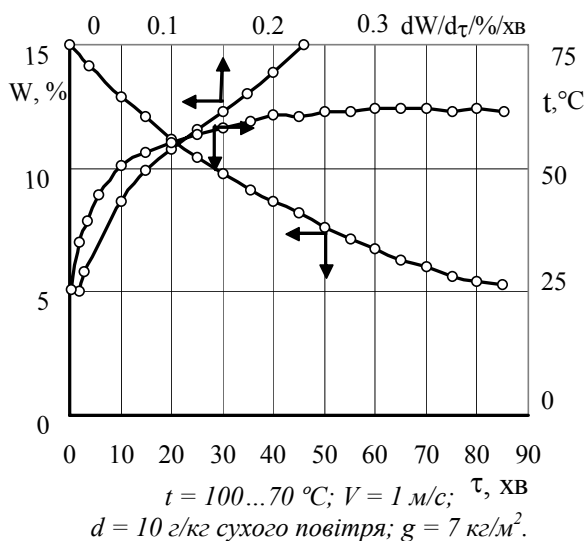


Рис. 3 – Ступінчастий режим досушування столових буряків

виробничих приміщеннях – $\phi = 0,4...0,9$. Як видно з графічного матеріалу, форма ізоTERM адсорбції притаманна колоїдним капілярно-пористим матеріалам, а величина рівноважної вологості $W_{\text{рівн.}}$ при $\phi = 0,69...0,70$ становить: для яблук – 18...22 %, для столових буряків – 11...15 %.

Саме така величина вологості забезпечує мікробіологічну стійкість досліджених матеріалів під час тимчасового зберігання до подальшого досушування до низької кінцевої вологості.

В роботі [3] наведені результати експериментальних досліджень процесу сушіння плодовоовочевої сировини від початкової до рівноважної з навколишнім середовищем вологості, встановлені оптимальні параметри його проведення. Встановлено, що інтенсифікація процесу і його економічність досягається за рахунок ступінчатого зневоднення зі зниженням температури і вологовмісту теплоносія.

Розглянемо детальніше результати експериментальних досліджень процесу досушування рослинних матеріалів з $W_{\text{рівн.}} = 15...20 \text{ } \%$ до $W_{\text{к}} = 6...8 \text{ } \%$.

Аналіз одержаних даних показує, що видалення залишкової води, найбільш міцно зв'язаної з матеріалом вимагає ретельного вибору температурного рівня з урахуванням гранично допустимих температур збезводнювальної сировини.

Результати експериментальних досліджень досушування показують, що інтенсифікація процесу досягається визначенням оптимального навантаження матеріалу на поверхню сушильної установки та температури теплоносія. Величина питомого навантаження (висоти шару) визначається видом збезводнювального матеріалу та типом сушильного обладнання. Експериментально встановлено, що в разі досушування на тунельній сушильній установці величина питомого навантаження обмежена висотою бокових стінок і становить $g = 1,5...2,0 \text{ кг/м}^2$, на стрічковій сушильній установці можливо збільшення питомого навантаження до $g = 5,0...7,0 \text{ кг/м}^2$.

На рис. 2 приведені криві досушування і швидкості досушування яблук у продувному ша-

рі. Характер кривих свідчить, що процес проходить тільки в періоді падаючої швидкості. Швидкість досушування росте зі збільшенням температури теплоносія від 0,2 до 0,8 %/хв. Зауважимо, що в режимі теплоносія $t = 60^\circ\text{C}$ досушити матеріал до кінцевої вологості нижче $W_k < 8\%$ неможливо через високу його гігроскопічність. Аналіз температурних кривих і візуальних спостережень показав, що в режимі теплоносія 120°C через 10 хв після початку процесу досушування, поверхневий шар з боку подачі теплоносія сягає температури більшої за 80°C , яблука темніють, а до кінця процесу зовсім стають темно-коричневими, що говорить про неприйнятність такого режиму. При температурі теплоносія 100°C спостерігається незначне потемніння досліджуваного матеріалу в нижній частині шару з боку подачі теплоносія. Досушування яблук у режимі теплоносія 80°C знижує інтенсивність процесу, по його закінченні яблука зберігають свій природний колір. Шар досушуваного матеріалу, який безпосередньо стикається із поверхнею сушильної установки, з боку набігаючого потоку найбільш швидко прогрівается і в найбільшій мірі піддається тепловому впливу. Тому, з метою вирівнювання температури матеріалу передбачено проводити його механічне перемішування.

Із узагальнення досліджень щодо впливу температури досушування витікає, що основним чинником процесу є контроль температури матеріалу і тривалість теплового впливу. На підставі експериментальних даних розроблені ступінчаті режими. Графічна ілюстрація процесу у двостадійному режимі, коли на першій стадії температура теплоносія не вище 100°C і на другій – не вище 70°C , наведена на рис. 3. Досушування у зазначеному режимі сприяє досягненню максимального ступеню збереження поживних речовин сировини, зменшенню теплових витрат, скороченню тривалості процесу на 10...15 % у порівнянні з одноступінчатим досушуванням.

Одним із методів інтенсифікації процесу тепломасообміну під час видалення вологи з термолабільних матеріалів може бути сушіння під вакуумом на другій або кінцевій стадії процесу [4].

Вище сказане дало нам підставу для проведення порівняльних досліджень процесу вакуумного і конвективного досушування рослинних матеріалів при однакових температурних режимах, в т.ч. і розробленому ступінчатому.

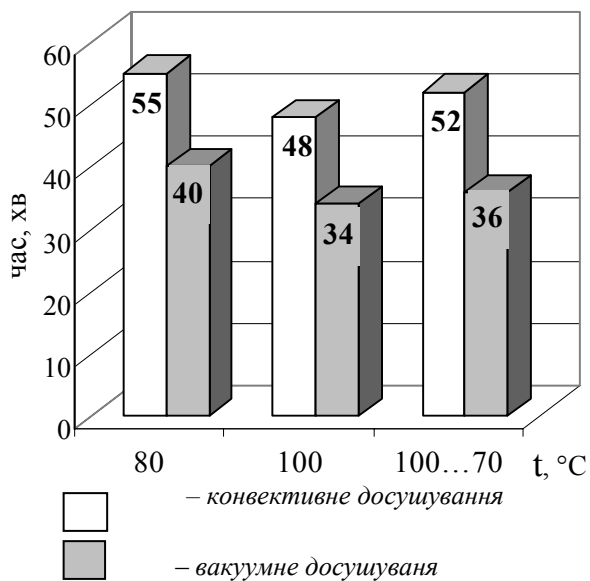


Рис. 4 – Вплив способу досушування яблук на тривалість процесу

Технологія одержання сушених матеріалів універсальна і тому стає можливим збезводнювати практично всю рослинну сировину, ритмічно завантажуючи виробництво протягом року різними видами овочів і фруктів. В такий спосіб можна не тільки урізноманітнити асортимент сушеної продукції, а й подовжити експлуатацію технологічного обладнання, збільшити обсяг випуску продукції, підвищити ефективність виробництва.

Таким чином, результатами експериментальних досліджень встановлено що інтенсифікація процесів сушіння рослинних матеріалів досягається за рахунок ступінчатих режимів зневоднення і приводить до економії енергоносіїв на 10...15 %. Організацією процесу сушіння з перервним циклом підвищується

Проведений аналіз показав інтенсифікацію процесу і скорочення тривалості в разі вакуумного досушування на всіх досліджених режимах на 25...30 %, про що свідчать дані наведені на рис. 4. Незважаючи на переваги вакуумного досушування, його використання обмежено через високу вартість сушильного обладнання.

Розроблені ступінчаті режими конвективного зневоднення забезпечують економічність процесу і високу якість кінцевого продукту. Реалізація установлених режимів здійснюється на сушильних установках зонного типу. Автоматизація зон дозволяє інтенсифікувати процес зневоднення, створювати і автоматично підтримувати в кожній секції чи зоні необхідний тепловий режим.

На підставі отриманих даних створена технологія переробки рослинної сировини, яка впроваджена на двох підприємствах України. Технологією передбачено поетапне сушіння до рівноважної з навколишнім середовищем сировини (сухофрукти) і до низької кінцевої вологості не більшою за 8 %, що дає можливість отримувати порошкоподібну продукцію.

продуктивність сушильного обладнання на 30...35 % і досягається збільшення обсягів переробленої сировини, ліквідація сезонності роботи технологічної лінії, підвищення ефективності виробництва. Виробництво сушеної продукції дозволяє збагатити ринок України вітчизняною натуральною якісною і конкурентоспроможною сушеною продукцією з високими споживчими властивостями, яку вже давно чекають як індивідуальні споживачі, так і підприємства харчової промисловості.

Література

1. Девис, Г. Берч, К. Паркер. Пищевые продукты с промежуточной влажностью: Пер. с англ. – М.: Пищевая промышленность, 1980. – 208 с.
2. Бурич О., Беркли Ф, Сушка плодов и овощей. Пер. с венг. Будапешт, 1974. М.: Пищевая промышленность. – 1978. – 279 с.
3. Шапарь Р.А. Эффективная технология переработки растительного сырья на сушеную продукцию//Труды II Межд.-практ. конф. “Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы)”, СЭТТ-2005. – М.: МЭИ. – 2005 – т.1. С. 244 – 246.
4. Конвективно-вакуумная сушка растительного сырья. Ю.Ф. Снежкин, А.А. Хавин, Л.А. Боряк, Р.А. Шапарь//Промышленная теплотехника. – 2002 – т. 24 – №1. – С. 40 – 51.

РОЗРОБЛЕННЯ ІНФОРМАЦІЙНИХ ТЕХНОЛОГІЙ ПРОЕКТУВАННЯ МАШИН ТА АПАРАТІВ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Штефан Є.В.

Національний університет харчових технологій, м. Київ

Представлена інформаційна технологія проектування (ІТП) типу: “математична модель – інтелектуальна експертна система – система автоматизованого проектування”.

ІТП розглядає технологічний процес у вигляді мультикомпонентної системи взаємозв’язаних об’єктів досліджень: харчової маси, елементів технологічного обладнання, термомеханічного навантаження та ін.

В основу ІТП покладено методи імітаційного математичного моделювання неусталених процесів руху та деформування дисперсних матеріалів. Математична модель складається з трьох взаємозв’язаних частин: аналітичної, алгоритмічної, та цифрової. При цьому головним принципом проведення обчислювального експерименту є розглядання в єдиному комплексі постановки задачі, методу її рішення та реалізації розрахункового алгоритму у вигляді програмної системи.

В основу аналітичної моделі покладені рівняння збереження кількості руху в макрокоординатах для газорідкої та твердої фаз дисперсного матеріалу.

Алгоритмічна модель складається з наступних основних частин:

— розв’язання сформульованої крайової задачі математичної фізики проекційно – сітковими методами: кінцевих елементів по просторовим змінним та кінцевих різниць за часовим аргументом.

— обчислювальні алгоритми, які реалізують найбільш типові реологічні процеси харчових технологій: пресування, екструзії, штампування, формозміни та масопереносу пружно – в’язко – пластичних харчових мас.

Розроблені алгоритми реалізовані у вигляді програмного обчислювального комплексу “PLAST-002” (цифрова модель).

У межах розробленого ІТП розглянуто наступні приклади по удосконаленню процесів та розробленню нового обладнання харчових і хімічних виробництв.

1. Розроблена ІТП шнекових пристроїв, призначених для транспортування та пресування дисперсних матеріалів. ІТП враховує: – вплив фізико – механічних властивостей дисперсних матеріалів, геометричних параметрів і режиму роботи шнека на його продуктивність; – змінення концентрації фаз матеріалу при пресуванні; – реологічні та структурно – механічні властивості дисперсних систем; – експлуатаційні навантаження на конструктивні елементи пристрою.
2. Проведено удосконалення обладнання, яке реалізує процеси холодної екструзії для виготовлення різноманітних виробів харчової промисловості. Розглянуто безперервний технологічний процес отримання напівфабрикатів або готових виробів заданої форми шляхом випресовування харчової маси через профілюючий отвір. Основна увага приділена особливостям пшеничного дріжджовому тіста

- поведінки газової фази тіста під тиском та її вплив на кінетику процесу екструзії. Крім того, розглянуто процес формування тістового джгута з начинкою (ко – екструзія) з урахуванням конструктивних особливостей формуючого пристрою та реологічних параметрів матеріалів сировини.
3. Виконано проектування процесу профілювання м'якої транспортної тари із сипкою продукцією. Розроблена ІТП дає змогу визначити раціональні параметри пристроїв профілювання.
 4. Спроектовано технологічне оснащення для модернізації макаронних пресів.
 5. Розроблено нова конструкція автоклаву високого тиску для проведення технології мінералізації органічних речовин у фармацевтичній промисловості.

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ДИФУЗІЇ ТВЕРДИХ ЧАСТИНОК У ПСЕВДОРОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ

Лаврінченко Н.М., Гура А.В.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М Туган-Барановського

Пивоварна промисловість відноситься до матеріалоемних виробництв із значними відходами, серед яких пивна дробина займає перше місце і за кількістю і за її цінністю. Продукти сушіння пивної дробини можуть служити джерелом кормового білка, застосовуватися для отримання харчових добавок, медичних препаратів. Про мотиви досліджень та розроблення способу і пристрою сушіння цієї вторинної сировини йдеться в опублікованих нами матеріалах [1,2,3].

Сушіння харчових продуктів у псевдо розрідженому (киплячому) шарі являє собою розповсюджений метод, але він недостатньо вивчений і не застосовується для консервування пивної дробини, яка користується попитом аграріїв.

Задачею досліджень, відображених у статті, було моделювання параметрів руху частинок дробини у турбулентному потоці гарячого повітря.

Інтенсивність перемішування твердої фракції по області киплячого шару істотно впливає на перебіг досить складних процесів масопереносу, які відбуваються у ньому. У зв'язку з цим очевидна необхідність вивчення як основних закономірностей перемішування частинок, так і величин параметрів теоретичних моделей процесу. Загальноновизнано, що описувати горизонтальне перемішування частинок у псевдорозріджених шарах можна за допомогою дифузійної моделі [4,5].

З точки зору розподілу порозності по висоті перемішування твердої фази у псевдорозрідженій області можна розділити на три зони:

- 1) прирешіточна зона – з підвищеною порозністю, які змінюється з висотою;
- 2) ядро шару – з постійною порозністю;
- 3) зона розривів газових бульбашок, у якій порозність збільшується з висотою до значення 1.

Ці області, як показують спостереження, відрізняються неоднаковими механізмами горизонтального перемішування. У першій та третій зонах має місце направлений по горизонталі характер руху твердої фази – в них відбувається замикання вертикальних циркуляційних контурів другої зони. Для ядра шару характерним є турбулентний механізм перемішування, який зумовлений обтіканням частинками газових бульбашок та виникненням при цьому горизонтального переміщення частинок. Вклади різних зон у сумарний осереднений по висоті шару перенос частинок взагалі не пропорційні розмірам цих областей через різний характер руху частинок у них та детально ще не вивчені. Твердження, що основний перенос частинок по горизонталі дають перша та третя зони, скоріше всього, не є універсальним і справедливе лише для низьких шарів [6,7].

Оскільки горизонтальний перенос частинок у всіх трьох зонах зумовлюється проходженням через шар газових бульбашок, то доцільно розглянути модель горизонтального перемішування у наближенні турбулентної дифузії. А саме, будемо описувати дифузію твердих частинок у турбулентному потоці як марковський випадковий процес.

Розглянемо дифузію твердої частинки у тривимірному полі випадкових швидкостей, при цьому її координата задовольняє рівнянню

$$\frac{d\vec{r}(t)}{dt} = \vec{v}(t), \quad \vec{v}(t) = \vec{u}(\vec{r}(t), t), \quad \vec{r}(0) = 0 \quad (1)$$

Припустимо, що поле швидкостей $\vec{u}(\vec{r}, t)$ є нормально розподілене випадкове поле, однорідне та ізотропне у просторі, стаціонарне у часі, з математичним сподіванням, яке дорівнює нулю. Воно сповна характеризується кореляційним тензором

$$B_{ij}(\vec{x}, \tau) = \langle u_i(\vec{r} + \vec{x}, \vec{r} + \tau) u_j(\vec{r}, t) \rangle \quad (2)$$

або відповідним просторовим спектральним тензором

$$\Phi_{ij}(\vec{\alpha}, \tau) = \frac{1}{(2\pi)^3} \int d\vec{x} B_{ij}(\vec{x}, \tau) \exp \{-i\vec{\alpha} \cdot \vec{x}\} \quad (3)$$

(Кутовими дужками позначене осереднення по ансамблю реалізацій поля швидкостей).

Так як система (1) є системою диференціальних рівнянь першого порядку по t , початкові умови до якої задаються при $t = 0$, то функції $r_i(t)$ ($i=1,2,3$) функціонально залежать лише від значень $u_j(\vec{x}, t')$ при t' з інтервалу $0 \leq t' \leq t$. З цього випливає, що $r_i(t)$ не змінюється при варіюванні функції $u_j(\vec{x}, t')$ поза цим інтервалом, тобто при $t' < 0$, $t' > t$. Рівності

$$\begin{aligned} \frac{\delta r_i(t)}{\delta u_j(\vec{x}, t')} &= 0, \text{ якщо } t' < 0, \quad t' > t, \\ \frac{\delta r_i(t)}{\delta u_j(\vec{x}, t)} &= \delta_{ij} \delta(\vec{x} - \vec{r}(t)) \end{aligned} \quad (4)$$

відповідають умовам причинності. Функції $r_i(t)$ функціонально залежать лише від значень $u_j(\vec{x}, t')$, які передують моменту часу t . Але при цьому може мати місце статистичний зв'язок між $r_i(t)$ і подальшими значеннями $u_j(\vec{x}, t'')$, так як значення $u_j(\vec{x}, t'')$ при $t'' > t$ корелюють зі значеннями $u_j(\vec{x}, t')$ при $t' < t$. Кореляція функції $r_i(t)$ з подальшими значеннями $u_j(\vec{x}, t'')$ суттєва лише при $t'' - t \leq \tau_0$, де τ_0 – радіус кореляції поля $u_j(\vec{x}, t)$ по змінній t . Якщо характерний радіус кореляції функції $r_i(t)$ має величину порядку $T \gg \tau_0$, то, малий параметр τ_0 / T можна використати для одержання наближеного розв'язку.

У першому наближенні по цьому параметру малості можна покласти $\tau_0 = 0$. Тоді значення $r_i(t')$ при $t' < t$ не тільки функціонально, але й статистично не залежать від значень $u_j(\vec{x}, t'')$ при $t'' > t$. Це наближення еквівалентне заміні кореляційного тензора B_{ij} на деякий ефективний тензор

$$B_{ij}^{ef}(\vec{x}, t; \vec{x}', t') = 2\delta(t - t') F_{ij}(\vec{x}, \vec{x}', t), \quad (5)$$

причому величину F_{ij} знаходимо за умови рівності інтегралів від B_{ij}^{ef} та B_{ij} по t'

$$F_{ij}(\vec{x}, \vec{x}', t) = \frac{1}{2} \int_{-\infty}^{\infty} dt' B_{ij}(\vec{x}, t, \vec{x}', t') \quad (6)$$

Введемо диференціальну функцію розподілу ймовірності (щільність ймовірності) для положення частини $\vec{r}(t)$

$$P_t(\vec{x}) = \langle \delta(\vec{r}(t) - \vec{x}) \rangle \quad (7)$$

де $\vec{r}(t)$ – розв'язок системи рівнянь (1), який відповідає певній реалізації поля $\vec{u}(\vec{x}, t)$, а осереднення проводиться по всій множині реалізацій поля $\vec{u}$.

Диференціюючи (7) по t , одержимо рівняння Ейнштейна – Фоккера

$$\frac{\partial P_t(\vec{x})}{\partial t} = \frac{\partial^2}{\partial x_k \partial x_e} [F_{ke} P_t(\vec{x})] \quad (8)$$

де величина F_{ke} визначає тензор коефіцієнтів дифузії

$$F_{ke} = \frac{1}{2} \int_{-\infty}^{\infty} d\tau B_{ke}(0, \tau) = \frac{1}{2} \int_{-\infty}^{\infty} d\tau \int d\vec{\alpha} \Phi_{ke}(\vec{\alpha}, \tau) \quad (9)$$

Поле швидкостей $\vec{u}$ ізотропне, тому

$$F_{ke} = \frac{1}{3} \delta_{ke} F \quad (10)$$

Розв'язок рівняння (8) відповідає нормальному розподілу (розподілу Гауса) ймовірностей з тензором дисперсії

$$\langle r_i(t) r_j(t) \rangle = 2F_{ij} t \quad (11)$$

Розглянемо часову кореляцію координат дифундуючої частинки. Нехай $t > t'$ домножимо i – компоненту рівняння (1) на $r_j(t')$ та знайдемо середнє значення по множині реалізацій поля випадкових швидкостей, тоді одержимо диференціальне рівняння

$$\frac{\partial}{\partial t} \langle r_i(t) r_j(t') \rangle = \langle u_i(\vec{r}(t), t) r_j(t') \rangle \quad (12)$$

з граничною умовою

$$\langle r_i(t) r_j(t') \rangle \Big|_{t=t'} = 2F_{ij} t' \quad (13)$$

Права частина рівняння (12) дорівнює нулю в силу дельта – корельованості поля $\vec{u}$ по t , тому

$$\langle r_i(t) r_j(t') \rangle = 2F_{ij} \min\{t, t'\} \quad (14)$$

За допомогою рівнянь (11), (14) знаходимо кореляцію положення частинки з її швидкістю та кореляцію її швидкостей

$$\langle r_i(t) v_j(t) \rangle = F_{ij}, \quad \langle v_i(t) v_j(t') \rangle = 0 \quad (15)$$

Проаналізуємо тепер умови, при яких дифузію частинок можна описувати у наближенні рівняння Ейнштейна-Фоккера. Запишемо (1) у виді інтегрального рівняння

$$r_i(t) = \int_0^t d\tau \int d\vec{a} \vec{u}(\vec{a}, \tau) \exp\{i\vec{a}\vec{r}(t)\} \quad (16)$$

$$\text{де } u_i(\vec{a}, t) = \frac{1}{(2\pi)^3} \int d\vec{x} u_i(\vec{x}, t) \exp\{-i\vec{a}\vec{x}\}.$$

Статистичні характеристики поля $\vec{u}(\vec{a}, t)$ сповна визначаються просторовим спектральним тензором Φ_{ij} (3)

$$\langle u_i(\vec{q}_1, t + \tau) u_j(\vec{q}_2, t) \rangle = \delta(\vec{q}_1 + \vec{q}_2) \Phi_{ij}(\vec{q}_1, \tau) \quad (17)$$

Підносячи (16) до квадрату та осереднюючи, одержуємо вираз для $\langle r_i^2 \rangle$, який складається з двох доданків – перший з яких пов'язаний з безпосереднім осередненням добутку полів $\vec{u}$ а другий із кореляцією поля $\vec{u}$ та функції $\vec{r}$. Розглянемо перший доданок, який можна записати у вигляді

$$\int_0^t d\tau_1 \int_0^t d\tau_2 \int d\vec{a} \Phi_{ij}(\vec{a}, \tau_1 - \tau_2) \langle \exp\{i\vec{a}[\vec{r}(\tau_1) - \vec{r}(\tau_2)]\} \rangle \quad (18)$$

Оскільки необхідно прояснити умови застосовності формули (11), одержаної в результаті розв'язку рівняння Ейнштейна-Фоккера, то для оцінки $\langle r_i^2(t) \rangle$ достатньо обчислити середню величину у виразі (18) у наближенні дифузійного випадкового процесу. У цьому наближенні $\vec{r}(t)$ є гаусівськими випадковими функціями з кореляційною функцією (11), тому рівняння (18) приводиться до виду

$$2 \int_0^t d\tau(t - \tau) \int d\vec{a} \Phi_{ii}(\vec{a}, \tau) \exp\left\{-\frac{1}{3} \vec{a}^2 F \tau\right\} \quad (19)$$

Нехай поле випадкових швидкостей $\vec{u}$ характеризується часовим і просторовим масштабами τ_0 та l_0 відповідно. У випадку, коли має місце нерівність $F\tau_0 \ll l_0^2$, експонента у виразі (19) не відіграє суттєвої ролі і її можна замінити на одиницю. Якщо при цьому розглядати проміжок часу $t \gg \tau_0$ та прийняти до уваги парність функції $\Phi_{ii}(\vec{a}, \tau)$ по τ , то прийдемо до виразу (11).

Таким чином, перший доданок який з'являється при обчисленні $\langle r_i^2(t) \rangle$, приводить до виразу (11), якщо виконуються умови

$$F\tau_0 \ll l_0^2, t \gg \tau_0 \quad (20)$$

Другий доданок у виразі для $\langle r_i^2(t) \rangle$ до нових обмежень не приводить. Таким чином, нерівності (20) є умовами, при яких має місце формула (11), і як наслідок, справедливе наближення дифузійного випадкового процесу для опису однієї частинки у полі випадкових швидкостей.

Першу нерівність (20) можна записати у виді

$$\langle \bar{r}^2(\tau_0) \rangle \ll l_0^2 \quad (21)$$

Ця нерівність має прозорий фізичний зміст і вказує на мале переміщення дифундуючої частинки за час τ_0 порівняно з просторовим масштабом флуктуацій поля $\vec{u}$.

Відзначимо, що для опису дифузії частинок у розвиненому турбулентному потоці наближення дифузійного випадкового процесу непридатне, оскільки у цьому випадку як раз і має місце

$$\langle \bar{r}^2(\tau_0) \rangle \approx l_0^2$$

Можна зробити висновок, що наведені рівняння та їх розв'язок, а також визначення нормального розподілу у полі швидкостей стануть основою розрахунків технологічного обладнання для сушіння пивної дробини.

У подальшій роботі планується розвинути статистичну теорію для концентрації домішок (твердої фази) у полі випадкових швидкостей, яка дасть змогу більш адекватно описувати процеси масопереносу у псевдорозрідженому шарі.

Література

1. Лавріненко Н.М. Аналітичний підхід до вивчення параметрів процесу сушіння пивної дробини / Н.М. Лавріненко, С.А. Мельник, Г.І. Русланов, В.О. Сукманов // Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр. Вип. 12, т.2. – Донецьк: ДонДУЕТ, 2005. – С.25-33.
2. Пат. 9711, Україна. Пристрій для сушіння пивної дробини / С.А. Мельник, Г.І. Русланов, В.О. Сукманов, В.А. Хомічук, Н.М. Лавріненко; Заявлено 17.03.05; Опубл. 17.10.05, Бюл. № 10. – 2 с.
3. Пат. 9712, Україна. Спосіб сушіння високовологих продуктів / С.А. Мельник, Г.І. Русланов, В.О. Сукманов, В.А. Хомічук, Н.М. Лавріненко; Заявлено 17.03.05; Опубл. 17.10.05, Бюл. № 10. – 2 с.
4. Кляцкин В.И. Статистическое описание динамических систем с флуктуирующими параметрами. – М.: Наука, 1975. – 240с.
5. Хакен Г. Синергетика: Пер. с англ. – М.: Мир, 1980. – 404с.
6. Бородуля В.А. Горизонтальное перемешивание частиц в свободном псевдооживленном слое / В.А. Бородуля, Ю.Г. Епанов, Ю.С. Теплицкий // ЖТФ. – 1981. – № 3. – С. 767 – 772.
7. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов: Учебное пособие. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 528 с.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ГЕОМЕТРИЧНИХ ФОРМ І ХАРАКТЕРИСТИК ПЛОДІВ КИЗИЛУ

Поперечний А.М., Косова Г.М., Варваріна Н.М.,
Донецький державний університет ім. М. Туган – Барановського

Для дослідження процесів висушування плодів необхідно мати математичний опис геометричної форми плодів. При проектуванні і розрахунках технологічного устаткування для термічної обробки плодів необхідно мати дані про розміри поверхні, що висушується, і об'єм плодів. Для кизилу моделі плодів у літературі не розроблено.

Метою даного дослідження є аналіз зібраного статистичного матеріалу для визначення числових характеристик вибірки і створення математичної моделі геометричної форми плодів кизилу у вигляді просторових поверхонь другого порядку.

У роботі здійснено експериментальне обстеження випадковим чином відібраних екземплярів із сукупності плодів кизилу щодо ознак у виді лінійних розмірів (довжина, ширина, висота). У результаті обробки статистичних даних визначені статистичні крапкові значення у виді незмішених оцінок генеральних середніх лінійних розмірів і вибірових дисперсій за експериментальним розподілом вибірок. Порівняння середніх значень дає підставу зробити висновок про те, що два лінійних розміри у плодів кизилу збігаються. Оптимальною в цьому випадку є модель плоду кизилу у виді поверхні обертання – еліпсоїда, в якого головний еліпс і всі паралельні йому перетини перетворюються в окружності. Таким чином, досліджувані плоди є еліпсоїдом обертання, в якого до того ж остаточно положення осей не визначено. Тобто в розглянутій моделі можливе як вертикальне, так і горизонтальне положення максимальної по довжині осі (наприклад, під час сушіння в нерухомому чи киплячому шарі відповідно). Рівняння досліджуваної геометричної форми у випадку збігу осей координат з осями еліпсоїда має вигляд:

$$\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{a^2} + \frac{z^2}{c^2} = 1,$$

де a і c – незміщені оцінки генеральних середніх півосей.

Якщо $a > c$, то еліпсоїд виявляється стиснутим і подібна модель не може бути використана як модель плодів кизилу. Якщо $a < c$, або коефіцієнт стиску $k = \frac{c}{a} > 1$, то еліпсоїд виявляється витягнутим і може використовуватися у виді моделі для нашого експерименту.

Порівняння площі поверхні й об'єму двох видів моделей у формі кулі й у формі еліпсоїда обертання приведені в табл. 1.

Таблица 1 – Порівняльні геометричні характеристики моделей

Вид моделі	Площа поверхні	Об'єм
Куля	$S_{\text{ш}} = \pi d^2$	$V_{\text{ш}} = \pi d^3 / 6$
Еліпсоїд обертання	$S_{\text{э}} = 2\pi a(a + \frac{c}{\varepsilon} \arcsin \varepsilon)$	$V_{\text{э}} = 4\pi a^2 c / 3$

У табл.1 позначення $\varepsilon = \sqrt{1 - \frac{1}{k^2}} < 1$ відповідає ексцентриситету еліпса максимального перетину, d – діаметр кулі.

Якщо зробити допущення про рівність об'ємів моделей у виді кулі й у виді еліпсоїда обертання ($V_{\text{ш}} = V_{\text{э}}$), то відхилення еліпсоїдної форми плоду від кулястої можна характеризувати коефіцієнтом форми f . Чисельне значення коефіцієнта форми отримано в аналітичному виді шляхом нескладних перетворень у виді відношення поверхні кулі до поверхні еліпсоїда обертання. У кінцевому варіанті формула є наступною:

$$f = 2c^{\frac{2}{3}} a^{\frac{1}{3}} (a + \frac{1}{\varepsilon} \arcsin(c\varepsilon))$$

У нашому випадку при середньому значенні характеристик досліджуваних плодів $a=18\text{мм}$ і $c=15\text{мм}$ коефіцієнт форми, розрахований за даною формулою, приймає значення $f=0,994$.

Висновки: отримана математична модель плодів кизилу може бути використана для уточнення критеріальних рівнянь, які описують процес сушіння плодів кизилу, а також для моделювання процесів переробки інших, подібних за формою продуктів.

Перспективи подальших досліджень у даному напрямку полягають у вивченні динаміки процесів обробки плодів еліпсоїдної форми й урахуванні отриманого коефіцієнту форми плодів кизилу при наданні рекомендацій щодо проектування відповідного технологічного устаткування для їх переробки.

Література

1. Выгодский М.Я. Справочник по высшей математике – М.: Наука, 1990. – 872с.
2. Гмурман В.Е. Введение в теорию вероятностей и математическую статистику. – М.: Высшая школа, 1966. – 399с.

МЕТОДОЛОГИЯ ВЫБОРА РАЦИОНАЛЬНЫХ РЕЖИМОВ ПОДСУШКИ РЫБЫ В ПРОЦЕССЕ ЕЕ КОПЧЕНИЯ

Остриков А.Н., Шевцов А.А., Черноусова Н.Ю.
Воронежская государственная технологическая академия, Воронеж

Основными стадиями технологического процесса горячего копчения рыбы, оказывающими существенное влияние на величину энергозатрат, являются: размораживание, посол, отмачивание или промывка, подсушка, проварка, копчение и охлаждение. Однако только три последние ввиду своей энергоемкости определяют себестоимость готовой продукции. На параметры воздуха, пара и копильного дыма накладываются ограничения, которые обусловлены технологическим регламентом, размерами, исходным состоянием, жирностью рыбы, конструкцией копильной установки и др.

Целью данной работы является разработка выбора рациональных технологических режимов процес-

са подсушки рыбы. В этой связи ставится задача определения рациональной скорости движения воздуха на входе в рабочую камеру с учетом ограничений, накладываемых на качество обрабатываемой рыбы, в широком диапазоне изменения ее начальной влажности.

В качестве критерия оптимизации процесса подсушки использовались суммарные теплоэнергетические затраты, приходящиеся на единицу массы испаряемой влаги:

$$R_c = \frac{\Sigma Z}{U} = \frac{C_{\text{э}} N_{\text{э}} + C_T q_T}{U} \rightarrow \min,$$

где $C_{\text{э}}$ – цена электроэнергии, р/(кВт·ч);

C_T – цена топлива р/кг,

$N_{\text{э}}$ – потребляемая мощность электропровода вентилятора, кВт, затрачиваемая на создание полного напора воздуха p , Н/м²,

q_T – расход топлива для получения горячего воздуха, кг/ч;

U – количество влаги, испаряемой в единицу времени, кг/ч.

Показано, что оперативное изменение скорости движения воздуха обеспечивает экстремум (минимум) критерия оптимизации.

В стадии подсушки температуру воздуха поддерживали на уровне 296...301 К, относительную влажность от 30 до 50%. Продолжительность подсушки для скумбрии жирностью 7...9% с начальной влажностью 69...75% составила 1,2 часа. Конечная влажность готовой продукции составила 58...59%, содержание соли 5...7%.

Таким образом, обоснована возможность оптимального выбора скорости движения воздуха, соответствующей минимальному значению энергетических затрат, приходящихся на единицу испаряемой влаги при подсушке рыбы при ограничениях на качественные показатели рыбы.

ІМІТАЦІЙНА МОДЕЛЬ РОБОТИ ВАКУУМ-АПАРАТУ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ

Мирончук В.Г., Коцюбанський А.М.
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Проблема промислової кристалізації цукрози із розчинів шляхом випарювання полягає у пошуку таких взаємопов'язаних параметрів процесу, які б дозволили досягти оптимального ведення процесу кристалізації із урахуванням технології, гідродинаміки, тепломасообміну, конструкції тощо.

Незважаючи на значний накопичений досвід у цьому питанні, на теперішній час немає чіткої відповіді, що до оптимальних взаємопов'язаних параметрів процесу кристалізації в силу складності процесу, нестійкості системи, що кристалізується, прямих та зворотних взаємовпливів факторів процесу, труднощами моделювання та масштабного переходу від моделі до реального процесу.

Одним з методів, що значно полегшує це завдання є створення імітаційної моделі роботи вакуум апарату, яка за допомогою сучасних комп'ютерних технологій дозволяє у найбільшому наближенні до реального процесу імітувати робочі процеси кристалізації у вакуум-апараті із урахуванням усіх відомих впливових факторів.

Основою на шляху створення імітаційної моделі є розробка та складання алгоритмів роботи моделі, оскільки від правильності та функціональності цих алгоритмів напряду залежить достовірність отриманих результатів та імітаційної моделі взагалі.

Відповідно до масового графіку варки у вакуум апараті загальний алгоритм роботи імітаційної моделі роботи вакуум-апарату поділяємо на чотири основні частини, що відповідають основним періодам процесу варки у вакуум-апараті: I – згущення вихідного сиропу; II – генерація кристалів; III – ріст кристалів при живленні цукровим розчином; IV – остаточне згущення утфелю.

Загальний алгоритм функціонування імітаційної моделі уявляє собою досить складну ієрархічну структуру більш дрібних алгоритмів функціонування, що включаються до загального. Програмним рішенням даного алгоритму являється програма імітаційної моделі роботи вакуум-апарату складена на мові програмування Visual Basic 6.0.

Використовуючи дану імітаційну модель роботи вакуум-апарату можливо з максимальним наближенням до реальності провести імітацію роботи вакуум-апарату періодичної дії, та визначити найбільш раціональні режими варки утфелю в вакуум-апараті.

ВЛИЯНИЕ ПОЛЯ СКОРОСТЕЙ СМЕСИ НА КАЧЕСТВО МОЙКИ ЗЕРНА

Гончарук А.А., Остапчук Н.В.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Степень отрыва загрязнений от зерновки определяется отношением скорости омывания поверхности частиц водой, которые в свою очередь определяются гидродинамическими факторами и характеристиками состояния слоя зерна (пористость, число контактов (координационное число), извилистость пор и пр.).

Гидродинамические закономерности течения жидкости в процессе мойки зерна должны учитывать кроме скорости течения и степень заполнения смесью зерен с водой рабочей зоны, а также концентрацию зерен в воде и др. характеристики смеси “зерно-вода”. Обычно перья шнека не полностью погружены в воду, что способствует турбулизации потока из-за разрыва поверхности жидкости.

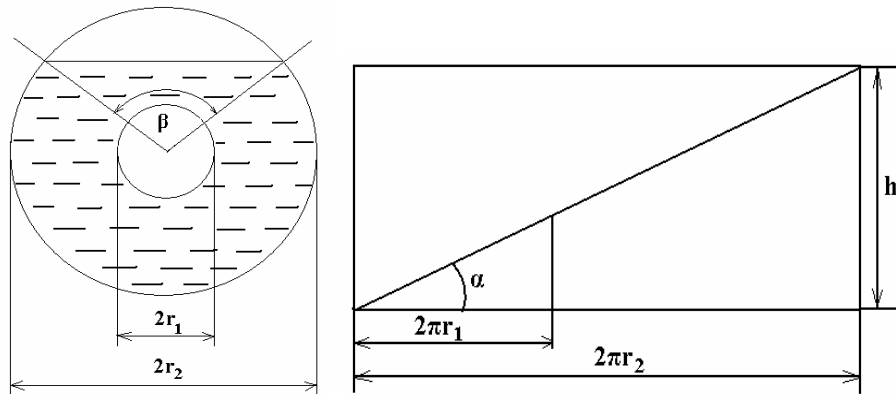


Рис. 1 – Степень заполнения рабочей зоны моечной ванны и соотношение между конструктивными параметрами рабочего органа

Степень заполнения определяется коэффициентом заполнения, который можно определить по формуле

$$\eta = 1 - \frac{(\beta - \sin \beta)}{2\pi(1 - \gamma^2)},$$

где $\gamma = \frac{r_1}{r_2}$ – соотношение радиусов вала и шнека;

$$a = \tan \alpha; \quad h = 2\pi a r_2; \quad \tau = \frac{2L}{a\eta\omega(r_1 + r_2)};$$

β – угол, определяющий степень заполнения рабочего пространства шнека;

$a = \frac{v_z}{v_\varphi}$ – соотношение осевой v_z и окружной v_φ скоростей потока.

Заметим, что

$$a\eta r_1 \omega < v_z < a\eta r_2 \omega \\ \eta r_1 \omega < v_\varphi < \eta r_2 \omega,$$

ω – угловая скорость, с^{-1} .

Режим мойки зерна определяется полями скоростей в пространстве вокруг шнека. В цилиндрической системе координат (кожух шнека является цилиндром) компоненты скорости жидкой среды обозначим так: v_r – радиальная скорость, м/с; v_φ – окружная скорость, м/с; v_z – осевая скорость, м/с.

Здесь: r – радиус (расстояние точки от оси шнека), м; φ – угол поворота шнека, град.; z – линия оси шнека, м.

Определить влияние поля скоростей жидкости на качество мойки можно при условии построения поля скоростей, рассматривая процесс вытеснения воды лопастями шнека. Стационарное поле скоростей эквивалентное реальному течению определяется уравнением поля скоростей в цилиндрической системе координат.

Как известно, поле скоростей в любом пространстве определяется уравнением Навье-Стокса:

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{Dv_x}{d\tau} &= -\frac{\partial P}{\partial x} + \mu \left(\nabla^2 v_x + \frac{1}{3} \frac{\partial \theta}{\partial x} \right) \\ \rho \frac{Dv_y}{d\tau} &= -\frac{\partial P}{\partial y} + \mu \left(\nabla^2 v_y + \frac{1}{3} \frac{\partial \theta}{\partial y} \right) \\ \rho \frac{Dv_z}{d\tau} &= -\frac{\partial P}{\partial z} - \rho g + \mu \left(\nabla^2 v_z + \frac{1}{3} \frac{\partial \theta}{\partial z} \right) \end{aligned} \right\}. \quad (1)$$

Левые части уравнений выражают произведения массы единицы объема (плотности) ρ на ее ускорение $\frac{Dv}{d\tau}$; ρg - влияние силы тяжести; частные производные $\frac{\partial P}{\partial x}$, $\frac{\partial P}{\partial y}$, $\frac{\partial P}{\partial z}$ - указывают на изменение гидростатического давления внутри жидкости.

Произведение $\mu \left(\nabla^2 v_x + \frac{1}{3} \frac{\partial \theta}{\partial x} \right)$ и соответствующие для осей y и z произведения отражают влияние сил трения и вызываемых трением сил сжатия и растяжения вязкой жидкости $\nabla^2 v_x, \nabla^2 v_y, \nabla^2 v_z$ - суммы вторых производных от скорости по осям координат, каждая из которых называется оператором Лапласа. Так для оси x оператор Лапласа

$$\nabla^2 v_x = \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2}. \quad (2)$$

В цилиндрической системе координат r, φ, z оператор Лапласа

$$\nabla^2 v_x = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial v_x}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 v_x}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2}. \quad (3)$$

Частные производные $\frac{\partial \theta}{\partial x}$ выражают изменение скорости по осям x, y и z , связанные с действием сил сжатия и растяжения $\text{div } \theta = \frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z}$. Эта сумма является скалярным произведением градиента скорости на вектор скорости и называется расхожимостью (дивергенцией) вектора скорости в направлении осей координат.

Уравнение неразрывности для несжимаемой жидкости

$$\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0. \quad (4)$$

В цилиндрической системе координат r, φ, z это уравнение неразрывности будет иметь другой вид, так как рабочая зона моечной машины является цилиндром с осью z и радиусом r .

$$\frac{v_r}{r} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0. \quad (5)$$

Дивергенция в цилиндрической системе координат r, φ, z :

$$\text{div } \theta = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \theta) + \frac{1}{r} \frac{\partial \theta_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{\partial \theta_z}{\partial z}. \quad (6)$$

Векторное произведение градиента скорости на вектор скорости или ротор (вихрь) скорости v в цилиндрической системе координат r, φ, z можно записать так

$$\text{rot } v = \left(\left[\frac{1}{r} \frac{\partial v_z}{\partial \varphi} - \frac{\partial v_\varphi}{\partial z} \right]; \left[\frac{\partial v_r}{\partial z} - \frac{\partial v_z}{\partial r} \right]; \frac{1}{r} \left[\frac{\partial v_\varphi}{\partial r} - \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} \right] \right). \quad (7)$$

Уравнения Навье-Стокса в цилиндрической системе координат r, φ, z будут иметь вид

$$\left. \begin{aligned} r) \quad & \rho \left(v_r \cdot \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \cdot \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} - \frac{v_\varphi^2}{r} + v_z \cdot \frac{\partial v_r}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial r} + \mu \left[\frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial (r v_r)}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 v_r}{\partial \varphi^2} - \frac{2}{r^2} \cdot \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} \right] + \rho g_r \\ \varphi) \quad & \rho \left(v_r \cdot \frac{\partial v_\varphi}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \cdot \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{v_r v_\varphi}{r} + v_z \cdot \frac{\partial v_\varphi}{\partial z} \right) = -\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial P}{\partial \varphi} + \mu \left[\frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial (r v_\varphi)}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 v_\varphi}{\partial \varphi^2} + \frac{2}{r^2} \cdot \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} + \frac{\partial^2 v_\varphi}{\partial z^2} \right] + \rho g_\varphi \\ z) \quad & \rho \left(v_r \cdot \frac{\partial v_z}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \cdot \frac{\partial v_z}{\partial \varphi} + v_z \cdot \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial z} + \mu \left[\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \left(r \cdot \frac{\partial v_z}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 v_z}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right] + \rho g_z \end{aligned} \right\} \quad (8)$$

В связи с трудностями решения уравнений Навье-Стокса используем понятие функции тока [2] ψ , определяющую траекторию движения частицы. Как известно линией тока в гидравлике называют такую линию, касательная к которой в каждый данный момент времени совпадает с вектором скорости. При постоянной скорости линия тока совпадает с траекторией движения частицы $\frac{dx}{u_x} = \frac{dy}{u_y} = \frac{dz}{u_z}$. Если имеют

место расхождении жидкости между линиями тока, то разницу между ними называют функцией тока $d\psi = \psi_i - \psi_j$. Тогда функцию тока можно упрощенно записать $u_x dy - u_y dx = 0$ или $u_x = \frac{\partial \psi}{\partial y}$, $u_y = -\frac{\partial \psi}{\partial x}$.

Линия, касательная к которой совпадает с направлением вихря, называют вихревой линией. По аналогии с уравнением линии тока уравнение вихревой линии представляют, как $\frac{\partial x}{\omega_x} = \frac{\partial y}{\omega_y} = \frac{\partial z}{\omega_z}$. Совокупность вихревых линий называют вихревой трубкой. По физическому смыслу вихрь равен удвоенному значению угловой скорости $\Omega = 2\omega$.

Уравнение Навье-Стокса иногда записывают в обобщенном виде [1]:

$$(\vec{u}, \vec{\nabla}) \vec{u} = \frac{1}{\rho} \vec{\nabla} p + \frac{\mu}{\rho} \vec{\nabla}^2 \vec{u} + \vec{g},$$

а уравнение неразрывности $\text{div} \vec{u} = 0$. Эти записи также выражают равенство сил инерции (левая часть) сумме всех сил – перепада давлений, величинами трения и сил тяжести.

Уравнение функции тока в цилиндрической системе координат запишем в виде

$$\frac{\partial(\psi, \nabla^2 \psi)}{\partial(r, \varphi)} = \nu r \nabla^4 \psi. \quad (9)$$

Левую часть этого уравнения можно записать в виде определителя

$$\frac{\partial(\psi, \nabla^2 \psi)}{\partial(r, \varphi)} = \begin{vmatrix} \frac{\partial \psi}{\partial r} & \frac{\partial \psi}{\partial \varphi} \\ \frac{\partial}{\partial r} (\nabla^2 \psi) & \frac{\partial}{\partial \varphi} (\nabla^2 \psi) \end{vmatrix}. \quad (10)$$

В цилиндрической системе координат оператор Лапласа для функции тока будет таким

$$\nabla^2 \psi = \frac{\partial^2 \psi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 \psi}{\partial \varphi^2}; \quad (2.27) \quad (11)$$

В этой же системе координат радиальная и окружная скорости имеют вид

$$v_r = -\frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial \varphi}; \quad v_\varphi = \frac{\partial \psi}{\partial r}; \quad v_z = v(r, \varphi).$$

Частное решение уравнения (9) может дать функцию тока с траекторией

$$Ar^\beta \varphi^q = c. \quad (12)$$

Уравнение (9) можно представить так

$$\frac{\partial \psi}{\partial r} \cdot \frac{\partial \nabla^2 \psi}{\partial \varphi} - \frac{\partial \nabla^2 \psi}{\partial r} \cdot \frac{\partial \psi}{\partial \varphi} = \nu r \nabla^4 \psi. \quad (13)$$

Координаты нормали для поверхности геликоида имеют вид

$$n_r = a\varphi, \quad n_\varphi = a, \quad n_z = -1, \\ ar\varphi = \text{const}.$$

Принимаем средние скорости независимыми от осевой координаты

$$\frac{\partial \bar{v}_r}{\partial z} = \frac{\partial \bar{v}_\varphi}{\partial z} = \frac{\partial \bar{v}_z}{\partial z} = 0;$$

$$\frac{\partial \bar{v}_r}{\partial \varphi} = \frac{\partial \bar{v}_\varphi}{\partial \varphi} = \frac{\partial \bar{v}_z}{\partial \varphi} = 0. \quad (14)$$

Семейство линий тока образует поверхность подобную поверхности шнека. Так как геликоид является линейчатой поверхностью, то функцию тока также можно представить линейчатой поверхностью (рис. 2):

$$\Psi(r, \varphi) = Ar^2 + B\varphi. \quad (15)$$

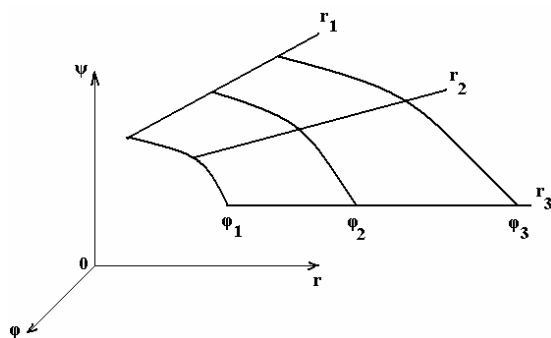


Рис. 2 – Представление поверхности функции тока

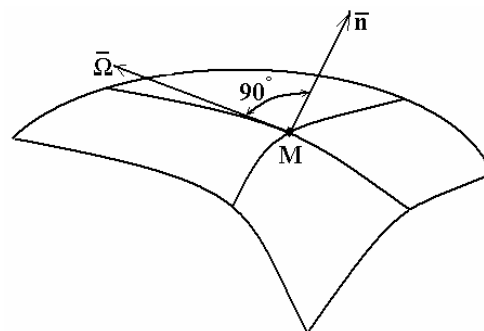


Рис. 3 – Нормаль к поверхности лопасти шнека и ротор поля скоростей

Влияние скорости течения жидкости в пространстве шнека на качество мойки можно найти, если построить поле скоростей в области вытеснения воды лопастями шнека. Самое общее описание функции тока, определяющей траекторию стационарного поля скоростей, эквивалентного реальному течению, определяется уравнением (9) в цилиндрических координатах. Под эквивалентным стационарным полем скоростей следует понимать усредненное по времени реальное поле скоростей линии тока. Так как лопасти шнека являются линейчатыми поверхностями, то функцию тока принимаем в виде (15), где постоянные A и B подлежат определению экспериментально.

В связи с трудностями решения приведенных уравнений мы предложили гипотезу о том, что мгновенная ось вращения зерновки при касании лопасти шнека расположена в касательной плоскости к его поверхности. Отсюда следует, что ротор поля скоростей зерновки перпендикулярен к нормали поверхности или лопасти шнека. Это записывается в виде равенства нулю скалярного произведения в уравнении

$\frac{\partial(\psi, \nabla^2 \psi)}{\partial(r, \varphi)} = \nu r \nabla^4 \psi$, которое совместно с уравнением неразрывности (4) определяет скорости по осям координат v_r , v_φ и v_z .

Рассматривая гидродинамические закономерности течения смеси зерна с водой в процессе мойки зерна можно выделить следующие особенности.

Течение жидкости описывается известной системой уравнений Навье-Стокса (УНС) и уравнением неразрывности (УН) и считается полностью описанным (рис. 4).

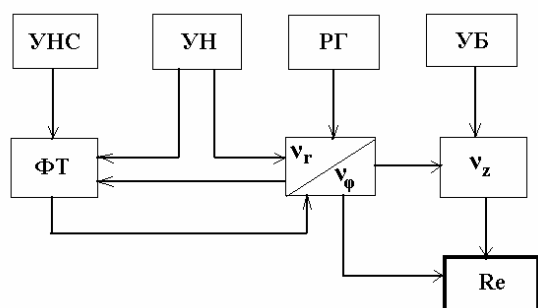


Рис. 4 – Элементы гидродинамической модели

Дополнительными могут быть уравнения баланса (УБ), уравнения функции тока (ФТ) и линейчатое описание выдвинутой нами рабочей гипотезы (РГ).

Решение полной системы уравнений Навье-Стокса для течений в двух и трех направлениях представляет значительные трудности. Чаще всего для решения этих задач необходимо привлекать специальные методы. Однако, при постоянных плотности и вязкости, дифференциальные уравнения могут быть упрощены путем записи их на основе функции тока ψ , которая определяет траекторию движение частицы

$\psi(r, \varphi) = \text{const}$. Если пренебречь влиянием осевой координаты z , то для области вытеснения лопастями шнека пространства цилиндрического объема ($r_1 < r < r_2$) можно выразить составляющие скорости через производные от функции тока ψ таким образом, чтобы уравнение неразрывности удовлетворялось тождественно. В этом случае можно получить [2]

$$v_r = -\frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial \varphi}, \quad v_\varphi = \frac{\partial \psi}{\partial r}.$$

Подстановка в эти уравнения поверхности геликоида при $Z = \text{const}$ превращает их в тождества. Отсюда следует, что функцией тока может быть линия на поверхности геликоида, у которой нормаль имеет координаты

$$n_r = a\varphi, \quad n_\varphi = a, \quad n_z = -1.$$

Известно, что поле скоростей можно определить дивергенцией (6) и ротором (7).

Чтобы получить координаты ротора, примем рабочую гипотезу о том, что ось ротора лежит в плоскости сдвига. Такая гипотеза следует из того, что частицы между двумя сдвигающимися относительно друг друга параллельными плоскостями должны вращаться в направлении сдвига. Отсюда следует, что в пограничном слое на поверхности шнека ротор перпендикулярен к нормали поверхности шнека, что можно записать в виде равенства нулю скалярного произведения, т.е.

$$\bar{n} \cdot \bar{\Omega} = 0, \quad (16)$$

где $\bar{n}$ – нормаль к поверхности шнека;

$\bar{\Omega}$ – ротор в пограничном слое на поверхности шнека.

Запишем координаты нормали и ротора в цилиндрических координатах:

$$\begin{aligned} n_r &= \frac{\partial F}{\partial r} & \Omega_r &= \frac{1}{r} \frac{\partial v_z}{\partial \varphi} - \frac{\partial v_\varphi}{\partial z} \\ n_\varphi &= \frac{1}{r} \frac{\partial F}{\partial \varphi} & \Omega_\varphi &= \frac{\partial v_r}{\partial z} - \frac{\partial v_z}{\partial \varphi} \\ n_z &= \frac{\partial F}{\partial z} & \Omega_z &= \frac{v_\varphi}{r} + \frac{\partial v_\varphi}{\partial r} - \frac{1}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} \end{aligned} \quad (17)$$

Здесь F – левая часть уравнения поверхности лопасти шнека

$$F(r, \varphi, z) = 0.$$

Поверхность шнека представим уравнением геликоида

$$a\varphi - z = 0, \quad (18)$$

где a – тангенс угла подъема винтовой линии.

Тогда

$$n_r = a\varphi; \quad n_\varphi = a; \quad n_z = -1,$$

а второе уравнение поля скоростей в пограничном слое имеет вид

$$a\varphi \left(\frac{1}{r} \frac{\partial v_z}{\partial \varphi} - \frac{\partial v_\varphi}{\partial z} \right) + a \left(\frac{\partial v_r}{\partial z} - \frac{\partial v_z}{\partial \varphi} \right) - \frac{\partial v_\varphi}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} = \frac{v_\varphi}{r}. \quad (19)$$

Принимая постоянным распределение скоростей вдоль оси шнека и фиксируя постоянный фазовый угол $\varphi = \text{const}$, получим

$$\frac{\partial v_r}{\partial \varphi} = \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} = \frac{\partial v_z}{\partial \varphi} = 0; \quad \frac{\partial v_r}{\partial z} = \frac{\partial v_\varphi}{\partial z} = \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0. \quad (20)$$

Тогда математическое описание модели потока, заполняющего область вытеснения жидкости поверхностью шнека, на основании (6) – (7) и (19) – (20), запишется системой уравнений при $\varphi = \theta$

$$\left. \begin{aligned} \frac{v_r}{r} + \frac{dv_r}{dr} &= 0 \\ \frac{v_\varphi}{r} + \frac{dv_\varphi}{dr} + b \frac{dv_z}{dr} &= 0 \end{aligned} \right\}. \quad (21)$$

Система (21) дает осредненное за время одного оборота упрощенное математическое описание потока в области пространства, вытесняемого шнеком, т.е. система дает обыкновенные дифференциальные уравнения

$$\frac{v_r}{r} + \frac{dv_r}{dr} = 0, \quad \frac{v_\varphi}{r} + \frac{dv_\varphi}{dr} + b \frac{dv_z}{dr} = 0.$$

Решение этих уравнений позволило определить скорости потока среды как функции координат.

Литература

1. Аэров М.Э., Тодэс О.М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со специальным и кипящим зернистым слоем. – М.: Химия, 1968. – 512с.
2. Кутателадзе С.С. Анализ подобия и физические модели – Новосибирск: Наука, 1986. – 300с.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕМПЕРАТУРНЫХ ПОЛЕЙ В ГРУНТЕ ПОД ОСНОВАНИЯМИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫХ ОБЪЕКТОВ ЦИЛИНДРИЧЕСКОЙ ФОРМЫ

Косой Б. В., Потолов Н. М.

Одесская государственная академия холода

Введение

Известно, что характер процессов тепломассообмена в грунте под зданиями, в которых поддерживаются низкие температуры (например, здания промышленных холодильников или хранилища специальных жидкостей и газов), зависит от температурного режима внутри таких объектов, характера и физико-химических свойств грунта, наличия грунтовых вод, их уровня и подвижности. При поддержании в таких зданиях низких температур грунт под ними охлаждается, а при температуре ниже 0 °С, – замерзает. При этом, чем ниже температура воздуха внутри низкотемпературного объекта, тем глубже промерзает грунт. Нулевая изотерма достигает уровня, на котором устанавливается равновесие между передачей тепла через конструкцию пола здания и притоком тепла от окружающего грунта.

Расположение полов низкотемпературных объектов непосредственно на грунте не всегда допустимо. В ряде случаев необходимо принимать меры против пучения грунта, так как возникновение сил и деформаций в грунтах при их промерзании и оттаивании нередко сопровождается серьезными повреждениями фундаментов и надфундаментных конструкций. Даже высококачественно спроектированные низкотемпературные объекты на вздувающихся грунтах без проведения мероприятий против деформации фундаментов при промерзании и оттаивании грунтов оказываются сильно деформированными под действием сил пучения с разрушением конструкций сквозными трещинами и с отклонением несущих стен от вертикали. Таким образом, действие сил пучения грунтов снижает сроки эксплуатации зданий и сооружений и приводит к существенным денежным затратам, связанным с необходимостью преждевременного ремонта.

Встречающиеся в практике строительства и эксплуатации повреждения фундаментов и разрушения надфундаментных конструкций от пучения грунтов обусловлены следующими факторами:

- составом грунтов в зоне промерзания и оттаивания;
- состоянием природной влажности грунтов и условиями их увлажнения;
- глубиной промерзания грунтов;
- конструктивными особенностями фундаментов и надфундаментного строения;
- тепловым влиянием зданий на глубину промерзания грунтов;
- условиями строительства и эксплуатации низкотемпературных объектов.

Современные технологии строительства позволяют реализовать различные меры для защиты объекта от пучения грунта (использование дополнительной термоизоляции, напольных теплообменников, воздушных подушек и электрического обогрева пола), которые связаны с дополнительными капиталовложениями и эксплуатационными затратами. Для их минимизации и выбора рационального решения необходимо располагать адекватными математическими моделями, позволяющими осуществить моделирование процесса тепломассообмена в грунте под основаниями низкотемпературных объектов.

В общем случае теплофизическое моделирование процессов в природных дисперсных системах при промерзании представляет собой комплексную задачу [1]. Конечная цель научных исследований процессов тепломассопереноса – расчет нестационарных полей температуры и влагосодержания. Для ее достижения необходимо решить систему дифференциальных уравнений тепломассопереноса при определенных начальных и граничных условиях, которые соответствуют тепломассообмену верхнего слоя грунта с атмосферой и грунтовыми водами. Зависимость теплофизических характеристик от температуры, а так-

же процессы массопереноса и пучения вносят большие трудности в расчет нестационарных полей температуры при промерзании.

1. Задача о моделировании температурного поля под низкотемпературным объектом цилиндрической формы

Авторами рассмотрена задача о моделировании процесса взаимодействия с грунтом низкотемпературного объекта цилиндрической формы, модель которой представлена на рис. 1. Объект моделирования имеет круглое основание и снабжен частичной изоляцией.

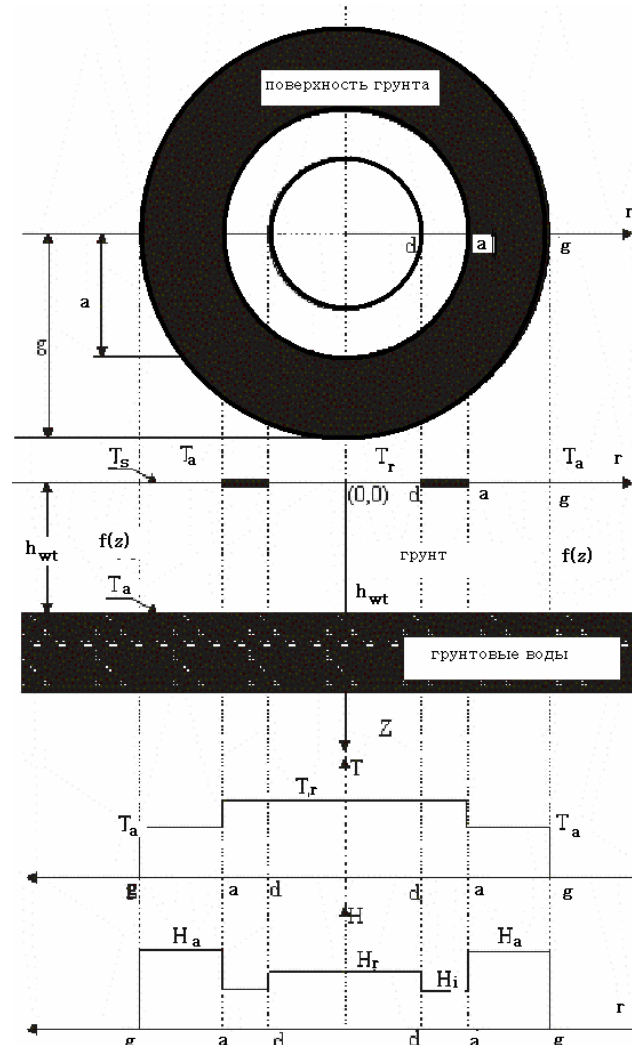


Рис .1 – Модель низкотемпературного объекта цилиндрической формы

С целью упрощения модели принято допущение о том, что теплофизические свойства фундамента рассматриваемого объекта близки к свойствам грунта. Вследствие этого, имеется возможность рассматривать элементы конструкции как неотъемлемые части грунта и избежать сложностей, связанных с применением граничных условий четвертого рода.

Так как целью последующего анализа является получение долгосрочного прогноза о состоянии грунта под низкотемпературным объектом и предотвращение возможных последствий пучения грунта, для теплофизического моделирования подобных задач достаточно использовать стационарно—периодические временные оценки.

Уравнение теплопроводности для нестационарного температурного поля в грунте $T(r,z)$ имеет вид:

$$\nabla T = \frac{1}{a_s} \frac{\partial T}{\partial \tau}, \quad (1)$$

где ∇ — оператор Лапласа: $\nabla = \frac{\partial^2}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}$,

τ — время, с;

a_s — коэффициент температуропроводности, м²/с, принят постоянным (изотропная среда). Координаты r и z определяют пространственный вектор $\mathbf{r}$.

При стационарно – периодических условиях решение $T(\mathbf{r}, t)$ уравнения (1) может быть найдено путем введения комплексной температуры. $T(\mathbf{r}, t)$:

$$T(\mathbf{r}, t) = T_{ss}(\mathbf{r}) + \operatorname{Re}[T_t(\mathbf{r})e^{i\omega t}] \quad (2)$$

Здесь T_{ss} – среднепериодическая вариация температуры в течение одного цикла (один день или год), а T_t – комплексная амплитуда годовой флуктуации температуры. Модуль и аргумент комплексного значения T_t определяют значения действительной амплитуды и фазового сдвига, соответственно.

Как $T_{ss}(\mathbf{r})$, так и $T_t(\mathbf{r})$ могут быть получены из комплексного температурного решения $J(\mathbf{r})$ уравнения Гельмгольца:

$$\nabla J(\mathbf{r}) = \delta^2 J(\mathbf{r}), \quad (3)$$

где

$$\delta = \sqrt{\frac{j\omega}{a_s}} \quad (4)$$

Амплитуда комплексной температуры $J(\mathbf{r}, z)$ для задачи, представленной на рис.1, определяется из уравнения:

$$\nabla J = \delta^2 J \quad (5)$$

при следующих граничных условиях:

$$J(r, 0) = f(r) \text{ при } z = 0$$

$$J(g, z) = J_s \left(\frac{\operatorname{sh}(\delta(h_{wt} - z))}{\operatorname{sh}(\delta h_{wt})} \right) + J_w \left(\frac{\operatorname{sh}(\delta z)}{\operatorname{sh}(\delta h_{wt})} \right) \text{ при } r = g$$

$$J(r, h_{wt}) = J_w \text{ при } z = h_{wt}$$

$$J(0, z) \neq \infty \text{ при } r = 0$$

$$\frac{\partial J}{\partial z} = H(r)(J - J_\infty(r)) \text{ при } z = 0 \text{ и } 0 \leq r \leq g,$$

где

$$H(r) = \begin{cases} H_r & 0 \leq r \leq d \\ H_i & d \leq r \leq a \\ H_a & a \leq r \leq g \end{cases} \quad \text{и} \quad J_\infty(r) = \begin{cases} J_r & 0 \leq r \leq d \\ J_r & d \leq r \leq a \\ J_a & a \leq r \leq g \end{cases}$$

Здесь $f(r)$ – некоторая неизвестная функция, которая определяется её коэффициентами Фурье, на основе полуэмпирического метода оценки межзонного профиля температур [2]. H_r , H_i и H_a – соотношения между эквивалентными проводимостями на граничной поверхности и теплопроводностью грунта при различных значениях координаты r .

3. Общее решение задачи об определении температурного поля в грунте под низкотемпературным объектом цилиндрической формы

Для нахождения температурного поля под рассматриваемым низкотемпературным объектом воспользуемся эквивалентностью выражения (5) и следующего уравнения:

$$\nabla \theta = \delta^2 \theta \quad (6)$$

при условии, что приведенная температура выражается как

$$\theta(r) = J(r) - J_w(r)e^{-\delta z}$$

Следовательно, граничные условия приобретают следующий вид:

$$\theta(r, 0) = f^*(r) \text{ при } z = 0$$

$$\theta(g, z) = \theta_s \left(\frac{\operatorname{sh}(\delta(h_{wt} - z))}{\operatorname{sh}(\delta h_{wt})} \right) \text{ при } r = g$$

$$\theta(r, h_{wt}) = 0 \text{ при } z = h_{wt}$$

$$\theta(0, z) \neq \infty \text{ при } r = 0$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial z} = H(r)(\theta - \theta_\infty(r)) \text{ при } z = 0 \text{ и } 0 \leq r \leq g \text{ где,}$$

$$H(r) = \begin{cases} H_r & 0 \leq r \leq d \\ H_i & d \leq r \leq a \\ H_a & a \leq r \leq g \end{cases} \quad \text{и} \quad \theta_\infty(r) = \begin{cases} \theta_r & 0 \leq r \leq d \\ \theta_r & d \leq r \leq a \\ \theta_a & a \leq r \leq g \end{cases}$$

где $\theta_s = H_a \theta_a / (H_a + \delta \operatorname{cth}(\delta h_{wt}))$, $\theta_a = J_a - J_w e^{\delta h_{wt}}$ и $\theta_i = J_i - J_w e^{\delta h_{wt}} (1 - \delta/H)$, а $f^*(r)$ – новая неизвестная функция, аналогично определяемая коэффициентами Фурье f_n^* на основе метода оценки межзонного профиля температур.

Получим решение $\theta(r, z)$, используя метод разделения переменных, в виде

$$\theta(r, z) = \sum_{n=1}^{\infty} f_n^* \cdot M_0(\lambda_n r) \cdot \frac{\operatorname{sh}(\lambda'_n(h_{wt} - z))}{\operatorname{sh}(\lambda'_n h_{wt})} + \frac{2}{h_{wt}} \theta_s \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\mu_n \sin(\mu_n z)}{\mu_n'^2} \frac{I_0(\mu'_n r)}{I_0(\mu'_n g)}, \quad (7)$$

где

$$\mu_n = \frac{n\pi}{h_{wt}}; \quad J_0(\lambda_n g) = 0 \quad (\text{собственные значения})$$

$$\mu'_n = \sqrt{\delta^2 + \mu_n^2}; \quad \lambda'_n = \sqrt{\delta^2 + \lambda_n^2};$$

$$M_0(\lambda_n r) = \frac{\sqrt{2}}{g} \frac{J_0(\lambda_n r)}{J_1(\lambda_n g)}$$

Здесь f_n^* – коэффициенты Фурье, которые определяют, используя условие непрерывности теплового потока на граничной поверхности $z = 0$ и $0 \leq r \leq g$. Ниже приведено только последнее выражение полученной системы уравнений:

$$f_n^* = \alpha_p + \sum_{n=1}^{\infty} \beta_{n,p} f_n^*, \quad (8)$$

где

$$\alpha_p = \frac{1}{\left(H_a + \lambda'_p \operatorname{cth}(\lambda'_p h_{wt}) \right)} \left\{ \frac{\sqrt{2}}{\lambda_p} \left[H_0 \theta_a + (H_r \theta_r - H_i \theta_r) \frac{d \cdot J_1(\lambda_p d)}{g \cdot J_1(\lambda_p g)} + (H_i \theta_r - H_a \theta_a) \frac{a \cdot J_1(\lambda_p a)}{g \cdot J_1(\lambda_p g)} \right] + \frac{2\sqrt{2}}{h_{wt}} \lambda_p \theta_s \sum_{m=1}^{\infty} \frac{\mu_m^2}{\mu_m'^2 (\mu_m'^2 + \lambda_p^2)} \right\}$$

$$\beta_{n,p} = \frac{-[F_{n,p}^d \cdot (H_r - H_i) + F_{n,p}^a \cdot (H_i - H_a)]}{[H_a + \lambda_p' \operatorname{cth}(\lambda_p' h_{wt})]}$$

$$F_{n,p}^x = \begin{cases} \frac{2x}{g^2(\lambda_n^2 - \lambda_p^2)} \left[\frac{\lambda_n \cdot J_0(\lambda_p x) \cdot J_1(\lambda_n x) - \lambda_p \cdot J_0(\lambda_n x) \cdot J_1(\lambda_p x)}{J_1(\lambda_p g) \cdot J_1(\lambda_n g)} \right]; & n \neq p \\ \frac{x^2}{g^2} \left[\frac{J_1^2(\lambda_p x) + J_0^2(\lambda_p x)}{J_1^2(\lambda_p g)} \right]; & n = p \end{cases}$$

Система линейных уравнений (8), решается путем урезания бесконечной суммы до ограниченного числа слагаемых членов N. Полученная система N линейных алгебраических уравнений с N неизвестными решается численно методами матричного анализа [3].

4. Определение суммарного теплового потока

Удельная плотность теплового потока на поверхности основания низкотемпературного объекта может быть определена непосредственно из граничных условий задачи:

$$q(r) = k_{conv} \sum_{n=1}^{\infty} \left[f_n^* - \frac{\sqrt{2}\theta_r}{\lambda_n} \right] \cdot M_0(\lambda_n) \quad (9)$$

Отсюда, полный тепловой поток определится путем интегрирования уравнения (9) для $q(r)$ по всей поверхности основания:

$$Q_{tot} = 2\sqrt{2}\pi \sum_{n=1}^{\infty} \left[f_n^* - \frac{\sqrt{2}\theta_r}{\lambda_n} \right] \cdot \left[(k_r - k_i) \frac{dJ_1(\lambda_n d)}{\lambda_n g J_1(\lambda_n d)} + k_i \frac{dJ_1(\lambda_n d)}{\lambda_n g J_1(\lambda_n d)} \right] \quad (10)$$

Вывод

В работе рассмотрена проблема моделирования температурного поля в грунте под низкотемпературным объектом цилиндрической формы, решение которой необходимо для получения долгосрочного прогноза о состоянии грунта и предотвращения возможных последствий пучения грунта путем выбора рационального способа защиты (использование дополнительной термоизоляции, напольных теплообменников, воздушных подушек и электрического обогрева пола). Для теплофизического моделирования поставленной задачи использованы стационарно—периодические временные оценки на основе полумпирического подхода, которые позволили получить общее решение для приведенной температуры грунта методом разделения переменных и выражение для полного теплового потока на поверхности грунта с учетом заданных граничных условий.

Литература:

1. Бровка Г. П. Тепломассоперенос в природных дисперсных системах при промерзании. – Минск, 1991.
2. Krarti, M., Claridge, D. E., and Kreider, J. F. The ITPE Method Applied to Time-Varying Three-dimensional Ground-Coupling Problems. – ASME J. Heat Transfer, 1990 **112**, No. 4, pp. 849 – 856.
3. SIAM, , Lapack User's Guide, V. 2.0, Philadelphia, P.A.1994.

РАСЧЁТ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕМПЕРАТУРЫ В ПРОДУКТЕ В ПОЛЕ БЕГУЩЕЙ ВОЛНЫ

Иванов Л.Д., Писаренко В.Е.

Технический Университет Молдовы, г. Кишинёв

Наиболее часто тепловой обработке подвергаются проточные среды (мелкодисперсный сыпучий материал или жидкость). Нами рассматривалась задача обработки материала цилиндрического сечения. При решении задачи примем следующие допущения: параметры характеризующие процесс примем усреднёнными, радиационным излучением пренебрегаем. Уравнение энергии запишется в виде:

$$\lambda_1 \cdot s_1 \frac{\partial^2 T_1}{\partial z^2} - c_1 \cdot \rho_1 \cdot s_1 \cdot g \frac{\partial T_1}{\partial z} - \pi \cdot d_1 \cdot \alpha_1 \cdot T_1 + \pi \cdot d_1 \cdot \alpha_1 \cdot T_2 - c_1 \cdot \rho_1 \cdot s_1 \frac{\partial T_1}{\partial \tau} = -q$$

$$\lambda_2 \cdot s_2 \frac{\partial^2 T_2}{\partial z^2} + \pi \cdot d_1 \cdot \alpha_1 \cdot T_1 - \pi \cdot d_1 \cdot \alpha_1 \cdot T_2 - \pi \cdot d_2 \cdot \alpha_2 \cdot T_2 - c_2 \cdot \rho_2 \cdot s_2 \frac{\partial T_2}{\partial \tau} = 0.$$

Удельная мощность поглощаемая средой $q = 2 \cdot \alpha \cdot \rho \cdot \exp(-2 \cdot d \cdot Z)$. Примем значение α постоянной и равной среднему значению $\alpha = \int \alpha(z) dz$. Температура по оси z в основном определяется конвекцией, а не теплопроводностью, т. е. $\frac{\partial^2 T}{\partial z^2} = 0$ и полагая что процесс квазистационарен и теплообмен между средой и трубой постоянен, то распределение температуры среды, с учётом граничных условий $T_1(z=0) = T_2(z=0)$ $\left. \frac{dT_2}{dz} \right|_{z=l} = 0$, запишется в виде:

$$T_1 = \frac{2 \cdot \rho^*}{c_1 \cdot \rho_1 \cdot s_1 \cdot g} \int_0^z \alpha \cdot l^{-2\alpha z} dz = \frac{\rho^* \cdot l^{-2\alpha z}}{c_1 \cdot \rho_1 \cdot s_1 \cdot g}$$

$$T_2 = [c_1 + D_1(z)] \cdot l^{\gamma z} + [c_2 + D_2(z)] \cdot l^{-\gamma z}$$

где:

$$c_{1,2} = \mp \frac{1}{l^{\gamma} + l^{-\gamma}} \left\{ [D_1(0) + D_2(0)] l^{\mp \gamma} \pm \frac{1}{\gamma} \frac{d}{dz} [D_1(z) l^{\gamma z} + D_2(z) l^{-\gamma z}] \right\} \Big|_{z=l};$$

$$D_{1,2} = \pm \frac{1}{2} \int \frac{c}{\gamma} l^{\mp \gamma z} dz; \quad \gamma = \sqrt{\frac{\pi(d_1 \alpha_1 + d_2 \alpha_2)}{\lambda_2 s_2}};$$

$\alpha_{1,2}$ – коэффициенты теплоотдачи от обрабатываемой среды к трубе и от трубы к окружающей среде. Полученные соотношения позволяют определить распределение температуры вдоль волновода и могут быть использованы для выбора профиля волновода.

СТРУКТУРА МАТЕМАТИЧНОГО ОПИСУ БАГАТОФАКТОРНИХ ПРОЦЕСІВ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ В ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ

Корніснко Я.М., Сачок Р.В.

Національний технічний університет України “Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Процес виготовлення гуміново – мінеральних композитів з рідких систем із застосуванням техніки псевдозрідження з одержанням продукту із заданими властивостями є складним та багатофакторним.

Ефективність гранулоутворення залежить від раціонального вибору технологічних параметрів та умов проведення процесу. До основних параметрів належить і загальна поверхня тепломасообміну у псевдозрідженому шарі, яка суттєво змінюється в перехідному періоді, коли початковими центрами грануляції є кристали розміром до 1 мм. Тому до розміру $d_e = 2$ мм процес гранулоутворення доцільно вести при постійній масі частинок у псевдозрідженому шарі.

Після досягнення вказаного розміру, коли відбулася повна заміна початкових центрів грануляції, а одержані гранули мають пористу структуру, ефективність гранулоутворення буде визначатись питомою щільністю зрошення загальної поверхні гранул за вологою. Це зумовлює необхідність забезпечення стабільної поверхні частинок у псевдозрідженому шарі.

Враховуючи стохастичну природу безрециклового процесу зневоднення, в якому інтенсивність внутрішнього джерела нових центрів грануляції залежить від співвідношення технологічних параметрів та реалізується за рахунок подрібнення частини великих гранул, то будь – яка зміна еквівалентного діаметра частинок в шарі повинна супроводжуватись адекватною зміною гідравлічного опору.

Таким чином, визначення впливу технологічних параметрів на ефективність гранулоутворення гуміново – мінеральних добрив та умов переходу від одного якісного критерію оцінки до іншого і буде предметом стохастичної моделі.

Для моделювання процесу в усталеному режимі доцільно застосувати метод нечітких множин. З обов'язковим формулюванням ключових правил, які визначаються умовами та особливостями проведення безрециклового безперервного процесу одержання твердих композитів.

РАЦИОНАЛЬНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА СУШКИ СВЕКЛОВИЧНОГО ЖОМА ПЕРЕГРЕТЫМ ПАРОМ В ВИБРОКИПАЮЩЕМ СЛОЕ

Дранников А.В., Дятлов В.А., Фурсова Ю.В.

Воронежская государственная технологическая академия, г. Воронеж

Сушка свекловичного жома перегретым паром в виброкипящем слое является сложным процессом, зависящим от множества факторов. Для изучения этих зависимостей и определения рациональных параметров исследуемого процесса, было применено центральное композиционное ротатбельное униформ-планирование с полным факторным экспериментом 2.

В качестве основных факторов, влияющих на процесс сушки, были выбраны: X_1 – температура перегретого пара, К; X_2 – скорость перегретого пара, м/с; X_3 – амплитуда колебаний газораспределительной решетки, м; X_4 – частота колебаний газораспределительной решетки, Гц.

Критериями оценки процесса сушки свекловичного жома были выбраны: Y_1 – удельные энергозатраты процесса сушки, кВт/кг; Y_2 – интенсивность испарения влаги, кг/(м³·с).

В результате статистической обработки экспериментальных данных получены уравнения регрессии:

$$Y_1 = 0,902 + 0,186 X_1 + 0,114 X_2 + 0,124 X_3 + 0,075 X_4 + 0,026 X_1 X_2 + 0,02 X_1 X_3 + 0,014 X_1 X_4 + 0,016 X_2 X_3 + 0,017 X_2 X_4 + 0,034 X_1^2 + 0,015 X_2^2 + 0,017 X_3^2 + 0,011 X_4^2; \quad (1)$$

$$Y_2 = 0,125 + 0,031 X_1 + 0,019 X_2 + 0,021 X_3 + 0,012 X_4 + 0,002 X_2 X_4 + 0,005 X_1^2 + 0,002 X_2^2 + 0,002 X_3^2 + 0,001 X_4^2. \quad (2)$$

Задача оптимизации представлена в виде модели:

$$\begin{aligned} q = q(Y_1, Y_2) &\xrightarrow{x \in D} \rightarrow opt; \\ D : Y_1(X_1, X_2, X_3, X_4) &\xrightarrow{x \in D} \rightarrow \min; \\ Y_2(X_1, X_2, X_3, X_4) &\xrightarrow{x \in D} \rightarrow \max; \\ Y_i \geq 0, i = \overline{1,2}; X_j &\leq [-2; 2], j = \overline{1,4}. \end{aligned} \quad (3)$$

В результате исследования были получены рациональные интервалы изменения параметров: $X_1=413...423$ К; $X_2=1,923...2$ м/с; $X_3=6,2...6,8 \times 10^3$; $X_4=12,275...12,5$ Гц.

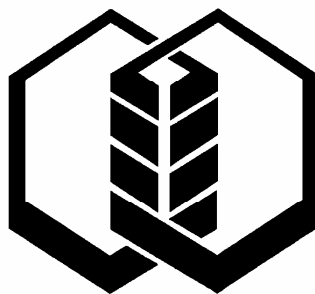
Таким образом, решена задача оптимизации, которая позволила выделить оптимальную область изменения входных факторов по двум критериям посредством компромиссных решений.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 28

ТОМ 2



**ОДЕСА
2006**

ББК 36.81 + 36.82
УДК 663 / 664

Головний редактор, професор
Заступник головного редактора, професор
Технічний редактор

Б.В.Єгоров
Е.Й. Жуковський
Т.Л. Дьяченко

Редакційна колегія,
доктори наук, професори:

Р.В. Амбарцумянц, А.Т. Безусов, О.Г. Бурдо,
Л.Г. Віннікова, М.Д. Захаров, О.І. Гапонюк,
О.К. Гладушняк, К.Г. Іоргачева, Л.В. Капрельянц,
Г.Ф.Козлов, В.О. Моргун, Г.М.Станкевич, Н.К. Черно

Збірник опубліковано за рішенням вченої ради від 27.12.2005 р., протокол № 5

Одеська національна академія харчових технологій
Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій /
Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2006. – Вип. 28. – Т. 2

Наукові праці ОНАХТ входять в перелік № 1 наукових фахових видань України, в яких
можуть публікуватись результати дисертаційних робіт на здобуття наукових ступеней
доктора і кандидата наук
(Бюлетень ВАК України, 1999, № 4)

За достовірність інформації відповідає автор публікації

Віддруковано у видавничому центрі «ТЕС»

ISBN 966-8145-34-8

© Одеська національна академія харчових технологій, 2006

4. КОМБІНОВАНІ ПРОЦЕСИ ТА НАНОТЕХНОЛОГІЇ В АПК

НАНОТЕХНОЛОГИИ. ФЛАГМАНСКИЕ, ПЕРСПЕКТИВНЫЕ И ФУНДАМЕНТАЛЬНЫЕ ПРОЕКТЫ В АПК

Бурдо О.Г.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Мы все свидетели того, как информационные технологии произвели революцию во всех сферах нашей жизни. Принципиально новые компьютеризированные подходы изменили в корне методы и возможности науки и финансовой сферы, обучения и производства. Даже торговля, развлечения и шоу – бизнес уже немислимы без высоких информационных технологий. Однако, сейчас прогнозируется, что нас ожидает новый, еще более мощный бум, имя которого – нанотехнологии [1 – 3]. Основания для этого уже есть достаточно серьезные. Во – первых, это мощная динамика бюджетных финансирования нанонаук в США, в Японии и в Европе. Во – вторых, это щедрые инвестиции в нанопроекты бизнеса. Например, коммерческие предприятия тратят на разработку и производство только искусственных биотканей более 500 млн. \$.

Третьих, объединение усилий в развитии нанотехнологий (НТ) государства, бизнеса и науки. Создаются мощные центры для развития нанонаук. Так, в Калифорнийском университете в нанотехнологическом центре проводя исследования по металлосведению, химии, медицине, экологии, энергетике, ядерной физике. В разработках принимают участие 250 преподавателей, 360 аспирантов, 320 студентов. Ежегодно в лабораториях центра работают более 2000 специалистов из других стран.

Четвертых, примеры создания в США широкой сети ряда венчурных фирм и малых предприятий по НТ. Такие предприятия объединяют небольшие группы исследователей из разных университетов. Уже очевидно, что успех в нанотехнологиях на современном этапе зависит в первую очередь от умения и личного мастерства исследователей. Поэтому, фирма с небольшим числом талантливых сотрудников может развивать весьма успешный бизнес. Законодательная база США стимулирует внедрение научных разработок в производство с гарантированной защитой авторских прав. Известны примеры организации и успешного развития венчурных фирм в США, которые в области биохимии и геномики быстро получили достаточно высокие прибыли [3]. Все это свидетельствует о том, что прогноз, что рынок нанопродуктов в США к 2015г. достигнет 1 триллиона \$ в год не фантазия.

Развитие нанотехнологий. Впервые о новом направлении в науке заявил в 1959г. в лекции „Внизу полным – полно места” знаменитый американский физик, Нобелевский лауреат Ричард Фейнман, а в 1974г. японский ученый Танигучи дал название этому направлению – нанотехнологии.

В 1985г. Р.Керл, Г.Крото и Р.Смолли открыли третье состояние углерода – фуллерен, на основе которого в 1991г. Сумио Индзима создал так называемые «нанотрубки». В 1986г. Эрик К. Дрекслер (США) выдвинул идею создания «молекулярных машин», а в 1998г. голландский физик Сеез Деккер изготовил нанотранзистор.

Долгое время лидерами в нанонауках были Япония и Израиль. Вместе с тем, движение вперед было медленным, внимания проблеме уделялось не много. Следует отметить, что такое развитие вопроса идеально прогнозировал Р.Фейнман. Он предвидел мощное развитие НТ в 2000г. Именно в 1997г. правительство США приняло решение о серьезном бюджетном финансировании нанонаук. Ежегодно их бюджетное финансирование росло на 100...200 млн. \$. В 2005...2008г.г. США планируют на нанонауки порядка 3,7 млрд. \$. За этот же период Япония инвестирует в нанонауки 3 млрд. \$. Европейская Комиссия с 1,7 млрд. \$ (2002...2006г.г.) повысит финансирование НТ до 7,5 млрд. \$ (2007...2013г.г.). С 2003 по 2007г.г. правительство Китая выделит на развитие нанотехнологических центров 240 млн. \$, а местные инвестиции добавят еще 240 млн. \$. Даже страны с менее развитой экономикой считают необходимым вкладывать деньги в нанотехнологии. Так, Бразилия запланировала более 25 млн. \$ (2004...2007г.г.), Индия – 23 млн. \$ (2004...2009г.г.), Аргентина – 10 млн. \$ в следующие 5 лет, Ю.Африка в прошлом году вложила 6 млн. \$ в организацию исследований в этом направлении [4].

В настоящее время проблемы энергетики и обороны, электроники и машиностроения, здоровья и бытовой техники надеются решить на основе нанотехнологий. Нанонауки обещают революционные изменения в технологических методах, поэтому можно прогнозировать острую международную конкуренцию на уровнях как науки, так и техники и бизнеса. Свидетельством этого факта является стабильно растущая динамика бюджетного финансирования нанонаук в США [4] (рис.1).

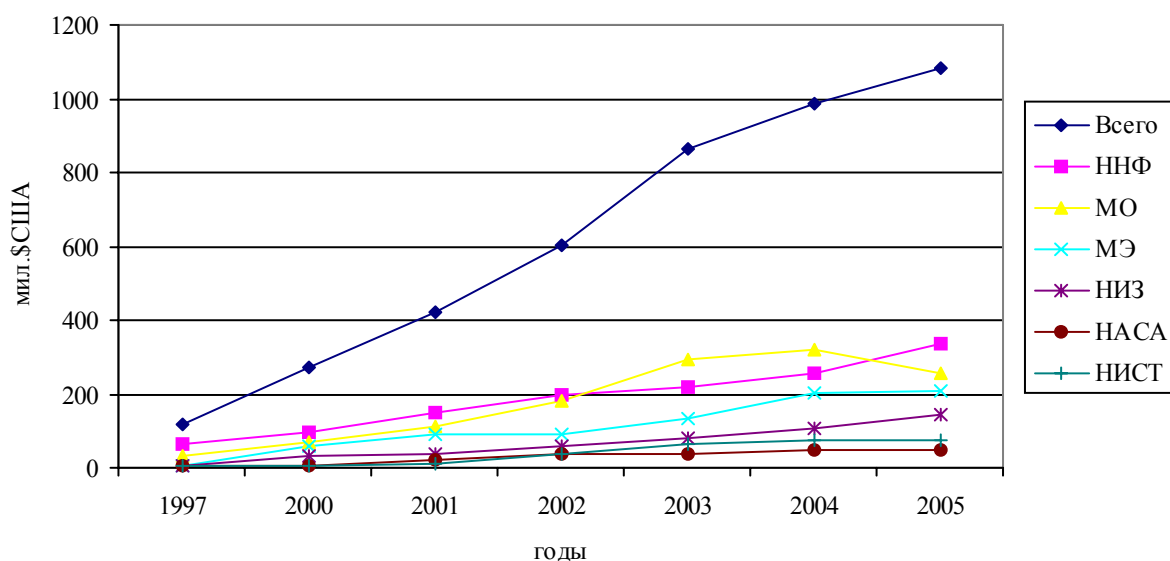


Рис.1 – Динаміка бюджетного фінансування нанонаук в США

Из диаграммы видно, что в первые годы нанонауки финансировались практически только Национальным научным фондом (ННФ), министерствами обороны (МО) и энергетики (МЭ). В последние годы финансировать нанонауки начали Национальный институт здоровья (НИЗ), космическое агентство (НАСА), Национальный институт стандартов и технологий (НИСТ), Агентство экологии, аграрное ведомство и пр. Таким образом, достижения нанонаук определили перспективы нанотехнологий, что привлекло нанобизнес. Все это поясняет щедрые инвестиции в исследования по проблеме.

Достижения нанотехнологий. Развитие НТ связано с ожиданием интенсивного развития техники, биотехнологий, медицины, экологии, обороны и т.д. наибольших практических результатов удалось достичь в металлургии (углеродные нанотрубки) и электронике. В полупроводниковых технологиях уже достигнута точность обработки в диапазоне 100...70 нм, что позволила получать дешевые и высокоэффективные наноразмерные полупроводниковые приборы, внедрить новые принципы монтажа и сборки структур, создать терабитовые запоминающие устройства, решать проблемы сетевых устройств на основе принципиально новых конструкций волноводов.

В ближайшие 10...20 лет ожидается получение экологически чистых источников энергии (солнечных батарей, топливных элементов нового типа). Ожидается внедрение в массовое производство новых нанотехнологических конструкционных материалов (нанопленки, нанокристаллы, нанозернистые вещества). За это же время будут созданы «лаборатории – на чипе», представляющие собой микроскопические по размеру химико – аналитические системы, способные быстро и точно провести химический экспресс – анализ образцов. Серьезное влияние НТ окажут на развитие медицины и здравоохранения. Появляется возможность на основе биодатчиков организовать мониторинг состояния здоровья всего населения. Реальными станут биомедицинские приложения: ремонт кости и тканей, молекулярные насосы, белковая инженерия, фотодинамическая терапия, нейроэлектрические интерфейсы, медицинские тесты. Можно ожидать, что лекарственные препараты уже скоро будут изготавливаться индивидуально для каждого конкретного пациента на основе его генной информации.

Широким спросом будут пользоваться товары народного потребления: ткань “Nano – Dry”, окна с нанослоем, антибактериальная плитка, инкапсулированные лосьоны, дисплеи на светодиодах, цифровая бумага, спортивный инвентарь и т.п.

В области пищевых технологий есть надежда создать продукты и кулинарные изделия с превосходными характеристиками, использовать для объективного анализа технологического процесса наносенсоры. Такие датчики позволят получать информацию по составу сырья и продукта, количественно определить параметры продукта: вкус, запах, порчу.

Специфика пищевых нанотехнологий. Термин “нанотехнология” в настоящее время не может быть определен точно, однозначно, в форме одного понятия. Существует представление, что НТ можно

считать сверттехнологичные принципы [3]. Объясняется это междисциплинарным характером наноауки, состоящей из сложного переплетения интересов и подходов как минимум физики, химии, биохимии. Если следовать подходу [2], то НТ оперируют с объектами наномасштабного уровня (до 300нм). Анализ источников [1 – 3] показывает, что направление НТ в мире сейчас четко обозначено – это создание искусственных наноструктур. Подробная классификация НТ приведена в [5]. Здесь же выдвинуто положение, что существует самостоятельное направление в НТ – это воздействие на естественные наноструктуры. Попробуем разобраться, можно ли и нужно ли стремиться пищевые технологии проводить на наномасштабном уровне. Представляется, что будущее пищевых технологий – это глубокое согласование фундаментальных основ физики, химии и биотехнологии. А такой подход соответствует определению НТ. Четко привязываются пищевые технологии и ко второму определению НТ, поскольку предметом для исследований здесь являются: микроорганизмы (размер до 200нм), капилляры растительного сырья (до 300нм), оболочки клеток (7...30нм), белковая молекула (1нм). Именно на эти объекты нацелены основные этапы пищевых технологий, поэтому справедливо утверждать, что процессы биотехнологии, стерилизации, экстрагирования, сушки, сокоотдачи и др. можно проводить на наномасштабном принципе. Это дает основание выделить «Пищевые нанотехнологии» в существующей классификации НТ как самостоятельное научное направление. Принципы, которые могут быть реализованы при переводе пищевых производств на нанотехнологии, позволят существенно снизить энергоемкость (что чрезвычайно важно для АПК Украины [6]), уровень термического воздействия на сырье и продукт, получить принципиально новые, необычные пищевые продукты.

Стратегия развития пищевых нанотехнологий. Через одно — два десятилетия НТ станут основой промышленности и в корне изменят экономику и социальную жизнь. Поэтому, уже сейчас следует обосновать стратегию развития пищевых нанотехнологий. Представляется, что основные положения этой стратегии можно определить (рис.2).

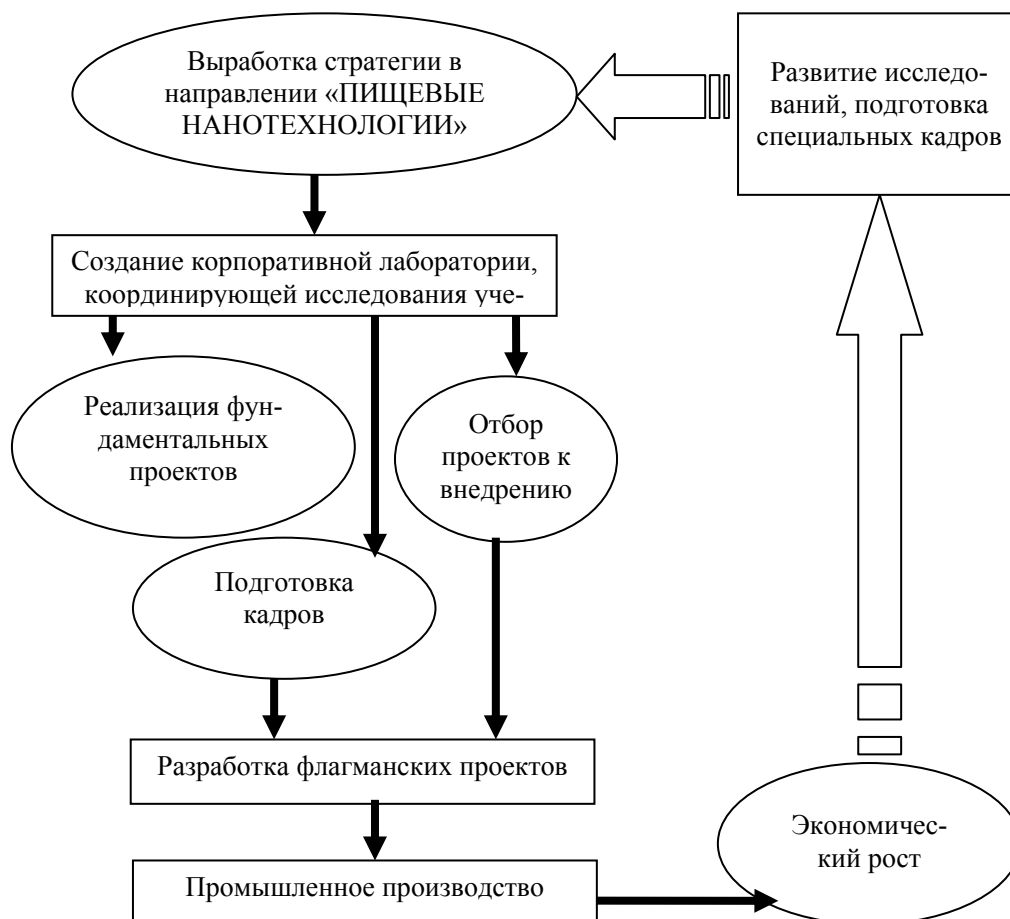


Рис.2 – Организация нанотехнологий и их коммерциализация

Важным этапом при стратегическом планировании является обоснование среди разных разработок «флагманских» проектов, которые можно достаточно быстро внедрить в промышленное производство, начать с них масштабное революционное преобразование всей отрасли. Естественно, эти проекты развиваются на базе глубоких фундаментальных исследований (рис.2).

Моделирование нанопроцессов. Вопросы построения математических моделей наномасштабных процессов связаны с рядом принципиальных барьеров. Во — первых, это серьезные пробелы с фундаментальными основами решения задач такого класса. Во — вторых, это проблематичность использования привычных представлений макросистем как непрерывной гомогенной системы и применения для анализа детерминированных моделей. В — третьих, это сложность непосредственных измерений параметров объекта (температуры, давления, концентрации и т.п.) из — за его размеров. В — четвертых, это сложные и неопределенные сопряженные физико — химические взаимодействия в системе.

Вместе с тем для некоторых нанопроцессов, протекающих при комбинированном действии нано — и макропроцессов, можно задачи моделирования ставить, если механизмы наномасштабного влияния очевидны, либо прогнозируемы. Так, мощным средством инициирования возникновения нанокинетики является импульсное электромагнитное поле (ИЭМП). В этих случаях задачи моделирования разделяются на два класса (рис.3).



Рис.3 – Классификация задач моделирования

В случаях, когда постановка задачи затруднительна, но получены реальные факты, свидетельствующие о проявлении наномеханизмов, следует сформулировать ряд возможных гипотез, с помощью которых можно объяснить результат. Естественно, дальнейшие исследования должны последовательно исключать неверные гипотезы и обосновывать истинные причины. Рассмотрим примеры построения моделей некоторых комбинированных процессов нано – и макропереноса в соответствии с рис.3.

Нанопастеризация. Тепловая обработка продукта в целях уничтожения в нем болезнетворных микроорганизмов и снижения общего их количества является обязательной операцией в технологиях консервирования. Как правило, ограничиваются задачами пастеризации, но и при стерилизации ставят задачу уничтожения только тех микроорганизмов, которые способны развиваться в продукте. В настоящее время строгой теории стерилизации нет, поэтому в основе разработки режимов стерилизации лежат результаты экспериментальных исследований. Принято, технологическими параметрами процесса стерилизации считать летальную температуру (t_n), текущее время (τ), начальную обсемененность продукта (Nm_0). Обсемененность в момент времени τ (Nm) определяется с помощью показателя летального времени (D_t), которое отражает время, необходимое для уменьшения количества микроорганизмов в 10 раз от первоначального уровня при постоянстве температуры процесса ($t = const$): $\log(Nm_0 / Nm) = \tau / (D_t)$ [7].

Известно, что $\log Nm$ уменьшается со временем по линейному закону, линейной является и зависимость $\log(D_t)$ от t_d . Установлен характер влияния pH среды, наличия жиров, белков и специй на значение (D_t) . Далее модель строилась на знании величины (D_t) . Тогда вышеприведенное соотношение представляется в виде:

$$\log \tau = \log D_t + \log \log (Nm_0 / Nm) \quad (1)$$

Технически задача решается нагревом до уровня летальной температуры всей массы продукта (рис.4 а).

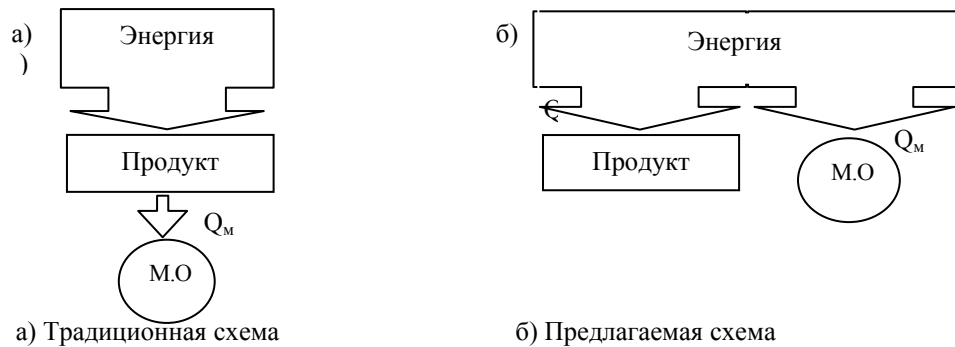


Рисунок 4 – Схема энергоподвода при стерилизации

Энергетический КПД схемы (рис.4а) не превышает 0,004%. Если учесть, что после пастеризации практически всегда проводят охлаждение с применением холодильных машин, то энергетический КПД в действительности еще ниже. Более того, подвод энергии к микроорганизму (МО) осуществляется через продукт. Термическое воздействие на весь объем продукта приводит к ухудшению его свойств. В условиях острого энергетического кризиса поиск нетрадиционных решений селективного действия на микроорганизмы, даже за счет повышения капитальных затрат, являются актуальными. Одновременно, низкотемпературная пастеризация значительно повышает пищевую ценность продукта.

Такой принцип представлен на рис.4б. Энергетическая эффективность схемы определяется соотношением энергии подведенной к продукту (Q_p) и непосредственно к микроорганизмам (Q_m). Энергетическая эффективность процесса, качество продукта однозначно связаны с понижением (Q_p) и повышением (Q_m). Реализовать этот принцип удастся за счет использования уникальных особенностей импульсного электромагнитного поля (ИЭМП). Научно – техническая идея основана на том, что продукт и микроорганизм имеют разные электрофизические характеристики. Поэтому, эпюры температур в продукте и в микроорганизме принципиально различаются (рис5).

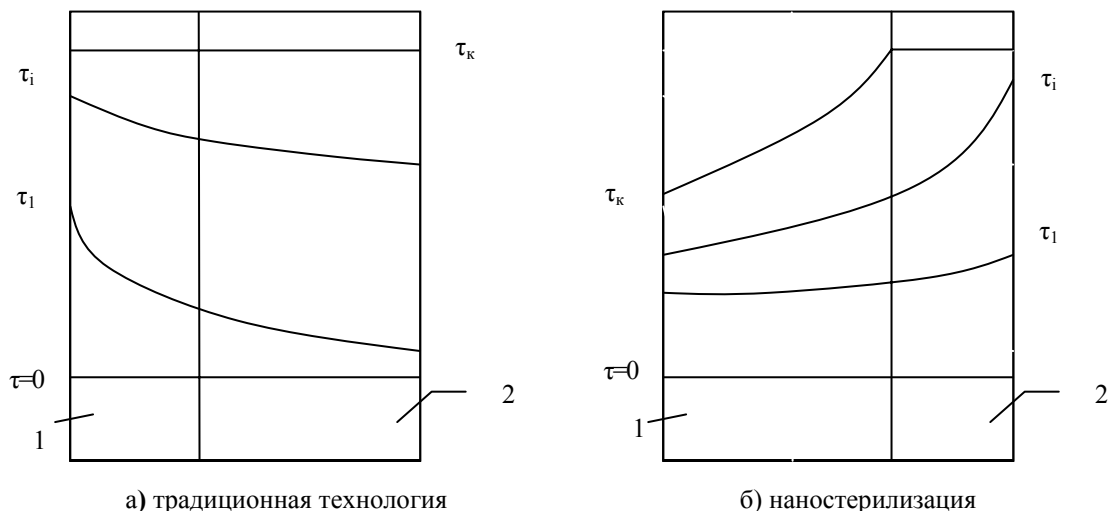


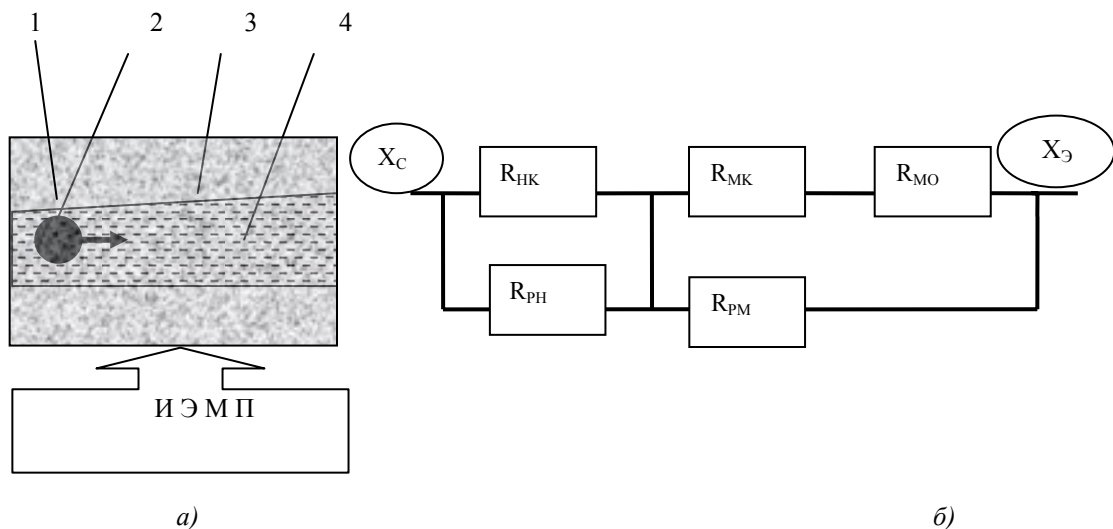
Рис.5 – Эпюры температур в продукте (1) и в микроорганизме (2)

В начальный момент ($\tau = 0$) температуры в продукте и в микроорганизме равны. Со временем температуры растут, но по стандартной технологии значительней в продукте, а по предлагаемой — в микроорганизме за счет селективного подвода энергии [8].

Комбинированные процессы нано — и макрокинетики при экстрагировании

В современных пищевых технологиях производства сахара, масел, растворимого кофе, коньячных спиртов, фармпрепаратов процесс экстрагирования является ключевым, определяющим как качество так и экономические показатели предприятия [9,10]. Однако, как правило, это достаточно трудоемкий и низкоэффективный процесс. Например, в коньячных технологиях процесс экстрагирования продолжается годами. Использование НТ позволит существенно интенсифицировать процесс экстрагирования за счет эффекта комбинированного электрофизического воздействия на процесс [6,9].

Механизм комбинированного нано – и макропереноса экстрактивных веществ из волокнистой структуры в раствор поясняется схемой (рис.6.а) и электродиффузионной моделью (рис.6.б) [5]. Последовательная цепочка диффузионных сопротивлений состоит из суммы: $\Sigma R = R_{НК} + R_{МК} + R_{МО}$. Наименьшим диффузионным сопротивлением характеризуется процесс конвективной массоотдачи от поверхности продукта в поток экстрагента ($R_{МО}$). Его величина определяется скоростью потока экстрагента, его свойствами, геометрией поверхности фазового контакта. Далее рассмотрим отдельно диффузионные сопротивления микрокапилляров ($R_{МК}$) и нанокapилляров ($R_{НК}$). Растворимые вещества перемещаются в середине микрокапилляров к поверхности продукта. Это конвективная диффузия в стесненных условиях.



а) — схема, б) — электродиффузионная модель

Рис.6 – Процесс бародиффузии

Наибольшим диффузионным сопротивлением характеризуются, естественно, нанокapилляры, стесненность диффузионных процессов в которых максимальна. Именно капилляры определяют интенсивность массообменных процессов при экстрагировании и степень извлечения ценных компонентов из твердой фазы. Концентрация целевых компонентов в твердой фазе после экстрагирования определяется диффузионными сопротивлениями $R_{МК}$ и $R_{НК}$. Представляется, что при традиционных подходах вообще нельзя практически рассчитывать на извлечение содержимого нанокapилляров.

При комбинации процесса экстрагирования с воздействием импульсного электромагнитного поля инициируется поток экстрагента из капилляров. По сути, это бародиффузия, которая определяется растущим в капиллярах давлением. Отдельные капилляры, где достигнуты условия для генерации паровой фазы начинают периодически выбрасывать в поток жидкость из капилляров. Экстракт из нанокapилляров выбрасывается в микрокапилляры. Частота выбросов и число функционирующих капилляров растет с ростом N – мощности излучения. Предлагается аналогия с центрами парообразования [6,11]. Поток экстрагента из капилляров турбулизирует пограничный слой, сопротивление массопереносу бародиффузией ($R_{РМ}$ и $R_{РН}$) может быть на несколько порядков ниже, чем в традиционных схемах массоотдачи.

Обозначим $j_{НК}$ и $j_{МК}$ бародиффузионные потоки, соответственно, из нанокapилляров и микрокапилляров. Обратный поток экстрагента в капилляры запишем как j_e . Тогда, под действием ИЭМП (поток I) очередность потоков будет следующей: $I \rightarrow j_{МК} \rightarrow j_{НК} \rightarrow j_e \rightarrow I$.

Эффективность извлечения целевых компонентов из твердой фазы зависит от согласования продолжительности и мощности импульсов потока I . При малой продолжительности может не успеть сформироваться поток $j_{НК}$ и, даже $j_{МК}$. При большой продолжительности и мощности возможен нежелательный перегрев твердой фазы. При более тонкой организации энергоподвода целесообразно менять параметры ИЭМП во времени в соответствии с мгновенными значениями диэлектрических характеристик твердой фазы (наличия внутри жидкой фазы), концентрации экстракта в каналах, его количества. Величину ИЭМП следует согласовывать и с диаметрами каналов – в более мелких каналах требуется больший перепад давлений для возникновения бародиффузионного потока.

Таким образом, гидродинамическая ситуация в потоке определяется эквивалентным диаметром (d), скоростью течения экстрагента (w). Процесс осложнен вихревой диффузией из каналов твердой фазы, импульсным характером поля, определяющим число и производительность центров точечного массообмена. Задачи такого плана решаются методами экспериментального моделирования. Методом “анализа размерностей” определена структура уравнения в безразмерных переменных. Предложено числом парообразования: $Bu = N (r w d^2 \rho)^{-1}$ для учета влияния действия электромагнитного поля. Физический смысл числа Bu заключается в том, что устанавливается соотношение между энергией излучения и той энергией, которая необходима для преобразования в пар всего раствора, который проходит через экстрактор. В соотношении (r – теплота фазового перехода, а ρ – плотность экстрагента). Чем ближе число Bu к 1, тем больше образовывается паровой фазы, тем больше градиент давлений, тем интенсивнее выбросы насыщенного экстрагента из глубины капилляров. Растет турбулизация пограничного слоя, но увеличиваются нагрев твердой фазы и расход энергии.

В результате комплексных экспериментальных исследований, которые включали определение условий фазовых равновесий, кинетики экстрагирования установлены константы в уравнении в обобщенных переменных:

$$\text{при } Re < 2300 \quad Sh = 36,58 (Re)^{0,33} (Sc)^{0,33} (Bu)^{1,54} \quad (2)$$

$$\text{при } Re > 2300 \quad Sh = 0,87 (Re)^{0,8} (Sc)^{0,33} (Bu)^{1,96} \quad (3)$$

Эти соотношения стали ключевыми в программе расчета экстракторов с электромагнитным интенсификатором процесса [12].

Тепломеханические модели клеточной структуры. Рассмотрим реакцию оболочки клетки при последовательном подводе к ней энергии, выдержке и резкого сброса давления на третьем этапе. В основе анализа непрерывно – гетерогенная модель системы [6].

На первом этапе изменение объема клетки V_k , температуры T_k , давления P_k и концентрации в ней растворимых компонентов C_k , представляются следующим образом.

$$\tau_0 < \tau < \tau_n; \quad P_0 < P_a \leq P_n; \quad T_0 < T_a \leq T_n \quad (4)$$

$$\frac{dV_k}{d\tau} = \beta \cdot \varepsilon \cdot F \frac{\rho_s}{\rho_k} [C_s(\tau) - \tau_k(\tau)] + F_k \cdot \varepsilon \frac{P_a(\tau) - P_k(\tau)}{\delta} + \frac{1 - \varepsilon}{r \cdot \rho^u} \cdot \int q_u \cdot dF \quad (5)$$

В соотношении (5) первое слагаемое учитывает эффект массопереноса, второе – изменение объема за счет инфильтрации, а третье – изменение объема за счет теплопередачи. Тепловой поток, передаваемый клетке, расходует на нагрев “сухой” части, нагрев и частичное испарение жидкости:

$$Q_k = \int_0^\tau \int_{V_0} c_{Pc} \{ [1 - C_k(\tau)] V_k(\tau) \} \rho_c dV d\tau + \int_0^\tau \int_{V_0} c_{PB} \cdot C_k(\tau) \cdot V_k(\tau) dV d\tau + \int_0^\tau \int_{V_0} q_v dV d\tau \quad (6)$$

Для второго этапа $\tau_0 < \tau \leq \tau_n$; $P_a = P_n$; $T_a = T_n$. Соотношения (5) и (6) характерны только на незначительном отрезке времени II этапа. В основном выдержка на втором этапе необходима для завершения массопереносных процессов.

На третьем этапе $\tau_n < \tau \leq \tau_{ак}$; $P_n > P_a \geq P_0$; $T_n \geq T_a \geq T_0$.

В процессе резкого снижения давления происходит частичный либо полный разрыв клеточной оболочки. В этом случае задачу можно представить в виде известной модели напряженного состояния сферической оболочки со сквозными отверстиями.

$$R_0 < r < R_0 + \delta_0 \quad (7)$$

$$\frac{\partial \sigma_{Tr}}{\partial r} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial \sigma_{r\varphi}}{\partial \varphi} + \frac{1}{r \cdot \sin \varphi} \cdot \frac{\partial \sigma_{r\psi}}{\partial \psi} + \frac{1}{r} (2\sigma_{Tr} - \sigma_{\varphi\varphi} - \sigma_{\psi\psi} - \sigma_{r\varphi} \operatorname{tg} \varphi) = 0$$

$$\frac{\partial \sigma_{r\varphi}}{\partial r} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial \sigma_{\varphi\varphi}}{\partial \varphi} + \frac{1}{r \cdot \sin \varphi} \cdot \frac{\partial \sigma_{r\varphi}}{\partial \varphi} + \frac{1}{r} [(\sigma_{\varphi\varphi} - \sigma_{\psi\psi}) \cdot \operatorname{ctg} \varphi + 3\sigma_{r\varphi}] = 0 \quad (8)$$

$$\frac{\partial \sigma_{r\psi}}{\partial r} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial \sigma_{\varphi\psi}}{\partial \varphi} + \frac{1}{r \cdot \sin \varphi} \cdot \frac{\partial \sigma_{\psi\psi}}{\partial \psi} + \frac{1}{r} (3\sigma_{r\psi} + 2\sigma_{\varphi\psi} \operatorname{ctg} \varphi) = 0$$

Граничные условия:

$$\sigma_{rr}/r = R_0 = P_0; \quad \sigma_{rr}/r = R_0 + \delta = P_1 \quad (9)$$

$$\sigma_{\varphi\varphi} = \sigma_{\psi\psi} = 0,5(P_0 + P_1); \quad r, \varphi, \psi \in \Omega_0 \cap \Omega_i \quad (10)$$

где Ω_0 — сфера с радиусом R_0 ,

Ω_i — сфера с радиусом R_i .

$$\sigma_{\varphi\psi} = \sigma_{\psi\varphi}; \quad \rho(\tau) = P_0(1 - e^{-\tau}) \quad (11)$$

$P_0 = P_0(\tau)$ — давление внутри клеточной оболочки;

$P_1 = P_1(\tau)$ — давление в среде, окружающей клетку.

Решение задачи в виде представленной модели затруднительно по целому ряду причин. Необходимо исследование прочностных характеристик клеточной стенки и ее пористости, что само по себе является предметом самостоятельного исследования. Кроме того, неизвестны массопроводность и теплопроводность клеточных стенок. Однако предложенная математическая модель позволяет определить направление исследований в макрообласти, к которым относятся управляющие процессом параметры и таким образом определить задачи экспериментальных исследований.

Комбинированные нано и макропроцессы при сушке. Вероятно, конвективные способы сушки в условиях энергетического дефицита не имеют перспектив [13,14]. Будущее за энергоэффективными способами [14]. В этой связи необходимо во – первых, снять с воздуха задачи теплоносителя, а оставить только задачу «приемника» влаги. Во – вторых, организовать обезвоживание продукта с минимальным выпариванием из него влаги, т.е. подключить бародиффузионные процессы. В – третьих, использовать механическое удаление влаги с поверхности продукта за счет продувки его воздухом из окружающей среды. В – четвертых, организовать бародиффузию из объема продукта с помощью ИЭМП. Схема такого способа сушки иллюстрируется рис.7.



Рис.7 – Схема комбинированных процессов сушки

Во многом, такие задачи подобны рассмотренным выше моделям экстрагирования, естественно относительно внутренних процессов в твердой фазе. Следовательно, для их анализа справедливы модели

потоків із нано і мікрокапілярів твердої фази. Совместное рассмотрение внутренних наномасштабных процессов и внешних процессов фильтрационной сушки требует самостоятельных исследований.

Формирование фундаментальных нанотехнологических исследований в АПК. В соответствии с рис.2 основой нанотехнологий должны быть фундаментальные исследования. На сегодняшнее время имеются факты, объяснить которые можно только с позиций нанонаук. К таким фактам, полученным на кафедре процессов и аппаратов ОНАПТ, относятся изменения и трансформации структуры вкусовых и ароматических комплексов продукта, стерилизация микроорганизмов при пониженных температурах, предпосевная биостимуляция семян и т.п. Причина этих фактов общая – действие электромагнитного поля.

На основе полученных фактов можно сформулировать следующие направления фундаментальных исследований НТ в АПК (табл.1).

Таблица 1 – Направления фундаментальных нанотехнологических исследований в АПК

№	Область исследований	Ожидаемый результат
1	Проблемы формирования комплексов вкуса и аромата продукта	Сборка с помощью НТ нужных и оригинальных комплексов
2	Исследование механизмов процессов клеточного переноса	Предпосевная биостимуляция семян, интенсификация процессов переноса, увеличение выхода целевых компонентов, снижение энергоёмкости
3	Наносенсоры вкуса, состава, запаха, порчи. Нанометки.	Объективный и оперативный технологический контроль, защита интересов потребителя
4	Бионанотехнологии	Модификация биообъектов, создание „лаборатории на чипе”, создание искусственных ферментов и антител.

Из приведенных фундаментальных направлений нанонаук вытекают перспективные проекты в АПК.

Формирование перспективных исследований в области пищевых нанотехнологий. В настоящее время уже обоснованы общие направления развития фундаментальных нанонаук [1 – 3]. В дальнейшем анализе ограничимся только теми технологическими процессами, которые уже развиваются в ОНАПТ (табл.2).

Таблица 2 – Комплексный эффект перспективных нанотехнологий в АПК

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ПРОЦЕСС	МЕХАНИЗМ	ЭФФЕКТ
Низкотемпературная пастеризация	Селективное действие на микроорганизмы	Повышение энергетической эффективности в $10^2 \dots 10^3$ раз, улучшение качества
Комбинированные процессы нано – макрокине-тики при сушке	Объемный подвод энергии, инициирование бародиффузии	Сокращение расхода энергии в 40...50 раз, улучшение качества продукта
Микрокинетика формирования блока льда из раствора	Перевод воды в твердую фазу, рециклинг льда, динамичная перестройка режимных параметров	Сокращение расхода энергии в 2...5 раз, улучшение качества продукта, возможность фракционирования
Термомеханическая обработка вязких продуктов	Механическое воздействие на тепловой пограничный нанослой теплообменным модулем	Интенсификация процесса в 2...20 раз, отсутствие пригара продукта
Экстрагирование с электромагнитным интенсификатором	Объемный подвод энергии, инициирование бародиффузии	Интенсификация процессов массопереноса в $5 \dots 10^4$ раз

Флагманские проекты нанотехнологий в АПК. Опыт работы ОНАПТ в области пищевых нанотехнологий позволяет выделить флагманские проекты. Эти проекты могут быть практически внедрены в производство в течении ближайших 5...10 лет. Перечень таких проектов приведен в табл.3.

Таблиця 3 – Направления флагманских нанотехнологических проектов в АПК

№	Проект	параметр	Традиционный подход	Результат НТ	
				Достигнутый	Ожидаемый
1	Низкотемпературный наностерилизатор	Энергоемкость, МДж/кг продукта	0,2	0,02	$2 \cdot 10^{-5}$
		Температура, °C	80...100	30	10...20
		КПД, %	0,004	0,04	20...40
2	Экстрактор	Степень интенсификации массопереноса, раз	1	100	10000
		Энергоемкость, МДж/кг влаги	4...6	1,9	0,1...0,2
3	зерносушилка	Энергоемкость, МДж на кг удаленной воды	1,5...3	0,45	0,08...0,1

Отдельные вопросы по исследованиям в сфере перспективных и флагманских проектов рассмотрены в публикациях [8,10,11,14].

Выводы. В мире динамично развивается новое научное направление – нанотехнологии. В пищевых производствах сырье имеет элементы наномасштабного размера. Эти естественные наноструктуры определяют качество продукта и эффективность технологии. Организация и управление воздействием на эти естественные наноструктуры при комбинировании возможностей нано и макрокинетики в условиях импульсно – циклического характера протекания процессов открывает новые перспективы в пищевых технологиях.

Литература

1. Нанотехнология в ближайшем десятилетии. Прогноз направления исследований.//Под ред. М.К.Роко – М.: Мир, 2002. – 292 с.
2. Ратнер М., Ратнер Д. Нанотехнология: простое объяснение очередной гениальной идеи.: Пер.с англ. – М. – 2004. – 240 с.
3. Кобаяси Н. Введение в нанотехнологию.: Пер. С японок. – М. – 2005. – 134 с.
4. The National Nanotechnology Initiative; Research and Development Leading to a Revolution in Technology and Industry, Supplement to President's FY 2006 Budget, March 2005.<http://www.nano.gov/NNI.068Budget.pdf>.
5. Бурдо О.Г. Нанотехнології – новий напрямок в АПК//Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Наук. праці Од. держ. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.29.Т.1 – С.20 – 26.
6. Бурдо О.Г. Энергетический консалтинг в АПК Южного региона//Энергосберегающие технологии и автоматизация. –2001. – №1 – 2. – С.4 – 7.
7. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты – в пищевых технологиях//ИФЖ. 2005. Т.78, №1. С. 88 – 93.
8. Бурдо О.Г., Рибіна О.Б. Дослідження процесів низькотемпературної пастеризації. – Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр. Вип.13, Т.2. – Донецьк: Дон ДуЕт, 2005, С. 133 –140
9. Бурдо О.Г. Эффекты харчових нанотехнологій//Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Наук. праці Од. держ. акад. харчових технологій. – Одеса: 2003. – Вип.20. – С.203 – 209.
10. Бурдо О.Г.,Ряшко Г.М. Наномасштабные процессы в пищевых технологиях//Сборные научных трудов МПА: Вып.ІІ – М.: ГИОРД, 2004. – С.295 – 305.
11. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М., Светличный П.И. Энергетические аспекты пищевых нанотехнологий//Интегровані технології та енергозбереження. – Харків: НТУ „ХПІ”, 2005. – №2. – С.34 – 38.
12. Бурдо О. Г. Проаналізуємо питомні витрати і невиправдані втрати тепла при сушінні збіжжя//Зерно і хліб. – Київ, 2006. – №1. – С.52 – 54.
13. Burdo O.G., Bezbach I.V. of Heat Pipes and Mass Recovery//6–th Int. Seminar “Heat Pipe, Heat Pumps, Refrigerators”, 8 – 11 September, 2005 – Minsk, Belarus. – p.161 – 166.

ПОДХОДЫ К РАССМОТРЕНИЮ ПРОЦЕССОВ В НАНОТЕХНОЛОГИЯХ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Калинин Л.Г.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Появление нового самостоятельного и перспективного направления работ в науке и технике всегда сопровождается пересмотром некоторых устоявшихся представлений, появлением новых потребностей в измерительной технике и эксперименте, а также необходимостью построения новых физических и математических моделей.

Так называемая нанотехнология возникла в результате удачных работ по созданию новых углеродных структур, обладающих уникальными механическими свойствами. Поскольку размеры этих структур соответствовали области нанометров (10^{-9} м), это и дало название направлению, которое за последние годы привлекает внимание ученых и разработчиков во всем мире, что сопровождается расширением фронта работ и существенной финансовой поддержкой в таких странах как США и Япония. Вместе с тем отношение ученых к этому направлению неоднозначно. Спектр мнений широк: от полного отрицания какого-либо существенного потенциала этого направления и определения его как “рекламная шумиха”, до недоумения – зачем выделять в самостоятельное направление то, чем мы занимаемся все время? Т.е. исследования в области химии, биохимии, биофизики и так ведутся на уровне молекулярных и атомных структур. Ни первое, ни второе мнение никакого отношения к понятию “нанотехнология”, на наш взгляд, не имеют.

Рациональным и очень существенным моментом в новых технологиях следует считать попытки перевести рассмотрение процессов энерго – и массопереноса из области макроуровня (когда игнорируется молекулярная структура вещества) в плоскость микро – и наноуровней, когда определяющими становятся совершенно иные условия взаимодействий частиц, входящих в состав микро – и наноструктур.

Если рассматривать процессы пищевых технологий с этих позиций, то становится понятным, что попытки создания каких-либо новых структур на субмолекулярном уровне навряд ли могут представлять перспективное направление, а если такие попытки и будут проведены, их заранее можно отнести к области компетенции биохимии, а следовательно они будут осуществляться ее методами.

В тоже время практически все виды пищевых технологий имеют дело с исходным материалом (сырьем) растительного или животного происхождения, т.е. по сути дела с клеточными структурами, которые в ходе обработки (технологии) превращаются в тот или иной продукт. Несмотря на огромное многообразие пищевых продуктов, и технологий их получения, назначением последних фактически является реализация двух самостоятельных задач: первая – получение продукта высокого качества; вторая – сохранение этого уровня качества в течение определенного срока. Независимо от того, в какой последовательности эти процессы реализуются (раздельно или совместно), общей направленностью всех видов технологий является активное энергетическое воздействие, причем основным видом энергии является тепловая. Поскольку технологий, которые могли бы улучшить исходные (нативные) показатели качества сырья не существует, можно сформулировать обобщенный тезис: любая технология, предусматривающая энергетическое или массообменное воздействие на исходное сырье, ведет к ухудшению его нативных качеств. Отсюда следует, что решение задачи о качестве продукта следует рассматривать не на оценке показателей готового продукта, а на оценке его утраченных нативных качеств. Понятно, что существующая сегодня оценка эффективности той или иной технологии по величине (и содержанию) т.н. отходов ответа на вопрос об утраченных качествах сырья не дает.

Вторая задача – сохранение качества продукта во времени – решаются методами, существования которых насчитываются тысячелетиями: тепловая (огневая) обработка сырья или его сушка с последующим уплотнением. Консервирование в том виде, как оно применяется сегодня, появилось в начале 19 века и после работ Л. Пастера приобрело тот вид, который сегодня не имеет альтернативы. Практически все виды сохранения продукта (за исключением замораживания) связаны с решением задачи об уничтожении (иногда – угнетении) вредной микрофлоры и бактерий, что достигается, как правило, реализацией процессов обработки с повышением температуры сырья до некоторого (достаточного) высокого уровня с последующей выдержкой. Понятно, что при этом само сырье испытывает энергетическую нагрузку. Это приводит к потерям разного вида, начиная с выхода летучих компонентов, заканчивая уничтожением витаминных групп, ферментов, денатурацией белка, активным окислением фрагментов сырья, а также деструкцией липидных и белковых комплексов.

Таким образом, рассматривая вопрос о возможности создания микро – и нанотехнологий в области переработки продуктов растительного и животного происхождения, можно попытаться сформулировать следующие основные задачи:

- создание первичных технологий переработки сырья с минимальными потерями нативных качеств продукта и увеличением “глубины выхода” продукта (сокращение отходов);
- создание технологий сохранения (консервирования) продуктов на энергетических уровнях (температурах), при которых деструкция исходного материала и потери его качества были бы минимальны.

Прежде чем рассматривать проблему дальше, необходимо отметить, что существующими (традиционно применяемыми) методами ее не решить. Основываясь на традиционных методах, попробуем определить области, при исследовании которых, возможно, лежат ответы на поставленные выше задачи.

Первая область исследований – изучение растительных и клеточных растительных структур с целью определения условий, при которых содержание клеток может быть оптимально сохранено и использовано в пищевом продукте. В связи с этой основной задачей возникает и вторичная (не менее сложная) – каким образом, за счет действия каких сил и при каких обстоятельствах существует принципиальная возможность реализации основной задачи.

Понятно, что эти две задачи двудеины и традиционными энергетическими воздействиями (измельчение, тепловое действие) не могут быть решены удовлетворительно.

Вторая область исследований – изучения возможностей уничтожения или угнетения бактериальных структур без деструктивных влияний на содержание клеток сырья. К этой области гносеологически относится и решение обратной задачи активизации деятельности бактерий и ферментов на соответствующих этапах технологии получения продукта. И в этом случае результаты исследований будут зависеть от выбора способа технологического воздействия на исходный материал, с учетом того, что существующие энергетические методы не могут быть признаны удовлетворительными.

Таким образом, обе области исследований должны быть на изучении первичных элементов, подлежащих энерговоздействию (клетки, бактерии и пр.), а также на поисках новых методов энергоподвода, поскольку именно они будут определять и принципиальную возможность реализации, и техническое лицо новых технологий.

В качестве одного из возможных направлений необходимо рассматривать все виды и комбинации т.н. “волновых” технологий, в которых подвод энергии к объекту осуществляется в виде проникающего объемного процесса на различных частотах – механических, акустических, электромагнитных колебаний.

Таким образом, постановка задач в области нанотехнологий пищевых продуктов может быть проведена в следующей последовательности:

- выявление целей на уровне анализа эффективности переработки растительного сырья (сводится к более полному использованию нативных свойств и качеств сырья);
- определение принципиальной возможности использования энергоподвода в той или иной форме (или сочетания форм);
- проведение комплексных исследований с целью подтверждения принципиальной возможности решения задачи по выявлению основных параметров технологических режимов.

В этой укрупненной схеме не выделены и специально не рассмотрены элементы техники эксперимента и измерений, связанные с особенностями объектов исследования (клеточные структуры) и методов энергоподвода (все разновидности микроволновых технологий). Это направление представляет собой самостоятельную сложную научно – техническую проблему, рассмотрение которой не входит в тему настоящей публикации.

ПОДХОДЫ К РАССМОТРЕНИЮ ПРОЦЕССОВ В КЛЕТОЧНЫХ СТРУКТУРАХ ПРИ МИКРОВОЛНОВОМ ВОЗДЕЙСТВИИ

Калинин Л.Г.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Влияние электромагнитного поля (ЭМП) во всем диапазоне исследованных частот (от гамма излучения до радиоволн) на жизнедеятельность некоторых биологических структур сегодня является неоспоримым научным фактом и объектом исследований. Многочисленные эффекты условно разделяемые на положительные и отрицательные, подтвержденные экспериментально и наблюдаемые в различных обра-

зованиях животных и растительных клеточных систем, сегодня представляют особо пестрый набор информации различной ценности и достоверности, которая используется, как правило, для реализации этих эффектов на практике (начиная с применения излучателей миллиметрового диапазона ЭМП, предлагаемого рекламой для лечения “всех болезней” человека, заканчивая стимуляторами развития растительных образований). Библиография по этому поводу практически необозрима уже сегодня, что свидетельствует о постоянном и нарастающем интересе к рассматриваемым феноменам.

С другой стороны следует признать, что механизмы взаимодействия ЭМП с элементарными частицами, фрагментами клетки, клеточными образованиями и структурами, изучены явно недостаточно. Другими словами, почти все используемые эффекты “нашупаны” экспериментально, а рабочие режимы, определяющие условия взаимодействия ЭМП с биологическими структурами определяются опытным путем. Причиной тому являются значительные трудности, возникающие при попытках построения физической модели взаимодействия микроструктуры биологических образований с воздействующими факторами окружающей среды. Очевидная сложность задачи начинается с ее обоснованной и грамотной постановки, а заканчивается необходимостью пересмотра современной методологии сложных много структурных систем.

Значительный опыт, накопленный в области стимуляции посевного материала сельскохозяйственных культур при воздействии на него микроволнового поля, сегодня представлен в виде рекомендации академии аграрных наук Украины [1], а также в виде многочисленных положительных результатов, полученных для различных сельскохозяйственных культур в условиях Украины (при вариантности сортов, климатических зон погодных условий и пр.).

При этом рабочие режимы микроволновой обработки семян получены экспериментально в условиях лаборатории, затем проведены на опытных участках и только после этого рекомендованы для использования “в поле”. Понятно, что такая обработка громоздка, длительна (обоснование режима в среднем занимает два года), а самое главное — не позволяет обоснованно прогнозировать значение режимных параметров для новых сельскохозяйственных культур.

Попытаемся рассмотреть вопрос о взаимодействии МВ ЭМП с растительными биологическими структурами на уровне постановки задачи и обоснования ее корректности, исходя из очевидных и неоспоримых факторов, с учетом современных представлений о характере физико-химических процессов, протекающих в таких структурах.

Приведем перечень исходных тезисов:

- А. Электромагнитное поле (постоянное и переменное) обязательно влияет на условия биогенеза (входит в число основных факторов, определяющих условия жизнедеятельности биологических структур).
- В. Эффект влияния ЭМП может быть как положительным (улучшение жизненных функций и условий развития биосистемы), так и отрицательным (угнетение биосистемы вплоть до ее уничтожения), что определяется, в конечном итоге, частотой ЭМП и количеством энергии (дозой) подведенной к системе.
- С. Степень проявления эффекта зависит от:
 - характеристик ЭМП (вид поля, частота ЭМП, длительность воздействия, электрической напряженности E и магнитной составляющей ЭМП);
 - характеристик биообъекта (физико-химические показатели, микро- и макроструктура объекта, влагосодержание с учетом форм существования воды в составе структуры, механические, тепло- и электрофизические показатели объекта в целом и его составляющих на различных системных уровнях);
- Д. Воздействия микроволнового ЭМП на семена сельскохозяйственных культур в пределах режимов, определенных по результатам эксперимента как оптимальные для стимуляции прорастания, не оказывают влияния на биохимический состав объекта (т.е. никаких существенных изменений нет). Изменения на генном уровне не зафиксированы.

В дальнейшем будем, что процесс прорастания семян является, по сути, преобразованием и развитием части семени (зародыша) в самостоятельную биологическую структуру — росток, при этом очевидно, что если определенность и направленность этого процесса задается на генном уровне, то его интенсивность будет зависеть от эффективности реализации обменных процессов на границе семя – среда, а также на уровне меж- и внутриклеточного транспорта (влаго – газообмен). Поскольку МВ – воздействие не изменяет генную структуру и химический состав семян, очевидно, что истоки процессов интенсификации развития семян лежат в области транспорта вещества в биологических микроструктурах, т.е. в их мембранах.

Ранее [2] было показано, что при воздействии микроволнового ЭМП, имеющих энергетический характер, можно говорить о существенных изменениях полей давления внутри клеточных образований, что конечно влияет на внутри- и межклеточные потоки вещества.

Кроме того, микроволновое ЭМП ($\sim 10^9$ Гц), в отличие от ионизирующих излучений, которые создают непосредственно новые заряды, не обладает ионизирующей способностью, а воздействует на уже имеющиеся свободные заряды и диполи [3].

При взаимодействии ЭМП с биологическим веществом возникают два типа эффектов, определяющие диэлектрические свойства тканей, а следовательно, и поглощающую способность биоструктуры.

Колебания свободных зарядов (ионов) приводит к повышению тока проводимости и влияют на электропроводность среды. Вращение диполей с частотой приложенного внешнего ЭМП определяет токи смещения и диэлектрические потери. Соотношение между этими видами преобразования энергии выражается величиной комплексной диэлектрической проницаемости. Различают α , β , δ и γ дисперсии энергии при взаимодействии ЭМП с биоструктурами. α -дисперсия соответствует процессам релаксации зарядов непосредственно в клеточных мембранах; β -дисперсия обусловлена неоднородностью клеточной структуры биологической ткани.

Поскольку митохондрии и ядро клетки малы по сравнению с размерами всей клетки, их релаксационные потери меньше, чем для клетки в целом. На частотах 10^5 – 10^7 Гц мембраны все меньше и меньше перезаряжаются, в итоге емкостное сопротивление биологической ткани падает. Содержимое клеток все активнее включается в процесс образования ионных токов, а диэлектрическая проницаемость падает. При частотах выше 10^8 Гц емкостное сопротивление мембраны становится настолько малым, что клетку можно считать короткозамкнутой. Поляризация молекул и токи смещения становятся определяющими в процессе определения энергии.

Диапазон частот 300...2000 МГц относится к области δ -дисперсии, которая обусловлена вращением групп белковых молекул, а также релаксацией белковосвязанной воды.

γ -дисперсия определяется дипольными моментами воды, молекулы которой приходят в колебательное движение и передают энергию молекулам других видов и переходом ее в тепло, химические превращения и пр.

Таким образом, с ростом частоты ЭМП индуцирование ионных токов постепенно замещается поляризацией молекул; на частотах 1 ГГц диэлектрические потери составляют 50%, а при 10...30 ГГц уже 90 – 98 %.

Оценивая с этих позиций возможностей применяемой аппаратуры, которая работает на частотах $0.3 \cdot 10^9$... $2.5 \cdot 10^9$ Гц можно утверждать, что все наблюдаемые в клеточных биоструктурах эффекты определяются, в основном, γ - дисперсией, т.е. связаны с поглощением энергии ЭМП диполями воды, находящейся в составе клеток. Кроме того, необходимо учитывать возможные резонансные эффекты в отдельных фрагментах клеток.

Обоснованием последнего тезиса могут служить Результаты анализа структуры биомембран, которые привели к следующим выводам:

— некоторая часть воды (незначительная по объему) присутствует в мембранах и клетках в виде гидратированной воды, которая имеет структуру отличную от молекул “свободной” воды, приобретая некоторые формы, соответствующие жидко кристаллическим структурам, и у которых резонансная частота соответствует 10^8 ... 10^9 Гц. Потери энергии в гидратированной воде значительно (на порядок) выше, чем в свободной, следствием чего в силу объемного и селективного характера поглощения энергии может возникнуть плавление оболочек макромолекул и гидратированных хвостов мембран. В этом случае совсем не обязательно общее повышение температуры объекта или оно может быть незначительным (до 10...20 °C). Однако изменение степени гидратации молекул воды может привести к изменению условий поверхностного натяжения и других физико-химических свойств на границах раздела мембрана – раствор, что изменит пропускную способность. Кроме того, известно, что собственная частота головок фосфолипидов в составе биомембран составляет 10^9 Гц [4]. Таким образом вырисовывается следующая картина взаимодействия биомембраны с внешним микроволновым полем (частота $2.45 \cdot 10^9$ Гц):

— в силу селективного поглощения энергии ЭМП происходит ее перераспределение в пределах рассматриваемой структуры, причем гидратированная вода, включенная в состав мембран в виде прослоек белковых образований и “хвостов” мембран, имея поглощательную способность на порядок выше, чем у свободной воды и соответственную частоту 10^8 ... 10^9 Гц, поглощает энергию активнее, чем окружающие образования мембраны. Это ведет к “плавлению” гидратированной воды, т.е. к фазовым переходам, изменяющим теплофизические характеристики системы. В конечном итоге это ведет к изменению (росту) проницаемости мембраны;

— в силу флуктуаций плотности и давления в пределах замкнутой полости клетки, она начинает работать как акустический резистор, следствием чего изменение условий работы мембран. Теоретически и экспериментально показана возможность генерации сверхвысокочастотных акустических полей, что изменяет подход к оценке механических качеств мембран.

Одновременно с этим существует подход [5], который доказывает отзывчивость растительных структур на действие низкочастотного магнитного поля. При этом механизм воздействия носит не энергетический характер (температура семян практически остается постоянной), а резонансный, сам же эффект активизации растительной структуры достигается за счет резонансного действия внешнего магнитного поля на составляющие клеток и мембран (ионы, липиды, белки и пр.).

Література

1. Технология микроволновой обработки семян сельскохозяйственных культур. УААН – Киев: Наука, 2003.
2. Калинин Л.Г., Бошкова И.Л. Физическая модель отклики растительной ткани на воздействия микроволнового поля ЭМП. – Биофизика, РАН, 2003. – т. 48, вып. 1
3. Шван К.К. и др. СВЧ – энергетика. – Мир, 1971.
4. Исмаилов Э.Ш. Биофизическое действие СВЧ – излучения. – М: Энергоатомиздат, 1987. – 144с.
5. Калинин Л.Г., Бошкова И.Л., Панченко Г.И., Коломийчук С.Г. Влияние низкочастотного и высокочастотного ЭМП на семена. – Биофизика, РАН, 2005. – т. 50, вып. 2, с. 361 – 366.

ТЕПЛОВЫЕ РЕЖИМЫ ПРИ ИЗБИРАТЕЛЬНОМ МИКРОВОЛНОВОМ НАГРЕВЕ ДИЭЛЕКТРИКОВ

Бурдо О.Г., Рыбина О.Б.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Рассматривается нагрев диэлектриков в микроволновом электромагнитном поле при разных режимах подвода энергии: непрерывном, импульсном и периодическом. Диэлектрик считается двухфазной системой, состоящей из основной фазы (среды) и небольших включений. Определяется перегрев включений относительно среды при разных механизмах теплообмена между включениями и средой. В большинстве случаев результаты удастся представить в виде простых формул. В тех случаях, когда окончательные формулы оказываются достаточно сложными, для удобства пользования они сопровождаются соответствующими графиками. В рамках предложенной математической модели рассмотрено явление избирательного нагрева при пастеризации пищевых продуктов.

При помещении диэлектрика в микроволновое электромагнитное поле происходит его нагрев. Если диэлектрик представляет собой дисперсную систему, состоящую из нескольких фаз с разными электрическими свойствами, то в различных фазах может выделяться разное количество теплоты, что будет приводить к неравномерному нагреву диэлектрика. В этом заключается избирательный нагрев диэлектриков в микроволновом электромагнитном поле. Такой нагрев применяется в различных технологических процессах, например, в процессах сушки, склеивания, пастеризации, стерилизации. Он позволяет разработать различные энергосберегающие технологии [1]. В данной работе проанализированы различные тепловые режимы избирательного нагрева.

Будем считать, что диэлектрик представляет собой мелкодисперсную систему, состоящую из двух фаз. Одну из них назовем средой. Величины, относящиеся к этой фазе, будем сопровождать индексом «1». Вторую назовем включениями. Относящиеся к ней величины будем писать с индексом «2». Чтобы окончательные формулы не оказались чрезмерно сложными, сделаем ряд разумных упрощающих предположений.

Во – первых, будем пренебрегать краевыми эффектами. Соответственно, будем считать среду пространственно бесконечной.

Во – вторых, положим, что характерный размер включений мал (точнее, что число Vi мало). В этом случае можно считать, что температура t_2 во всех точках включения примерно одинакова.

Обозначим ε'_i и ε''_i соответственно действительную и мнимую составляющие комплексной диэлектрической проницаемости фазы i (здесь и дальше $i = 1$ или 2). Тогда мощность, выделяющаяся в единице объема (удельную тепловую мощность), можно представить в виде формулы [2]

$$p_i = 2\pi f \varepsilon_0 \cdot \varepsilon''_i \cdot E_i^2, \quad (1)$$

где f – частота, $\varepsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12} \frac{\Phi}{\text{м}}$ – электрическая постоянная, E_i – напряженность электрического поля.

Напряженность поля во включении E_2 и в среде (вдали от включения) E_1 – прямопропорциональны, т.е.

$$E_2 = \gamma E_1 \quad (2)$$

Коэффициент пропорциональности γ зависит от вещественных составляющих диэлектрических проницаемостей, геометрии и концентрации включений, а также от некоторых других факторов. Для не очень высоких частот, при которых магнитная составляющая электромагнитного поля не влияет существенно на процессы нагрева, можно записать:

Пленочные включения: $\gamma = 1$, если $\vec{E}$ параллелен плоскости пленки;

$$\gamma = \frac{\varepsilon_1'}{\varepsilon_2}, \text{ если } \vec{E} \text{ перпендикулярен этой плоскости.}$$

Цилиндрические включения:

$\gamma = 1$, если $\vec{E}$ параллелен оси включения;

$$\gamma = \frac{2\varepsilon_1'}{\varepsilon_2 + \varepsilon_1}, \text{ если } \vec{E} \text{ перпендикулярен этой оси;}$$

Сферические включения:

$$\gamma = \frac{3\varepsilon_1'}{\varepsilon_2 + 2\varepsilon_1};$$

Из (1) и (2) получаем

$$p_2 = \frac{\varepsilon_2''}{\varepsilon_1''} \gamma^2 \cdot p_1 \quad (3)$$

В большинстве работ по избирательному нагреву при количественных оценках нагрева различных фаз не учитывается теплообмен между ними. Мы учтем этот фактор. Рассмотрим два случая теплообмена: 1). теплообмен по закону Ньютона – Рихмана; 2). теплообмен по закону Фурье.

Теплообмен при граничных условиях III рода

Пусть тепловой поток через поверхность, разделяющую среду и включения, определяется формулой

$$P_F = \alpha \cdot F \cdot (t_2 - t_1), \quad (4)$$

где α – коэффициент теплоотдачи, F – общая площадь поверхности всех включений в единице объема диэлектрика; t_i – температура фазы i .

Обозначим χ_i отношение объема фазы i к полному объему диэлектрика. Тогда

$$\chi_1 + \chi_2 = 1 \quad (5)$$

Запишем уравнение теплового баланса для среды

$$\chi_1 c_1 \rho_1 dt_1 = \chi_1 p_1 d\tau + P_F d\tau \quad (6)$$

и для включений

$$\chi_2 c_2 \rho_2 dt_2 = \chi_2 p_2 d\tau - P_F d\tau, \quad (7)$$

где τ – время.

Мы полагаем, что $t_2 > t_1$, т.е. включения греются больше среды.

В (6) и (7) c_i и ρ_i – соответственно удельная (массовая) теплоемкость и плотность фазы i .

Обозначим θ – перегрев включений относительно среды

$$\theta = t_2 - t_1 \quad (8)$$

Тогда из (6) и (7) получаем

$$\frac{d\theta}{d\tau} = A - B \cdot \theta, \quad (9)$$

где введены обозначения

$$A = \frac{p_2}{c_2 \rho_2} - \frac{p_1}{c_1 \rho_1} = \left(\frac{\varepsilon_2''}{\varepsilon_1''} \cdot \frac{\gamma^2}{c_2 \rho_2} - \frac{1}{c_1 \rho_1} \right) \cdot p_1 \quad (10)$$

$$B = \alpha F \left(\frac{1}{\chi_1 c_1 \rho_1} + \frac{1}{\chi_2 c_2 \rho_2} \right) = \frac{\alpha k}{R} \left(\frac{\chi_2}{\chi_1 c_1 \rho_1} + \frac{1}{c_2 \rho_2} \right) \quad (11)$$

В последней формуле R – характерный размер включения (для сферических и цилиндрических включений – радиус, а для пленочных – толщина), k – коэффициент, зависящий от формы включения ($k=3$ для сферических включений, $k=2$ – для цилиндрических и пленочных включений).

Решение уравнения (9) можно представить в виде следующей простой формулы

$$\theta(\tau) = \int_0^{\tau} A(\bar{\tau}) \cdot \exp[-B(\tau - \bar{\tau})] d\bar{\tau} \quad (12)$$

Получив для перегрева формулы (9) и (12), мы свели задачу о тепловых режимах при избирательном нагреве к задаче о тепловых источниках. Следует отметить широкую область применимости полученных формул (I.9) и (I.12). Они позволяют определять перегрев при любых режимах нагрева, т.е. при любых функциях $p_1 = p_1(\tau)$. Кроме того, эти формулы годятся для включений любой формы.

Рассмотрим более подробно некоторые практически важные частные случаи теплового нагрева диэлектрика.

Непрерывный режим

Пусть $p_1(\tau) = p_{10}$ и соответственно $A(\tau) = A_c$, где p_{10} и A_c – константы. Тогда (12) принимает вид

$$\theta(\tau) = \frac{A_0}{B} [1 - \exp(-B\tau)] \quad (13)$$

Если δ – относительная ошибка определения нагрева, то при $\tau > -\frac{\ln \delta}{B}$ имеем

$$\theta_c \approx \frac{A_c}{B}, \quad (14)$$

т.е. наступает стационарный режим. Следует отметить, что стационарный режим наступает только по переменной θ . Температуры t_2 и t_1 могут продолжать расти.

Если $A(\tau)$ медленно меняется во времени (производная $\frac{dA}{d\tau}$ мала), то из (12) получаем

$$\theta(\tau) = \frac{A(\tau)}{B} - \frac{A(0)}{B} \exp(-B\tau) - \frac{1}{B} \int_0^{\tau} \frac{dA}{d\bar{\tau}} \exp[-B(\tau - \bar{\tau})] d\bar{\tau} \approx \frac{A(\tau)}{B} \quad (15)$$

т.е. режим избирательного нагрева становится квазистационарным.

Импульсный режим

Пусть $A(\tau)$ – кратковременный импульс длительностью τ_u . Будем считать, что энергия, выделяющаяся в импульсе, не зависит от его длительности. Т.е. средние мощности ρ_i обратно пропорциональны длительности импульса. Кроме того, для простоты вычислений будем считать, что импульс имеет прямоугольную форму. В этом случае

$$A(\tau) = \begin{cases} \frac{1}{\tau_0} A_u, & \text{при } 0 \leq \tau \leq \tau_0 \\ 0, & \text{при } \tau \geq \tau_u \end{cases} \quad (16)$$

Подставляя (16) в (12), получаем

$$\theta(\tau) = \begin{cases} A_0 \frac{1 - \exp(-B\tau)}{B\tau_u}, & \text{при } 0 \leq \tau \leq \tau_u \\ A_0 \frac{\exp(B\tau_u) - 1}{B\tau_u} \cdot \exp(-B\tau), & \text{при } \tau \geq \tau_u \end{cases} \quad (17)$$

При малых длительностях импульса, а именно при

$$\tau_u < \frac{2\delta}{B} \text{ и при } 0 \leq \tau \leq \tau_u \text{ имеем } \theta(\tau) \approx \frac{A_u}{\tau_u} \tau \quad (18)$$

В этом случае теплообменом между включениями и средой можно пренебречь (только во время действия импульса), т.е. имеет место адиабатный нагрев.

Периодический режим

Пусть $A(\tau)$ – периодическая функция с периодом T . В этом случае, полагая $\tau = mT + \tau_n$, где $m = 0, 1, 2, \dots$ и $0 \leq \tau_n \leq T$, формулу (12) можно представить в виде

$$\begin{aligned} \theta(\tau) = & \exp[-(T + \tau_n)B] \cdot \frac{1 - \exp(-mTB)}{1 - \exp(-TB)} \cdot \int_0^T A(\bar{\tau}_n) \exp(\bar{\tau}_n B) d\bar{\tau}_n + \\ & + \exp(-\tau_n B) \cdot \int_0^{\tau_n} A(\bar{\tau}_n) \exp(\bar{\tau}_n B) d\bar{\tau}_n \end{aligned} \quad (19)$$

При больших τ (и соответственно при больших n), когда $\exp(-mTB) \approx 0$, режим можно считать установившимся.

При больших $T \cdot B$, когда $\exp(-T \cdot B) \approx 0$, первое слагаемое пренебрежимо мало, и (19) принимает вид

$$\theta(\tau) \approx \int_0^{\tau_n} A(\bar{\tau}_n) \cdot \exp[-B(\tau_n - \bar{\tau}_n)] d\bar{\tau}_n \quad (20)$$

В установившемся режиме при малых значениях $T \cdot B$ имеем ($\exp(-T \cdot B) \approx 1$) и пренебрежимо малым становится второе слагаемое. Учитывая, что среднее значение $A(\tau)$ за время, равное периоду, равно

$$A_0 = \frac{1}{T} \int_0^T A(\bar{\tau}) d\bar{\tau},$$

формула (19) принимает вид

$$\theta_0 \approx \frac{A_0}{B} \quad (21)$$

Формула (21) совпадает с формулой (14), что означает, что периодический режим при рассматриваемых условиях ведет себя как непрерывный.

В качестве примера рассмотрим микроволновой нагрев сыпучего материала. Будем считать, что частицы сферической формы (включения) находятся во взвешенном состоянии в потоке воздуха (среда). Концентрация частиц мала, т.е. $\chi_1/\chi_2 \ll 1$. Допустимую ошибку определения температуры примем равной 5%. Для воздуха можно считать, что $p_1 \approx 0$. Соответственно формулы для времени установления и перегрева при стационарном режиме (формулы (14)) принимают вид

$$\tau \geq c_2 \rho_2 \frac{R}{\alpha} \text{ и } \theta = \frac{1}{3} \frac{R}{\alpha} p_2$$

Длительность импульса, при котором можно пренебречь теплообменом (формула (12)), выражается формулой

$$\tau_u \leq 0,03 \cdot c_2 \rho_2 \frac{R}{\alpha}.$$

Непосредственные числовые расчеты по полученным формулам затруднены из-за сложности определения коэффициента теплоотдачи α .

Теплообмен при граничных условиях IV рода

Будем считать, что включения имеют сферическую форму (R – радиус включения), концентрация включений настолько мала, что их температурные поля не перекрываются. В этом случае температурное поле отдельного включения и среды описывается следующими уравнениями теплопроводности

$$\begin{cases} \frac{\partial t_i}{\partial \tau} = a_i \nabla^2 t_i + \frac{1}{c_i \rho_i} p_i \\ t_i(r, 0) = t_0 \quad 0 < r < \infty \\ t_i(r, \tau) = t_\infty \quad \text{при} \quad r = \infty, \quad \tau \geq 0 \\ \lambda_1 \frac{\partial t_1}{\partial r} = \lambda_2 \frac{\partial t_2}{\partial r}, \quad r = R, \quad \tau \geq 0 \end{cases} \quad (22)$$

Здесь ∇^2 – оператор Лапласа и

$$t_\infty = \frac{1}{c_1 \rho_1} \int_0^\tau p_1 d\bar{\tau} + t_0 \quad (23)$$

t_∞ – температура вдали от включения.

Вводя понятия перегрева $\theta = t - t_\infty$, из (22) и (23) получаем

$$\begin{cases} \frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \nabla^2 \theta + A, \quad 0 \leq r \leq \infty, \quad \tau \geq 0 \\ \theta(r, 0) = 0, \quad 0 \leq r \leq \infty \\ \theta(r, \tau) = 0, \quad r = \infty, \quad \tau \geq 0 \end{cases} \quad (24)$$

Здесь A определяется формулой (10).

Как и в предыдущем разделе задача об избирательном нагреве оказалась сведенной к классической задаче о тепловом источнике в однородной бесконечной среде. Интенсивность источника $A(\tau)$ может быть произвольной функцией времени и равна нулю при $r > R$.

Чтобы решение уравнения (22) было не слишком громоздким и соответственно удобным для практических применений, будем считать, что тепловые характеристики включения и среды примерно равны (это во многих случаях имеет место на практике). Т.е. $\lambda_1 = \lambda_2 = \lambda$, $c_1 = c_2 = c$, $\rho_1 = \rho_2 = \rho$. С учетом этого предположения решение уравнений (24) можно представить в виде:

$$\theta = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \int_0^\tau \int_0^R \int_0^\pi \frac{A(\bar{\tau})}{[4a(\tau - \bar{\tau})]^{3/2}} \exp\left[-\frac{r^2 + \bar{r}^2 - 2\bar{r}r \cos \bar{\theta}}{4a(\tau - \bar{\tau})}\right] \cdot \bar{r}^2 \sin \bar{\theta} d\bar{\tau} d\bar{r} d\bar{\theta} \quad (25)$$

Как и раньше, будем считать радиус включения R настолько малым, что перегрев в разных точках включения примерно одинаков.

Полагая $r = 0$ и интегрируя (25) по пространственным координатам с учетом того, что A в области интегрирования не зависит от пространственных координат, получаем

$$\theta(\tau) = \int_0^\tau \left[\operatorname{erf}\left(\frac{R}{2\sqrt{a(\tau - \bar{\tau})}}\right) - \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \frac{R}{2\sqrt{a(\tau - \bar{\tau})}} \cdot \exp\left(-\frac{R^2}{4a(\tau - \bar{\tau})}\right) \right] A(\bar{\tau}) d\bar{\tau} \quad (26)$$

В (26) введено обозначение

$$\operatorname{erf}(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \int_0^x \exp(-\alpha^2) d\alpha$$

Рассмотрим разные тепловые режимы.

Непрерывный режим

Подставляя вместо $A(\tau)$ в уравнение (26) константу A_0 , получаем

$$\theta(\tau) = A_0 \frac{R^2}{a} Fo \cdot \left[\operatorname{erf}\left(\frac{1}{2\sqrt{Fo}}\right) - \frac{1}{\sqrt{\pi} \cdot Fo} \exp\left(-\frac{1}{4Fo}\right) + \frac{1}{2Fo} \left(1 - \operatorname{erf}\left(\frac{1}{2\sqrt{Fo}}\right)\right) \right] \quad (27)$$

где $Fo = \frac{a\tau}{R^2}$ – число Фурье.

На рис. 1 приводится график зависимости безразмерного перегрева $\frac{2a}{R^2 \cdot A_0} \cdot \theta$ от безразмерного времени Fo (формула (27)).

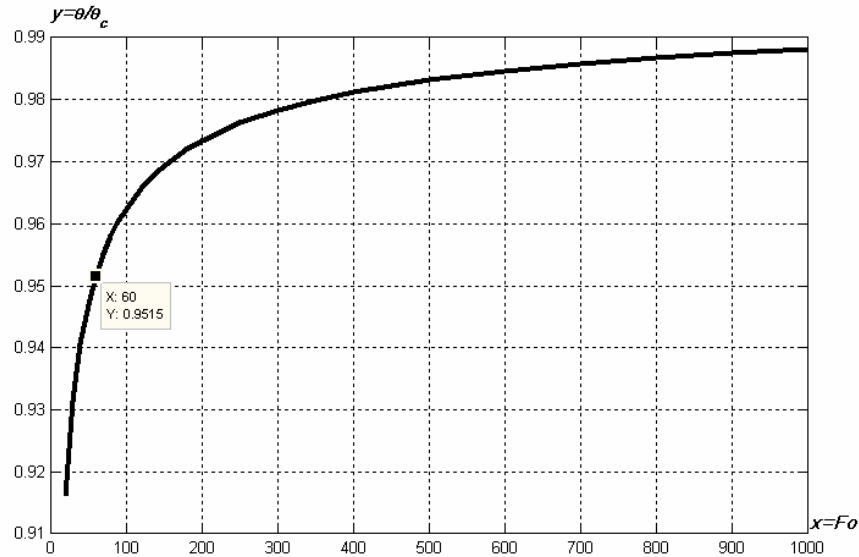


Рис.1 – Непрерывный режим

Из этого графика следует, что при больших значениях Fo перегрев становится константой (температуры t_1 и t_2 могут продолжать расти).

В общем случае

$$\theta_c = A_0 \frac{R^2}{2a} \quad (28)$$

Значение Fo , при котором режим становится стационарным, зависит от допустимой ошибки и может быть определено с помощью Рис. 1. Так, если ошибка определения θ не должна превышать 5%, то

$$Fo > 60 \quad (29)$$

Импульсный режим

Также, как и в случае теплообмена при граничных условиях III рода,

$$A(\tau) = \begin{cases} \frac{1}{\tau_u} A_u, & \text{при } 0 \leq \tau \leq \tau_u \\ 0, & \text{при } \tau \geq \tau_u \end{cases} \quad (30)$$

Подставляя (30) в (26), получаем

$$\theta = \begin{cases} A_u \frac{Fo}{Fo_u} \left[\operatorname{erf} \left(\frac{1}{2\sqrt{Fo}} \right) - \frac{1}{\sqrt{\pi Fo}} \exp \left(-\frac{1}{4Fo} \right) + \frac{1}{2Fo} \left(1 - \operatorname{erf} \left(\frac{1}{2Fo} \right) \right) \right], & 0 \leq \tau \leq \tau_u \\ \frac{A_u}{F_u} \left[\left(Fo - \frac{1}{2} \right) \operatorname{erf} \left(\frac{1}{2\sqrt{Fo}} \right) - \left(Fo_1 - \frac{1}{2} \right) \operatorname{erf} \left(\frac{1}{2\sqrt{Fo_1}} \right) - \frac{1}{\sqrt{\pi}} \left(\frac{1}{\sqrt{Fo}} \exp \left(-\frac{1}{4Fo} \right) - \frac{1}{\sqrt{Fo_1}} \exp \left(-\frac{1}{4Fo_1} \right) \right) \right], & \tau > \tau_u \end{cases} \quad (31)$$

$$\text{здесь } Fo_u = \frac{a\tau_u}{R^2} \text{ и } Fo_1 = \frac{a(\tau - \tau_u)}{R^2}$$

Подставляя в (31) вместо τ длительность импульса τ_u , получаем

$$\theta(\tau_u) = A_u \left[\operatorname{erf} \left(\frac{1}{2\sqrt{Fo_u}} \right) - \frac{1}{\sqrt{\pi Fo_u}} \exp \left(-\frac{1}{4Fo_u} \right) + \frac{1}{2Fo_u} \left(1 - \operatorname{erf} \left(\frac{1}{2\sqrt{Fo_u}} \right) \right) \right] \quad (32)$$

На рис. 2 приводится график зависимости безразмерного перегрева θ/A_u от безразмерной длительности импульса Fo_u (формула (32))

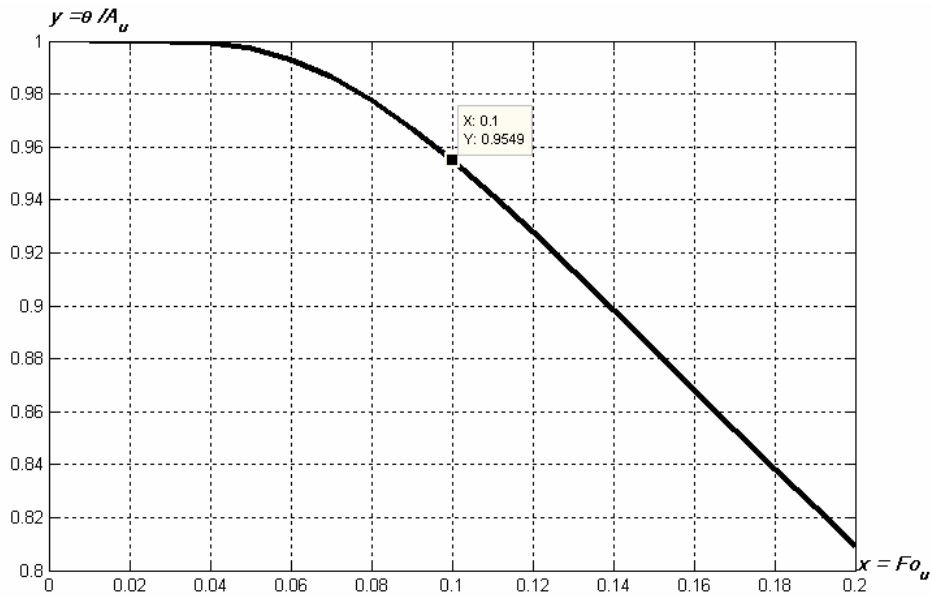


Рис.2 – Максимальный перегрев в момент окончания действия импульса

Из рисунка следует, что при достаточно малых значениях Fo_u

$$\theta(\tau_u) = A_u \quad (33)$$

В этом случае можно считать, что во время действия импульса теплообмен между включением и средой отсутствует и избирательный нагрев выражен в максимальной степени.

График позволяет определить максимальную длительность импульса, при которой теплообмен отсутствует. Так, если допустимая ошибка равна 5%, то

$$(Fo_u)_{\max} \approx 0,1 \quad (34)$$

После прекращения действия импульса перегрев монотонно стремится к нулю; соответствующий график представлен на рис. 3 (формула (30)).

Из него следует, что при

$$Fo > 1,5 \quad (35)$$

перегрев становится равным нулю.

3. Периодический режим

Пусть $A(\tau)$ – периодическая функция с периодом T . Тогда формулу (26) можно представить в виде

$$\begin{aligned} \theta = & \int_0^{\tau_n} \left[\operatorname{erf} \left(\frac{1}{2\sqrt{Fo_0}} \right) - \frac{1}{\sqrt{2\pi Fo_0}} \exp \left(-\frac{1}{4Fo_0} \right) \right] A(\bar{\tau}_n) d\bar{\tau}_n + \\ & + \sum_{k=1}^m \int_0^T \left[\operatorname{erf} \left(\frac{1}{2\sqrt{Fo_k}} \right) - \frac{1}{\sqrt{2\pi Fo_k}} \exp \left(-\frac{1}{4Fo_k} \right) \right] \cdot A(\bar{\tau}_k) \cdot d\bar{\tau}_k \end{aligned} \quad (36)$$

где $\tau = mT + \tau_n$, $\bar{\tau} = (m-k)T + \bar{\tau}_k$, $0 \leq \bar{\tau}_k$, $\tau_n < T$

$$Fo_k = \frac{a(kT + \tau_n - \bar{\tau}_n)}{R^2}, \quad k = 0, \dots, m$$

Как и в случае, когда теплообмен происходит при граничных условиях III рода, при действии периодического источника можно выделить следующие характерные режимы.

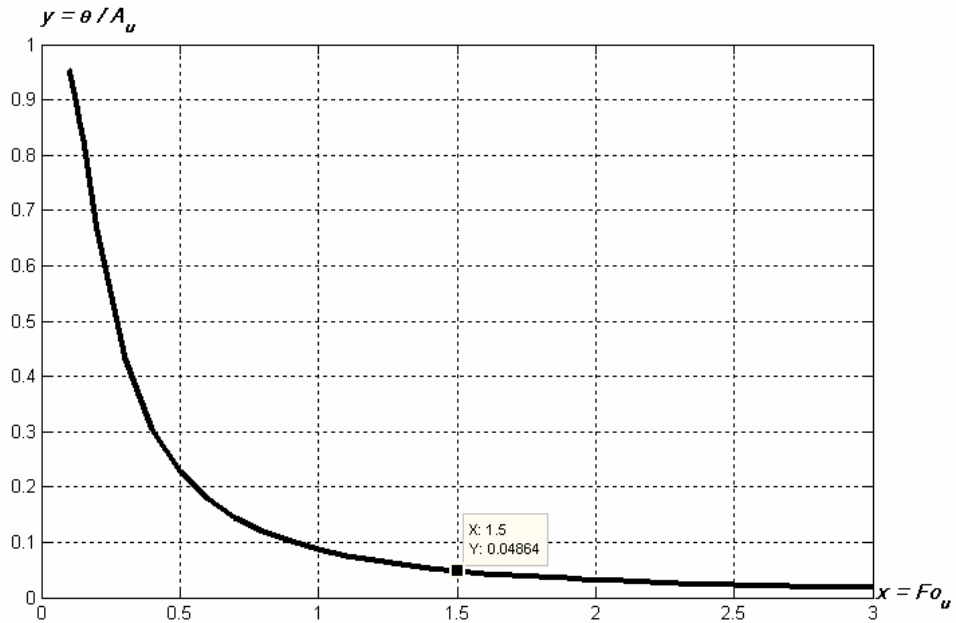


Рис.3 – Уменьшение перегрева после окончания действия импульса

При больших временах τ режим становится установившимся, т.е. начальные условия (в нашем случае мы полагали, что в начальный момент перегрев равен нулю) никак не влияют на перегрев в момент времени τ . В этом случае в сумме, входящей в формулу (36), можно положить $m = \infty$.

При больших периодах T в формуле (36) можно оставить только несколько первых слагаемых. В простейшем случае при достаточно большом периоде T все слагаемые, кроме первого, оказываются пренебрежимо малыми.

Наконец, при достаточно малых значениях T периодический источник ведет себя, как постоянно действующий с интенсивностью, равной среднему значению за период. Т.е. (сравни с (27))

$$\theta \approx A_0 \frac{r^2}{2a}, \text{ где } A_0 = \frac{1}{T} \int_0^T A(\bar{\tau}_n) d\bar{\tau}_n \quad (37)$$

В качестве примера рассмотрим микроволновой нагрев при стерилизации или пастеризации. При вычислениях будем считать, что средой является вода [3]

$$\varepsilon_1' = 77,1 \text{ и } \varepsilon_1'' = 11,5,$$

а включениями – дрожжи *Saccharomyces cerevisiae* [3]

$$R = 5 \cdot 10^{-6} \text{ м; } \varepsilon_2' = 60 \text{ и } \varepsilon_2'' = 17,5$$

Полагаем, что тепловые характеристики воды и дрожжей приблизительно равны. В частности,

$$a_1 = a_2 = a = 0,15 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$$

Из формулы (22) получаем

$$p_1 = c_1 \rho_1 \cdot \frac{dt_\infty}{d\tau} \quad (38)$$

и подставляя (37), (29) в (38) и (33), получаем

$$\theta_0 = \frac{R^2}{2a} \left(\gamma^2 \frac{\varepsilon_2''}{\varepsilon_1''} - 1 \right) \frac{dt_\infty}{d\tau} \text{ и } \theta_u = \left(\gamma^2 \frac{\varepsilon_2''}{\varepsilon_1''} - 1 \right) \Delta t_\infty \quad (39)$$

Подставляя числовые данные в (29), (33) и (38), получаем для непрерывного режима

$$\tau \leq 10^{-2} \text{ с} \quad \text{и} \quad \theta_0 = 6,1 \cdot 10^{-5} \frac{dt_\infty}{d\tau}$$

для импульсного режима

$$\tau_u \leq 2 \cdot 10^{-5} \text{ с} \quad \text{и} \quad \theta_u = 0,8 \cdot \Delta t_\infty$$

Так, чтобы перегрев составил 1°C , в непрерывном режиме скорость нагрева среды должна составлять $\frac{dt_\infty}{d\tau} = 1,7 \cdot 10^4 \frac{\text{град}}{\text{с}}$, а в импульсном режиме необходимо за время $\tau_u = 2 \cdot 10^{-5} \text{ с}$ нагреть среду на $1,25^\circ\text{C}$. Такие параметры процессов на современных установках недостижимы.

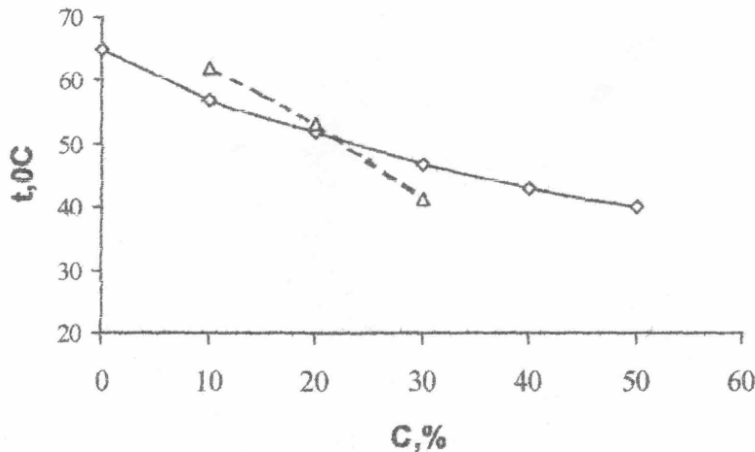
Основной причиной отрицательного результата является малый размер микроорганизмов. Если положить, что при прочих равных условиях размер включений равен $R = 1 \text{ мм}$, то получим

$$\tau \geq 400 \text{ с}, \quad \theta_0 = 2,4 \frac{dt_\infty}{d\tau} \quad \text{и}$$

$$\tau_u \leq 0,8 \text{ с} \quad \theta_u = 0,8 \Delta t_\infty$$

В этом случае избирательный нагрев будет играть существенную роль.

Нами были проведены исследования выживаемости микроорганизмов при облучении содержащей их среды электромагнитным полем дециметрового диапазона (частота – 2450 МГц) [4]. Средой являлись творожная и казеиновая сыворотки с различным содержанием сухих веществ; микроорганизмами – дрожжи *Saccharomyces cerevisiae*. Измерялась температура, при которой выживаемость микроорганизмов была равной нулю. Результаты приведены на рис. 4. Длительность микроволновой обработки зависела от температуры нагрева, но не превышала 12 с .



Полученные температуры и длительности обработки оказались меньшими, чем в случае нагрева среды обычными методами. Уменьшение температуры и длительности нагрева при микроволновом воздействии по сравнению со стандартными методами термической пастеризации отмечается и другими авторами [5,6]. Причиной этого многие исследователи считают избирательный нагрев, в результате которого температура микроорганизмов оказывается выше, чем температура среды.

Приведенные выше расчеты показывают, что для микроорганизмов избирательный нагрев пре-

небрежимо мал. Уменьшение температуры и длительности нагрева при микроволновом облучении пастеризуемых сред, очевидно, обусловлено тем, что воздействие микроволнового магнитного поля на объекты не сводится только к их нагреву. Различные виды такого воздействия приводятся в обзорной статье [7].

Дальнейшие исследования будут направлены на уточнение предложенной модели (учет влияния оболочки микроорганизма, характера изменения электромагнитного поля в самой среде, теплофизических характеристик). Самостоятельной задачей исследований является определение степени влияния всех факторов (теплого, электрического и пр.) на кинетику процесса пастеризации.

Литература

1. О.Г. Бурдо, Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях // Инженерно – физический журнал, 2005, т.78, №1, с. 88 – 93
2. И.А. Рогов, С.В. Некрутман, Сверхвысокочастотный нагрев пищевых продуктов. М. Агропромиздат, 1986
3. А.М. Остапенков, К вопросу о воздействии электромагнитных полей на микроорганизмы // Электронная обработка материалов. 1981, №2, с.62 – 66.

4. О.Г. Бурдо, О.Б. Рибіна, Дослідження процесів низькотемпературної пастеризації // Обладнання та технології харчових виробництв. – Донецьк, 2005, Випуск 13, том 2, с. 133 – 140
5. А.М. Остапенков, И.Н. Старостина, В.И. Ходинский, Стерилизация пищевых сыпучих масс в СВЧ – поле // Электронная обработка материалов, 1985, №5, с. 71 – 73
6. А.Т. Безухов, М.В. Оленев, Б.О. Дем'янчук, Показники вибірковості термоелектродинамічної обробки середовищ неоднорідного складу у нерезонансній мікрохвильовій камері. Нпуківі праці ОНАХТ, Одеса, 2003, вип. №26, с. 200 – 203
7. Н.Г. Потапченко, О.С. Савлук, Антимикробное действие электромагнитных излучений и обеззараживания воды // Химия и технология воды, 1990, т.12, №10, с. 939 – 951

МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОВЫХ РЕЖИМОВ ПРОЦЕССА ПИРОЛИЗА ДРЕВЕСИНЫ

Бурдо О.Г., Сталымбовская А.С.
Одесская национальная академия пищевых технологий

Введение. Применение бездымных копильных сред, химический состав которых и параметры применения поддаются регулированию, является актуальной проблемой. Из многочисленных бездымных агентов, предлагаемых сегодня для целей копчения, наибольший интерес представляют жидкие копильные среды, получаемые на основе водных растворов дыма, как наиболее адекватные по составу, достаточно изученные и доступные, обладающие минимальной потенциальной токсичностью. [3].

Производство жидких концентратов дыма основано на организации сухой перегонки древесины и последующей конденсации полученных органических соединений. Важным условием проведения термоллиза являются ограничения по процессам окисления органической массы древесины. Вторым фактором, определяющим процесс, является температурный режим пиролиза. Именно температура формирует как фронт движения границы поверхности фазового перехода, так и структуру продуктов пиролиза, содержание в них фенолов, кислот, полимерных соединений и других веществ, которые определяют вкусовые, гигиенические и токсические свойства препарата. Процесс термического разложения гемицеллюлозы, целлюлозы и лигнина древесины сопровождается частичным окислением образующихся компонентов пиролиза.

Молекулярный химический состав древесины зависит от ее породы и в основном представлен целлюлозой, гемицеллюлозой и лигнином. Из этих веществ состоят стенки клеток древесины, из них образуется основное количество органических копильных веществ. [3].

Температурный режим пиролиза

Древесина и ее компоненты подвергаются различным химическим превращениям уже при относительно невысоких температурах, при этом карбогидратные компоненты древесины (целлюлоза и гемицеллюлозы) более реакционноспособны, чем лигнин. Гемицеллюлозы первыми подвергаются термической деструкции в интервале температур 170 – 260°C, затем идет распад целлюлозы (240 – 350°C) и лигнина (280 400°C). Гемицеллюлозы дают при разложении меньше смолы и больше газа, чем целлюлоза. При термораспаде лигнина выше выход ароматических соединений, причем лигнин – ключевой компонент, на основе которого образуются высокомолекулярные смолы. Пиролиз целлюлозы проходит по реакции, в результате которой образуется уголь и малые молекулы.

Термическое разложение древесины начинается при температурах, немного превышающих 100°C и состоит из нескольких стадий. Начальная стадия процесса проходит с поглощением теплоты извне и потерей влаги при температуре 120...150°C.

При температуре 275...450°C происходят главные реакции распада веществ, составляющих древесину. При температуре 270...280°C начинается экзотермический распад древесины. Количество теплоты, выделяемой при экзотермических реакциях распада, достаточно для практического проведения процесса до конца без подогрева извне при условии исключения потерь тепла в окружающую среду.

Продуктами термического разложения древесины являются: древесный уголь, жидкий дистиллят и газы. Выход основных продуктов при пиролизе зависит от породы древесины. При сухой перегонке в условиях атмосферного давления и конечной температуры 400°C получается примерно 32...38% угля, 45...50% жидкого дистиллята и 15...20% газов. В остатке получается древесный уголь. [1].

Требования, которые формулируются к организации процесса пиролиза, в некоторой мере противоречивы. С одной стороны следует обеспечить максимальный выход полезных копильных компонентов, а с другой – ограничить наличие в их составе вредных канцерогенных полициклических соединений и

нежелательных балластных веществ. Технологическими факторами, которые определяют состав дыма, являются температурный режим деструкции органической массы древесины и интенсивность отвода образовавшихся компонентов из зоны пиролиза и окисления. Температура в объеме древесины характеризует этапы технологического процесса.

Характеристики копильных жидкостей

Значительное разнообразие способов получения копильных веществ и технологического оборудования, недостаточный уровень исследований физико – химических основ процесса отражаются на существенном отличии в химическом составе продукта. В Украине в настоящее время копильные препараты не производятся, да и сферы его применения крайне ограничены. Технологии копильных препаратов, копильных жидкостей и ароматизаторов в России, Англии, Польше, США, Франции и других странах значительно отличаются. Поэтому, продукция этих стран: Аромат копчения, Вахтоль, ВНИРО, Вобеоль, ВНИИМП и ВНИИМП – 1, Геркосеф – 1, Геркосеф – 2 и Геркосеф – 3, Жидкий дым – 062, Жидкий дым – 063, КП – 74, Концентрат 8027, Копильная соль, Копильное масло, МИНХ, ПДВ, Смоуктекс, Хеко-сеф, Фюмаром жидкий, Фюмаром жирорастворимый, Чарзол и др. имеют разные свойства и химический состав. В литературе представлены сведения [1] по различным образцам копильных препаратов (табл.1).

Таблица 1 – Содержание органических компонентов в копильных жидкостях

Препарат	Общее содержание			Соотношение основных групп
	Фенолов г/кг	Кислот мг/г	Карбонильных соединений, мг/г	
Копильная жидкость на основе дыма из американского орешника	5,54	32,66	15,8	1:5,9:2,9
Копильная жидкость на основе концентрата дыма другой древесины	4,06	3,73	7,4	1:0,9:1,8
Жидкий дым – 062	57,54	10,56	168,0	1:0,2:2,9
Жидкий дым – 063	4,62	6,44	15,6	1:1,4:3,4
Конденсат дыма из дымогенератора Эстрон	<1,00	30,13	84,3	1:30:84
70 – ФХ – 03	48,18	20,98	3,4	1:0,4:0,07
Копильное масло – 1	219,46	103,68	107,9	1:0,5:0,5
Копильное масло – 2	21,37	54,85	9,8	1:2,6:0,5
Фюмаром водорастворимый	49,91	37,49	9,5	1:0,7:0,2
Фюмаром жирорастворимый	123,41	0,55	5,8	1:0,004:0,05
Фюмаром – Cerelese	—	4,60	2,8	—
Фюмаром – Sel	—	3,22	1,0	—

В этих образцах содержание воды составляло 11 – 92%, фенолов – 0,2 – 2,9%, кислот – 2,9 – 9,5%, карбонильных соединений – 2,6 – 4,6%.

Основной компонент, который определяет аромат концентрата – фенол в продукции мировых производителей копильных концентратов колеблется еще в большем интервале – от 0,08 до 30%, причем количество веществ этого класса колеблется от двух до большого разнообразия.

На основе приведенных выше положений проведем моделирование процессов пиролиза.

Постановка задачи моделирования

Сырье (древесина), объем которого V_C , помещается в камеру пиролизера, к поверхности древесины подводится энергия $\mathcal{E}$. В результате энергетического воздействия в объеме древесины повышается температура, что определяет фракционный выход компонентов древесины (рис.1).

Рассмотрим процесс пиролиза древесины, объем которой V_{qp} , пористость ε . Обозначим: i – доля инертного наполнителя в древесине; t – температура; ρ – плотность; G – массовый расход; C – удельная теплоемкость; λ – коэффициент теплопроводности объекта (является функцией температуры и структуры древесины); E – энергия активации; r – теплота парообразования; Ω – удельная теплота фазового перехода газогенерации; R – молярная газовая постоянная; P – давление газа; M – молярная масса; X – про-

пространственная координата; τ – время; Q – объемная плотность теплового потока; F – площадь поверхности; ξ – доля непрореагировавшего компонента; ω – интенсивность выхода газа при реакции; η – доля катализатора в газе. Индексы: v – водяной пар, вода; l – лигнин; c – целлюлоза; z – гемицеллюлоза; n – начальный; o – окружающая среда; g – газ, дым, y – уголь.

Моделирование проведем на основе физико-химической схемы процесса пиролиза (рис. 1).

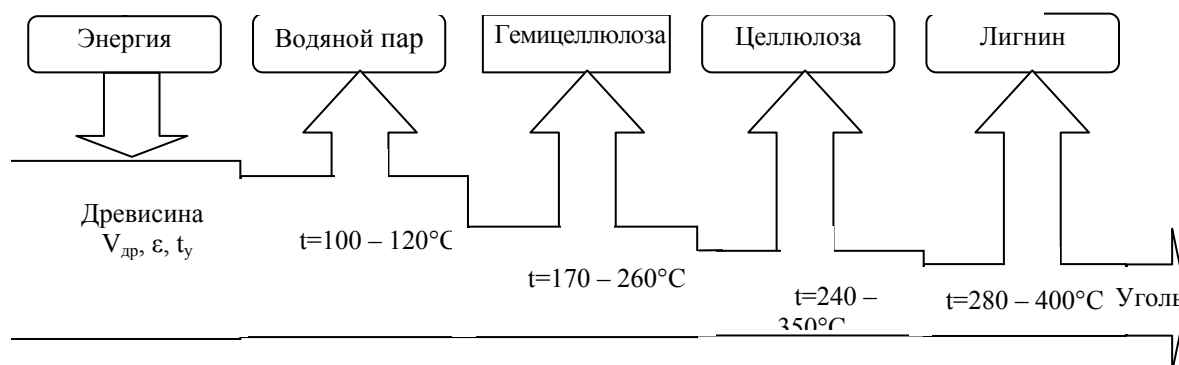


Рис. 1 – Физико – химическая схема процесса пиролиза

Схема (рис.1) реализуется в аппаратах периодического действия. В процессе меняется структура объекта, в соответствии с ростом температуры начинается и заканчивается отдельный этап перегонки. Этапы определяются движением реакционного фронта по координате X . Тепловая модель процесса приведена на рис.2

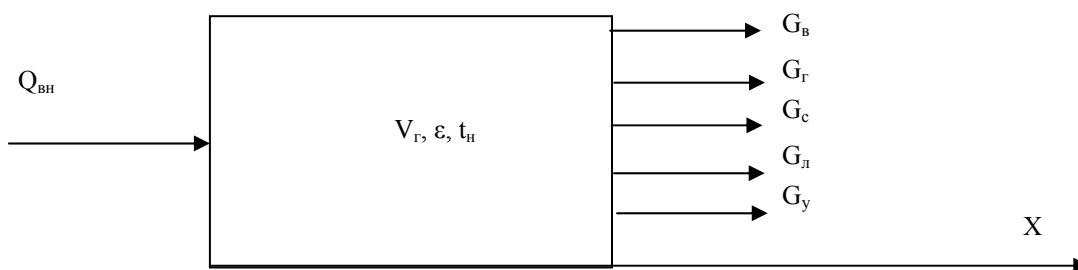


Рис.2 – Тепловая модель процесса пиролиза

Внешний подвод энергии $Q_{вн}$ осуществляется при $x = 0$ через поверхность F . Энергия $Q_{вн}$ расходуется на нагрев компонентов до температуры начала фазового перехода (Q_i^n) и на сам фазовый переход (Q_i^n), уходит из системы как энергия древесного угля Q_y и в окружающую среду Q_o :

$$Q_{вн} = \sum_{i=1}^4 (Q_i^n + Q_i^n) + Q_4 + Q_o \quad (1)$$

Таким образом, балансовая модель (1) связывает тепловые потоки процесса пиролиза. Исходя из позиций (рис.1; 2) составим кинетическую модель процесса.

Модель кинетики процесса пиролиза

На основе изложенных предпосылок установим в каждом диапазоне температур отдельно составляющие Q^n и Q^n .

Для воды:

$$Q_v^n = (1 - i_v) \cdot C_{p_v} \cdot \rho_v \cdot \frac{\partial \xi_v}{\partial \tau} (t, \xi_v) \quad t < 100^\circ\text{C} \quad (2)$$

$$Q_v^n = (1 - i_v) \cdot r_v \cdot \rho_v \cdot \frac{\partial \xi_v}{\partial \tau} \quad 100^\circ\text{C} \leq t < 120^\circ\text{C} \quad (3)$$

Для гемицеллюлозы:

$$Q_l^n = (1 - i_l) \cdot C_{p_l} \cdot \rho_l \cdot \frac{\partial \xi_l}{\partial \tau} (t, \xi_l) \quad t < 170^\circ\text{C} \quad (4)$$

$$Q_l^n = (1 - i_l) \cdot \Omega_l \cdot \rho_l \cdot \frac{\partial \xi_l}{\partial \tau} \quad 170^\circ\text{C} \leq t \leq 260^\circ\text{C} \quad (5)$$

Для целлюлозы:

$$Q_c^H = (1 - i_c) \cdot C_c \cdot \rho_c \frac{\partial \xi_c}{\partial \tau}(t, \xi_c) \quad t < 240^\circ\text{C} \quad (6)$$

$$Q_c^H = (1 - i_c) \cdot \Omega_c \cdot \rho_c \frac{\partial \xi_c}{\partial \tau} \quad 240^\circ\text{C} \leq t \leq 350^\circ\text{C} \quad (7)$$

Для лигнина:

$$Q_z^H = (1 - i_z) \cdot C_z \cdot \rho_z \frac{\partial \xi_z}{\partial \tau}(t, \xi_z) \quad t < 400^\circ\text{C} \quad (8)$$

$$Q_z^H = (1 - i_z) \cdot \Omega_z \cdot \rho_z \frac{\partial \xi_z}{\partial \tau} \quad 280^\circ\text{C} \leq t \leq 400^\circ\text{C} \quad (9)$$

Для древесного угля:

$$Q_y^H = (1 - \varepsilon)(i - i_4) \cdot C_{py} \cdot \rho_y \frac{\partial t}{\partial \tau} \quad t_H < t \leq 400^\circ\text{C} \quad (10)$$

Теплота, которая передается при фильтрации газа по оси x:

$$Q_q = (1 - i_{pq}) \cdot m_q \frac{\partial t}{\partial x} \quad 0 \leq \delta_{qp} \quad (11)$$

Теплота, которая передается теплопроводностью через древесину, толщина которой δ_{qp} :

$$Q_m = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda \frac{\partial t}{\partial x} \right) \quad 0 \leq x \leq \delta_{qp} \quad (12)$$

В соотношении (11) удельный массовый расход газа отнесен к 1 м^2 поверхности и имеет размерность $[\text{кг}/\text{см}^2]$. Объемная плотность теплового потока в соотношениях (2)...(12) выражается как Вт отнесенный к метру кубическому.

Соотношения (2)...(12) можно объединить в единое выражение и дополнить соответствующими уравнениями по кинетике газогенераций отдельных фракций.

Интенсивность газогенерации отдельной фракций выразим как производную соответствующей доли на по времени:

$$\frac{\partial \xi_i}{\partial \tau} = \omega_i \quad (13)$$

Кинетика процессов по (13) протекает на наномасштабном уровне. Таким образом, процесс пиролиза определяется комбинированным протеканием нано – и микропроцессов переноса, что отражено системой (14).

$$\left. \begin{aligned} & (1 - \varepsilon) \cdot \left[(1 - i_y) \cdot C_{py} \cdot \rho_y \frac{\partial t}{\partial \tau} + (1 - i_6) \cdot C_{p6} \cdot \frac{\partial \xi}{\partial t}(t, \xi_6) + (1 - i_4) \cdot C_{p4} \cdot \rho_4 \frac{\partial}{\partial \tau}(t, \xi_4) + \right. \\ & (1 - i_c) C_{pc} \rho_c \frac{\partial}{\partial \tau}(t, \xi_c) + (1 - i_z) C_{pz} \rho_z \frac{\partial}{\partial \tau}(t, \xi_z) \left. \right] + C_{pq} m_q \frac{\partial t}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial x} \right) + \\ & (1 - \varepsilon) \left[(1 - i_6) r_d \rho_6 \omega_6 + (1 - i_4) \Omega_4 \rho_4 \omega_4 + (1 - i_c) \Omega_c \rho_c \omega_c + (1 - i_z) \Omega_z \rho_z \omega_z \right] = Q_{вн} \\ & \frac{\varepsilon P M_{\lambda}}{RT} \cdot \frac{\partial \eta}{\partial t} + m_q \frac{\partial \eta}{\partial x} = (1 - \varepsilon)(1 - i_k) \rho \omega_{\lambda} \\ & \frac{\varepsilon P M_c}{RT} \cdot \frac{\partial \eta}{\partial t} + m_q \frac{\partial \eta}{\partial x} = (1 - \varepsilon)(1 - i_c) \rho \omega_c \\ & \frac{\varepsilon P M_{\Gamma}}{RT} \cdot \frac{\partial \eta}{\partial t} + m_q \frac{\partial \eta}{\partial x} = (1 - \varepsilon)(1 - i_z) \rho \omega_z \\ & \frac{\partial \xi_{\lambda}}{\partial \tau} = -\omega_{\lambda} : \frac{\partial \xi_c}{\partial \tau} = -\omega_c : \frac{\partial \xi_z}{\partial \tau} = -\omega_z \\ & \omega_{\lambda} = K_{o\lambda} \xi_{\lambda} \exp\left(-\frac{E_{\lambda}}{RT}\right) : \omega_c = K_{oc} \xi_c \exp\left(-\frac{E_c}{RT}\right) \\ & \omega_z = K_{oz} \xi_z \exp\left(-\frac{E_{\Gamma}}{RT}\right) \end{aligned} \right\} \quad (14)$$

Система (14) решается при граничных условиях подвода энергии на поверхности F II рода ($q = \text{const}$). Этапы последовательного подключения в процессе газогенерации отдельных фракций учитываются по (2)...(12). Начальными условиями являются:

$$\begin{aligned} t &= t_H & \tau &= 0, & 0 \leq x \leq \delta_{qp} \\ v &= v_{ap} & \tau &= 0 \end{aligned} \quad (15)$$

$$i_y + i_6 + i_d + i_z = 1 \quad \tau = 0$$

Определенные сложности возникнут при оценке интенсивности газогенерации отдельных фракций $\omega_d, \omega_c, \omega_z$.

Экспериментальное моделирование процесса

Опыты по кинетике пиролиза древесины дуба проводились в аппарате с электромагнитным генератором энергии. В объеме древесины размещалась хромель – алюминиевая термопара, информация которой регистрировалась самописцем Н – 306.

Результаты экспериментального моделирования представлены на рис.3.

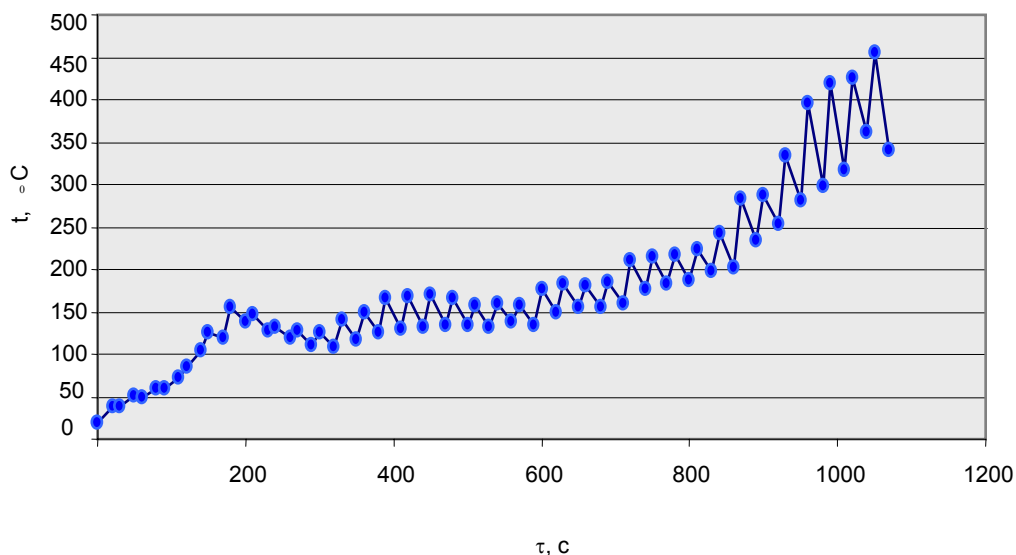


Рис.3 – Термограмма процесса пиролиза

В соответствии с температурным режимом выделены следующие этапы процесса пиролиза (табл. 2)

Таблица 2 – Основные стадии пиролиза древесины

Стадия пиролиза	Температура, °C	τ , с	Выделяющиеся продукты
1. Сушка	120 – 150	180 – 200	вода
2. Начало разложения	150 – 275	200 – 840	CO, CO ₂ , уксусная кислота, др.
3. Образование и испарение основного количества продуктов разложения древесины	275 – 450	840 – 1050	CO, CO ₂ , CH ₄ , эфиры, карбонильные соединения, углеводороды, уксусная кислота, метанол, смола
4. Прокаливание древесного остатка	450 – 550	1050	тяжелая смола, CO ₂ , CO, H ₂ , углеводороды

Проведенные опыты относятся к первому этапу технологии получения коптильной жидкости – сухой перегонке. Именно сухая перегонка осуществляется в пиролизере.

Технологические процессы получения коптильной жидкости

Классическая схема процессов производства коптильных жидкостей приведена на рис.4

Первым этапом производства коптильной жидкости является сухая перегонка древесины, которая осуществляется в пиролизере. Перегонка древесины продолжается до тех пор, пока температура в перегоняемой массе доходит до 400°C. Это обеспечивает полное завершение пирогенетического процесса. После сухой перегонки древесины получают следующие продукты:

- древесный уголь;
- сырая подсмоленная вода, отделяемая от несгораемых газов и собираемая в сборник;
- несгораемые газы, состоящие из различных углеводородов, которые не используются и сжигаются в топке;
- смолистый погон, собираемый как отход в виде жидкой древесной смолы.

Вторым этапом для получения коптильной жидкости является термическая обработка отстойной подсмоленной воды для получения рафинированного продукта – кислого конденсата во время нагрева из подсмоленной воды удаляется фракционный отгон, который представляет собой жидкость с неприятным

резким запахом, содержит в себе метиловый спирт и другие органические вещества, присутствие которых в копильной жидкости не допускается. Получаемый рафинированный остаток (кислый конденсат) – направляется на дальнейшую обработку

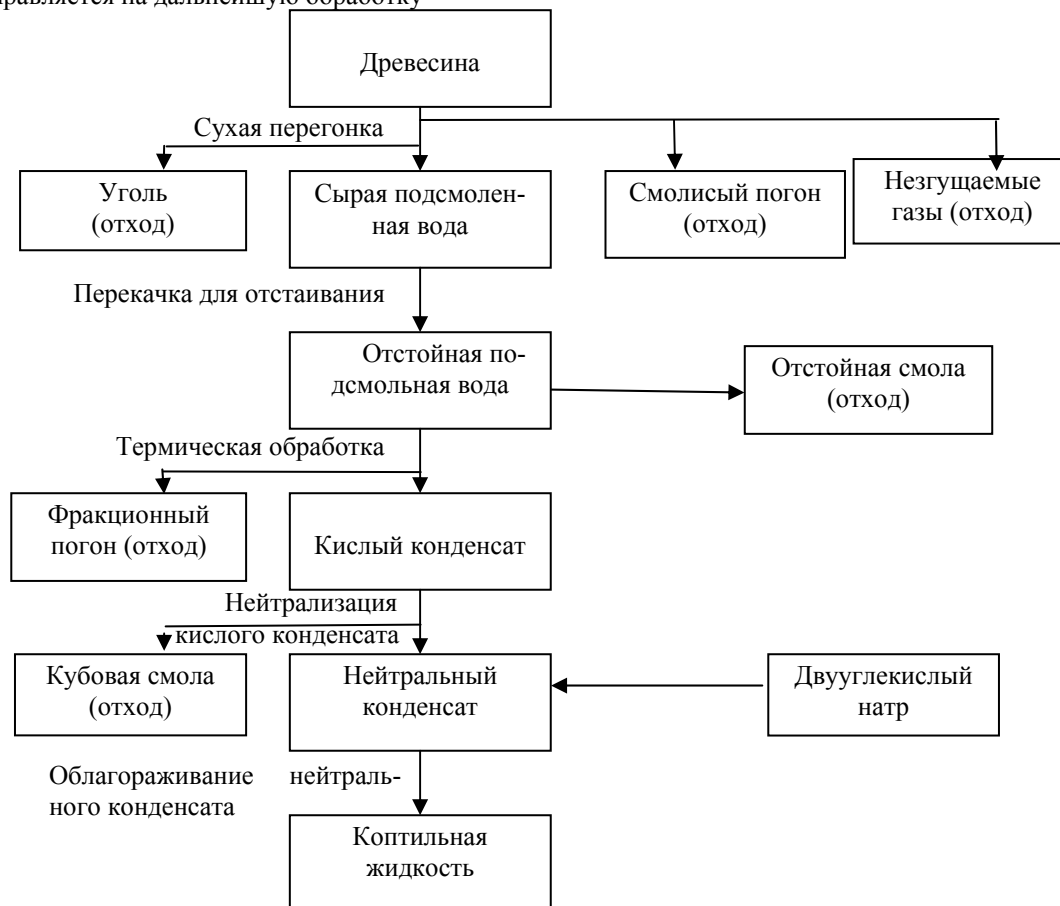


Рис.4 – Схема технологического процесса производства копильной жидкости

На третьем этапе кислый конденсат нейтрализуют бикарбонатом натрия (NaHCO_3), в результате получается жидкость, освобожденная от выделившейся смолы, называемая нейтральным конденсатом.

Четвертым этапом получения технологического процесса получения копильной жидкости является процесс облагораживания нейтрального конденсата, путем постепенного нагревания жидкости до $75 - 85^\circ\text{C}$ и продувании распыленной струей воздуха, подаваемой из компрессора. данный процесс продолжается несколько часов и сопровождается упариванием обрабатываемого нейтрального конденсата, во время которого получается конечный продукт – копильная жидкость. [2].

Таким образом, сухая перегонка древесины, при которой получается жидкость с ароматом копчения, является хоть и основным, но не последним этапом в получении копильного препарата, поэтому следующие этапы получения препарата также требует изучения.

Выводы

Математическая модель процесса пиролиза основана на комбинации кинетических моделей макропереноса (тепловые балансовые модели и дифференциальные соотношения теплопроводности) и физико-химических моделей газогенерации отдельных компонентов (процессы наномасштабного уровня).

Литература

1. Кузнецов Б.Н. Каталитическая химия растительной биомассы // Химия. 1996. №12. с. 48 – 51.
2. С.Н. Суржин. Производство копильной жидкости и ее применение при посоле сельди. Пищепризмат, М.– 1951, с. 8 – 12
3. О.Я. Мезенова, И.Н. Ким, С.А. Бредихин. Производство копченых пищевых продуктов, «Колос», М.2001, с. 4 – 80.

ВПЛИВ ВИСОКОГО ТИСКУ НА СПЕКТРАЛЬНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПЕЧІНКОВОГО ПАШТЕТУ

Сукманов В.О., Соколов С.А., Севаторов М.М.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М.Туган – Барановського

Комплексне рішення задач технічного прогресу в м'ясопереробній промисловості пов'язане з корінною модернізацією й інтенсифікацією технологічних процесів на основі вивчення закономірностей зміни фізичних властивостей продукту, що перероблюється, у ході технологічного процесу. Поставлена задача може бути вирішена шляхом удосконалення і створення нових технологічних процесів. Останнім часом з метою інтенсифікації процесів у м'ясопереробній промисловості широко використовуються фізичні методи обробки сировини, засновані на зовнішньому підведенні енергії. Інтенсивність і природа енергії, що підводиться, істотно впливають на структурні характеристики одержуваного продукту. Аналіз інформаційних джерел [1, 2] свідчить про те, що в останні роки все більше уваги приділяється одному зі шляхів інтенсифікації процесів виробництва харчових продуктів – обробці з використанням високого тиску. Ефективність даного фізичного методу обробки обумовлена не тільки якістю продукту, але й економічністю процесу [3]. Дана робота є продовженням і розвитком наукового напрямку досліджень використання високого тиску в харчових технологіях, що здійснюються проблемною лабораторією, створеною на базі Донецького державного університету економіки і торгівлі ім. М. Туган – Барановського.

Продукти, отримані в результаті забою і переробки сільськогосподарських тварин, є багатоконпонентними, структурноскладними біологічними системами, властивості яких змінюються під дією зовнішнього середовища, мікроорганізмів, тканинних ферментів і інших біохімічних і технологічних факторів. Характер зміни сировини при цьому впливає на якість продукції, що випускається.

Метою даної роботи було визначення оптимальних параметрів процесу обробки м'ясних напівфабрикатів і готових виробів високим тиском, які багато в чому формують подальші споживчі властивості готового продукту.

Спектральні методи є одними з найбільш ефективних засобів дослідження будівлі і контролю складу речовини. Їх використання дозволяє скоротити до мінімуму час аналізу якості різних продуктів при забезпеченні необхідної точності результатів аналізу.

Спектральний аналіз заснований на вимірі різних ефектів, що супроводжують взаємодію випромінювання з речовиною. За допомогою спектрів можна досліджувати основні види руху в молекулі, що залежать від природи атомів, типів їх хімічних зв'язків у молекулі, взаємного просторового розташування між і усереднених взаємодій і т.ін. Тому спектральний аналіз є тонкою й однозначною характеристикою речовини, відрізняється високою вибірковістю, універсальністю і продуктивністю. З його допомогою можна аналізувати практично будь – які речовини в різних агрегатних станах.

Колір готового продукту є однією з головних властивостей, на які споживач насамперед звертає увагу. Чим ближче колір до природного, тим більше привабливим виглядає продукт. У зв'язку з цим ми провели дослідження, зв'язані зі збереженням у м'ясних продуктах природного кольору після обробки їх високим тиском.

Об'єктом дослідження був обраний паштет печінковий «Домашній», виготовлений на Донецькому м'ясопереробному комбінаті по ТУ У 46.38.030 – 95.

До складу продукту входять: печінка яловича чи свиняча чи кінська чи бараняча, жилована, сира чи бланшована; баки (щекovina) свинячі чи свинина жирна, жилована, сирі чи бланшовані; бульйон; сіль поварена харчова; цукор – пісок; перець мелений, чорний чи білий.

Сирий фарш пакувався у спеціальний контейнер, виготовлений з полівінілденхлоридної плівки «Повіден» (ТУ 6 – 01 – 1086). Розміри контейнеру мали розмір 100 мм у довжину та 38 мм у діаметрі, що було викликано розмірами камери високого тиску. В якості проміжної рідини була використана етилполіксанова рідина ПЕС-3. Вона є гарним діелектриком, не викликає корозію деталей, проводів, захисних покриттів, має змащувальні властивості, що зменшують тертя ковзання, що, з одного боку, знижує робочі зусилля, зменшує гистерезис тиску, а з іншого боку – зменшує імовірність заклинювання, нейтральна, без запахів, не спалахує, добре витримує нагрівання, малов'язка, володіє помірною стискальністю, так що запасає відносно не велику пружну енергію, що знижує імовірність серйозних наслідків при руйнуванні камери. Рідина не дефіцитна, нейтральна до досліджуваних об'єктів, екологічно безпечна, придатна для роботи в умовах високого тиску і температур від – 40°C до +100°C.

Для визначення найбільш раціональних параметрів обробки нами були проведені попередні дослідження, які включали в себе обробку зразків сирового паштетного фаршу з різним тиском, температурою та часом витримки. Параметри попередніх експериментів надані в таблиці 1.

Таблиця 1 – Параметри обробки зразків паштетного фаршу при проведенні попередніх досліджень

№ п/п	P, МПа	t, °C	τ, хв
1	500	4	20
2	500	18	15
3	500	40	10
4	600	4	20
5	600	18	15
6	600	40	10
7	700	4	20
8	700	18	15
9	700	40	10
Контроль	Не оброблювався	Не оброблювався	Не оброблювався

Були проведені мікробіологічні, фізико – хімічні та структурно – механічні дослідження оброблених зразків, які виявили, що найліпші властивості [4] має зразок №7. Таким чином, для спектральних досліджень були обрані зразки з такими параметрами обробки: тиск 700 МПа, температура 4°C та час витримки 20 хвилин.

Досліджувалися три різних зразки: приготовлений за класичною технологією з термічною обробкою гострою парою, сирий і оброблений високим тиском. Обробка паштету здійснювалася на установці, розробленої і виготовленої в Донецькому державному університеті економіки і торгівлі ім. М. Туган – Барановського. Дана установка дозволяє одержувати тиск в робочій камері до 1000 МПа і змінювати температуру в діапазоні від –40 до +90°C. Тиск контролювався з точністю не більш 10 МПа, точність виміру температури 0.5°C. Тиск створюється пресом з максимальним зусиллям 103.5 тони, фіксується і постійно контролюється протягом усього часу обробки. Безупинне документування параметрів процесу ведеться за допомогою спеціального програмного комплексу, встановленого на персональному комп'ютері. Безпосередньо після обробки зразки містилися в термоконтейнери, що виключало вплив на них зовнішнього середовища. Дослідження оптичних характеристик зразків проводилися не більш ніж через дві години після їхньої обробки.

Для спектральних вимірів зразок містився в кварцову кювету товщиною 0,55 мм. Визначення оптичної щільності проводилося на спектрометрі з плоскими дифракційними ґратами “PGS – 2”, виробництва “Karl – Zeiss”. Як джерело випромінювання використовувалася лампа з тілом розжарення з вольфрамової стрічки СИ10 – 300У. Приймачем випромінювання був фотоелектронний помножувач ФЭУ38. Документування і безупинна реєстрація спектра здійснювалася за допомогою персонального комп'ютера. Дослідження проводилися в діапазоні довжин хвиль від 3500 до 8500 Å. У цьому діапазоні на спектрі проявилися три явно виражені смуги поглинання з довжинами хвиль 3718,22 Å; 4194,83 Å; 5505,76 Å і слабо виражена смуга з довжиною хвилі 6687,38 Å (рис.1, 2).

Для порівняння кольорових характеристик досліджуваних зразків були побудовані нормувальні графіки залежності оптичної щільності від довжини хвилі.

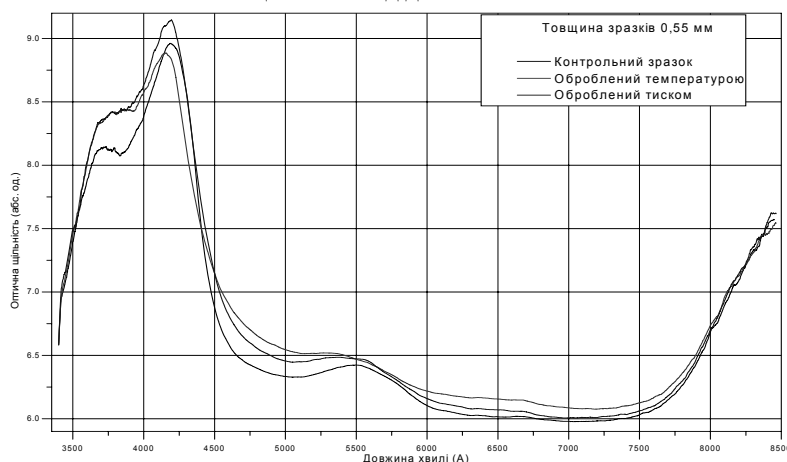


Рисунок 1 – Оптичні щільності печінкового паштета

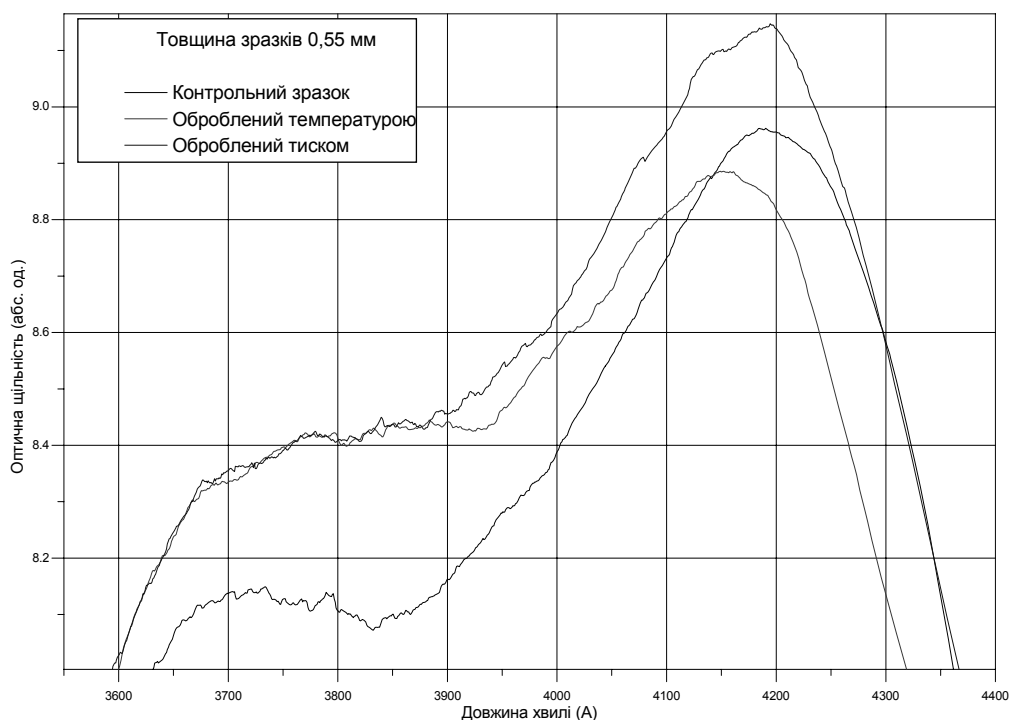


Рисунок 2 – Оптичні щільності печінкового паштета

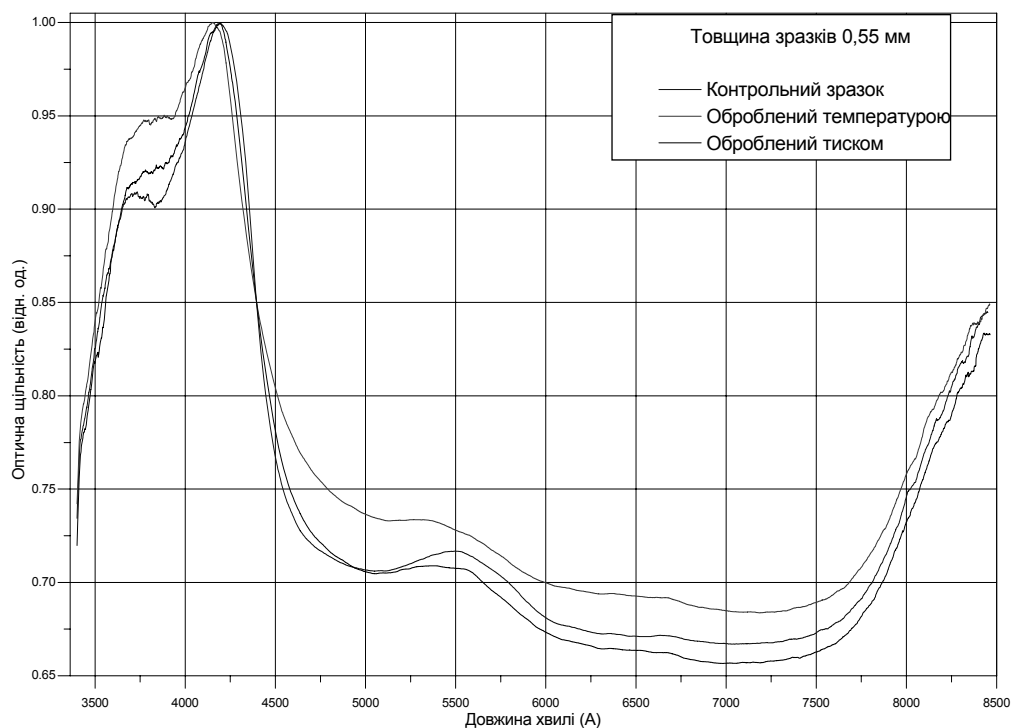


Рисунок 3 – Нормувальний графік оптичних щільностей печінкового паштета

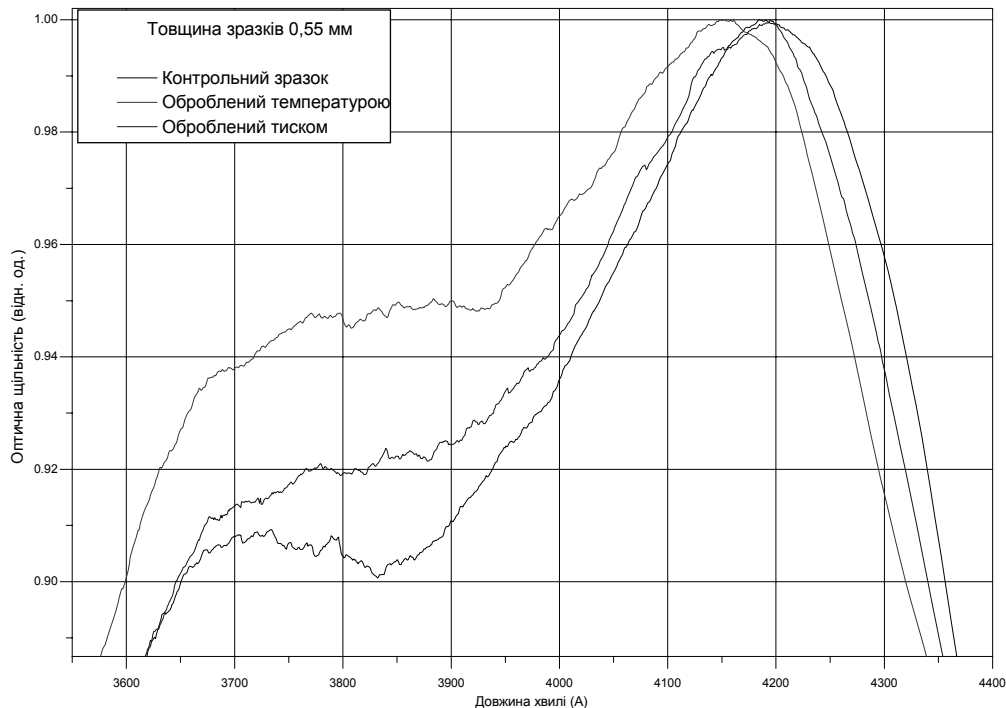


Рисунок 4 – Нормувальний графік оптичних щільностей печінкового паштета

З графіка 3 видно, що кольорові характеристики зразка, обробленого тиском 700 МПа істотно ближче до кольорових характеристик неопрацьованого зразка, у порівнянні зі зразком, що пройшов термічну обробку у всьому діапазоні довжин хвиль від 3500 до 8500 Å. З графіка 4 видний зсув по частоті в смугі поглинання 4194,83 Å, що складає 43,32 Å у бік ультрафіолетового діапазону, у зразка, що пройшов термічну обробку.

Отримані результати практично співпадають з оцінками, отриманими від дегустаційної комісії, яка проводилася з залученням експертної групи Донецького м'ясопереробного комбінату в складі дев'яти дегустаторів, які відзначили, що паштет, виготовлений з допомогою високого тиску, має більш щільну і ніжну консистенцію, більш виражений смак та колір, що істотно відрізняється від кольору паштету, виготовленого за традиційною технологією та практично співпадає з природним кольором продукту.

З отриманих даних можна зробити висновок про те, що печінковий паштет, оброблений високим тиском, перетерплює менші структурно-молекулярні зміни в порівнянні з паштетом, що пройшов термічну обробку і має більш природний колір.

У подальшому нами планується провести експериментальні дослідження по визначенню спектральних характеристик інших видів м'ясних продуктів та визначення розподілу жиру в батоні.

Література

1. Циклис Д.С. Техника физико-химических исследований при высоких и сверхвысоких давлениях. – М.: Химия, 1965. – 190с
2. Tauscher B.K Effect of high pressure treatment to nutritive substances and natural pigments// Fresh Novel Foods by High Pressure (VTT Symposium, Technical Research Center of Finland. Helsinki, Finland). – 1998. – P.186 – 192.
3. Попова С.В., Бендешани Н.А. Высокие давления. – М.: Наука, 1974. – 168с.
4. Медико – биологические требования и санитарные нормы качества продовольственного сырья и пищевых продуктов. № 5001-89. – М.: Здравоохранение, 1990. – 184с.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ИЗВЛЕЧЕНИЯ ВЛАГИ ИЗ КАПИЛЛЯРНО–ПОРИСТЫХ СТРУКТУР ПОД ВОЗДЕЙСТВИЕМ МИКРОВОЛНОВОГО ЭЛЕКТРОМАГНИТНОГО ПОЛЯ

Калинин Л.Г., Бошкова О.Л.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Известно [1 – 4], что в присутствии микроволнового поля заметно ускоряются процессы сушки и экстрагирования. С другой стороны, сведений о кинетике и механизмах процессов, проходящих при воздействии микроволнового поля на обрабатываемый материал явно недостаточно. Аналитическое решение сопряженных задач теплообмена в условиях массообмена теплоты получить достаточно сложно [5]. Поэтому ведущая роль отводится эксперименту. Исследовалась кинетика выхода влаги из пористого модельного материала под действием микроволнового поля. Ранее [6] была показана принципиальная возможность заметного роста давления в пределах клетки без фазового перехода, т.е. при температурах ниже 100 °С и атмосферном давлении, однако такой эффект возможен для замкнутых микрообъемов. Для исследований были подготовлены образцы из поролон и целлюлозы с различным эквивалентным диаметром пор. В таблице 1 приведены основные характеристики используемых материалов.

Таблица 1.– Характеристики экспериментальных образцов

№ образца	Материал	Геометрические размеры $a \times b \times h$, м	Средний размер пор, м	Пористость, $\text{м}^3/\text{м}^3$
1	Целлюлоза	$0.11 \times 0.142 \times 0.01$	0.00049	0.84
2	Целлюлоза	$0.067 \times 0.105 \times 0.019$	0.00041	0.83
3	Поролон	$0.067 \times 0.096 \times 0.025$	0.00047	0.75

После увлажнения образец помещался в микроволновую камеру и выдерживался там заданное время (от 10 до 25 с). Затем образец извлекался из камеры для измерения его температуры и массы, после чего вновь помещался в рабочую камеру и цикл повторялся. Результаты измерений, полученных для времени экспозиции $\tau = 10$ с., представлены в табл. 1 – 3. При другой экспозиции качественных отличий не было, что позволяет представлять результаты как характерные для данной серии опытов.

Таблица 2– Кинетика выхода жидкости из пористого материала (целлюлоза) под действием микроволнового излучения. Эквивалентный диаметр пор $d_p = 0.00049$ м. Вес сухого материала $m_c = 0.00445$ кг

Номер опыта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Масса образца $m \cdot 10^3$, кг	73.5	51.9	43.7	38.4	33.7	31.3	28.4	27.7	24.8	23.5
Количество выделившейся влаги $\Delta m \cdot 10^3$, кг	–	21.6	8.2	5.3	4.7	2.4	2.9	0.7	2.95	1.25
Средняя температура поверхности t , °С	26	42.5	53.5	59	62.5	64.5	64	58.5	60	57

В процессе эксперимента из материала выделилось 0.050 кг влаги. В расчете на грамм начального веса $\frac{\Delta m}{m_i} = 0.7$.

Таблица 3– Кинетика выхода жидкости из пористого материала (целлюлоза) под действием микроволнового излучения. Эквивалентный диаметр пор $d_p = 0.00041$ м. Вес сухого материала $m_c = 0.0064$ кг

Номер опыта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Масса образца $m \cdot 10^3$, кг	117	38.5	31.5	28.3	25.4	23.5	21.7	20.1	18.2	16.7
Количество выделившейся влаги $\Delta m \cdot 10^3$, кг	–	78.5	7.0	3.2	2.9	1.9	1.8	1.6	1.9	1.5
Средняя температура поверхности t , °С	22	30.5	73	76.5	74.5	76	72	70.5	70.5	63

В процессе эксперимента из материала выделилось 0.1003 кг влаги. В расчете на грамм начального веса $\frac{\Delta m}{m_1} = 0.9$.

Таблица 4— Кинетика выхода жидкости из пористого материала (поролон) под действием микроволнового излучения. Эквивалентный диаметр пор $d_p = 0.00047$ м.

Вес сухого материала $m_c = 0.004$ кг

Номер опыта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Масса образца $m \cdot 10^3$, кг	119	112	107	102	97.6	93.5	87.3	81.8	77.7	73.1
Количество выделившейся влаги $\Delta m \cdot 10^3$, кг	—	7.0	5.0	5.0	4.4	4.1	6.2	5.5	4.1	4.6
Средняя температура поверхности t , °C	18	30	48.5	61	68	70	69	72	66.5	74

В процессе эксперимента из материала выделилось 0.0459 кг влаги. В расчете на грамм начального веса $\frac{\Delta m}{m_1} = 0.4$.

Выход влаги может определяться действием гравитационных сил, термодиффузии и бародиффузии. Однако температура во втором опыте во всех случаях не превышала 42.5 °C, а заметное повышение давления в центре образца, как показали эксперименты с использованием керосинового дифференциального манометра, наблюдается при температурах выше 70 °C [5]. В отличие от случая, рассмотренного в [6] здесь жидкость находилась не в замкнутом микрообъеме, а могла свободно диффундировать в порах. Было замечено, что жидкость в опыте с поролоном стекала вниз, на верхнюю поверхность влага поступала в значительно меньших количествах, чем в предыдущих опытах. Убыль влаги в третьем опыте значительно меньше, чем в предыдущих, и носит монотонный характер. Сравнение опытов 2 и 3 показывает, что уменьшение размера пор в исследуемом диапазоне приводит к ускорению выхода влаги. Однако в третьем эксперименте (таблица 3), несмотря на значительное уменьшение эквивалентного диаметра, выход влаги был существенно меньше. Результаты экспериментов можно объяснить следующими явлениями. Под действием микроволнового излучения вода в материале нагревалась, вязкость уменьшается, а ее удельный объем увеличивается. Жидкость стремится выйти к поверхности, причем в целлюлозном материале этот процесс облегчается наличием микрокапилляров. В эксперименте с поролоном таких микрокапилляров не было, что резко ограничивало поступление влаги к верхней поверхности. Таким образом, моделирование процесса выхода влаги позволяет прояснить физические процессы, которые протекают во влажных материалах, различных по своей природе, при наличии в них внутренних источников теплоты, возникающих вследствие влияния электромагнитного поля микроволновой частоты.

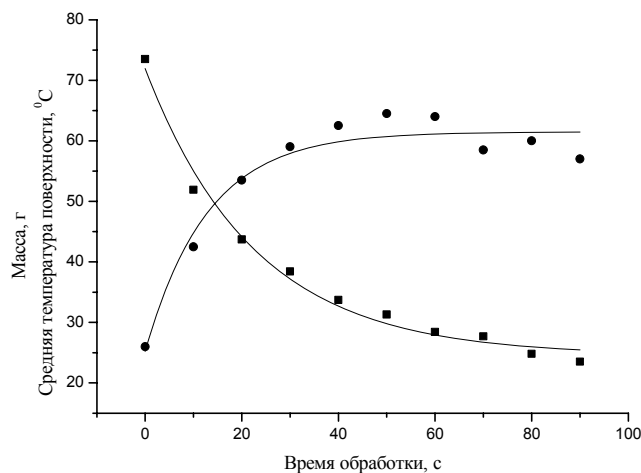


Рис. 1. —Зависимость массы ■ и средней температуры поверхности ● образца из целлюлозы (эквивалентный диаметр пор $d_p = 0.0049$ м) от времени воздействия

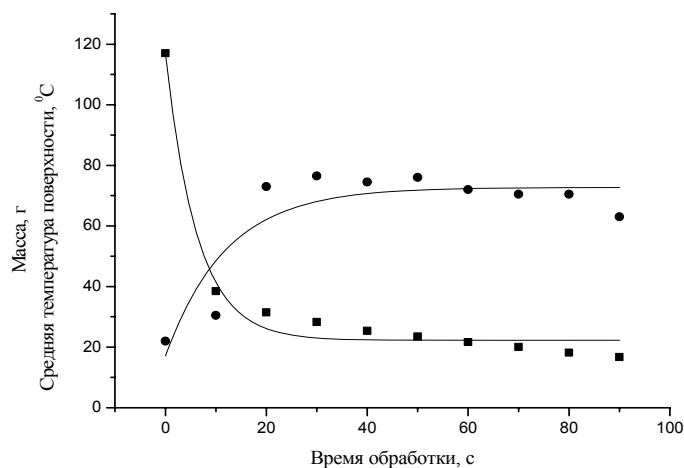


Рис. 2.— Зависимость массы ■ и средней температуры поверхности ● образца из целлюлозы (эквивалентный диаметр пор $d_p = 0.00041$ м) от времени воздействия

На рисунке 1, 2 представлены кривые зависимости изменения массы материала за счет выхода влаги от длительности обработки, полученные на целлюлозном материале. Видно, что существует участок на кривых, который может быть определен как период постоянной скорости выхода влаги. На рис. 3 представлены кривые, полученные на поролоне. Период постоянной скорости проявляется более явно, чем на рис. 1 и 2. Это подтверждает предположение, что для данного материала существует один определяющий механизм выхода влаги, которым является бародиффузия, в то время как в предыдущих случаях действуют равноценные процессы, определяющие выход воды. При этом скорость изменения массы увеличилась, что позволяет принять гипотезу аддитивности различных эффектов. Таким образом, использование различных материалов позволяет разделить эффекты, получаемые от различных механизмов выхода влаги. Однако для количественного определения вклада каждого из эффектов материал должен иметь одинаковую структуру и размер пор. Полученные результаты следует учитывать при построении математических моделей.

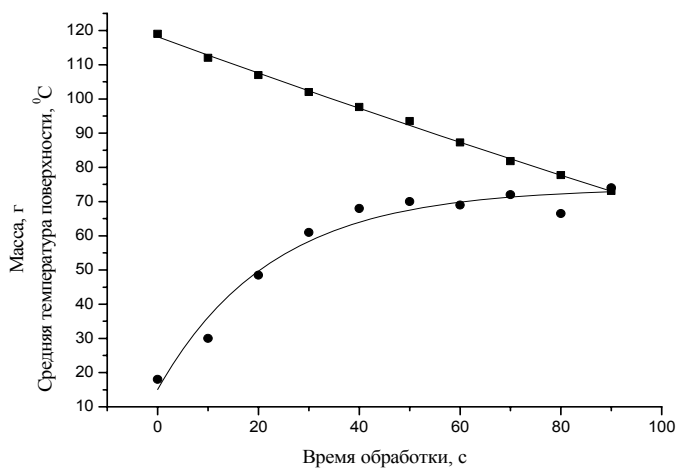
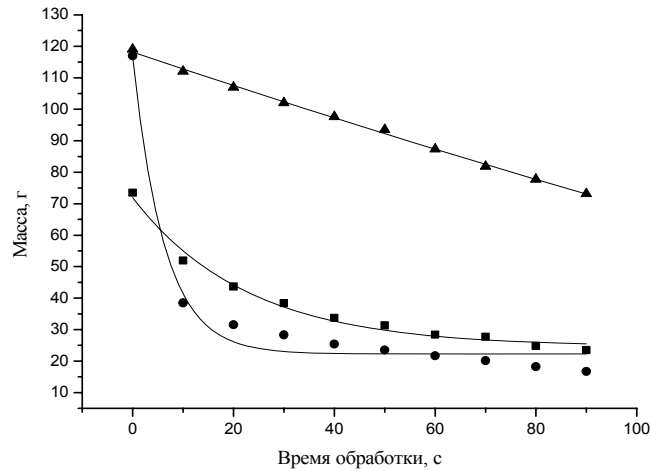


Рис. 3.— Зависимость массы ■ и средней температуры поверхности ● образца из целлюлозы (эквивалентный диаметр пор $d_p = 0.00047$ м) от времени воздействия

На рис. 4 сведены данные для 3 образцов. Из его рассмотрения видна зависимость процесса выхода влаги от структуры тела.



■ – образец №1; ● – образец №2; ▲ – образец №3.

Рис. 4.– Зависимость массы образцов различной структуры от времени.

По аналогии с понятием регулярный тепловой режим [7] можно ввести понятие регулярный режим массоотдачи. Подобная обработка материала ранее применялась, например, в [8].

$$m = m_0 \cdot \exp(-k \cdot \tau),$$

где m_0 – начальная масса; τ – время; k – темп изменения влаги.

Из рис. 4 видно, что данная формула подходит только для образцов из целлюлозы (образец №1, образец №2).

На основе аналогии с процессом тепло переноса в регулярном режиме, по экспериментальным данным были получены следующие эмпирические зависимости изменения массы от времени обработки для образца №1 и образца №2:

$$m = 0.0519 \cdot \exp(-0.00949 \cdot \tau), \quad (1)$$

$$m = 0.0385 \cdot \exp(-0.00971 \cdot \tau). \quad (2)$$

Литература

1. Рогов И.А., Некрутман С.В., Лысов Г.В. Техника сверхвысокочастотного нагрева пищевых продуктов. М., Лесная и пищевая промышленность, 1981. 200 с
2. Advances in Agricultural Science and Technology. Volume 1. Advances in Bioprocessing Engineering. Editors Xiusheng Harrison Yang, Juming Tang. World Scientific. 2002, 172 p.
3. Diter von Hoersten, Sarbi Saghir. Herstellung qualitativ hochwertiger Trockenprodukte // J. Landtechnik. 1999. Band 54. Seiten 282 – 283.
4. Демьянчук Б.А. Принципы и применения микроволнового нагрева. Одесса, Черноморье, 2004, 520 с.
5. Волгушева Н.В. Кінетика сушіння щільного шару дисперсного матеріалу (на прикладі гречки) при різних способах підведення теплоти. Автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук. Одеса, 2005, 17 с.
6. Калинин Л.Г., Бошкова И.Л. Физическая модель отклика растительной ткани на воздействия микроволнового ЭМП. – Биофизика, РАН, 2003. – т. 48, вып. 1.
7. Лыков А.В. Теория теплопроводности. М., “Высшая школа”, 1967, 600с.
8. Аношин И.М. Теоретические основы массообменных процессов пищевых производств. М., “Пищевая промышленность”, 1970, 342с.

ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССА СУШКИ ШАМПИНЬОНОВ С ПРИМЕНЕНИЕМ МИКРОВОЛНОВОЙ ЭНЕРГИИ

Малежик И.Ф.

Национальный Университет пищевых технологий
Лупашко А.С., Баля В.М., Берник М.П., Казаку О.М.
Технический Университет Молдовы

В последнее время все большее внимание уделяется пищевому продукту, для которого присуще много – биологическая активность. Особое место в этом занимают продукты, в химический состав которых входит большое количество калия.

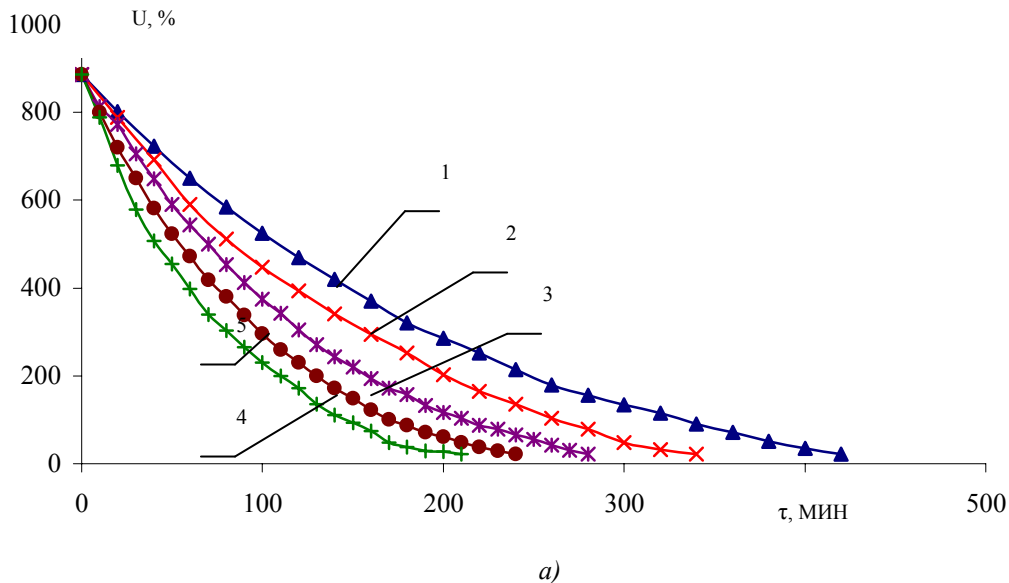
Известно, что одно из ведущих мест по смертности населения занимают сердечно – сосудистые заболевания и, в частности, инфаркт миокарда.

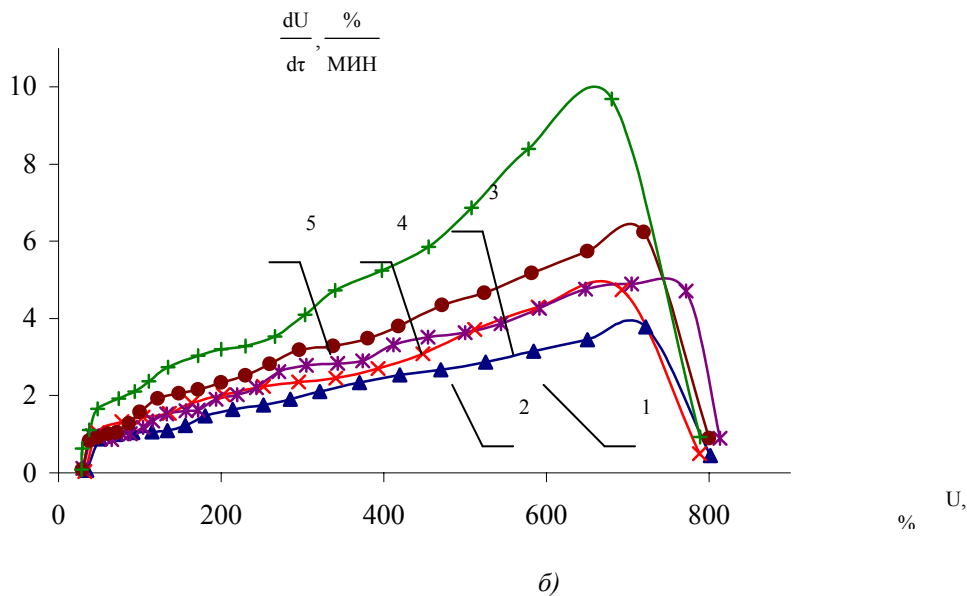
Появление инфаркта миокарда предрасположено на площадке сердечных органов, где во многом теряется эластичность мышечной ткани. Известно [1], что на эластичность мышечных тканей влияет наличие калия. Поэтому особую значимость в связи с нарушением деятельности мышечной ткани сердца приобретает использование в рацион больных продуктов с наличием калия. Исходя из литературных источников [2], один из широко распространенных продуктов имеющий в составе К, является гриб „шампиньон”. Концентрация калия во много раз увеличивается в продуктах после их сушки.

Сушка грибов в настоящее время осуществляется в условиях теневой воздушно – солнечной сушки. Такой способ сушки имеет ряд существенных недостатков, таких как: большая продолжительность процесса сушки, плохое качество из-за появления макро – и микрофлоры, потребность в больших площадях и.т.д.

Определённые перспективы в устранении этих недостатков может дать сушка с использованием микроволновой энергии (СВЧ). Для выявления степени воздействия СВЧ полей на процесс сушки шампиньонов, были проведены исследования кинетики процесса сушки на специальной установке. [3] Установка позволяла сушить грибы с использованием конвекции и комбинированного энергоподвода – конвекция + СВЧ (в дискретном импульсном режиме). В процессе сушки температура сушильного агента изменялась от 60 до 100°C, а режим дискретно – импульсного нагрева осуществляется по программе – 5с/10с, 10с/10с, 15с/10с, 20с/10с. Здесь числитель режима сушки определяет длительность СВЧ – нагрева, а знаменатель время отлёжки. Грибы сушились до конечной влажности 8,5 %.

На рис. 1 (а) представлены, кривые сушки грибов при конвективном подводе тепла. Как видно из рис. 1 (а), время процесса сушки уменьшается с ростом температуры сушильного агента. Так при 60°C время процесса сушки составляет 420 минут, а для температур 70, 80, 90 и 100°C, соответственно 340; 280; 240 и 210 минут. При этом характер кривых не отходит от общепринятых литературных данных.





(1 – 60°C; 2 – 70°C; 3 – 80°C; 4 – 90 °C; 5 – 100 °C)

Рис.1 Кривые сушки (а) и кривые скорости сушки (б) шампиньонов, при конвективном подводе тепла

Расчетные кривые скорости сушки представленные на рис. 1 (б) имеют довольно сложный характер. На представленных кривых отсутствует период постоянной скорости сушки. Это объясняется тем, что, по всей видимости, на поверхности грибов практически отсутствует свободно – связанная влага, и тем, что при конвективном энергоподводе градиент влагосодержания в процессе сушки направлен от поверхности продукта к центру. Таким образом, удаление влаги в виде пара, в грибах, начинается практически сразу из внутренних слоёв грибов.

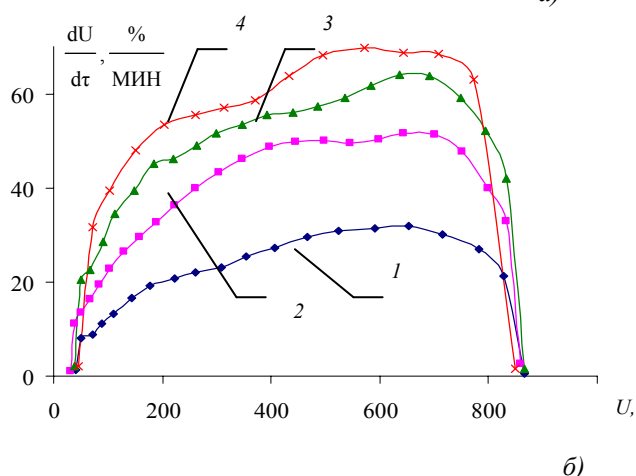
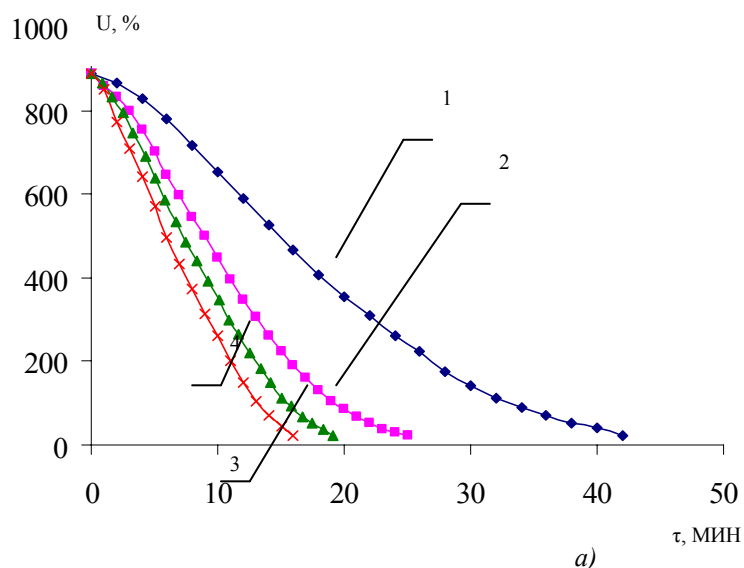
Также видно, что с ростом температуры сушильного агента, максимальное значение скорости сушки растет с увеличением температуры от 60 до 100°C. Так, при 60 °C она составило 3,8 %/мин, а при температурах сушильного агента отмеченных выше, соответственно, составило 4,7; 4,9; 6,2 и 9,7 %/мин. Исходя из полученных данных, видно что интенсификация процесса сушки при данном изменении температуры сушильного агента составило более чем 2,5 раза.

На кривых скорости сушки рис. 1(б), видно, что с уменьшением влагосодержания, скорость сушки шампиньонов – падает. Причем, кривые своей выпуклостью обращены к оси влагосодержания. Это указывает на то что в данном случае, исходя из слоистой структуры грибов, мы имеем дело с перемещением осмотически связанной влаги.

На рис. 2(а) представлены кривые сушки грибов при комбинированном энергоподводе для случая температуры сушильного агента 100°C и мощность микроволновки 600W. Из графиков видно, что с ростом дискретно – импульсного режима, время сушки уменьшается. Так для режима 5с/10с она составило 42 минуты, а для остальных режимов отмеченных выше, составило соответственно, 25, 19 и 16 минут. Таким образом, использование дискретно – импульсного метода сушки положительно влияет на величину продолжительности процесса сушки. При этом время сушки уменьшается более чем в 2,5 раза.

По кривым сушки (рис. 2(а)) для комбинированного подвода тепла были рассчитаны кривые скорости сушки (рис. 2 (б)). Из рис. 2(б) видно, что с ростом значения дискретно – импульсного режима растут и значения максимальных скоростей сушки. Так при режимах 5с/10с, 10с/10с, 15с/10с и 20с/10с они составили, соответственно 31,9; 51,7; 64,1 и 69,8 %/мин. Таким образом, процесс сушки интенсифицируется более чем в два раза.

Из рис. 2(б) также видно, что на кривых скорости сушки, при данных режимах уже появляется период с постоянной скоростью сушки. Это объясняется тем, что при наложении микроволновой энергии градиент влагосодержания направлен от центра продукта к его поверхности, что соответствует перемещению влаги в жидком состоянии от центра к поверхности грибов. Визуально было отмечено, что на поверхности грибов появлялись капельки влаги. Это приводит к случаю испарения воды как со свободной поверхности, что и ведет к появлению участка с постоянной скоростью.



(1 – 5с/10с; 2 – 10с/10с; 3 – 15с/10с; 4 – 20с/10с)

Рис. 2 – Кривые сушки (а) и кривые скорости сушки (б) шампиньонов, при комбинированном подводе тепла, для температуры сушильного агента 100°C и мощности магнетрона 600 W

Для различных значений режимов дискретно – импульсного нагрева, период убывающей скорости сушки имеет сложный характер. Однако для всех кривых отмечается наличие второй критической точки влагосодержания. Так, для режима осцилляции 5с/10с – $W_{кр2}$ равно 320%, а для режимов 10с/10с, 15с/10с и 20с/10с соответственно – 530, 430 и 350%.

Сравнивая оба метода сушки, можно отметить, что использование комбинированного метода в несколько раз интенсифицирует процесс сушки шампиньонов. При температуре сушильного агента 100°C для случая конвекции время процесса сушки грибов составило 210 минут, а при этой же температуре и режиме осцилляции 20с/10с уже 16 минут, то есть интенсификация процесса произошла более чем в 13 раз.

Литература

1. Турова А.Д. Лекарственные растения СССР и их применение. – М.: Медицина, 1974. – 424 с.
1. Химический состав пищевых продуктов/ Справочные таблицы содержания основных пищевых веществ и энергической ценности пищевых продуктов//Под ред. акад. АМН СССР А.А. Покровского. – М.: Пищевая промышленность, 1979. – 228с.
2. Установка для дослідження кінетики процесу сушіння/ І. Ф. Малежик, А.С. Лупашко, М. П. Берник, В. П. Тарлев и др. //матеріали конференція „Нові технології та технічні рішення в харчовій та переробній промисловості: сьогодення і перспективи”. – Київ. –НУХТ. – 17– 19 ноября 2005. – стр.29

БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРИНЦИПЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНДОГЕННОЙ ФЕРМЕНТНОЙ СИСТЕМЫ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ В РАЗРАБОТКЕ СОВРЕМЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Безусов А.Т., Пилипенко И.В., Среднецкая З.Ю.
Одесская национальная академия пищевых технологий

Растительное сырьё является природным источником разнообразных ферментов, использование которых в технологических процессах производства пищевых продуктов повышенной пищевой ценности и их применение в составе биологически активных добавок признано одним из стратегических направлений развития пищевой химии и технологии.

Исследование количественного и качественного состава эндогенных ферментативных систем растительного сырья, поиск способов их направленного активирования позволит научно обосновать биотехнологические методы переработки плодов и овощей.

Наличие активных ферментных систем в растительном сырье, а также таких систем, действие которых на компоненты клеток проявляется лишь при создании определённых условий, при технологической переработке сырья на пищевые продукты приводит к необратимым изменениям физико-химического состава, пищевой ценности, органолептических показателей.

Среди широкого ассортимента консервированных продуктов из фруктов и овощей значительную долю занимают соки, пюреобразные напитки. Получение подобных продуктов, как правило, связано со значительными тепловыми воздействиями в течение всего технологического цикла, которое направлено на мацерацию тканей, что в конечном итоге приводит к снижению пищевой ценности готового продукта. Использование ферментов, полученных микробным путём (пектиназы, целлюлазы) для разжижения плодового сырья имеет ряд ограничений, связанных с некоторыми изменениями химического состава полученных продуктов, которые отличаются от традиционных, а также токсикологическими проблемами. Правовая ситуация по вопросу применения в пищевой промышленности ферментных препаратов микробного происхождения пока не несёт полной ясности. 26-ая Сессия Комиссии Codex Alimentarius 30.06 – 07.07.2003 г. утвердила основной текст Единого международного стандарта на фруктовые соки, который содержит положение, ограничивающее применение микробных ферментных препаратов при переработке фруктов.

Направленное регулирование активности эндогенных растительных ферментов позволит избежать использования ферментов микробного происхождения и добиться проведения процессов размягчения, мацерации, удаления воздуха из межклетников и т.д. Такие технологические решения имеют ряд позитивных сторон, например, использование природных резервов растительного сырья с целью улучшения качества готовой продукции.

Поиск способов активирования эндогенных ферментных систем сырья позволит исключить из технологического процесса энергоёмкие операции, улучшить качество, безопасность и экологическое состояние пищевых продуктов.

Нами был проведен анализ возможных видов обработки сырья, способствующих изменению состояния клеток, активации эндогенных (собственных) ферментных систем без применения тепловой обработки. Теоретически существует несколько методов активирования эндогенного ферментативного катализа растительных тканей: тепловые, химические, физические, биохимические. Нами исследовано влияние электромагнитного поля на изменение структурно-механических свойств растительного сырья, сопряжённых с активацией биохимических процессов в заданном направлении.

Известно, что биологические системы, как растительного, так и животного происхождения постоянно находятся под воздействием естественных и искусственных источников физического воздействия – электромагнитного поля, и в ходе эволюции у них выработались механизмы восприятия информации о состоянии окружающей среды посредством взаимодействия с электромагнитным полем.

Действие электромагнитного поля на биосистемы исследуется практически с момента появления первых генераторов электромагнитного поля. Воздействия электромагнитного поля на биологические системы значительной напряжённости, приводящие к тепловым эффектам в биосистемах, исследованы достаточно полно и применяются в пищевой промышленности [1,2,3]. Однако, основным направлением сохранения лабильных ингредиентов растительного сырья является снижение интенсивности теплового воздействия в течение технологического цикла, реализация которого является неотъемлемым фактором формирования пищевой ценности готового продукта [4].

Изучение влияния слабых низкоинтенсивных полей нетеплового характера является перспективным и энергосберегающим направлением, в основу которого положено отсутствие компенсации таких воздействий со стороны живых растительных объектов – защитной реакции.

Основная доля эффектов специфического действия электромагнитного поля нетеплового характера на физико-химические и биологические системы относится к низкочастотному диапазону (3 – 30 Гц) и сверхнизкочастотному диапазону (30 – 300 Гц) [5].

Исследование действия электромагнитных полей на изменение скорости химических реакций обосновано тем, что химические превращения в живых организмах обуславливают рост клеток, преобразование энергии в форму, пригодную для разных биологических процессов, кодирование генетической информации [6].

При протекании электрического тока через жидкую среду в ней могут возникать конвекционные потоки, которые способны привести к перераспределению содержащихся в ней веществ, что может явиться причиной изменения электрохимических реакций, происходящих на границе раздела жидкость – электрод. Энергия взаимодействия иона, находящегося в растворе со слабым электрическим полем, пренебрежимо мала по сравнению с тепловой энергией, однако, как показывают экспериментальные данные, имеет место влияние слабых электрических полей на активацию транспорта ионов, а, следовательно, и на ускорение биохимических реакций [7].

Влияние электромагнитного поля различной интенсивности на живую клетку проявляется в межмолекулярном взаимодействии с образованием кооперативных областей с преимущественными ориентациями молекул – доменами, а вся система представляет собой жидкий кристалл. Домены под влиянием внешнего магнитного поля также на макроскопическом уровне способны к ориентации, что вызывает изменения физических характеристик клеточного сока [5]. Таким образом, жидкокристаллические магнитные эффекты могут изменять свойства природных биологических мембран.

Экспериментально обнаруженные нами и другими исследователями изменения скорости ферментативного катализа [8], вызываемые влиянием внешнего электромагнитного поля, следует обосновывать изменением электрического потенциала биомембран, обусловленного безизлучательным переходом электрона на квантовом уровне.

В действии электромагнитного поля на белковые структуры особую важную роль играет воздействие водной среды, в которой, благодаря существованию пространственно направленных γ – связей, макромолекулы приобретают необходимую конформацию и способность выполнять дифференцированные функции. При определённом увлажнении белка он становится подвижным (лабильным) за счёт образования на поверхности белка слоя связанной воды. Согласно релеевскому закону γ – квантов следует, что при достижении критического значения влажности резко увеличивается среднеквадратичная амплитуда колебаний неводородных атомов, а также изменяются механические свойства белка [9].

По данным российских исследователей [7] под действием сильного электростатического поля с разностью потенциалов $U = 16$ кВ в водном растворе NaCl наблюдается ориентационная поляризация при включении поля и объёмно-зарядовая поляризация протонов при выключении поля. Последней соответствует объединение протонов и гидроксильных групп за счёт электрического взаимодействия, а полярные молекулы H_2O , образуя ассоциаты типа $H^+(H_2O)_n$ и $OH^-(H_2O)_m$, которые медленно перемещаются в электростатическом поле.

По данным В.В. Новикова [9] наблюдаются значительные изменения свойств растворителей при добавлении к ним воды, обработанной электромагнитным полем с определёнными параметрами, и, как следствие, существенное влияние водной среды на магнитобиологические эффекты живых растительных объектов.

В теоретических работах Бинги В.Н. [10] высказывается предположение, что существуют несколько факторов, оказывающих существенное влияние на отклик биологической системы при воздействии электромагнитного поля:

- зависимость частоты эффективного магнитного поля от величины постоянного поля;
- временная ориентация однородных переменного и постоянного полей;
- состояния поляризации переменного электромагнитного поля.

Перечисленные факторы имеют существенное значение в преобразовании поверхностного заряда биомембран растительных клеток, величина которого влияет на активизацию окислительного фосфорилирования, подвижность самих клеток, активность транспорта веществ через мембранные каналы, а также на действие гидролитических, пектолитических и других ферментных комплексов.

При электромагнитной обработке в зависимости от частоты и напряжённости создаваемого магнитного поля возможна активизация одних и ингибирование действия других ферментов, взаимодействующих с различными субстратами растительных клеток [11].

Поиск и обработка параметров электромагнитного поля, действующего на неповреждённые растительные объекты, позволит разработать и применить в пищевых технологиях способы предварительной обработки сырья, направленной на размягчение, мацерацию тканей, связанную с активизацией эндогенных пектолитических ферментов сырья. Глубокие экспериментальные исследования в области активирования отдельных эндогенных ферментов или групп ферментов при помощи магнитного воздействия позволят разработать современные технологии получения функциональных растительных продуктов с заданными физико-химическими и органолептическими параметрами.

Литература

1. Fox, K.L.: Innovations in citrus processing Invited Lecture at the 34th International Fruit Juice Week. Karlsruhe, Germany. Reprinted in Processing Magazine. November, 1994.
2. Nagy, S. und Rouseff, R.: Folic acid and provitamin A contents of citrus fruits and their products. Hyper-nutritious Foods. Finley, J.W., Armstrong, D.J., Nagy, S., and Robinson, S.F., Eds. Ag. Sci. Inc., Auburn-dale, FL 33823, 1996.
3. Nikdel, S., Chen, C.S., Parish, M.E., Mak-Kellar, D.G. und Friedrich, L.M.: Pasterization of citrus juice with microwave energy in continuouse flow int. 42nd Annual Citrus Processors Meeting. Lake Alfred, FL 33850. October 17, 1991.
4. У. Шобингер Фруктовые и овощные соки, пер. с нем., Санкт Петербург: Нововита, 2004.
5. Мартынюк В.С. К вопросу о синхронизирующем действии магнитных полей инфранизких частот на биологические системы//Биофизика. – 1992. Т. 37. – Вып. 4. – С. 669-672.
6. Ковешникова И.В., Антипенко Е.Н. Генетические эффекты микроволн в биологических системах различных уровней организации//Успехи современной биологии. – 1988. – Т. 105. – Вып. 3. – С. 363-373.
7. Барнс Ф.С. Влияние электромагнитных полей на скорость химических реакций//Биофизика. – 1996. – Т. 41. – Вып. 4. – С. 790 – 797.
8. Белоусов А.В., Коварский В.А., Мерлин Е.Т., Ястебов Б.С. Ферментативная реакция во внешнем электромагнитном поле//Биофизика. – Т. 38. – Вып. 4., 1993. – С. 619 – 626.
9. Фесенко Е.Е., Новиков В.В., Швецов Ю.П. Молекулярные механизмы биологического действия слабых магнитных полей. III. Регуляция межмолекулярных воздействий ДНК, ДНКазы 1 и белка-ингибитора ДНКазы 1 под влиянием комбинированного действия слабых постоянного и низкочастотного переменного магнитных полей//Биофизика, 1997. – Т. 42. – Вып. 3. – С. 742 – 745.
10. Бинги В.Н. Ядерные магнитные спины в первичных механизмах биологического действия магнитных полей//Биофизика, 1994. – Т. 40. – Вып. 3. – С. 677 – 691.
11. Ясуо Кагава Биомембраны/пер. с яп. М.: – Высшая шк., 1985. – 303 с.

ВПЛИВ УМОВ ПЕРІОДИЧНОГО ВАКУУМУВАННЯ СИСТЕМИ НА ЕКСТРАГУВАННЯ З ТВЕРДОЇ ФАЗИ

Гумницький Я.М., Сеньків В.М.

Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Основними факторами, які впливають на швидкість екстрагування з твердої фази є рух рідини всередині пор твердого тіла та перехід цільового компонента в основну масу розчинника. Застосування механічного або пневматичного перемішування, як правило, впливає тільки на останню стадію процесу. Експериментальні дослідження показують, що в таких умовах всередині пор твердого тіла виникає тільки незначний конвективний потік рідини. При цьому ефективний коефіцієнт дифузії, який характеризує швидкість процесу в цілому, матиме невисоке значення.

Створити значно інтенсивніший потік рідини в порах твердого тіла можна застосувавши кипіння рідини під вакуумом. В таких умовах всередині пор твердого тіла починають утворюватись бульбашки парової фази. Збільшуючись в об'ємі і виходячи з капіляра, парова бульбашка виштовхує концентрований розчин цільового компонента в основну масу розчинника. При цьому значення ефективного коефіцієнта дифузії починає зменшуватись. Після цього на місце парової бульбашки заходить свіжа порція розчинника, що призводить до збільшення градієнта концентрацій і зростання значення ефективного коефіцієнта дифузії. Середнє його значення, яке визначається при обробці експериментальних даних, буде більшим ніж в умовах механічного перемішування.

В умовах постійного вакуумування системи швидкість потоку рідини в порах визначатиметься частотою пароутворення. Цей параметр буде значною мірою залежати від температури розчинника. Постійне кипіння рідини призводить до її охолодження і, як наслідок, зниження частоти пароутворення. Тому екстрагування в умовах постійного кипіння під вакуумом вимагає додаткових енергетичних затрат, пов'язаних з підтриманням постійної температури розчинника. Крім того, швидкість екстрагування зменшується, оскільки по мірі просування границі розділу всередину пор твердого тіла умови виходу парової бульбашки ускладнюються, що в свою чергу утруднює проникнення свіжого розчинника.

Наведені недоліки можна усунути, застосувавши періодичне вакуумування системи. При цьому в системі чергуються стадії екстрагування при кипінні розчинника під вакуумом та екстрагування в умовах перемішування при атмосферному тиску. Інтенсифікація масообміну в даному випадку відбувається завдяки кавітаційним ефектам, що виникають в результаті схлопування парової бульбашки під час припинення кипіння під вакуумом. Експериментальні дослідження показують, що застосування даного способу екстрагування дозволяє збільшити швидкість вилучення цільового компонента в 3 – 5 раз порівняно з постійним вакуумуванням системи.

Зростання швидкості екстрагування в умовах періодичного вакуумування системи пояснюється наступним чином. Під час кипіння рідини під вакуумом відбувається ріст бульбашки парової фази. Вихід бульбашки з капіляра при цьому необов'язковий, оскільки припинення вакуумування призводитиме до її схлопування. Конвективний потік, що виникає внаслідок схлопування бульбашки в порах твердого тіла, має значно більшу швидкість порівняно з потоком, що виникає в умовах постійного кипіння рідини після виходу бульбашки. В таких умовах значення ефективного коефіцієнта дифузії також спочатку зменшуватиметься під час росту парової бульбашки, а потім різко зростатиме після її схлопування. Середнє значення цього параметру для умов періодичного вакуумування буде більшим за середнє значення для умов постійного кипіння під вакуумом.

Ще однією перевагою методу є зниження енергетичних витрат, пов'язаних з підтриманням постійної температури в системі. Оскільки в системі відбувається тільки періодичне закипання розчинника, то охолодження рідини внаслідок випаровування при кипінні відбувається повільніше.

Таким чином, використання періодичного кипіння рідини під вакуумом дозволяє збільшити швидкість вилучення цільового компонента та знизити енергетичні затрати на нагрівання розчинника. Метод екстрагування при періодичному кипінні рідини під вакуумом може бути використаний для вилучення цільового компонента в хімічній, нафтохімічній, фармацевтичній промисловості та галургії

АНАЛИЗ ОБОБЩЕННЫХ КРИВЫХ СУШКИ ШАМПИНЬОНОВ ПРИ РАЗЛИЧНЫХ ЭНЕРГОПОДВОДАХ

Малежик И. Ф

**Национальный Университет пищевых технологий
Берник М. П., Казаку О. М., Баля В. М., Лупашко А. С.,
Технический Университет Молдовы**

Использование грибов в качестве медико – биологического сырья находит все большее применение. Грибы, и в частности, «шампиньоны» в своем составе имеют много полезных макроэлементов, такие как Na, Ca, K, Mg и др [1]. Наличие калия способствует увеличению эластичности сердечной мышечной ткани, что улучшает работу сердца, тем самым, уменьшая риск появления инфаркта миокарда [2]. Концентрация их в грибах во много раз увеличивается в случая использования сушеных грибов. Обычно, грибы сушат в тени при использовании воздушно – солнечной энергии. Этот способ сушки обладает серьезными недостатками, такие как: большая продолжительность процесса, плохое качество (из – за появления макро – и микрофлоры), потребность в больших площадях и т. д.

Для исключения данных недостатков были проведены исследования кинетики процесса сушки шампиньонов с использованием микроволновой энергии в дискретно-импульсном режиме. Для сравнения была исследована кинетика процесса сушки грибов и конвективным методом. Исследования кинетики процесса сушки грибов проводилось на установке [3].

По результатам исследования были построены обобщенные кривые сушки грибов [4] при конвекций (рис.1 (а)) и комбинированном методе энергоподвода – конвекция + СВЧ (рис. 1 (б)).

Режимы дискретно – импульсного воздействия микроволновой энергией отмечены обыкновенной дробью (рис. 1(б)), где числитель время нагрева СВЧ в секундах, а знаменатель, время отлежки также в секундах.

Как видно из рис. 1(а) практически все кривые сушки, построенные для случая конвективного энергоподвода в данных координатах и для исследуемых температурах сушильного агента 60, 70, 80, 90 и 100°C ложатся на одну обобщенную кривую. Таким образом, исходя из обобщенной кривой (рис. 1(а)) для случая конвективной сушки грибов, можно построить кривую сушки для любой температуры входящей в пределы 60 – 100°C.

Такая же картина наблюдается и на обобщенной кривой сушки для комбинированного энергоподвода (рис. 1(б)). Однако, следует отметить, что это характерно только для режимов осциллирования в указанном диапазоне.

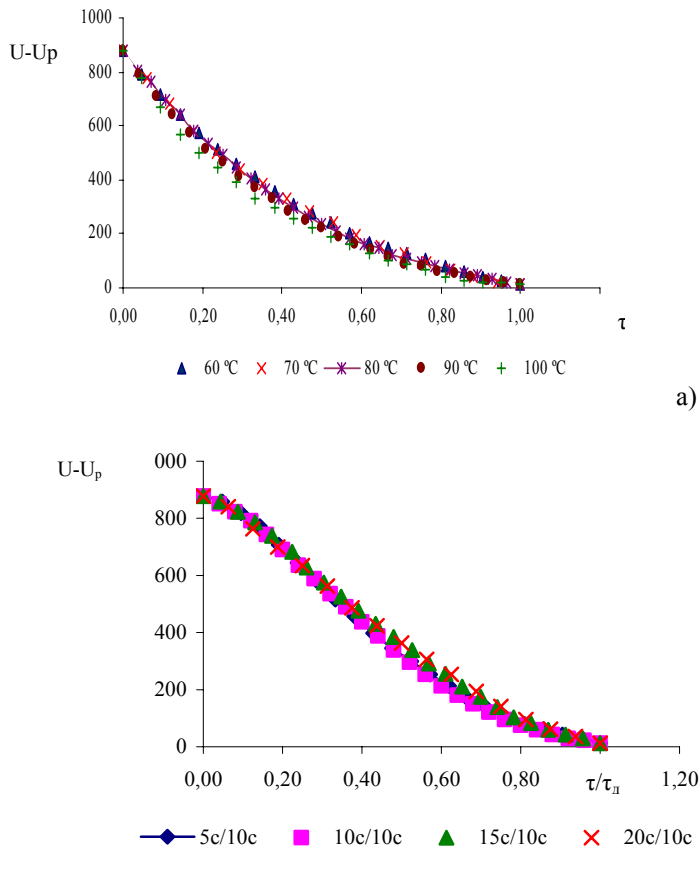


Рис.1 – Обобщенные кривые сушки шампиньонов, при конвективном (а) и при комбинированном (б) подводе тепла

Сравнивая обобщенные кривые, отмеченные на рис. 1(а) и на рис. 1(б) можно заметить отличие в характере кривых. По всей вероятности, связано это с разнонаправленностью градиентов влагосодержания. При конвективном энергоподводе градиент влагосодержания направлен от поверхности гриба к его центру, а при комбинированном энергоподводе наоборот, от центра к поверхности гриба.

Литература

1. Химический состав пищевых продуктов/ Справочные таблицы содержания основных пищевых веществ и энергической ценности пищевых продуктов// Под ред. акад. АМН СССР А.А. Покровского. – М.: Пищевая промышленность, 1979. – 228с.
2. Турова А.Д. Лекарственные растения СССР и их применение. – М.: Медицина, 1974. – 424 с.
3. Установка для дослідження кінетики процесу сушіння/ І. Ф. Малежик, А.С. Лупашко, М. П. Берник, В. П. Тарлев и др. //матеріали конференція „Нові технології та технічні рішення в харчовій та переробній промисловості: сьогодні і перспективи”. – Київ. – НУХТ. – 17–19 жовтня 2005. – стр.29
4. Красников В.В. Кондуктивная сушка. – М.: Энергия, 1973. – 288с.

ВИДАЛЕННЯ ВОСКОВИХ РЕЧОВИН З СОНЯШНИКОВОЇ ОЛІЇ

Осадчук П. І.

Одеський державний аграрний університет. м. Одеса.

Соняшникова олія являє собою складну багатокомпонентну систему, до складу якої входять гліцери-ди та супутні речовини зв'язані між собою силами міжмолекулярної взаємодії.

Наявні в літературі дані дозволяють віднести використання електричного поля в технологічних процесах олій-жирового виробництва, зокрема при рішенні проблеми витягу воскових речовин з олій або масляних місел [1], до найбільш перспективних напрямків. У цьому випадку для порушення стабільності системи олія (місцела) – воски необхідно створити додаткові умови, при яких воскові частки зможуть поляризуватися в більшому ступені, чим інші домішки [2].

Порушити стійкість системи олія – воскові речовини для витягу останніх можна шляхом зниження температури. Прояв у визначених умовах деякої полярності дозволяє досягнути кращого ефекту використовуючи додаткові фактори: електричне поле і хімічні реагенти, що сприяють утворенню сорбуючих воски емульсій.

У зв'язку з цим ми провели аналіз двох методів витягу воскових речовин з місцели соняшникової олії: низькотемпературної кристалізації і застосування активних добавок у порівнянні з витягом восків під дією електростатичного поля. Ефективність методів оцінювалася з урахуванням складності здійснення процесів, повноти витягу воскових речовин і якості одержуваних олій і восків.

Сутність методу електроосадження восків полягає в тім, що охолоджені місцели визначеної концентрації в безперервному потоці проходять через електростатичний осередок, що працює, у полі високої напруги. Завдяки відмінним властивостям воскові речовини відокремлюються від масляної фази, утворюючи воскову суспензію (концентрат) у зоні осадувального електрода.

Виведення воскових речовин під дією електростатичного поля сприяє зміні деяких показників олії. Істотне значення при цьому має температура процесу. Зниження її викликає зменшення залишкового вмісту неомилених речовин, фосфатидів і токоферолів в олії. Це пояснюється тим, що більш низькі температури викликають швидке формування кристалів воскових речовин, що сприяє механічному захопленню інших супутніх речовин.

Ефективність методу витягу восків за допомогою електростатичного поля значно вище, ніж двох перших, що досягається завдяки спільній дії електричних і гравітаційних полів, напрямків векторів яких збігається. Сформовані при цьому воскові осадки містять менше нейтрального жиру, чим при використанні низькотемпературної кристалізації та активних добавок, що полегшує наступне знежирення осадів. Розподіл компонентів при знежиренні проводиться в електростатичному полі на тій же установці.

Таблиця. Ступень видалення воскових речовин з соняшникової олії

Засоби вилучення	Температура, °C							
	Ступінь вилучення восків, %							
низькотемпературна кристалізація	-10	-5	0	5	10	15	20	25
	91	91	91	87	49	41	39	35
застосування активних добавок	-10	-5	0	5	10	15	20	25
	-	-	97	97	97	85	49	35
дія електростатичного поля	-10	-5	0	5	10	15	20	25
	-	-	98	98	98	98	82	48

Як видно з таблиці по ступеню витягу воскових речовин найбільший ефект (98%) досягається при дії електростатичного поля, трохи менший (97%) – при застосуванні активних добавок. Кристалізація місцели соняшникової олії при низькій температурі дозволяє одержати ступінь витягу восків більш 90%.

Аналіз залежності ступеню витягу восків від температури для різних методів показує, що характер зміни при низькотемпературній кристалізації і в електростатичному полі практично однаковий, але електростатичне поле сприяє зсувові процесу в область більш високих температур.

Особливий інтерес представляли розміри утрат фосфатидів і токоферолів в олії при витягу воскових речовин порівнюваними методами. Отримані результати свідчать про те, що при дії електростатичного

поля перехід фосфотримуючих з'єднань в олію значно менше, ніж при низькотемпературній кристалізації або при дії активної добавки.

В процесі низькотемпературної кристалізації виходить восковий осад мазеобразной консистенції з високим вмістом нейтрального жиру. Осад, одержуваний при обробці місцели активними добавками та в електростатичному полі, містять нейтрального жиру значно менше і відповідно мають напівтверду консистенцію.

Осади розрізняються і по змісту інших компонентів, зокрема восків і фосфору. Використання електростатичного поля сприяє поліпшенню якості воскових осадів за цими показниками.

Порівняльний аналіз досліджених методів одержання восків з місцели соняшникової олії показує, що найбільш ефективним є застосування електростатичного поля. Цей метод сприяє інтенсифікації процесу, дає підвищений вихід готового продукту і поліпшує його якість при незначних втратах в олії фосфатидів і токоферолів.

Література

1. Мгебришвили Т. В. Сильные электрические поля в технологических процессах масло - жирового производства. – Масложировая промышленность, 1973, № 7
2. Извлечение восков в электростатическом поле. /Е. В. Мартовщюк, Н. С. Арутюнян, В. М. Копейковский и др. – Масло – жировая промышленность, 1980, №6.

ПРЕДПОСЫЛКИ ОСУЩЕСТВЛЕНИЯ КОМБИНИРОВАННОЙ ТЕПЛОВОЙ ОБРАБОТКИ РУБЛЕННЫХ КУЛИНАРНЫХ ИЗДЕЛИЙ

Михайлов В.М., Бабкина И.В., Дьяков А.Г., Шевченко А.А.
Харьковский государственный университет питания и торговли

Наиболее распространенным процессом, применяемым для тепловой обработки рубленых кулинарных изделий, является жарка. Несовершенство этого метода заключается в энергоемкости и значительной длительности процесса.

В последнее время вместо традиционных широко используют электрофизические методы обработки пищевых продуктов. Наиболее популярные из них: обработка в электростатическом поле, токами промышленной частоты, токами высокой и сверхвысокой частоты, инфракрасным излучением, ультразвуком и др. Среди них, учитывая преимущества, не менее эффективным является электроконтактный нагрев.

Как известно, тепловую обработку полуфабрикатов колбасных изделий электрическим током осуществляют на предприятиях мясной промышленности. При этом возникает вопрос о целесообразности использования такой обработки для приготовления широкого ассортимента кулинарных изделий.

Преградой для применения электроконтактной тепловой обработки является получение продукта со структурно – механическими свойствами, которые не удовлетворяют технологическим требованиям. Как стало известно из проведенных исследований, фаршевый полуфабрикат в процессе нагрева превращается в упругое тело, на поверхности которого отсутствует присущая рубленным кулинарным изделиям специфическая корочка.

Учитывая выше сказанное, авторами предлагается комбинирование электроконтактного нагрева с другими методами подвода теплоты. При этом из литературы известны отдельные схемы комбинации электроконтактной тепловой обработки с традиционными и другими методами нагрева и методами, которые используются для предварительной обработки сырья при производстве вареной, сушеной продукции и др. Например, предварительная обработка сырья электрическим током и тепловая обработка на заключительном этапе инфракрасными лучами или воздушно-дымовой смесью. В некоторых случаях для завершения биохимических процессов после электроконтактной обработки некоторое время продукт выдерживают при определенной температуре, которая поддерживается инфракрасным излучением.

Учитывая это, приобретает актуальности задача разработки высокоэффективных комбинированных процессов и устройств тепловой обработки кулинарных изделий с использованием электроконтактного нагрева. Для ее решения нами были проведены исследования по определению кинетики температуры, напряжения и силы тока.

Исследования заключались в нагреве образцов мясных рубленых изделий разного объема (при одинаковом диаметре с разной толщиной от 10 до 20 мм). Это позволило определить количество энергии на нагрев разных по объему образцов.

Для установления разницы в кинетике силы тока и скорости нагрева образцов с разным составом (измельченное говяжье мясо без добавок, измельченное мясо с добавлением воды и фарш, приготовленный по стандартной рецептуре) проведены другие исследования, позволившие определить, что образец, приготовленный по стандартной рецептуре, достигает кулинарной готовности за время на 56% меньшее по сравнению с измельченным мясом без добавок и с добавлением воды. Такое явление объясняется различием электропроводных свойств компонентов, которые входят в фарш. Например, значительно увеличивают электропроводность ионы соли, наличие же жира – наоборот ухудшает электропроводные свойства. Также отмечено, что изменение электрофизических свойств различного пищевого сырья, которое входит в состав многокомпонентных фаршевых изделий значительно влияет на длительность процесса электроконтактного нагрева. Это является предпосылкой для рационального подбора компонентов, что позволит ускорить тепловой процесс.

Для проведения процесса электроконтактного нагрева в комбинации с другими способами необходимо установить наиболее рациональные параметры процесса. Приведенные выше особенности определяют направление дальнейшей исследовательской работы, которая направлена на создание комбинированного энергосберегающего способа и аппарата с целью получения высококачественного продукта.

ВЛИЯНИЕ СПОСОБА НАГРЕВА СОРИЗА НА ЕГО КИНЕТИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА СУШКИ

**Лупашко А.С., Дикусар Г.К., Додон А.Г.
Технический Университет Молдовы**

В последнее время все больше внимание уделяется внедрению технологий переработки круп в быстрорастворимых продуктах в общественном питании.

При производстве пищевых концентратов из растительного сырья особое место занимает белоксодержащие продукты, которые являются источниками пищевых волокон играющие важную роль в физиологической деятельности организма. Одним из таких источников являются зерновые культуры.

К ним в частности относится крупа сориза – это разновидность зернового сорго, полученный путём скрещивания в НПО «Гибрид» Молдова и был определен пригодным для использования в пищевых целях[1].

Одной из основных технологических стадий промышленного производства принятых каш быстрого приготовления, является сушка сырья, поскольку она во многом определяет качество и безопасность конечной продукции [2].

Особые перспективы открывает сушка варёных круп с использованием комбинированного метода энергоподвода (конвекция с наложением полей СВЧ).

В качестве сырья исследовалась крупа сориза, которая ранее была нами анализирована как объект сушки, в том числе: влажность – 12% – 12,8%, натурная масса – 850г/л, масса 1000 зёрен – 36 г, стекловидность – 85%.

Из приведённых данных видно, что зерно сориза отличается высокой натурой и массой 1000 зёрен. Это говорит о высокой плотности зерна.

В настоящей работе исследовали кинетику сушки крупы сориза прошедшего гидротермическую обработку (набухание и варка), с целью дальнейшего использования при производстве пищевых концентратов.

Исследования процесса сушки вареной крупы сориза проведены в сушильной установке, элементом которой была бытовая микроволновая печь. Установка позволяло проводить процесс сушки при различных способах энергоподвода: конвективном и комбинированном (конвекция + СВЧ).

В первой части работы проводили конвективную сушку при температурах сушильного агента в интервале 60 – 100°C, скорость воздуха во всех экспериментах составило 0,17м/с. В ходе опытов регистрировали убыль массы во времени, скорость воздуха и температуру сушильного агента. Навеска вареной крупы составляет 70г, начальная влажность была в пределах 78 – 80%.

По результатам полученных данных были построены кривые сушки и скорости сушки.

На рис.1 представлены кривые сушки (рис.1а) и кривые скорости сушки (рис.1б).

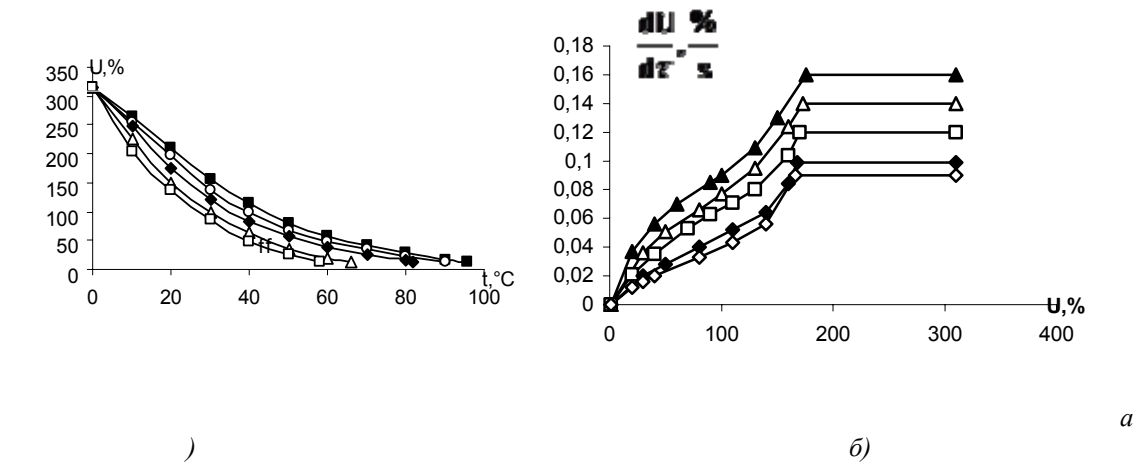


Рис.1 – Кривые сушки (а) и кривые скорости сушки (б) крупы сориза конвективным методом

Из рис.1 видно, что с увеличением температуры воздуха от 60°C до 100°C общее время сушки сориза сокращается в 1,67 раза, при этом продолжительность сушки первого периода сокращается в 1,86 раза, а второго в 1,55 раза. Таким образом, увеличение температуры сушильного агента в большей степени ускоряет процесс сушки в первом периоде.

Исследование кинетики процесса сушки с использованием микроволнового энергоподвода проводили в тех же условиях, что и конвективную сушку с применением мощности магнетрона от 25%, до 100% (номинальная мощность 2450 Вт).

На рис.2 приведены кривые сушки и кривые скорости сушки при комбинированном энергоподводе конвекция + СВЧ, с использованием 75% мощности магнетрона.

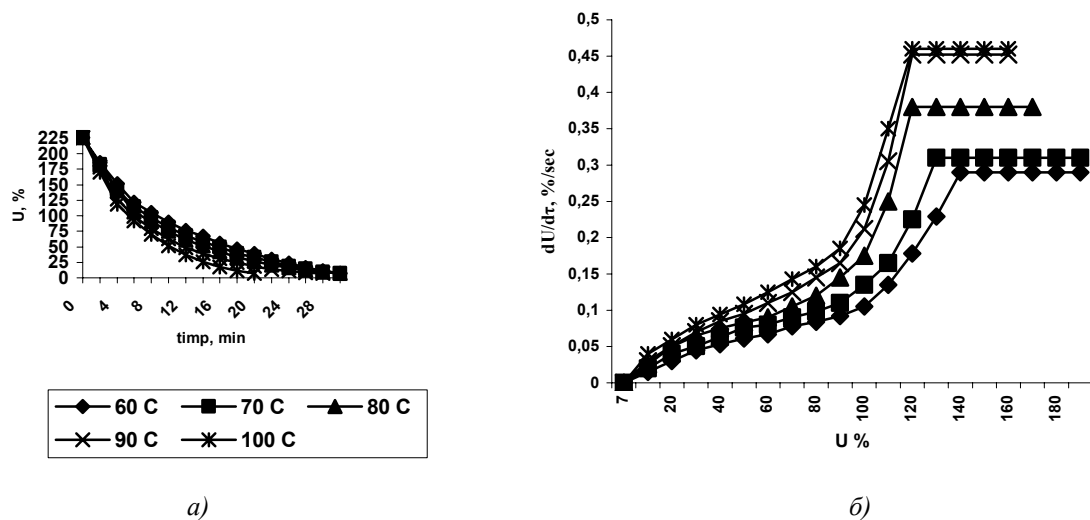


Рис.2 – Кривые сушки (а) и кривые скорости сушки (б), крупы сориза комбинированным методом (конвекция + СВЧ), при использовании 75% мощности магнетрона

Из графиков видно, что кривые сушки и скорости сушки являются типичными кривыми для капиллярно – пористых тел [3].

С ростом мощности магнетрона характер кривых не меняется. Анализируя кривые сушки (рис.1а) при конвективном энергоподводе и комбинированном (рис.2а) выявлено, что продолжительность сушки при последнем сокращается в среднем 3,5 раза.

Также и расход энергии на сушку снижается с ростом температуры в 2,0 раза, при 25% мощности магнетрона и на 20%, при использовании полной мощности магнетрона.

На основе опытных данных необходимо было выбрать режим сушки. Критерии выбора режима сушки служили качественные показатели конечного продукта и восстанавливаемость сушеного сориза.

По качественным показателям использование 100% мощности магнетрона оказалось неприемлемым, поскольку высушенное зерно имело следы пригара.

Наилучшие результаты по набухаемости и качеству продукта имели место при комбинированной сушке (конвекция с наложением полей СВЧ), при температуре 100°C и 75% мощности магнетрона.

Полученные результаты экспериментальных исследований будут использованы при разработке технологии производства пищевых концентратов из сориза, с высокой биологической ценностью и наименьшими затратами при производстве.

Литература:

1. Морару Г. А., Селекция пищевого сорго. – К.: Агропром издат. 1988.
2. Генин С. А., Крупяные концентраты, не требующие варки. – М.: Пищевая промышленность, 1975., 166с.
3. Лыков А. В., Теория сушки. – М., 1968.

ЗАКОНОМЕРНОСТИ ВЛАГООБМЕНА ПРИ СУШКЕ СЕМЯН ПОДСОЛНУХА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ТВЧ НАГРЕВА

Берник М.П., Ганя Г.П., Осояну Г., Лупашко А.С.
Технический Университет Молдовы

Получение готового продукта с хорошим товарным видом улучшает их способность к реализации. Особая роль в этом уделяется процессу оформления хлебобулочных изделий. Так, промышленностью выпускается ряд наименований булочек подвергшихся обсыпке крошкой дорогостоящих орехов. В то же время Республика Молдова обладает дешевым сырьем, которое может с успехом заменить данные дорогостоящие орехи. Этим сырьем являются ядра подсолнуха.

Обсыпка хлебобулочных изделий осуществлялась крупкой полученной из высушенных дробленых ядер подсолнуха.

В настоящее время сушка ядер подсолнуха осуществляется конвективным и кондуктивным способами. Эти способы имеют ряд существенных недостатков: большая продолжительность процесса, подгорание в местах контакта продукта с греющей поверхностью, неравномерное удаление влаги и т.д. Эти недостатки, по нашему мнению, могут быть устранены при использовании в процессе сушки токов высокой частоты (Т.В.Ч.) и комбинацией их с конвекцией. Для сушки ядер подсолнуха с использованием Т.В.Ч. следует определить и исследовать их электрофизические параметры, таких как тангенс угла диэлектрических потерь $\tan \delta$ и относительная диэлектрическая проницаемость ϵ' .

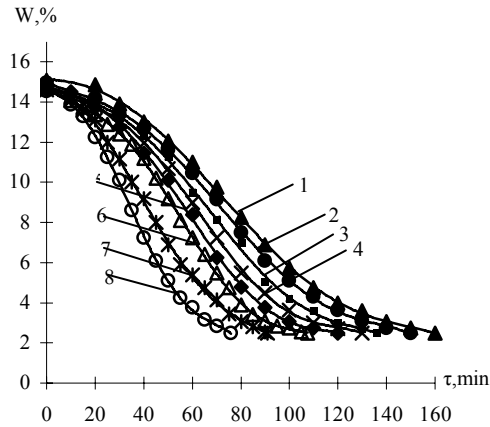
Предварительные исследования электрофизических параметров ядра подсолнуха показали, что наиболее благоприятной частотой электромагнитного поля для сушки ядра подсолнуха является 27 МГц.

Для выявления технологических режимов сушки ядер подсолнуха были проведены исследования в области кинетики процесса. Исследования проводились на установке отмеченной в [1]. Установка позволила сушить ядра подсолнуха конвекцией, токами высокой частоты и комбинацией: конвекция + Т.В.Ч. Температура нагрева ядер измерялась от 60 до 130 °C. Хотя в [2] отмечается, что максимальная температура обработки ядер достигает до 240 °C, мы же считаем, что при интенсивном нагреве с использованием Т.В.Ч. все термические процессы должны успеть произойти.

Как видно из рис.1, с ростом температуры сушильного агента уменьшается длительность процесса сушки до влажности 2,5%.

Например, для температуры нагрева равной 60°C соответствует длительность процесса сушки 160 мин., а для температур сушильного агента равной 70, 80, 90, 100, 110, 120 и 130°C с длительностью процесса сушки будет соответственно равной 150, 136, 130, 120, 107, 105, 91 и 76 минут.

Одновременно необходимо отметить, что форма кривых сушки не отличается от кривых приведенных в специальной литературе. Кривые скорости сушки представленные на рис.2 имеют достаточно сложный характер, однако следует отметить, что эти кривые характеризуются двумя периодами – периодом постоянной и убывающей скоростей сушки.



1 – $t=60^{\circ}\text{C}$, 2 – $t=70^{\circ}\text{C}$, 3 – $t=80^{\circ}\text{C}$, 4 – $t=90^{\circ}\text{C}$,
5 – $t=100^{\circ}\text{C}$, 6 – $t=110^{\circ}\text{C}$, 7 – $t=120^{\circ}\text{C}$, 8 – $t=130^{\circ}\text{C}$

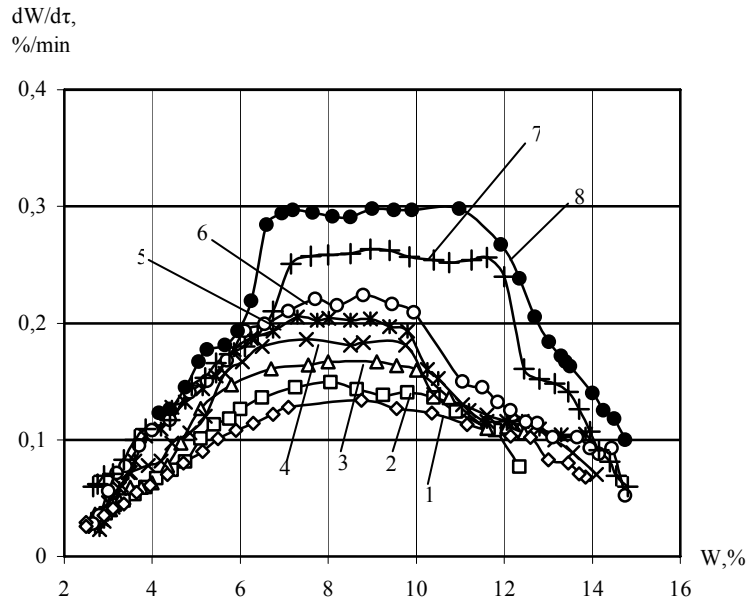
Рис. 1 – Кривые конвективной сушки крупки подсолнуха

Одновременно с ростом температуры сушильного агента увеличиваются и значения скоростей сушки в постоянном периоде.

Так, для температуры сушильного агента 60°C скорость сушки ядер подсолнуха достигала $0,13\%/мин.$, а для температуры сушильного агента превосходящей 60°C скорости сушки достигали значения до $0,30\%/мин.$ Интенсификация процесса сушки при изменении температуры сушильного агента возросла более чем в 2 раза.

Кривые скорости сушки во втором периоде имеют выпуклость, направленную в сторону оси абсцисс.

Процентное отношение скорости сушки в первом периоде и средней скорости сушки изменяется от 30 до 43%, в то время как отношение скорости сушки во втором периоде и средней скорости сушки для всех температур остается постоянным и составляет 33 – 35%. Это указывает на однородность внутренней структуры ядер семян подсолнуха.



1 – $t=60^{\circ}\text{C}$, 2 – $t=70^{\circ}\text{C}$, 3 – $t=80^{\circ}\text{C}$, 4 – $t=90^{\circ}\text{C}$,
5 – $t=100^{\circ}\text{C}$, 6 – $t=110^{\circ}\text{C}$, 7 – $t=120^{\circ}\text{C}$, 8 – $t=130^{\circ}\text{C}$

Рис. 2 – Кривые скорости сушки крупки подсолнуха при комбинированном энергоподводе

Из представленного графика видно, что одновременно с ростом температуры сушильного агента до 110°C значение влажности в первой критической точке $W_{кр.1}$ смещается в сторону больших значений влажности. Это говорит о том, что в интервале изменения влажности от 4 до 7,5% испарение влаги происходит в микрокапилярах [2].

Анализ экспериментальных кривых показывает, что в конце процесса сушки температура сушильного агента влияет незначительно на скорость испарения влажности. Это доказывает, что в интервале влажности 2,5 – 4% присутствует влага с химической связью и влага абсорбции [2].

Особый интерес представляет и исследование кинетики процесса сушки семян крупки комбинированным способом – конвекция + Т.В.Ч. при температуре сушильного агента – 110°C . При этой температуре, как отмечалось в [2] наблюдаются наиболее ощутимые физические изменения масла и в частности уменьшается его вязкость. Это улучшает способность масла к миграции.

На рис.3 представлены кривые сушки ядер при температуре 110°C сушильного агента с использованием комбинированного подвода тепла. Из графика видно, что одновременно с ростом интенсивности электрического поля $E=(25,6; 31,8; 38,0; 44,0)\cdot 10^3 \text{ V/m}$ длительность процесса сушки уменьшается соответственно (70,0; 57,0; 43,8; 37,0 мин.). Интенсивность процесса сушки возросла почти в 2 раза.

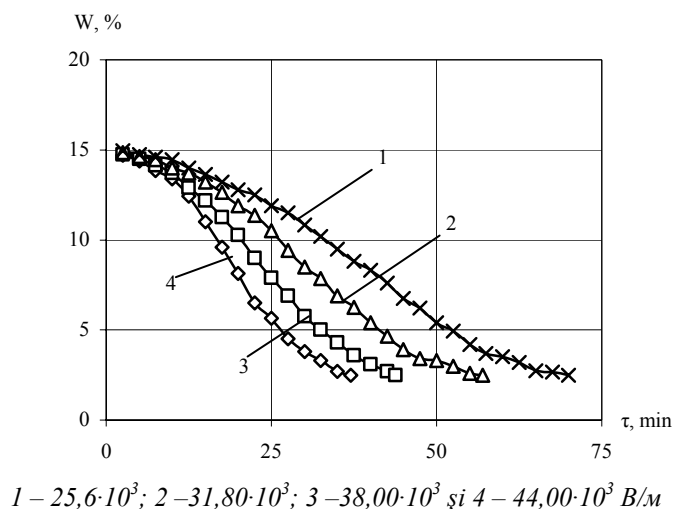


Рис. 3 – Кривые сушки крупки подсолнуха при комбинированном энергоподводе – конвекция + ТВЧ при температуре сушильного агента 110°C и интенсивности электромагнитного поля

В соответствии с полученными графиками для температуры сушильного агента 110°C характерны значительные изменения, потому как появляются отрезки с постоянной скоростью сушки. Это показывает на то, что на этих отрезках вместе с удалением свободной влаги имеют место и другие процессы, которые связаны с внутренним разложением эфирного масла.

В тоже время одновременно с уменьшением интенсивности электрического поля имеет место возрастание части удаленных эфирных масел. Одновременно с ростом интенсивности электрического поля имеет место увеличение скорости сушки (рис. 4.).

Например, при $E=25,6 \cdot 10^3 \text{ V/m}$ скорость сушки достигает 0,27%/мин. В то время как при $E=44,0 \cdot 10^3 \text{ V/m}$ скорость составляет 0,66 %/мин. Значит, интенсификация процесса сушки возросла в 2 раза. Длительность периода постоянной скорости сушки составляет соответственно 1 – 44,0%; 2 – 24,0; 3 – 31,0; и 4 – 38,5% из всей длительности процесса сушки.

Как было отмечено раньше, семена подсолнуха подвергались и более интенсивному нагреву (до температуры сушильного агента 130°C). Но при таких температурах [2], происходят нежелательные процессы окисления масла, которые крайне нежелательны.

Исследования показали, что наиболее благоприятным способом сушки крупки подсолнуха для последующего его использования в качестве подсыпки для хлебобулочных изделий является конвективная сушка в комбинации с токами высокой частоты со следующими технологическими параметрами: температура сушильного агента 110°C , частота электромагнитного поля 27 МГц и интенсивность электромагнитного поля $44,0 \cdot 10^3 \text{ В/м}$. Именно при этом режиме увеличиваются адгезионные свойства масла, и она в большей части мигрирует в наружные слои семян.

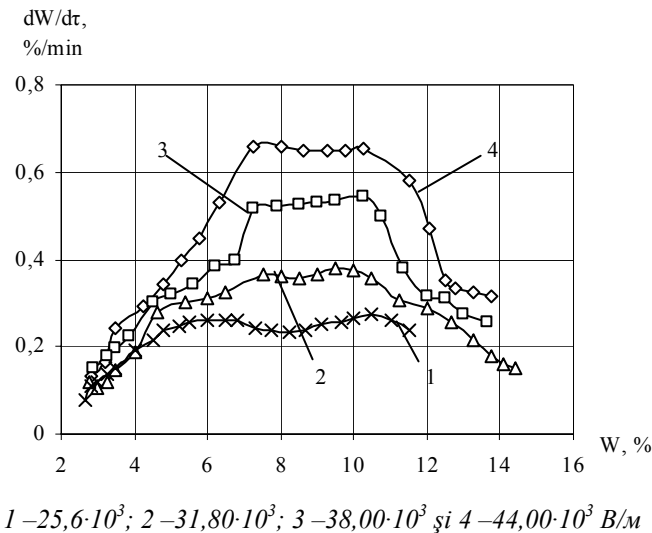


Рис. 4 – Кривые скорости сушки крупки подсолнуха при комбинированном энергоподводе – конвекция + ТВЧ при температуре сушильного агента 1100С и интенсивности электромагнитного поля

Литература

1. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 528с.
2. Технология производства растительных масел. // В.И.Капсиковский, С.И.Данильчук и др. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. – 416с.

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ІНФРАЧЕРВОНИМИ ПРОМЕНЯМИ МОРКВЯНИХ ВИЧАВОК

Левківська Т.М., Косоголова Л.О., Малезик І.Ф., Луцик Ю.П.

Національний університет харчових технологій, м.Київ

Безусов А.Т.

Одеська національна академія харчових технологій

Розробка нових видів продуктів з підвищеним вмістом біологічно активних речовин є актуальною. В останні роки наукою і практикою доведено біологічну поліфункціональність β – каротину, в основі якої антиоксидантні властивості. Стабільність його високого вмісту може бути вирішена шляхом збагачення продуктів харчування концентрованими препаратами каротину. Основним і найрозповсюдженим джерелом β -каротину є морква. Відомо, що β – каротин водонерозчинний, тому доцільно одержувати сухі концентровані продукти з морквяних вичавок.

З літературних джерел відомо багато видів сушіння, але застосування інфрачервоних (ІЧ) променів набуло широкого розповсюдження. Це пояснюється значною інтенсифікацією процесів в результаті збільшення густини теплового потоку на поверхні матеріалу та властивості короткохвильового інфрачервоного випромінювання проникати на деяку глибину в матеріал. Так як довжина хвилі залежить від температури генератора ІЧ-випромінювання, тому ступінь поглинання ІЧ-променів матеріалом різна. Видалення вологи відбувається при низькій температурі, що дозволяє практично повністю зберегти вітаміни, біологічно активні речовини, природний колір та аромат. При цьому активно знешкоджується шкідлива мікрофлора в продукті, завдяки чому він може зберігатись тривалий час без погіршення якості.

Відомо, що процес бланшування сприяє інактивації ферментів, зменшенню кількості мікроорганізмів та прискоренню процесу сушіння. Нами проведені дослідження сушіння морквяних вичавок при інфрачервоному енергопідведенні: попередньо небланшованих, бланшованих водою протягом 10 хвилин при $80 - 83^{\circ}\text{C}$ та бланшованих гострою парою протягом 3 хвилин. Товщина шару під час сушіння складала $0,8 - 1\text{ см}$, а кінцева вологість продукту 6% . Здійснювалось двостороннє симетричне ІЧ-нагрівання, при

якому початкова величина опроміненості складала 3200 Вт/м². В якості генераторів ІЧ-випромінювання було використано трубчаті електричні нагрівачі (ТЕНи).

Після висушування вичавки подрібнювали.

Серіями дослідів встановлено, що тривалість сушіння суттєво залежить від товщини шару, початкової вологості зразка та величини його опроміненості.

Під час процесу сушіння було досліджено зміну температури по шарах продукту (верхньому, середньому та нижньому) за допомогою мідь-константанових термопар. Результати наведені на рис. 1, 2, 3.

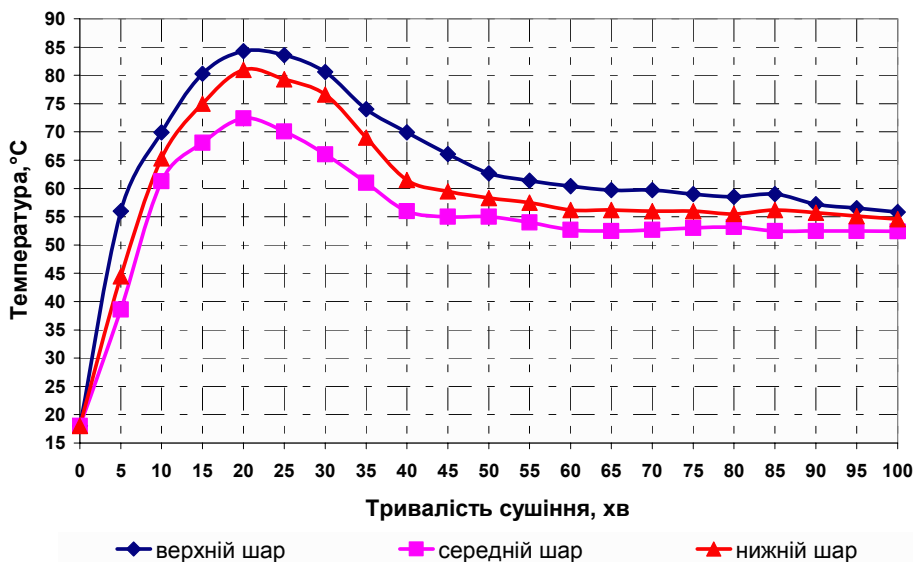


Рис.1 – Зміна температури по шарах під час сушіння небланшованих морквяних вичавок

Як видно з рис.1, одночасно із прогріванням зразка відбувається інтенсивне випаровування вільної води з його поверхні, при цьому температура сушіння на 20 хвилині досягає 85°C у верхньому шарі, 81°C – у нижньому та 72°C – у середньому. Така різниця температур пояснюється тим, що верхній шар найближче розміщений до джерела опромінення – верхнього ТЕНа. Нижній шар розміщений на такій же відстані до нижнього ТЕНа, але між продуктом і ТЕНом розміщена металева сітка, на якій відбувається сушіння. Остання теж поглинає випромінювання, забираючи на себе частину тепла. Тому температура нижнього шару нижче на 4°C. Температура середнього шару нижче на 13°C.

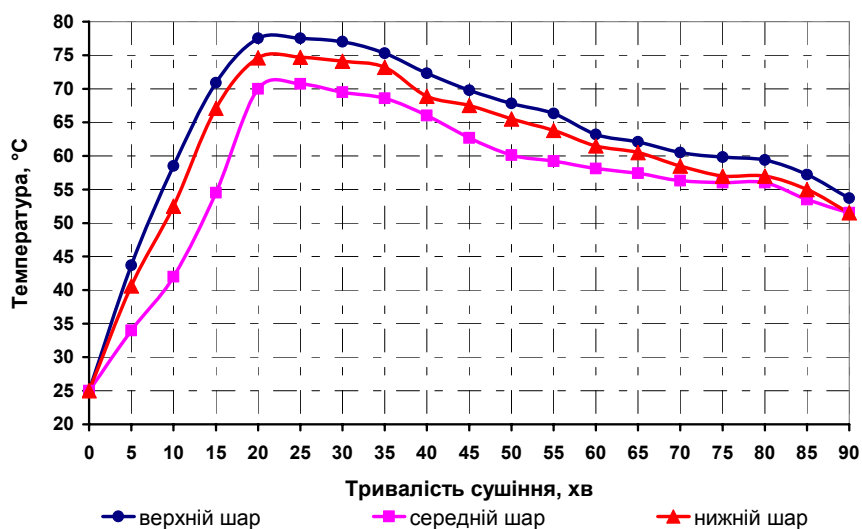


Рис.2 – Зміна температури по шарах під час сушіння морквяних вичавок бланшованих водою

Потім значення температур всіх шарів плавно спадає, що пояснюється послабленням видалення води з глибини шарів товщі зразка. Поступово температура всіх шарів змінюється на незначну величину

і набуває майже однакового значення 53 – 57°C. Можна прийняти, що швидкість сушіння залишається сталою і процес сушіння підходить до заключної стадії за рахунок проникнення ІЧ – променів в усьому його об'ємі.

Як видно з рис.2, під час сушіння морквяних вичавок бланшованих водою спостерігається така ж залежність, як і при сушінні небланшованих вичавок. Але на 20 хвилині температура верхнього шару – 78°C, нижнього – 74,5°C та середнього – 71°C. Температура шарів наприкінці сушіння складає 52 – 55°C. Тривалість сушіння – 90 хвилин.

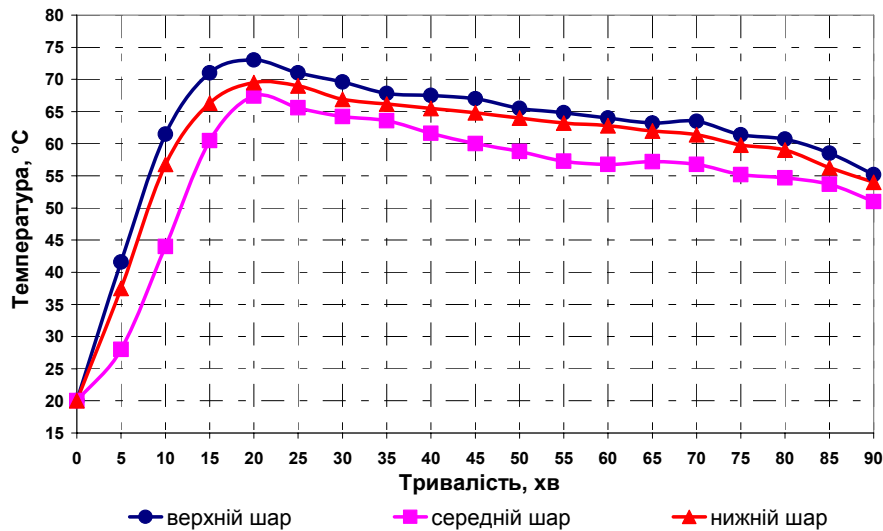


Рис.3 – Зміна температури по шарах під час сушіння морквяних вичавок бланшованих парою

Як видно з діаграми, під час сушіння морквяних вичавок бланшованих парою, зміна температури по шарах набуває такої ж залежності як і в попередніх дослідях. На 20 хвилині температура верхнього шару – 74°C, нижнього – 69,5°C та середнього – 67°C. Температура шарів наприкінці сушіння складає 51 – 55°C. Сушіння триває 90 хвилин.

Відомо, що β – каротин не стійкий до дії окисників. Всі каротиноїди, що зберігаються в присутності кисню, розкладаються з утворенням складних комплексних сполук. Ферментом, який окислює каротин, є пероксидаза. Тому нами було досліджено зміну активності пероксидази при одержанні порошку з морквяних вичавок.

Температура продукту всіх зразків під час сушіння не перевищувала 85°C при зміні напруги від 220 до 100 В, що дає змогу зберегти β -каротин та інактивувати пероксидазу.

Зміна β – каротину та активності пероксидази під час процесу сушіння наведені на рис. 4 та 5 відповідно.

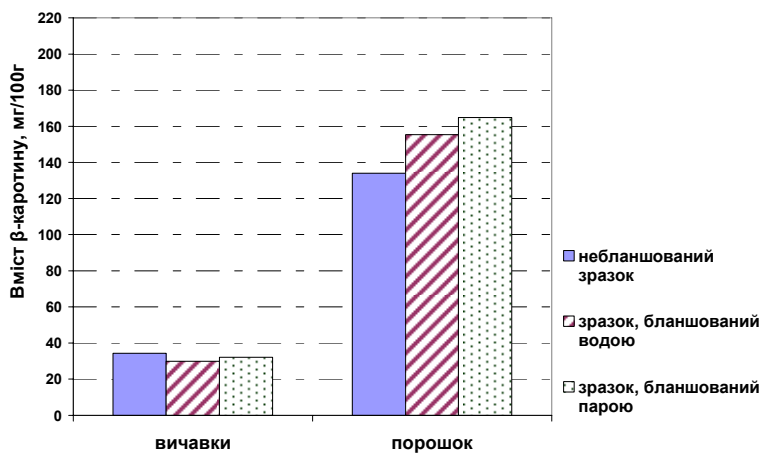


Рис.4 – Зміна вмісту β – каротину під час сушіння морквяних вичавок

В небланшovaných вичавках вміст β – каротину 34 мг/100г. Відомо, що каротин більш стійкий до температур, ніж інші вітаміни, але частково відбувається його руйнування. При бланшуванні водою втрати β – каротину більші, ніж при бланшуванні парою, що можна пояснити тривалістю бланшування.

При порівнянні висушених морквяних вичавок, які попередньо проходили термообробку водою та парою з небланшрованными вичавками, вміст β – каротину є вищий у 1,2 рази. Якщо ж порівнювати вміст β -каротину у висушених вичавках, які були попередньо оброблені водою, в порівнянні з вичавками, які були оброблені парою, можна сказати, що він є нижчий в 1,1 рази.

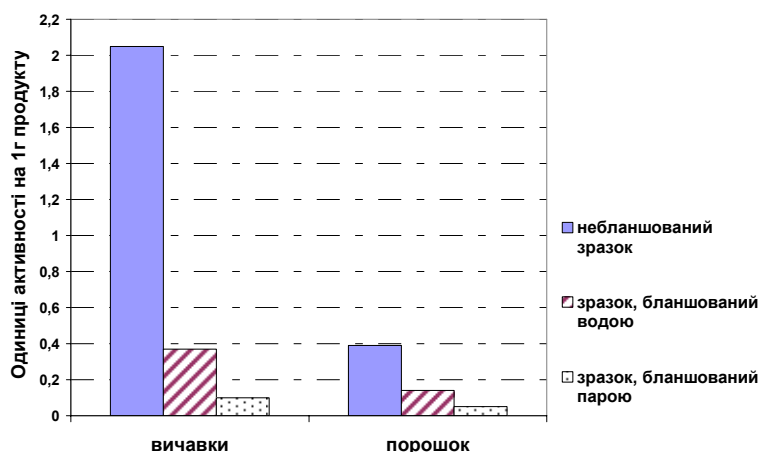


Рис.5 – Зміна активності пероксидази під час сушіння морквяних вичавок

З діаграми 5 видно, що зниження активності пероксидази відбувається інтенсивно і пояснюється дією температур. Так при бланшуванні парою активність зменшується у 20,5 рази у порівнянні з контрольним зразком, а при бланшуванні водою – у 5,5 рази.

Дослідження показали, що при висушуванні вичавок ІЧ – променями активність пероксидази продовжує значно знижуватись (в 2 – 5,3 рази), що пояснюється дією температур.

Таким чином для одержання продукту з підвищеним вмістом β – каротину необхідно використовувати вичавки попередньо бланшовані гострою парою протягом 3 хвилин. Оскільки за таких умов процес сушіння відбувається швидше, проходить інактивація пероксидази та зберігається β – каротин. Отриманий порошок можна застосовувати для збагачення продуктів біологічно активними речовинами.

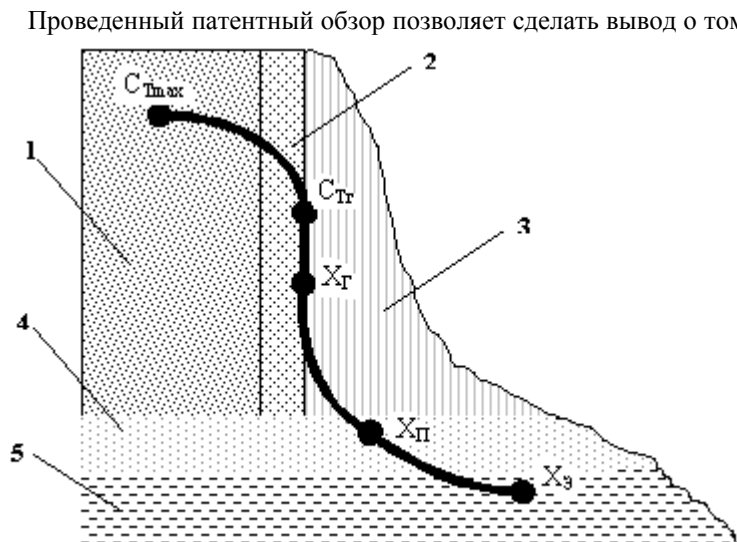
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ МАССОПЕРЕНОСА В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ ПРИ ЭКСТРАГИРОВАНИИ ИЗ КОФЕЙНЫХ ЗЕРЕН

Ряшко Г.М.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Экстрагирование является важнейшим процессом при производстве сахара, растительного масла, растворимого кофе, коньячных спиртов, в фармацевтической промышленности и др. Оно определяет степень извлечения ценных компонентов из сырья и качество готового продукта. Однако, экстрагирование во всех производствах трудоемкий и низкоэффективный процесс. Так, например, в производстве растворимого кофе можно обозначить следующие проблемы: низкий выход целевого компонента (основной продукт составляет около 10–15%); длительность процесса (7 – 8 часов); использование высокого давления (0,3 МПа – 1,2 МПа); использование низких сортов кофе, которые содержат большое количество растворимых веществ.

Следовательно, целесообразным является изучение и усовершенствование процесса экстрагирования, а также поиск новых технологий, которые при правильном учете всех положительных и отрицательных сторон интенсифицирующего воздействия позволят сократить длительность процесса, уменьшить габаритные размеры, металлоемкость аппарата и снизить потери ценных компонентов. [1].



1 – внутренняя область твердого тела; 2 – внешняя область твердого тела; 3 – макрокапилляр зерна; 4 – приграничный диффузионный слой; 5 – экстрагент.

Рис. 1. Распределение концентраций на границе «твердое тело – растворитель»

таты электронной микроскопии показали, что размер макропор колеблется в пределах от 20 до 40 мкм в диаметре [3]. Измерение размеров микропор осуществляется более сложными методами и дает некоторые расхождения. Так, при измерении, основанном на поглощении CO_2 при низких температурах и использовании уравнения Кельвина, для определения распределения размера пор, было получено, что средний размер микропор составляет 17 – 33 Å [4]. Измерения, основанные на использовании ртутной порометрии, дали несколько другие результаты – большинство микропор располагалось в диапазоне от 10 до 50 нм [3].

В макропорах движение жидкости происходит достаточно интенсивно, а перенос вещества подчиняется механизму конвективной диффузии. В микропорах, размер которых приближается к размерам молекул жидкости, движение экстрагента затрудняется, вследствие чего вещество в порах переносится только за счет молекулярной диффузии. Следовательно, слой измельченных кофейных зерен можно представить как твердое тело с двойной пористостью [5], когда сам слой обладает внешней пористостью, образованной за счет неплотного прилегания частиц друг к другу и сами зерна, как было сказано выше, обладают внутренней пористостью. При расчете гидродинамических условий процесса экстрагирования для упрощения расчетов необходимо учитывать только внешнюю пористость, в то время как при расчете диффузионных характеристик необходимо учитывать обе пористости. Следует также отметить, что важными характеристиками, влияющими на гидродинамические условия процесса, являются пористость и проницаемость слоя.

Рассмотрим распределение концентраций на границе «твердое тело – растворитель» пористой структуры в обычных условиях (без воздействия электромагнитного поля). Кофейное зерно в процессе экстрагирования разделяется на две области – внутреннюю 1, где концентрация растворимого вещества максимальна C_{max} , и внешнюю 2, где эта концентрация значительно меньше C_{TM} , причем с течением времени объем внешней области возрастает, а внутренней уменьшается.

Диффузия в твердой фазе определяется по закону Фика и распределение текущей концентрации C_T в твердой фазе описывается параболической эпюрой.

Массовый поток в данном случае J_1 зависит от коэффициента диффузии D и градиента концентраций в твердом теле:

$$J_1 = -D \frac{dC_T}{d\delta} \quad (1)$$

Частицы пористого сырья имеют наименьшую граничную концентрацию C_{TM} , которой соответствует значение граничной концентрации в жидкой фазе X_T на границе раздела фаз при взаимодействии с рас-

процесса экстрагирования из растительно сырья позволяют увеличить движущую силу процесса, уменьшить диффузионное сопротивление его протеканию, обеспечить необходимую форму, размеры и дисперсный состав частиц, а также повышают клеточную проницаемость сырья. Одним из интересных методов является электромагнитный нагрев, который показал хорошие результаты при экстрагировании древесины, сои, мяты, розмарина, чайного дерева [2]. Однако процесс экстрагирования в условиях электромагнитного нагрева еще недостаточно изучен, поэтому есть необходимость в разработке математической модели данного процесса.

Моделирование проводилось на примере процесса экстрагирования обжаренных кофейных зерен, которые представляют собой пористую анизотропную структуру, состоящую из макро- и микропор. Резуль-

творителем.

Предполагается, что жидкая фаза капилляра 3 по его диаметру одинакова и равна X_{Γ} , что можно объяснить малым диаметром капилляра и стесненными условиями для диффузии внутри макрокапилляра 3. Вследствие чего растворимые вещества двигаются в середине капилляров к поверхности частиц, образуя второй массовый поток J_2' . В приграничном слое концентрация раствора равна X_{Π} . Интенсивность конвективной диффузии в стесненных условиях определяется эффективным коэффициентом массоотдачи β_3 :

$$J_2' = \beta_3 \cdot (\tilde{O}_A - \tilde{O}_I) \quad (2)$$

Также благодаря конвективной диффузии происходит движение растворимых веществ из приграничного слоя в центр потока, где их концентрация равна X_3 . Интенсивность массового потока J_2'' в данном случае определяет коэффициент массоотдачи β :

$$J_2'' = \beta \cdot (\tilde{O}_I - \tilde{O}_Y) \quad (3)$$

Во время роста температуры повышается значение коэффициента диффузии, однако, стесненные условия в капилляре не дают существенной интенсификации процесса переноса.

Механизм действия электромагнитного поля поясняется следующим образом. При наложении импульсного электромагнитного поля параллельно движению массовых потоков, указанных выше, возникает еще один поток J_3 . Энергия поля, концентрируясь в жидкой фазе капилляров кофейного зерна, вызывает образование паровых пузырьков, вследствие чего возникает градиент давления, и жидкость из капилляра периодически выбрасывается в поток. Это бародиффузия, которая определяется давлением, возрастающим в капилляре. Частота выбросов и количество функционирующих капилляров увеличивается пропорционально электрофизическому воздействию. Предлагается аналогия с центрами парообразования – поток, возникающий под действием электромагнитного поля, турбулизирует приграничный слой, сопротивление может быть на порядок ниже, чем в традиционных схемах массоотдачи.

Массовый поток J_3 зависит от разности давлений в капилляре P_K и в потоке экстрагента P_3 , а также от коэффициента массоотдачи β_d , существенно отличающегося от β_3 и β .

$$J_3 = \beta_d \cdot (\tilde{D}_E - \tilde{D}_Y) \quad (4)$$

В условиях импульсного электромагнитного поля внешнелатифузионный режим переходит во внутрелатифузионный, поскольку скорость извлечения лимитируется уже не внешней диффузией, а диффузией сквозь пористый материал частицы, поэтому общий поток массы будет равен:

$$J_1 = J_2 + J_3, \quad (5)$$

где $J_2 = J_2' = J_2''$, поскольку по сути это один и тот же массовый поток.

Внутрелатифузионный режим процесса экстрагирования является наиболее интенсивным режимом извлечения. Однако, встает вопрос, при каких условиях возможно инициирование бародиффузии. Главным условием является то, что бародиффузионный поток должен преодолеть диффузионное сопротивление твердой фазы. Это достигается за счет перехода части жидкости в паровую фазу. Поэтому при решении поставленной задачи следует определить термодинамические параметры пароводяной смеси в канале при начальном давлении P_3 и давлении, которое обеспечивает бародиффузию [6]:

$$P_{\text{БД}} = P_3 + P_K \quad (6)$$

Гидравлическое сопротивление в канале P_K равно:

$$P_K = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \left[\frac{\lambda \cdot l}{d} + \sum \xi \right] + \rho \cdot g \cdot l + \frac{\sigma}{d}, \quad (7)$$

где d – диаметр капилляра; l – длина капилляра; w – скорость движения жидкости в капилляре; ρ – плотность жидкости; ξ – местные сопротивления; σ – силы поверхностного натяжения; λ – коэффициент гидравлического трения; g – ускорение свободного падения.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление в канале при разных диаметрах капилляра, найденных в литературе. Примем максимальную длину канала 2,5 мм, скорость движения жидкости в капилляре – 1 м/с. Физические свойства принимаем по справочнику [7] при температуре 100 °С. Результаты приведены в таблице 1.

Как видно из таблицы 1, разумным является достижение давления, которое обеспечивает бародиффузию в макропорах кофейного зерна, для микропор данный показатель слишком высок.

Задачами дальнейшего анализа является вопрос распределения концентраций по схеме рис.1. Определим перспективы для этой цели аналитических методов моделирования.

Рассматривая предложенную модель (рис. 1), сделаем несколько допущений:

- 1) скорость движения раствора постоянна по всему сечению капилляра;
- 2) растворимое вещество диффундирует от поверхности канала в поток.

В таком случае уравнение диффузии внутри капилляра пористого тела удобнее представить в цилиндрических координатах по текущему радиусу r :

$$w_0 \frac{\partial \tilde{D}}{\partial Z} = D \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial X}{\partial r} \right] \quad (8)$$

Решая уравнение (8) для параболического профиля скоростей в соответствии с решением уравнения Навье-Стокса и с учетом граничных условий получим [8]:

$$\frac{X_p'' - X_p'}{X_{\dot{Y}} - X_p'} = 1 - \sum_{n=1}^n a_n \exp - b_n \left(\frac{D}{w_{CP} 0,25d^2} \right) Z \quad (9)$$

где средняя скорость потока $w_{CP} = 0,5w_{max}$, a_n и b_n – константы.

Согласно предложенному механизму массообмена, помимо решения (9), необходимо предусмотреть действие бародиффузии. Рассмотрим диффузионный поток экстрактивных компонентов, выбрасываемых в поток экстрагента, который движется в направлении Z с постоянной скоростью w_0 . В этом случае должно быть решено уравнение:

$$w_0 (\partial X / \partial Z) = D \nabla^2 X \quad (10)$$

при следующих граничных условиях:

$$\begin{aligned} X|_{l=\infty} &= 0; & \text{при } l \rightarrow \infty \\ 4\pi l^2 D (\partial X / \partial r) &= w_A, & \text{при } l \rightarrow 0 \\ l^2 &= x^2 + y^2 + z^2 \end{aligned} \quad (11)$$

где l – расстояние от источника; Z – расстояние по потоку от источника; w_A – скорость, с которой экстрактивные компоненты входят в поток.

В случае, когда скорость потока постоянна (w_0), а режим стабилизировался, решение (8) в декартовых координатах с краевыми условиями (11) будет:

$$X = \frac{w_A}{4\pi D l} \exp \left[- \left(\frac{w_0}{D} \right) (l - z) \right] \quad (12)$$

Задача о точечном источнике имеет практическое значение при анализе профиля концентрации в потоке. Даже при столь серьезных упрощениях задачи, совместное решение (9) и (12) весьма затруднено, поскольку гидродинамическая ситуация в потоке определяется турбулентным течением экстрагента, осложненным вихревой диффузией из капилляров зерен кофе.

В связи с серьезными трудностями, возникшими в результате аналитического моделирования, следует применить экспериментальное моделирование, основной научной базой которого является теория подобия и метод “анализа размерностей” [9].

В общем случае, влияние на величину коэффициента массоотдачи β имеют диаметр канала d , проницаемость слоя k , скорость движения потока w , а также его плотность ρ и вязкость μ , коэффициент диффузии D . Вышеперечисленные параметры характеризуют инерционные свойства потока. Гидродинамическая ситуация при формировании пограничного слоя на входе в канал выражается соотношением диаметра и длины канала l . Вклад естественной конвекции устанавливается разностью концентраций в потоке ΔC и гравитационным полем. Действие бародиффузии за счет электромагнитного поля определяется

разностью давлений в зонах канала. Величина этой разности представляется пропорциональной энергии излучения N и той энергии, которая необходима для парообразования, т.е. величине удельной теплоты парообразования g .

Все параметры содержат только три основных размерности: длину (м), массу (кг) и время (с). Пользуясь анализом размерностей, заменим эту функцию зависимостью между критериями подобия. В данном случае число переменных $n = 12$, число их единиц измерения $m = 3$. Тогда, согласно π -теореме, число безразмерных комплексов, описывающих процесс, должно быть равно $(n - m) = 9$. После решения системы уравнений, составленной для основных единиц, и поиска комбинаций получаем структуру критериального уравнения:

$$Sh = A (Re)^n (Sc)^k (\Pi)^b (Bu)^g \quad (13)$$

где влияние электромагнитного поля учитывается комбинацией

$$Bu = \frac{N}{rd^2 w \rho} \quad (14)$$

Физический смысл числа Bu заключается в том, что устанавливается соотношение между энергией излучения и той энергией, которая необходима для преобразования в пар всего раствора, который проходит через экстрактор [10]. Чем ближе число Bu к 1, тем больше образовывается паровой фазы, тем больше градиент давлений, тем интенсивнее выбросы насыщенного экстрагента из глубины капилляров, тем больше турбулизация пограничного слоя.

Комплекс

$$\ddot{r} = \frac{k}{d^2} \quad (15)$$

является безразмерной параметрической проницаемостью и учитывает геометрическое свойство среды твердого материала.

Константы A , n , k , b и g определяются экспериментально.

В ходе эксперимента изменялись следующие величины: диаметр частиц измельченного кофе d в пределах 0,5 – 5 мм; гидромодуль $\zeta = 1:5$ до 1:100, температура экстрагента $t = 20-95^\circ\text{C}$, подводимая мощность $N = 0 \dots 1500$ Вт; расход экстрагента $V_p = 2 \dots 9$ мл/с.

В опытах для разного сочетания режимных параметров определялось, как изменяется концентрация сухих веществ в экстракте с помощью фотометра “Spekol”. На входе и на выходе из экстрактора температура раствора измерялась с помощью хромель-алюмелевых термопар и цифрового измерительного прибора Р-293. Объемный расход экстрагента определялся измерительными цилиндрами.

Таблица 2 – Расчет проницаемости слоя зерен

Размер зерен, мм	Эквивалентный диаметр частиц, $d, 10^3$, м	Пористость слоя, ε	Эквивалентный диаметр потока, $d_c 10^4$, м	Проницаемость слоя k , м^2
0,5-1,0	1,1342	0,143	1,424	$6,337 \cdot 10^{-10}$
1,0-2,0	1,836	0,158	2,304	$1,659 \cdot 10^{-9}$
2,0-5,0	2,876	0,241	6,102	$1,164 \cdot 10^{-8}$
целые зерна	9,0303	0,294	25,1	$1,969 \cdot 10^{-7}$

На основе зависимости выхода растворимых веществ от размера частиц твердой фазы [11] была рассчитана проницаемость слоя зерен различного диаметра (табл. 2), которая снижается с уменьшением размера частиц твердой фазы.

По данным о влиянии расхода на выход растворимых веществ была построена зависимость коэффициента массоотдачи от скорости потока (рис. 2), что позволило найти показатель n при числе Re . Получены значения для разных температур, однако они не существенно отличаются, поэтому степень при Re принимаем равной 0,5. Константа k при числе Sc принимается в согласии с литературными источниками 0,33.

Изучение влияния мощности воздействия электромагнитного поля на выход растворимых веществ позволило получить зависимость коэффициента массоотдачи от мощности воздействия поля (рис. 3). Значения β расслаиваются в зависимости от безразмерной параметрической проницаемости даже при одинаковой мощности поля N .

Аналогичным образом расслаиваются значения комплекса чисел подобия C в зависимости от числа парообразования Bu , что видно из рисунка 4.

Комплекс C определяется следующей комбинацией чисел подобия:

$$\dot{N} = \frac{Sh}{Re^{0.5} \cdot Sc^{0.33}} \quad (16)$$

Благодаря графику (рис.4) были найдены значения C для всех значений безразмерной параметрической проницаемости при одинаковом числе парообразования. Обработка этих данных позволила получить показатель степени при Π , равный 0,35.

Используя экспериментальные данные, полученные в результате изучения влияния мощности электромагнитного поля на выход растворимых веществ, был построен график зависимости комплекса чисел подобия Z

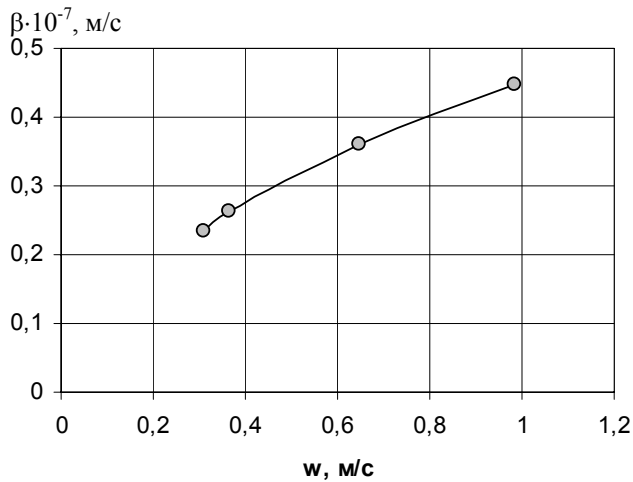


Рис. 2. Зависимость коэффициента массоотдачи от скорости потока

от числа парообразования (рис. 5), где

$$Z = \frac{Sh}{Re^{0.5} \cdot Sc^{0.33} \cdot \dot{D}^{0.35}} \quad (17)$$

Хорошее согласование всех данных опытов достигается при использовании корректировочного числа парообразования Bu . Обработка массива экспериментальных данных позволяет рекомендовать для расчета интенсивности массопереноса следующее соотношение:

$$Sh = 0,094 (Re)^{0.5} (Sc)^{0.33} (\Pi)^{0.35} (Bu)^{0.45} \quad (18)$$

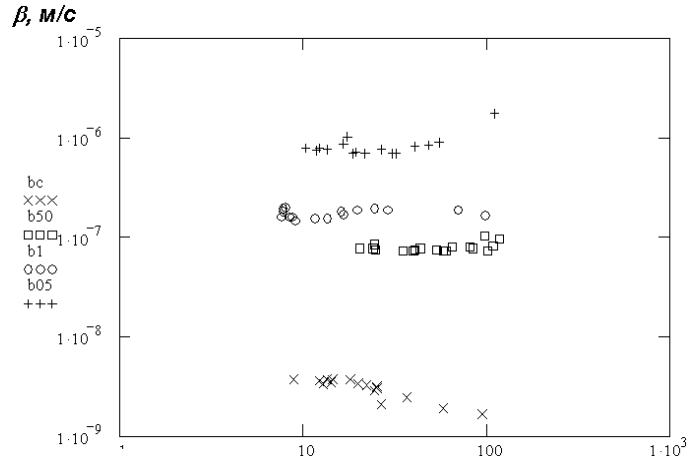


Рис. 3 – Зависимость $\beta = f(N_b, d_p, w)$

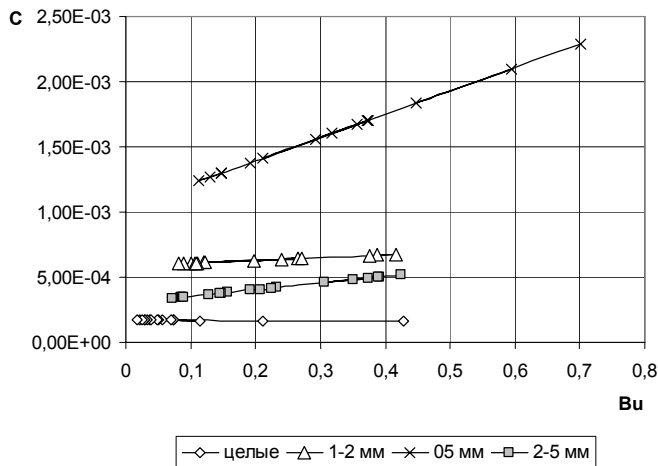


Рис. 4. Зависимость $C = f(Bu)$

Выводы

Воздействие электромагнитного поля поясняется возникновением бародиффузии, существенно повышающей эффективность процессов массопереноса.

Попытка аналитического анализа массопереноса из пористого твердого тела в условиях электромагнитного поля показала, что задача чрезвычайно громоздка и сложна.

Методом «анализа размерностей» установлена структура критериального уравнения, а обработка экспериментальных данных позволила установить коэффициенты критериального уравнения.

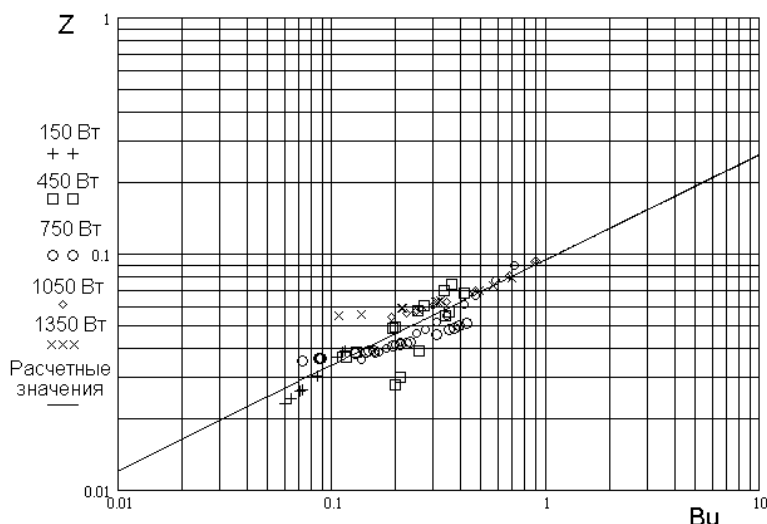


Рис. 5 – Обобщение экспериментальных данных

Комплекс аналитических и экспериментальных исследований подтвердил справедливость научного положения о возможности существенной интенсификации процесса экстрагирования из пористого твердого тела под воздействием электромагнитного поля.

Литература

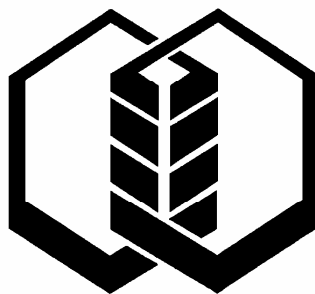
1. Белобородов В.В. Проблемы экстрагирования в пищевой промышленности. Известия вузов. Пищевая технология, 1986, №3
2. Ряшко Г.М., Бурдо О.Г., Інтенсифікація масопереносу у виробництві розчинної кави // Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі: Зб. наук. праць / Харк. держ. Ун-т харчування та торгівлі. – Харків, 2005, с. 20 – 24.
3. Schenker, S., Handschin, S., Frey, B., Perren, R., & Escher, F. (2000). Pore structure of coffee beans affected by roasting conditions // J. Food Science 65, p. 452 – 457.
4. Saleeb, F.Z. Adsorption of carbon dioxide on roast and ground coffees // Int. Colloquium on the Chemistry of Coffee, 7th. – Hamburg, 1975, p. 335-339.
5. Аксельруд Г.А., Альтшулер М.А. Введение в капиллярно-химическую технологию. – М.: Химия. – 1983. – 263 с.
6. О.Г. Бурдо, Г.М. Ряшко, Наномасштабные процессы в пищевых технологиях // Сборник научных трудов МПА: Вып. II / Под ред. В.А. Бутковского – М.: ГИОРД, 2004 г., с. 292 – 305.
7. Тепло- и массообмен. Теплотехнический эксперимент: Справочник / Е.В. Аметистов, В.А. Григорьев, Б.Т. Емцев и др.; Под общ. Ред. В.А. Григорьева и В.М. Зорина. – М. Энергоиздат. – 1982. – 512 с.
8. Ряшко Г.М., Войтенко А.К., Саламаха В.И., Бурдо О.Г., Моделирование процессов экстрагирования // Холодильная техника и технология. – 2004. – №6, с. 69 – 74.
9. Гухман А.А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- и массообмена. – М.: Энергия. – 1974. – 328 с.
10. Терзієв В.Г., Бурдо О.Г. Моделювання комбінованих процесів при екстрагуванні в системі “спирт-деревина” // Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Одеса: 1999. – Вип.20. – с. 203–209.
11. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М., Светлічний П.І., Моделювання масопереносу при екстрагуванні із зерен кави // Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. пр. вип.13, т. 1 / Голов. ред. О.О. Шубін. – Донецьк: ДонДУЕТ, 2005., с. 23 – 29.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 28

ТОМ 2



**ОДЕСА
2006**

ББК 36.81 + 36.82
УДК 663 / 664

Головний редактор, професор
Заступник головного редактора, професор
Технічний редактор

Б.В.Єгоров
Е.Й. Жуковський
Т.Л. Дьяченко

Редакційна колегія,
доктори наук, професори:

Р.В. Амбарцумянц, А.Т. Безусов, О.Г. Бурдо,
Л.Г. Віннікова, М.Д. Захаров, О.І. Гапонюк,
О.К. Гладушняк, К.Г. Іоргачева, Л.В. Капрельянц,
Г.Ф.Козлов, В.О. Моргун, Г.М.Станкевич, Н.К. Черно

Збірник опубліковано за рішенням вченої ради від 27.12.2005 р., протокол № 5

Одеська національна академія харчових технологій
Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій /
Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2006. – Вип. 28. – Т. 2

Наукові праці ОНАХТ входять в перелік № 1 наукових фахових видань України, в яких
можуть публікуватись результати дисертаційних робіт на здобуття наукових ступеней
доктора і кандидата наук
(Бюлетень ВАК України, 1999, № 4)

За достовірність інформації відповідає автор публікації

Віддруковано у видавничому центрі «ТЕС»

ISBN 966-8145-34-8

© Одеська національна академія харчових технологій, 2006

5. НОВІ НЕЕНЕРГОЄМНІ ТЕХНОЛОГІЇ ТА ПРОДУКТИ

ВИКОРИСТАННЯ ВОДОРОЗЧИННИХ ПОЛІСАХАРИДІВ ОБОЛОНКИ НАСІННЯ ЛЬОНУ У ТЕХНОЛОГІЇ ФРУКТОВИХ СОУСІВ

Малюк Л.П., Зіolkовська А.В.

Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Соус — це додатковий компонент страв з напіврідкою консистенцією, який використовують у процесі приготування страви, або подають до готової страви для покращення її смаку та аромату [1].

Правильно підібрані соуси дають змогу підвищити апетит споживачів, урізноманітнити смак і зовнішній вигляд їжі, розширити її асортимент, збалансувати склад страви по деяким речовинам.

Аналіз вітчизняного ринку підприємств ресторанного господарства дозволяє зробити висновок, що у якості фруктових соусів використовують:

- варення, повидло та джеми, які виробляються як безпосередньо на підприємствах ресторанного господарства, так і харчовою промисловістю. Особливості їх рецептурного складу та технологічного процесу визначаються, в першу чергу, вимогами, які ставляться до консервів: як правило, висока цукроємність (більше 60 %), що сприяє плазмолізу рослинних і мікробіологічних клітин та тривала теплова обробка, яка призводить до руйнування частини біологічно активних речовин (БАР);

- імпортовані фруктові соуси, до складу яких входить до 30 % фруктів, цукор, пектин, лимонна кислота, у деяких випадках концентровані соки, барвники, ароматизатори та консерванти.

Іноді соуси виробляють безпосередньо на підприємствах ресторанного господарства з фруктів, соків або пюре з додаванням цукру, крохмалю, іноді вина або вершків. Найбільш часто виготовляють апельсиновий, лимонний та абрикосовий (з кураги) соуси. Однак, слід зазначити, що існуючі технології характеризуються незадовільними функціонально-технологічними та споживчими властивостями, що обмежує їх застосування:

- відсутністю стабільної в'язкості в інтервалі температур від 10 — 14 °C (для холодних страв) до 60 — 75 °C (для гарячих страв) та протягом тривалого терміну зберігання;

- необхідністю використання висококонцентрованих цукрових сиропів, що небажано з позиції концепцій раціонального та дієтичного харчування;

- формуванням необхідних структурно-механічних властивостей шляхом уварювання, що призводить до зниження харчової цінності продукту;

- використанням штучних добавок: ароматизаторів, барвників, консервантів.

Вищевикладене є підставою доцільності переосмислення технології фруктових соусів і дослідження інших технологічних підходів під час їх виробництва.

На основі результатів вивчення споживчого ринку зарубіжних і вітчизняних соусів, аналізу наукової літератури, нормативної документації, нами було сформульовано основні вимоги до фруктових соусів:

- високий вміст плодово-ягідної сировини (більше 50 %);

- використання сировини, яка здатна збагатити продукт комплексом БАР та гармонійне поєднується з широким діапазоном страв та виробів;

- лабільні режими термообробки, які гарантують максимальне збереження БАР сировини;

- цукроємність не більше 20 %;

- стабільність структурно-механічних властивостей в процесі зберігання та механічного впливу (при перемішуванні).

Враховуючи сучасні досягнення науки в галузі досліджень функціональних речовин, необхідно моделювати технології, які передбачають використання речовин з поліфункціональними властивостями, що дозволить одержувати продукти з регульованим хімічним складом та властивостями.

Під час проведення умовної декомпозиції складу соусів, становиться очевидним, що вони включають рецептурні компоненти, які формують

- консистенцію: плодово-ягідні пюре та загусники;

- колір, який можна досягти за рахунок натуральних пігментів (антоціанів, каротиноїдів), які містяться у плодово-ягідній сировині, лабільних режимів її технологічної обробки та введення добавок, які сприяють збереженню барвних речовин, ;

- смак, тобто органічні кислоти плодово-ягідних пюре та цукор або цукрозамінники;

- аромат, який може бути сформований не тільки завдяки речовинам, що містяться в пюре, але і за рахунок введення ароматичної сировини.

Одним з проблемних елементів даної технології є одержання соусів з заданими структурно-механічними властивостями. Найбільш часто з цією метою використовують харчові гідроколоїди полісахаридної природи, які здатні до зв'язування вільної води, в результаті чого колоїдна система втрачає свою рухливість і консистенція харчового продукту змінюється.

Метою досліджень, результати яких викладено в даній статті, було обґрунтування вибору загусника для фруктових соусів з вмістом плодово-ягідного пюре понад 50 % та цукроємністю до 20 %.

У якості регулятора консистенції найбільш часто використовують альгінати, карагенани, камеді. Проте, ці полісахариди імпортуються з інших країн та мають незадовільно високу ціну, яка, не дивлячись на низький вміст добавки у кінцевому продукті, значно підвищує його собівартість. З боку вищесказаного набуває актуальності розробка технологій продуктів харчування з використанням у якості загусника сировини, що районована в Україні та має невисоку ціну.

Численними дослідженнями доведено ідентичність складу та будови біополімерів традиційної та нетрадиційної сировини та, отже, принципову можливість залучення останнього у сферу харчування. Дана концепція є теоретичною основою використання в якості компонентів їжі біополімерів трав, морських рослин, олійних та бобових культур для заповнення дефіциту харчових волокон [2].

Після аналізу функціонально-технологічних властивостей відомих гідроколоїдів, нами було прийнято рішення використати у якості загусника полісахариди оболонки насіння льону, які здатні екстрагуватись з нього водою [3, 4].

Унікальні реологічні властивості водорозчинних полісахаридів оболонки насіння льону у сукупності з відсутністю токсичності й наявністю біологічної активності дозволяють застосовувати їх у харчуванні.

За класифікацією акад. П.А. Ребіндера водні розчини полісахаридів оболонки насіння льону можна віднести до рідиноподібних структурованих дисперсних систем [5].

Слід враховувати, що ефективна в'язкість таких систем залежить від впливу різноманітних зовнішніх факторів. У випадку фруктових соусів найбільший інтерес викликає вплив на систему органічних кислот та цукру.

Тому нами проведено дослідження впливу рН на ефективну в'язкість розчинів полісахаридів оболонки насіння льону (рис. 1). В якості регулятора рН використовували лимонну кислоту.

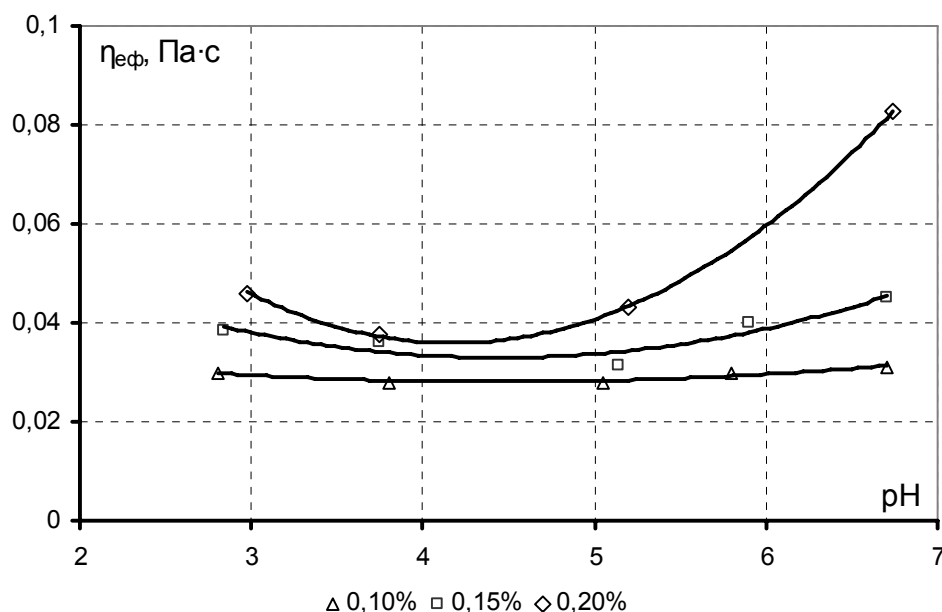


Рис.1 – Залежність ефективної в'язкості (при швидкості зсуву 100с^{-1}) розчинів полісахаридів оболонки насіння льону з концентраціями 0,1 %, 0,15 % та 0,2 % від рН середовища

Встановлено, що в досліджуваному інтервалі рН (3...6,75) ефективна в'язкість систем носить екстремальний характер з мінімумом при рН близько 4,5. Причому, зміна в'язкості залежить від концентрації гідроколоїду в системі. Так, ефективна в'язкість при швидкості зсуву 100с^{-1} в системі з концентрацією 0,1 % при зміні рН середовища з 6,75 до 4,5 зменшується в 0,93 рази, в той час як в системі з концентрацією 0,2 % — у 0,55 раз.

Визначено, що при подальшому зменшенні рН в'язкість систем починає незначно підвищуватись, причому тим більше, чим вища концентрація гідроколоїду в системі. В розчині з концентрацією 0,1 % система майже повністю відновлює свою в'язкість, в той час як розчин з концентрацією 0,2 % – тільки близько 7 % в'язкості.

Вивчено вплив цукру на розчин полісахаридів оболонки насіння льону (рис. 2).

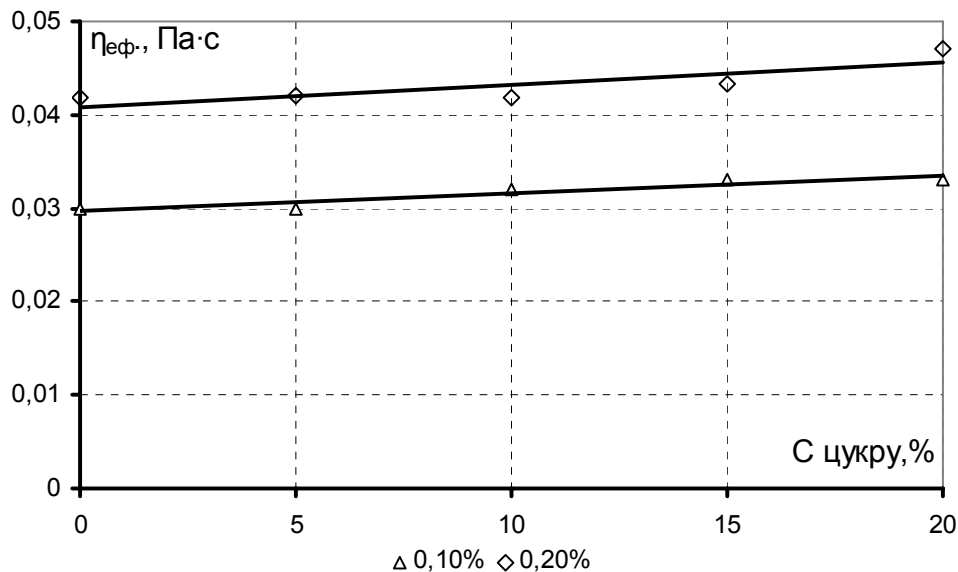


Рис.2 – Залежність ефективної в'язкості (при швидкості зсуву 100с^{-1}) розчинів полісахаридів оболонки насіння льону з концентраціями 0,1 % та 0,2 % від концентрації цукру

Виходячи з результатів досліджень, можна зробити висновок про незначне підвищення ефективної в'язкості розчину полісахаридів оболонки насіння льону при введенні в систему до 20 % цукру. Приріст в'язкості неоднаковий і залежить від концентрації полісахаридів в системі. Так, введення 20 % цукру в розчин гідроколоїду з концентрацією 0,1% призводить до підвищення в'язкості в 1,1 рази, з концентрацією 0,2 % — 1,13 раз.

Ймовірно, це пояснюється тим, що цукор, зв'язуючи доступні молекули води, зменшує їх кількість для взаємодії з полісахаридами. Це призводить до зменшення адсорбційних шарів навколо гідроколоїдів та збільшення їхніх агрегатів за рахунок утворення ними нових водневих зв'язків.

Таким чином, проведенні дослідження дозволяють дійти висновку, що водорозчинні полісахариди оболонки насіння льону можуть бути використані в технології фруктових соусів. При цьому слід врахувати, що введення цукру в кількості до 20 % майже не впливає на в'язкість системи, в той час як при рН 3...4,5 (що притаманно плодово-ягідним продуктам) система з концентрацією полісахаридів вище 0,15 % значно зменшує в'язкість.

Література

1. Доцяк В.С. Українська кухня: Технологія приготування страв: Підручник. – К.: Вища шк., 1995. – 550с.
2. Черно Н.К. Пищевые волокна: состав, свойства, технология производства. Автореф. дис. д-ра техн. наук. – Одесса, 1990. – 32 с.
3. Mazza G. Functional properties of flaxseed mucilage / G. Mazza, C.Biliaders // Food Science. - 1989. - Vol. 54. - P.1320 – 1305
4. Капрельянц Л. В., Іоргачова К. Г. Функціональні продукти. — Одеса: Друк, 2003. — 312 с.
5. Малюк Л.П., Зіолковська А.В. Дослідження здатності полісахаридів оболонки насіння льону виконувати функції загусника // Прогресивні техніка та технології харчових виробництв, ресторанного господарства і торгівлі: Зб. наук. праць / Редкол.: О.І. Черевко (відпов. ред.) та ін.; Харк. держ. ун-т харчування та торгівлі. – Харків, 2005. – Вип. 1. – С. 55-61

АЛЬТЕРНАТИВНІ ТЕХНОЛОГІЇ У МОЛОЧНОМУ ВИРОБНИЦТВІ

Сукманов В.О., Малигіна В.Д., Кійко В.В.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М. Туган – Барановського

Наведено результати практичних досліджень обробки молока високим тиском як альтернативної інноваційної технології в галузі харчування з метою отримання більш цінного та високоякісного продукту тривалого зберігання.

Постанова проблеми і її теоретичний зв'язок з найважливішими та практичними завданнями.

Дотепер проблемою використання високого тиску при обробці молока широко цікавляться у світовій харчовій промисловості і мікробіології, про що свідчать роботи таких відомих зарубіжних і вітчизняних учених, як Лінтон М., Паттерсон М.Ф., Бріджмен П.У., Цикліс Д.С., Еркмен О., Сукманов В.О., Адара З., Лопез Ф.Р. та ін.

В Україні проблема обробки молока високим тиском досконало не вивчена, проте результати вже існуючих досліджень свідчать про можливість отримання молока з високими санітарно-бактеріологічними показниками без втрати його природних споживчих характеристик. Поряд з тим, існують дані, які свідчать про деякі розбіжності в результатах досліджень при обробці молока високим тиском, що залишає відкритою проблему впливу різних режимів високого тиску на якість продукту в цілому.

Метою даної статті є визначення раціональних параметрів обробки молока високим тиском для отримання продукту підвищеної харчової цінності.

Виклад основного матеріалу досліджень.

Підвищена увага до рішення проблеми обробки сирого молока з метою отримання продукту високої біологічної цінності тривалого зберігання визначається багатьма чинниками.

По – перше, молоко є повноцінним універсальним продуктом харчування, який має адекватний баланс білків, жиру, вуглеводів, вітамінів і мінеральних солей і займає одне з перших місць як по споживанню, так і по застосуванню як вихідної сировини в молочній промисловості. По – друге, важливим чинником, визначення конкурентоспроможності молока, з погляду санітарної безпеки, є показник мікробіологічного обміненія. По – третє, сучасні споживачі бажають придбати харчові продукти нового покоління з високою харчовою та біологічною цінністю, технологія виробництва яких передбачає мінімальний вплив на їхні природні властивості, не порушує збалансованості компонентів.

В існуючих у світі технологіях переробки молока з метою знищення патогенної мікрофлори і токсинів та подовження термінів його зберігання проводять термічну обробку, яка має ряд недоліків: його складові частини піддаються змінам, частково денатуруються білки, руйнуються вітаміни та біологічно активні речовини, і як наслідок, засвоєння і корисність продукту знижуються [2].

Аналіз стану даної проблеми показав, що незважаючи на постійне вдосконалення технологічного обладнання і появу нових способів обробки молока, проблема виробництва стійкого продукту, який би володів високими споживчими властивостями, залишається однією з найактуальніших.

На нашу думку, майбутнє належить нетепловим високоефективним технологічним процесам обробки з шадною дією на сире молоко, які б дозволили максимально зберегти в обробленому молоці його первинні властивості.

Однією з подібних технологій є «паскалізація», сутність якої полягає в обробці молока високим тиском (ВТ) на гідростатичних установках при різних температурних режимах.

Вперше використовувати високий тиск для обробки харчових продуктів запропонував Bert Hite в 1899 р., проте, широко даний метод застосовується лише протягом останніх 25 років.

Існуючі в науковій літературі дані, а також одержані результати вже проведених досліджень щодо дії високого тиску на молоко, носять позитивний характер і свідчать про перспективність даного напрямку.

У даній роботі нами було проведено ряд експериментальних досліджень, направлених на пошук раціональних режимів обробки молока, які б дозволяли отримати високоякісний продукт тривалого зберігання.

Об'єктом дослідження було заводське молоко нормалізоване за жиром (3,5%), з титрованою кислотністю 18 °Т і густиною 1,029 г/см³.

Спосіб обробки молока високим тиском полягає у наступному: сире молоко поміщається у герметично закупорену стерильну тару (контейнери) місткістю 100 мл, а потім встановлюється в робочій камері установки високого тиску з попереднім нагрівом до необхідної температури, яка була спроектована та виготовлена в проблемній лабораторії Донецького державного університету економіки і торгівлі ім. М. Туган – Барановського. Як робоче середовище в камері високого тиску використовується рідина ПЕС – 3 (поліетилсилоксанова рідина (ГОСТ 13004–77)), яка є нейтральною щодо досліджуваних об'єктів і харак-

теризується необхідною гідростатичністю, високим електроопором, екологічною безпечністю, та не викликає корозії металу камери. Тому перед внесенням у камеру дослідні об'єкти поміщають у контейнери для уникнення взаємодії об'єктів і робочого середовища [1].

Постановка експерименту та дослідження впливу паскалізації на якість молока з метою визначення раціональних режимів обробки проводилась таким чином.

Нами було визначено та обґрунтовано з наукової точки зору режими паскалізації молока з такими параметрами: тиску – 600, 500, 400 МПа, температура обробки – 5, 25 і 40 °С, експозиція часу обробки – 5 і 15 хвилин.

При таких параметрах тиску дезактивуються ферменти молока. Також відомо, що при 400 МПа загальна мікробна зараженість зменшується на 1,5 порядки, причому дріжджові цвілеві типи мікроорганізмів при такому тиску повністю знищувалися. Незалежно від початкового вмісту мікроорганізмів при тиску 400 МПа була досягнута майже їх повна загибель. Використовування тиску 600 МПа по силі дії на бактерії можна порівняти з процесом термічної обробки молока при 72 °С протягом 15 хв, при цьому психрофіли і коліформи в такому молоці відсутні [3].

Передбачувана температура обробки була вибрана в першу чергу з урахуванням максимального збереження біохімічних властивостей молока, мінерального і вітамінного балансу. Так, при температурі 5 °С сповільнюються процеси життєдіяльності багатьох мікроорганізмів і припиняється активність ферментів, проте харчова цінність і первинні біологічні властивості молока при такій температурі майже не змінюються.

Температура 25 і 40 °С є сприятливішою максимального збереження харчової і біологічної цінності продукту. В усіх випадках при виборі температурного режиму акцент був зроблений на тиск, як на основний чинник пригноблюючої дії на мікрофлору молока.

Тривалість обробки 5–15 хвилин була вибрана з урахуванням підвищення ефекту дії високого тиску на патогенну мікрофлору молока, що сприятиме її максимальному знищенню.

З метою визначення впливу високого тиску на потенційно присутню стафілококову мікрофлору, у лабораторних умовах сире молоко перед початком обробки було заражене культурою *Staphylococcus aureus* (вміст в 1 мл. – $6,5 \cdot 10^2$).

При аналізі мікрофлори сирого необробленого молока було визначено високий показник МАФАНМ КОЕ в 1 мл (б. 50 000 000) і наявність бактерій групи кишкової палички. Патогенні мікроорганізми, зокрема сальмонели, відсутні.

Оброблене високим тиском молоко оцінювали з позиції вимог ДСТУ 2661–94 «Молоко коров'яче п'є. ЗТУ». Число життєздатних клітин мезофільних анаеробних і факультативно – анаеробних мікроорганізмів (МАФАНМ) визначали методом граничних розведень з подальшим глибинним посівом на м'ясопептонний агар (ГОСТ 9225-84). Бактерії групи кишкових паличок (БГКП) визначали шляхом посіву на середовище Кесслер. Визначення бактерій *Staphylococcus aureus* проводили згідно методики по ГОСТ 30347 «Молоко і молочні продукти. Методи визначення *Staphylococcus aureus*». Наявність патогенних мікроорганізмів, зокрема сальмонели, було визначено згідно методики, описаній у методичних вказівках «Лабораторна діагностика сальмонельозів людини і тварин, виявлення сальмонели в кормах, продуктах харчування і об'єктів зовнішнього середовища». МЗ СРСР, 1990г.

Результати аналізу мікрофлори молока обробленого вказаними режимами подані в таблиці 1.

Таблиця 1– Санітарно – бактеріологічні показники молока

Режими обробки (тиск (МПа) – температура (°С) – час (хв))	Санітарно – бактеріологічні показники			
	БГКП в 0,1 мл	<i>Staphylococcus aureus</i> , в 25 мл.	МАФАНМ КЮ в 1 мл.	Патогенні мікроорганізми, зокрема <i>Salmonella</i> , 25 мл.
Контроль (молоко необроблене)	вияв.	у 1мл. – $6,5 \cdot 10^2$	б. 50 000 000	не вияв.
400–5–5	вияв.	вияв. у 25 мл.	б. 300 000	не вияв.
400–5–15	вияв.	вияв. у 25 мл.	б. 300 000	не вияв.
500–5–5	вияв.	вияв. у 25 мл.	б. 300 000	не вияв.
500–5–15	вияв.	вияв. у 25 мл.	б. 300 000	не вияв.
600–5–5	вияв.	вияв. у 25 мл.	б. 300 000	не вияв.
600–5–15	вияв.	вияв. у 25 мл.	б. 300 000	не вияв.

Продовження таблиці 1

400–25–5	не вияв.	вияв. у 25 мл.	290 000	не вияв.
400–25–15	не вияв.	вияв. у 25 мл.	180 000	не вияв.
500–25–5	не вияв.	вияв. у 25 мл.	15 000	не вияв.
500–25–15	не вияв.	вияв. у 25 мл.	3 100	не вияв.
600–25–5	не вияв.	вияв. у 25 мл.	2 400	не вияв.
600–25–15	не вияв.	вияв. у 25 мл.	2000	не вияв.
400–40–5	не вияв.	не вияв. у 25 мл.	30	не вияв.
400–40–15	не вияв.	не вияв. у 25 мл.	р.н.	не вияв.
500–40–5	не вияв.	не вияв. у 25 мл.	р.н.	не вияв.
500–40–15	не вияв.	вияв. у 25 мл.	р.н.	не вияв.
600–40–5	не вияв.	вияв. у 25 мл.	р.н.	не вияв.
600–40–15	не вияв.	вияв. у 25 мл.	р.н.	не вияв.

Статистична обробка результатів санітарно-бактеріологічних показників зразків молока з експозицією обробки 5 і 15 хвилин відображені графічно на рис. 1, 2.

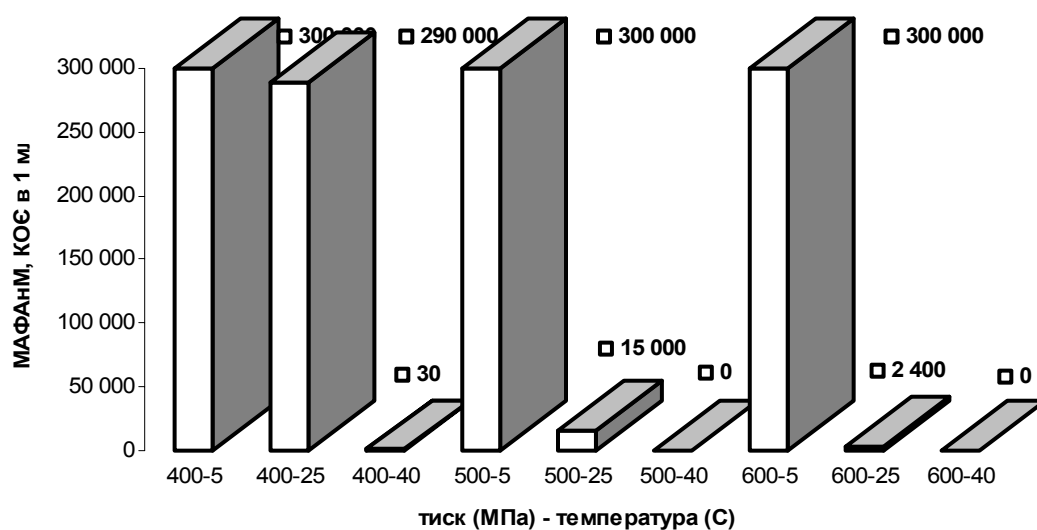


Рис. 1– Зміна загального обсіменіння молока при різних режимах тиску і температури (експозиція обробки протягом 5 хвилин)

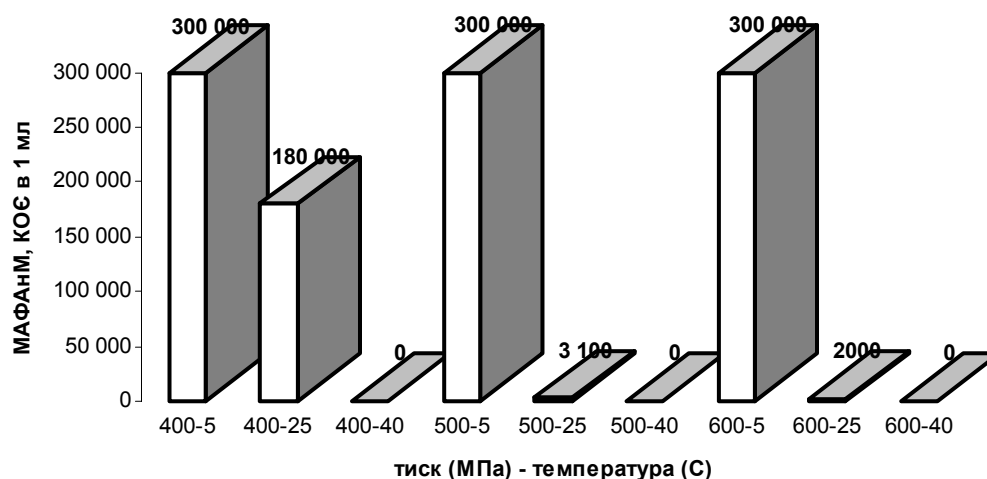


Рис. 2– Зміна загального обсіменіння молока при різних режимах тиску і температури (експозиція обробки – 15 хвилин)

Подані на рис. 2. дані свідчать про те, що у разі використання тиску 400, 500, 600 МПа при температурі 5°C з різною тривалістю дії спостерігається інтенсивний спад кількості мікроорганізмів до показника більше 300 000 клітин в 1 мл, тобто цей показник приблизно на 60% нижче в порівнянні з контрольним зразком. При такій температурі в молоці зберігаються БГКП в 0,1 мл. і *Staphylococcus aureus* в 25 мл. З підвищенням температури до 25 °C відбувається інактивація БГКП, а також спостерігається інтенсивне зниження мікрофлори по показнику МАФАМ КОЄ в 1 мл. Використання тиску 400 МПа дозволяє знизити даний показник до $1,8 \cdot 10^5$ мікроорганізмів в 1 мл, тиск 500 МПа сприяє зниженню даного показника до $3 \cdot 10^3$, а при впливі тиску 600 МПа загальна кількість мікроорганізмів знижується до $2 \cdot 10^3$, тобто в порівнянні з контрольним зразком застосування вказаного тиску дозволяє одержати молоко в 25000 разів чистіше. Але, за результатами дослідження якісного складу мікрофлори молока на наявність *Staphylococcus aureus* з'ясувалося, що такої температури недостатньо для його повної інактивації, оскільки і в цьому випадку він був знайдений в 25 мл молока. Позитивні результати аналізу мікрофлори оброблених зразків молока були одержані в результаті проведення обробки високим тиском з підвищенням температури до 40 °C. Уже при тиску 400 МПа з експозицією обробки 5 хвилин показник загального мікробного обсіменіння знизився до 30 мікроорганізмів в 1 мл (рис.1). З підвищенням тиску до 500 і 600 МПа при вказаній температурі не залежно від часу обробки (5, 15 мін.) досягається повна інактивація мікроорганізмів.

Поглиблений аналіз зміни біохімічних властивостей молока в задачі даної роботи не входив, однак, опираючись на одержані результати попередніх досліджень, можна говорити про те, що такі режими тиску викликають глибокі зміни у структурі складових частин молока, що підтверджується органолептичними показниками оброблених зразків і дає підставу відхилювати дані режими обробки молока з метою отримання харчового продукту високої біологічної цінності.

Виходячи з того, що тиск 400, 500 і 600 МПа викликає глибокі порушення властивостей молока, а це приводить до різкого зниження його якості як продукту споживання, нами була проведена додаткова обробка молока з використанням тиску 300 МПа. Обробка проводилася при температурі 43 °C, оскільки результати попередніх досліджень вказали на те, що при такій температурі відбувається найефективніше знищення мікрофлори молока. Для досягнення ефективної інактивації мікрофлори нами був збільшений час дії тиску на молоко до 30 і 45 хвилин. Результати санітарно – бактеріологічного дослідження молока наведено в таблиці 2.

Таблиця 2– Санітарно – бактеріологічне дослідження молока

Режими обробки	Санітарно – бактеріологічні показники			
	БГКП в 0,1 мл	<i>Staphylococcus aureus</i> , в 25 мл.	МАФАМ КУО/см3	<i>Salmonella</i> , 25 см ³ .
Контроль (молоко початкове)	вияв. у 1,0; 0,1; 0,01, вияв. Синегнойна паличка	не вияв. у 1,0	б. 800 тис./мл	не вияв., присутня цвіль і спорова мікрофлора
300–43–30	не вияв. у 1,0; 0,1; 0,01	не вияв. у 1,0	8·103	не вияв.
300–43–45	не вияв. у 1,0; 0,1; 0,01	не вияв. у 1,0	2·103	не вияв.

Аналізуючи одержані дані необхідно відзначити, що найефективніші результати отримані при дії на молоко високим тиском протягом 45 хвилин. Так, при такому режимі впливу загальне обсіменіння молока мікроорганізмами знижується в 400 разів в порівнянні з необробленим молоком, тоді як при експозиції дії 30 хвилин даний показник знижується в 100 разів. Також варто відзначити те, що в обох випадках в оброблених зразках не виявлено БГКП, синегнойної палички, цвілі і спорової мікрофлори, яка була виявлена в сирому молоці до обробки. Більш наочно дія даних режимів високого тиску відображена на рис.3

Дія на молоко високим тиском протягом 45 хвилин при температурі 43 °C дозволяє одержати по показнику загального мікробіологічного обсіменіння молоко в 100 разів краще за молоко пастеризоване. Так, згідно вимог ДСТУ 2661–94 „Молоко коров'яче пітне”, кількість мезофільних аеробних та факультативних анаеробних мікроорганізмів КУО в 1 мл. повинно бути не більше $1 \cdot 10^5$ – для молока в пляшках і пакетах та $2 \cdot 10^5$ – для молока у флягах і цистернах. Результати дослідження фізико – хімічних показників молока, обробленого високим тиском наведено у таблиці 3.

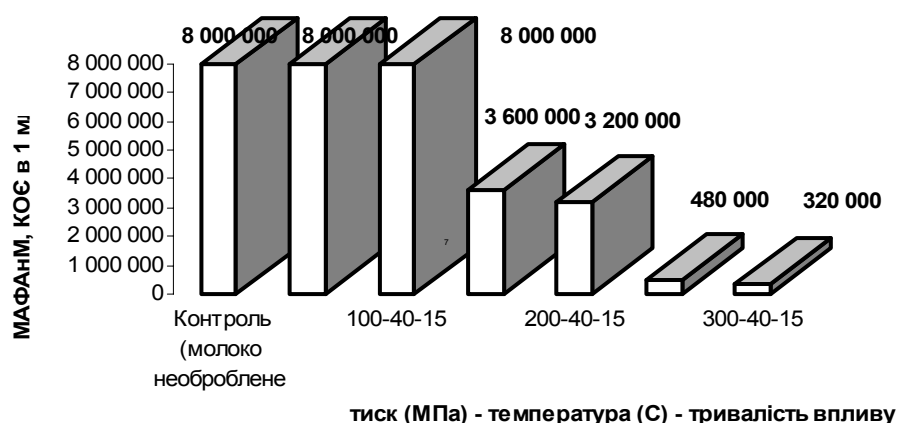


Рис. 3 – Зміна мікрофлори молока, обробленого високим тиском

Таблиця 3– Фізико – хімічні показники молока

Режими обробки	Фізико – хімічні показники молока			
	Титрована кислотність, °Т	Густина, г/см ³	Масова часта жиру, %	Масова частка білку, %
Контроль (молоко необроблене)	20	1,029	3,5	2,8
300–43–30	19	1,029	3,5	2,8
300–43–45	18	1,029	3,5	2,8

Негативна реакція на фосфатазу вказує на інактивацію ферментів.

При дослідженні фізико-хімічних показників молока, обробленого високим тиском спостерігалось незначне зниження кислотності в обробленому зразку, в порівнянні з контрольним. Так, на момент обробки кислотність контрольного зразка складала 20 °Т, після обробки молока даний показник знизився до 18 °Т (при експозиції обробки 45 хвилин) та до 19 °Т (експозиція обробки 30 хвилин). Такі показники як густина, жирність, зміст білка залишилися незмінними.

Для встановлення можливих термінів зберігання досліджували зміни органолептичних, фізико – хімічних і мікробіологічних показників молока, що зберігалось в умовах холодильника при температурі 4–6 °С. Дослідження показали, що тривалість збереження обробленого молока збільшується до 4 діб, при температурі збереження 4–6 °С. Так, показник титрованої кислотності контрольного зразка через 4 доби після обробки становив 52 °Т, а показник обробленого молока високим тиском при тривалості впливу 45 хвилин – 21 °Т (рис. 3).

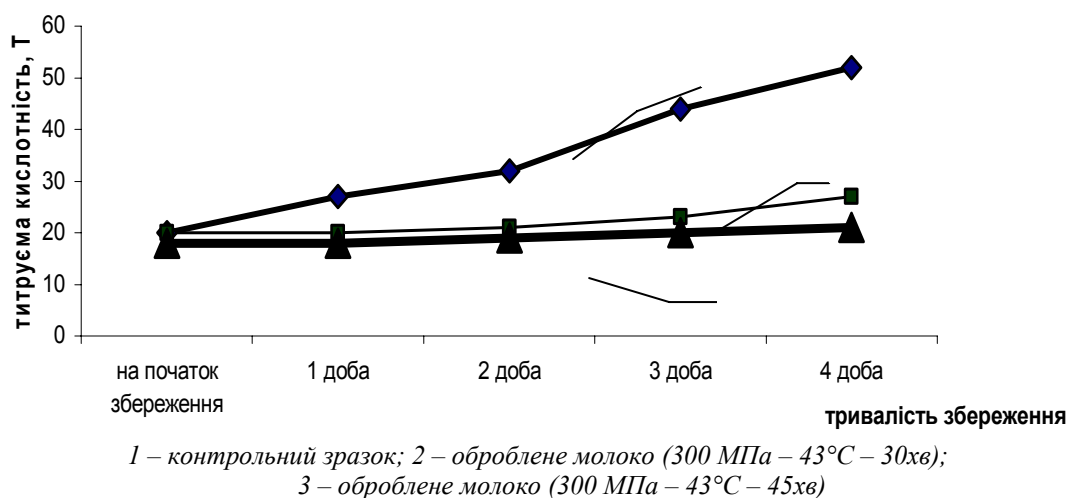


Рис. 3– Зміна титрованої кислотності молока, обробленого високим тиском в процесі зберігання

Органолептичні показники обробленого високим тиском молока відповідали вимогам ДСТУ 2661–94 „Молоко коров'яче пітне”. При цьому була відмічена відсутність присмаку пастеризації, тобто більшою мірою зберігається смак натурального молока, чого не можна сказати про молоко термічної обробки. Запах оброблених зразків не відрізнявся від запаху сирого молока, сторонні запахи відсутні, колір і консистенція залишилися достатньо високими, на рівні контрольного зразка.

Висновки і перспективи подальших досліджень у даному напрямі. Таким чином, у результаті проведення експерименту з урахуванням ступеня впливу високого тиску на мікробіологічні, фізико – хімічні та органолептичні показники молока було визначено найбільш раціональні режими обробки, а саме: тиск – 250–330 МПа, температура витримки 40–45 °С, експозиція впливу 30–60 мін.).

Проведені дослідження щодо впливу високого тиску на молоко поза сумнівом вимагають подальших поглиблених досліджень змін його хімічного складу і властивостей. Проведені дослідження і дані, що є в літературі, свідчать на користь його застосування в сучасній харчовій технології, яка будується на інноваційних підходах і направлена на підвищення якості і безпеки продуктів.

Література

1. Заявка № 200510452 про видачу деклараційного патенту України на корисну модель. Рішення про видачу патенту від 31.01.2006р
2. Питне молоко. Київський державний торгово – економічний університет, укл. Рудавська Г.Б., Київ, 1996, 56с.
3. Сукманов В.А., Хазипов В.А. Сверхвысокое давление в пищевых технологиях. Состояние проблемы. Монография – Донецк: ДонГУЭТ, 2003. – 168 с.

О ВОЗМОЖНОСТИ ПРОИЗВОДСТВА ЙОДИРОВАННОГО МАРГАРИНА

Десятникова О.И., Рубцова С.Л., Стурза Р.А., Попович К., Харитонов С.
Технический Университет Молдовы, г. Кишинев

Йод — микроэлемент, необходимый для синтеза гормонов щитовидной железы, без которых нормальное функционирование человеческого организма практически невозможно [4, 5, 10]. В Республике Молдова до 37 % детей и четверть взрослого населения имеют эндемический зоб — увеличение щитовидной железы вследствие недостатка йода. Более или менее выраженный дефицит йода наблюдается практически на всей территории республики (потребление йода составляет 40 — 80 мкг/день, что в 2 — 3 раза меньше рекомендованной нормы. За последние 10 — 15 лет йодная эндемия в Молдове возросла в 8 — 10 раз [1, 15].

Подсолнечное масло занимает наибольший удельный вес среди пищевых жиров, используемых в питании в Республике Молдова. Производство и употребление обогащенного йодом подсолнечного масла, а также производных продуктов на его основе (маргарина, майонеза) является перспективным направлением по устранению алиментарно-зависимых йододефицитных заболеваний [9]. Ранее были проведены исследования по йодированию дважды рафинированного и дезодорированного подсолнечного масла в широком диапазоне концентраций йода от 1 до 1000 мкг/мл масла. Подсолнечное масло характеризуется высоким содержанием ненасыщенных жирных кислот [10]. Фиксирование йода в масле происходит по месту двойных связей в цепях молекул ненасыщенных жирных кислот за счет координационных связей с образованием химических соединений по типу клатрат (рис.1) [12].

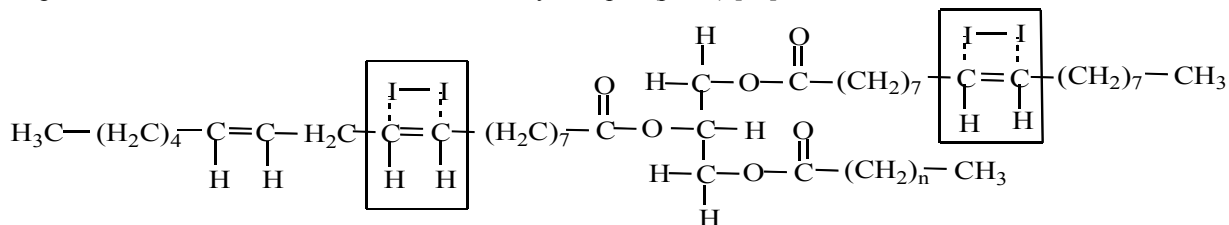


Рис. – 1 Фиксирование йода в комплексы типа клатрат

Образование данных комплексов было подтверждено смещением пика поглощения света двойными связями в ультрафиолетовой области (рис.2). Фиксированный в этих соединениях йод придает им высокую стабильность и существенно не изменяет основные показатели качества масла.

В результате проведенных исследований была продемонстрирована высокая стабильность обогащенного йодом подсолнечного масла в различных температурных интервалах от 18 °С до 140 °С, а также в процессе йодирования и хранения [6].

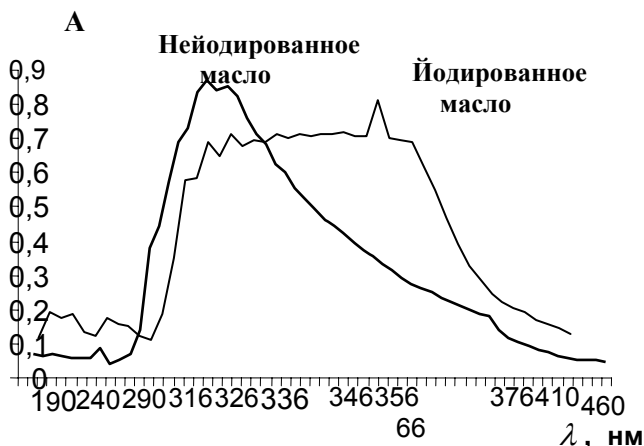


Рис.2 – Спектры светопоглощения растительного масла до и после йодирования

Маргарин — это высокодисперсная водно-жировая эмульсия, в состав которой входят жиры, молоко, эмульгаторы, красители, ароматизаторы, соль, сахар, витамины, а иногда и пузырьки газа.

Жировая основа маргарина составляет 82 %, жидкая фаза — 16 % (вода, молоко, или вода+молоко), добавки — 2 % (эмульгаторы, сахар, крахмал, соль, диацил). [8].

Жировая основа — самая значимая часть эмульсии, она состоит из смеси растительных масел и определенного количества твердых жиров гидроированных масел. Содержание лецитина в жировой основе улучшает качество пищевого маргарина. Деликатный желтый цвет маргарин приобретает за счет каротина (провитамина А), в то время как натуральные ароматизаторы придают аромат, а витамины улучшают пищевую ценность продукта, соль и сахар придают полноту вкуса и делают его более стойким при хранении и транспортировке. Молоко (в натуральном или сквашенном виде) вводят в состав маргарина, чтобы придать ему вкус и аромат сливочного масла. Для этой же цели используют и различные ароматизаторы, а для получения стойкой водно-жировой эмульсии — эмульгаторы.

Качество маргарина в значительной мере зависит от качества исходного сырья, входящего в состав рецептуры. Поэтому контроль производства начинают с контроля качества жиров и дополнительных ингредиентов.

Для оценки качества маргарина выполняют контрольные анализы проб готового продукта, которые должны соответствовать показателям стандартов [8].

В предлагаемом йодированном бутербродном маргарине часть подсолнечного масла замещается на йодированное дважды рафинированное и дезодорированное подсолнечное масло с содержанием йода 10 мкг I/см^3 . Йодированное масло получают путем введения в подсолнечное масло точно рассчитанного количества химически чистого йода (ГОСТ-4159-79), а именно 0,167 г йода в 16,67 л растительного масла. После введения йода, масло стабилизируют, выдерживая его в темноте в течение 10 — 12 дней при периодическом перемешивании. Для получения 100 кг йодированного маргарина с заданным уровнем йода 1 мкг I/1г маргарина необходимо 16,67 л йодированного подсолнечного масла.

Процесс производства йодированного маргарина предполагает получение пищевой эмульсии вода/масло посредством последовательного осуществления трех механических процессов: эмульгирования, охлаждения и вызревания. Они осуществляются в аппаратах постоянного действия типа вотатор.

Жировая основа составляет 82,00 — 80,25 % и включает следующие ингредиенты: дважды рафинированное и дезодорированное подсолнечное масло; йодированное подсолнечное масло с содержанием йода 10 мкг I/см^3 ; экстракт натурального красителя, полученного из моркови на основе дважды рафинированного и дезодорированного подсолнечного масла; рафинированное кукурузное масло; растительные моноглицериды (эмульгаторы) и соевый лецитин (эмульгатор). Жидкая фаза составляет 19,75 — 18,00 % и включает следующие ингредиенты: обезжиренное сухое молоко; соль пищевую; сорбат калия и воду.

Производство йодированного маргарина осуществляется следующим образом: смесь подсолнечного и кукурузного масел частично гидроированных с содержанием твердых жиров 10 % при температуре

30 °С смешивают с йодированным маслом, экстрактом моркови и жирорастворимыми ингредиентами по рецептуре, затем подготовленную жировую основу и водную фазу подают в обменник типа вортатор для эмульгирования. Полученную эмульсию подвергают охлаждению и вызреванию при температуре 7 — 13 °С. После вызревания полученную композицию упаковывают и выдерживают при температуре 12 — 14 °С в течение 2 — 3 дней, после чего маргарин можно направлять на реализацию.

Данный процесс был реализован в соответствии с предложенным методом. Принцип производства йодированного маргарина показан на рисунке 3.

Указанный способ производства маргарина позволяет получить продукт без искусственных красителей, богатый преретином (β – каротином — это основной пигмент моркови, который является самой активной и распространенной формой провитамина А), выполняющий тройную функцию: важный источник витамина, натуральный краситель и антиоксидант, увеличивающий срок хранения продукта.

Содержание йода в полученном йодированном маргарине составляет 1мг I/г продукта. Ежедневное потребление 30 — 50 г продукта будет способствовать устранению недостатка йода у населения Республики Молдова.

Характеристики йодированного маргарина и эталона (маргарин без добавления йода) были выполнены в соответствии со стандартными методами и нормами (ГОСТ – 1129-93) [13] и представлены в таблице 1.

Таким образом, физико-химические показатели йодированного маргарина несущественно отличаются от эталона (нейодированного маргарина).

Известно, что окисление жиров происходит в результате их порчи в процессе хранения [10]. Это в свою очередь пагубно влияет на функциональные качества продуктов, а именно на их органолептические показатели, на пищевую ценность и в большей степени на их безопасность, а также ведет к экономическим потерям. Проблема, связанная с окислительными процессами в жирах, касается, в первую очередь жировых композиций, содержащих полиненасыщенные жирные кислоты, в связи с чем при создании обогащенных продуктов необходимо уделять этому фактору особое внимание [2].



Рис. 3 – Принцип производства йодированного маргарина

Сущность процесса окисления жиров сводится к тому, что вначале происходит накопление свободных радикалов, которые затем взаимодействуют с кислородом воздуха с образованием перекисей и гид-

роперекисей [2]. Первичные продукты реакции окисления жиров не обладают неприятным запахом, однако представляют собой токсикологические риски. Например, пероксиды могут способствовать окислению свободных радикалов в организме и содействовать развитию хронических кишечных расстройств или других патологий, таких как рак [11].

Таблица 1 – Характеристики йодированного маргарина и эталона

Физико-химические и органолептические показатели	Эталон	Йодированный маргарин (1мг I/г продукта)
Внешний вид	Поверхность среза блестящая, сухая на вид	Поверхность среза блестящая, сухая на вид
Цвет	Бледно-желтый с оттенком золотистого	Бледно-желтый с оттенком золотистого
Консистенция (15 °С)	Гомогенная масса, не крошится	Гомогенная масса, не крошится
Вкус и запах	Характерный вкус маргарина, с приятным ароматом и свежестью, без запаха масла	Характерный вкус маргарина, с приятным ароматом и свежестью, без запаха масла
Влажность и содержание летучих веществ, %	15,1 ± 0,1	14,9 ± 0,1
Температура плавления, °С	32 ± 1	32 ± 1
Кислотное число (20 °С)	0,132 ± 0,002	0,130 ± 0,002
Содержание хлорида натрия, %	0,51 ± 0,1	0,47 ± 0,1

Моногидропероксиды, первичные продукты окисления жиров, являются нестабильными и распадаются с образованием некоторых летучих соединений, вторичных продуктов окисления, ведущих к появлению прогорклого запаха. Летучие соединения, образовавшиеся в результате распада олеиновой и линолевой кислот, обладают различными химическими свойствами [2]. Альдегиды оказывают преобладающее влияние на уровень изменений органолептических показателей окисленного жира. Наименьший порог чувствительности зарегистрирован для гексаналя (0,03 — 0,6 мкг/г продукта). Накопление данного вторичного продукта окисления может служить индикатором степени окисления жиров [2].

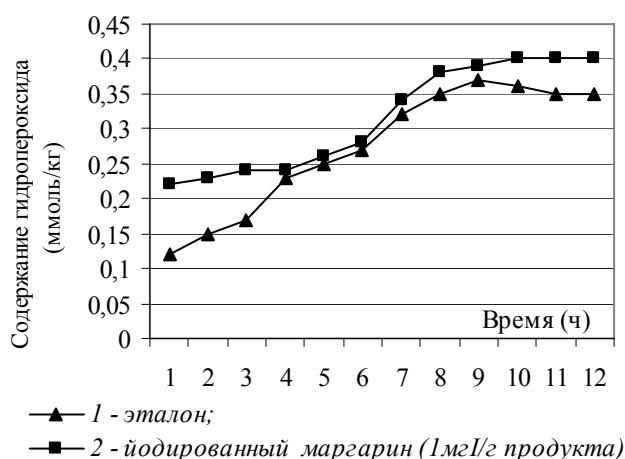


Рис. 4 – Изменение содержания гидропероксида в процессе хранения (12 ч, 22 °С)

через количество гексаналя, были определены методом газовой хроматографии [3].

Установлено, что количество гидропероксидов незначительно выше в йодированном маргарине по сравнению с эталоном (соответственно 0,21 (йодированный маргарин) и 0,11 (эталон)). Но исследования кинетики формирования гидропероксидов показывает, что нет существенного различия между двумя типами маргарина (рис. 4).

Кинетика накопления летучих соединений во время хранения, выраженная количеством гексаналя, демонстрирует также незначительное различие для йодированного маргарина в сравнении с эталоном. В тоже время, кинетические графики накопления гидропероксида и гексаналя в процессе хранения йодированного маргарина подобны (рис.5).

Автоокисление не может быть предотвращено за счет полного устранения кислорода или окислителя из системы, так как это практически невозможно. Окисление жиров может быть ограничено за счет хранения в соответствующих условиях (использование непрозрачной и недоступной для кислорода герметичной упаковки), а, чаще всего, за счет использования антиоксидантов.

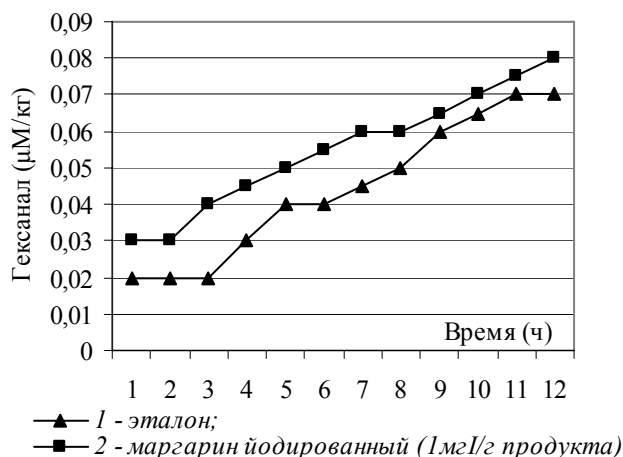


Рис. 5 – Изменение содержания гексанала в процессе хранения (12 ч, 22 °С)

микроорганизмами при контакте с предметами производства. В работе был проведен количественный и качественный анализ микробиотки исходного продукта и йодированного маргарина.

Общее число мезофильных аэробных и анаэробных факультативных микроорганизмов представлено в таблице 2.

Таблица 2 – Общее число мезофильных аэробных и анаэробных факультативных микроорганизмов

Исследованные продукты	Общее число микроорганизмов, ч/г	
	Мезофильные аэробные	Анаэробные факультативные
Йодированный маргарин	$4,0 \cdot 10$	$1,6 \cdot 10$
Эталон	$6,4 \cdot 10$	$1,8 \cdot 10$

* Бактерии типа коли отсутствовали.

Таким образом, значения определенных параметров намного меньше предельнодопустимых норм [8]. Заметна незначительная разница в значениях биологических параметров йодированного продукта и эталона. NTG меньше в йодированном продукте, что может быть объяснено антимикробным действием йода, количество которого в данном случае незначительно.

Для производства йодированного маргарина было использовано йодированное масло с целью обогащения данного продукта йодом (1µг I/г маргарина). Было установлено, что органолептические и физико-химические показатели (влажность и содержание летучих веществ, температура плавления, йодное число, содержание хлорида натрия) йодированного маргарина несущественно отличаются от соответствующих значений необогащенного йодом продукта.

Показатели окисления жиров (количество гидропероксидов и гексанала) обогащенного йодом маргарина в сравнении с эталоном были изучены после выработки в течение 12 часов при температуре 22 °С и затем в процессе хранения на протяжении 3 месяцев при температуре 18 °С. Кинетика накопления летучих соединений во время хранения, выраженная количеством гексанала, демонстрирует также несущественное различие для йодированного маргарина в сравнении с эталоном. В тоже время, кинетические характеристики накопления гидропероксида и гексанала в процессе хранения йодированного маргарина практически не отличаются.

Обогащение маргарина йодированным маслом не приводит к существенным изменениям скорости окисления жиров. С одной стороны это происходит благодаря фиксации йода по месту двойной связи с образованием клатратных соединений, что уменьшает его окислительную способность, а с другой стороны благодаря присутствию антиоксидантов в обогащенном маргарине.

Литература

1. Alimentația și nutriția umană în R. Moldova. (2000). Constatări și recomandări UNICEF, Biroul pentru Moldova.

2. Belitz H.D., Grosch W., Schieberle, P. Lipids. In: Food chemistry. 2004, 3rd revised edition, Berlin, pp. 157 – 244.
3. Berset C., Cuvelier M.E. Méthodes d'évaluation du degré d'oxydation des lipides et de mesure du pouvoir antioxydant. Science des Aliments, 1996, 16, 219 – 245.
4. Croteau W, Davey JC, St Germain DL. Cloning of the mammalian type II deiodinase: a selenoprotein differentially expressed and regulated in human and rat other tissues, J Clin Inves. 1996.
5. Delange F. The disorders induced by iodine deficiency. Thyroid, 1994.
6. Десятникова О.И., Стурза Р.А., Харитоновна С., Попович К. «Исследование физико-химических свойств обогащенного йодом подсолнечного масла», Электронная обработка материалов, 2006.
7. Горощенко Л. «Рынок маргариновой продукции». Бизнес в промышленности. Переработка пищевой продукции, №10, 2001.
8. ГОСТ 240 – 85. Маргарин. Общие технические условия.
9. Hotărâre despre Programul național de eradicare a maladiilor iododeficitare până în anul 2004, Monitorul oficial al Republicii Moldova, 12 martie 1998.
10. Jaffiol C., J.C. Manderschild, F. De Boissvilloliers. Carences nutritionnelles en iode, Cahiers nutritionnel et diét, 1995.
11. Kanazawa A., Sawa T., Akaike T., Maeda H. Dietary lipid peroxidation products and DNA damage in colon carcinogenesis. European J. of Lipid Science and Technology 2002, 104, 439 – 447
12. Karlreskind. Manuel des corps gras, Vol.1,2, Technique et documentation, Lavoisier, 1992.
13. Shanta N.C., Decker E.A. Rapid, sensitive, iron-based spectrophotometric methods for determination of peroxides values of food lipids. JAOAC 1994, 77, 421 – 424.
14. Stas – 1129 – 93 Ulei de floarea soarelui. Condiții tehnice.
15. Studiu național de nutriție (1996). Republica Moldova, Raport final.

ОТРИМАННЯ МАЛЬТОЗНИХ СИРОПІВ ІЗ КРОХМАЛЮ

Гордійчук Н.І., Грабовська О.В., Штангеева Н.І.
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Патоки з високим вмістом мальтози є цінними харчовими продуктами, більш солодкими і менш в'язкими в порівнянні із звичайною карамельною патокою. Вони негігроскопічні, не кристалізуються при зберіганні, тому можуть використовуватись в кондитерській, хлібопекарській, консервній, молочній, пивоварній промисловості, виробництві безалкогольних напоїв та у продуктах дитячого харчування.

При гідролізі крохмалю за допомогою ферментних препаратів, завдяки їх специфічній дії, можна отримувати гідролізати різного вуглеводного складу в тому числі з високим вмістом мальтози.

До мальтозних продуктів відносяться мальтозна патока, мальтодекстрини, сухі декстрин-мальтозні продукти та ін. До складу цих продуктів входять глюкоза, мальтоза, три – і тетрасахариди, декстрини різної молекулярної маси. Властивості продуктів залежать від співвідношення цих груп вуглеводів.

Метою роботи було дослідження кінетики ферментативного зцукрювання розрідженої суспензії крохмалю в залежності від ступеню попереднього розріджування та дозування ферментних препаратів β -амілази та пуллулази для отримання високомальтозних сиропів.

Процес гідролізу крохмалю проводили в два етапи. Перший етап – розріджування – здійснювали за допомогою ферментного препарату термостабільної бактеріальної α -амілази Alphasin T7L (Genencor) до глюкозного еквіваленту 12 – 18 % при застосуванні електромагнітного поля надвисокої частоти. Показано, що підвищення ступеню розріджування крохмалю уповільнює процес зцукрювання.

Досліджували кінетику ферментативного зцукрювання в залежності від кількості ферментних препаратів, їх співвідношення та місця введення пуллулази в ході процесу зцукрювання. В результаті досліджень встановлено оптимальні кількості зцукрюючого ферментного препарату β -амілази та пуллулази для отримання мальтозних продуктів визначеного вуглеводного складу. Встановлено, що суттєвий вплив на ефективність ферментативного зцукрювання має перемішування гідролізатів в ході процесу.

НОВАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА КОНЦЕНТРИРОВАННОГО ПРОДУКТА НА ОСНОВЕ ПЛОДОВО — ЯГОДНОГО СЫРЬЯ

Маяк В.И., Михайлов В.М., Смилык М.М.

Харьковский государственный университет питания и торговли

В ХГУПТ разработана новая малоотходная технология производства сухого конфитюра (СК). Предложенный способ позволяет получить СК из многих овощей, фруктов и ягод. Новая технология предусматривает вакуумную сушку сырья до высокого содержания сухих веществ, измельчения его и смешивание с инвертированным сахарным сиропом. Помещенный продукт должен содержать не менее 70 % сухих веществ, поэтому не требует дальнейшей его стерилизации.

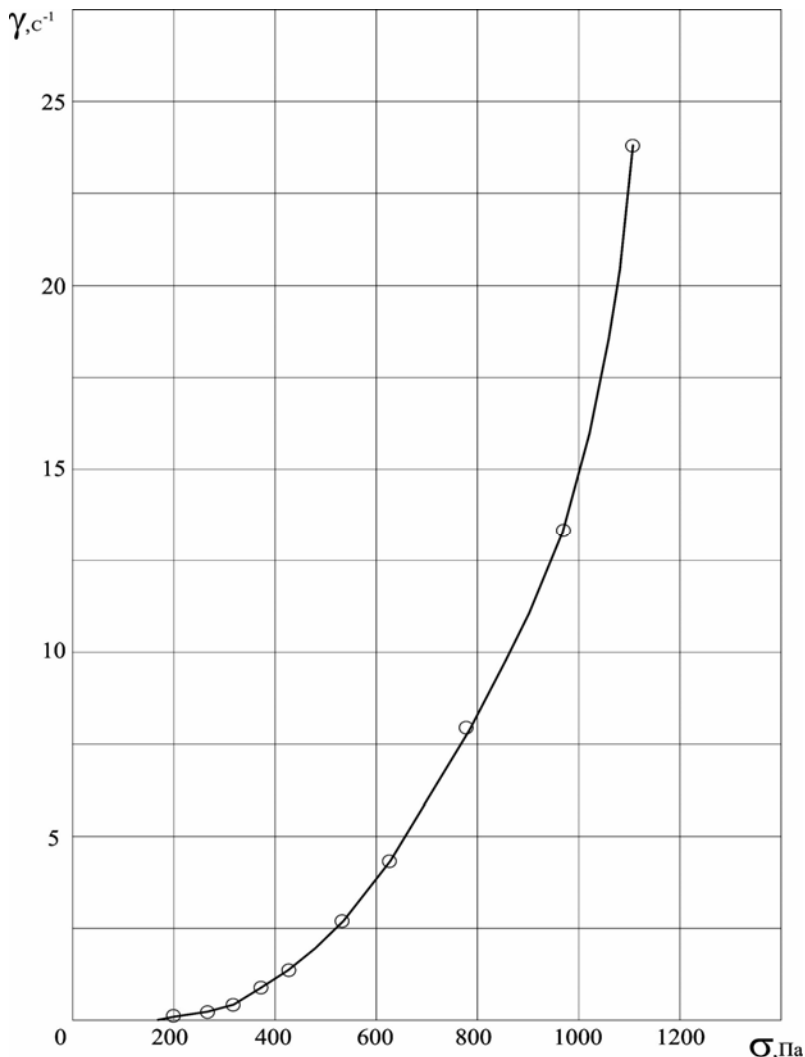


Рис. 1 – Реограмма сухого конфитюра на основе абрикосов

В процессе производства СК основная тепловая обработка проводится при температуре 45 — 50 °С, поэтому полученный продукт сохраняет большую часть биологически активных компонентов.

По своим структурно-механическим свойствам СК относится к неньютоновским жидкостям; поэтому для расчета и проектирования оборудования для его производства необходимо знать основные реологические свойства.

В литературе широко представлены исследования свойств высоковязких кондитерских продуктов (конфетные и цукатные массы варенья, джемы и т.п.). Однако отсутствуют реологические характеристики такого продукта как сухой конфитюр.

Поэтому возникла необходимость в подробном исследовании структуры и реологических свойств полученного нами высоковязкого продукта.

В качестве объекта исследований был выбран СК, получен-

ный на основе абрикосов.

Для исследования основных реологических характеристик использовали ротационный вискозиметр Реотест-2. Опыты проводили при температуре 20 °С. Результаты экспериментов представлены на графиках рис. 1 — 3.

В процессе исследований были определены следующие основные реологические параметры: предел текучести σ_0 , Па; динамический предел текучести σ_d , Па; эффективная вязкость при единичной скорости сдвига B_1^* , Па·с; пластическая вязкость $\eta_{пл}$, Па·с и темп разрушения структуры m .

Результаты расчета реологических характеристик СК из абрикосов представлены в таблице 1.

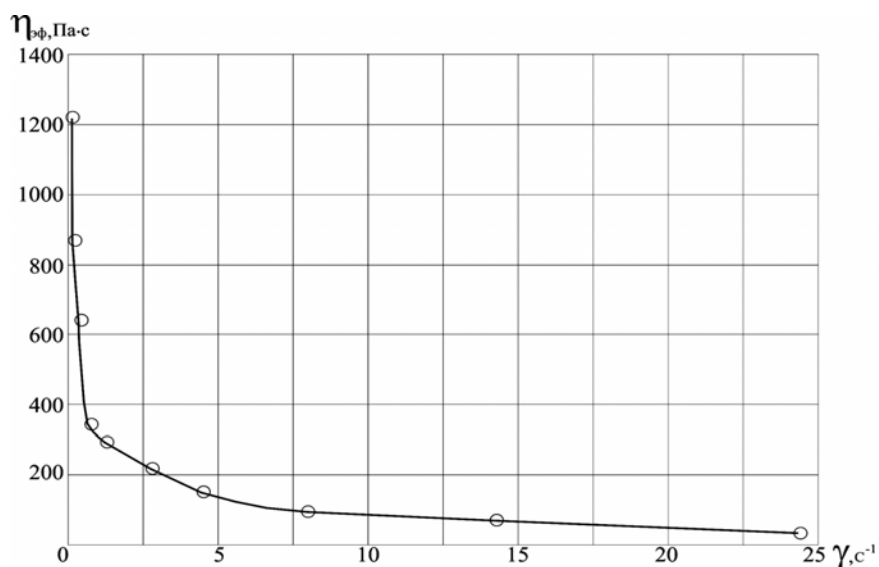
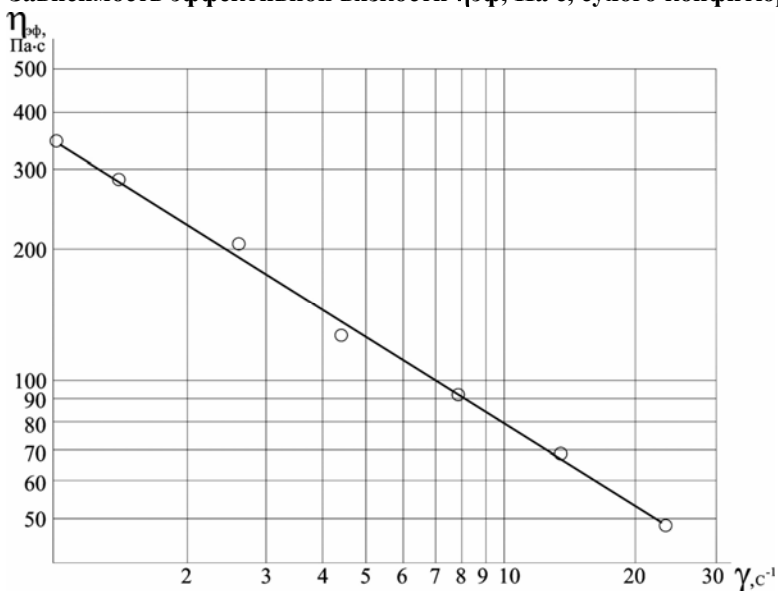
Рис. 2 – Зависимость эффективной вязкости $\eta_{эф}$, Па·с, сухого конфитюра на основеабрикосов от скорости сдвига γ , с⁻¹ при температуре $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ Рис. 3 – Зависимость эффективной вязкости $\eta_{эф}$, Па·с, сухого конфитюра на основе абрикосов от скорости сдвига γ , с⁻¹

Таблица 1 – Основные реологические характеристики С.К. на основе абрикосов

Предел текучести σ_0 , Па	Динамический предел текучести σ_d , Па	Эффективная вязкость при единичной скорости сдвига B_1^* , Па·с	Пластическая вязкость $\eta_{пл}$, Па·с	Темп разрушения структуры m
170	930	350	46	

Как видно из графика (рис. 3) зависимость эффективной вязкости $\eta_{эф}$, Па·с сухого конфитюра от скорости сдвига γ , с⁻¹ аппроксимируется прямой линией, что указывает на степенной характер неньютоновской жидкости.

Обработки результатов экспериментов позволила обобщать полученные данные в виде следующей зависимости:

$$\sigma = 190 + 235 \cdot \gamma^{0.4} \quad (1)$$

где σ - напряжение сдвига, Па;

γ -скорость сдвига, с^{-1} .

Таким образом в результате проведенных исследований можно сделать следующие выводы.

В соответствии с теоретическими положениями П.А. Ребиндера [1] сухой конфитюр (С.К.) следует отнести к системе, обладающим леофильной коагуляционной структурой.

Сухой конфитюр (СК) по классификации П.А. Ребиндера [2] является "степенной" твердообразной неидеальнопластичной неньютоновской жидкостью, которая описывается реологическим уравнением Гершеля-Балкли.

Полученные результаты и расчетное уравнение (1) могут быть использованы при расчете и проектировании оборудования для производства СК.

Литература

1. П.А. Ребиндер. Избранные труды. Поверхностные явления в дисперсных системах. Физико-химическая механика изд. Наука. М.. 1979. 378с.
2. Физико-химическая механика дисперсных структур "Наука", 1966, 396с. Сборник статей подготовленных редакцией "Коллоидного журнала".

ВИРОБНИЦТВО ЗГУЩЕНИХ МОЛОЧНИХ КОНСЕРВІВ ІЗ ГІДРОЛІЗОВАНОЮ ЛАКТОЗОЮ

Калініна О.Д., Романчук І.О., Афанасенко С.Ю.
Луганський національний аграрний університет, м. Луганськ

Ферментні препарати широко застосовують у харчовій та фармацевтичній промисловості, у медицині і сільському господарстві, перш за все, для підвищення якості продукції та спрощення технологій.

Ферментні препарати одержали широке застосування у молочній промисловості. Серед ферментів, що мають практичне значення, важливе місце займає β – галактозидаза. У нашій країні перші роботи з одержання ферментних препаратів β – галактозидази та вивчення їх властивостей були проведені в м. Москві і м. Києві [1,2]. На сьогоднішній день препарати ферментів β – галактозидази бактеріального і дріжджового походження широко представлені на ринку багатьма зарубіжними фірмами.

Фермент β – галактозидази гідролізує молочний цукор на моносахариди, які мають більшу розчинність у порівнянні із лактозою. Глюкоза і галактоза у таких же концентраціях, що лактоза і сахароза, володіють здатністю до консервування, завдяки створенню певного осмотичного тиску, що унеможливорює ріст більшості мікроорганізмів [4]. Існує залежність осмотичного тиску від розмірів молекул цукрів: він тим вищий, чим більше в суміші молекул і чим менше їхня молекулярна маса. Гідроліз лактози, що міститься в молоці збільшує молярну концентрацію моноцукрів, тому що з кожної молекули лактози утворюється по одній молекулі глюкози і галактози. Молекулярна маса моноцукрів майже вдвічі менша ніж сахарози (342:180). Отже, для створення однакового осмотичного тиску глюкози і галактози потрібно в 3,8 рази менше, ніж сахарози [3].

У більшості людей представників всіх рас із віком відбувається зменшення або і втрата лактазної активності (ферменту β – галактозидази) і тільки у представників корінного населення північної Європи, ізольованих племен Африки та індійських племен, висока лактазна активність зберігається на протязі всього життя. Такі особливості мають генетичну запрограмованість і не пов'язані зі зміною раціону харчування. Люди, які мають низьку активність кишкової лактази, потерпають від таких проявів не засвоєності лактози, як діарея, здуття та черевні болі. Різні люди по – різному чутливі до лактози і деякі відчують вже незначну її кількість в своєму раціоні. Тому, для харчування таких людей перевагу слід надавати кисломолочними продуктами, або молочним продуктам, в яких зменшено вміст лактози.

Для людей, які страждають непереносимістю лактози, застосування гідролізу лактози ферментним препаратом – є вирішенням цієї проблеми. За останні роки ферментні препарати знаходять все більше широке застосування в різних галузях народного господарства, у тому числі і в молочній промисловості.

Направленням цієї наукової роботи є застосування β – галактозидази (лактази) при виробництві молочних консервів.

При виробництві згущеного молока з цукром однією з технологічних операцій є охолодження продукту (з внесенням затравки – молочного цукру), якщо відбуваються порушення режиму охолодження, якість продукту погіршується, продукт має неоднорідну борошністу консистенцію, в ньому швидко проявляються вади – борошніста консистенція при розмірі кристалів лактози 15 – 20 мкм або піскувата – більше 25 мкм. Для отримання продукту однорідної консистенції необхідно, щоб кристали були розмі-

ром не більше 10 мкм. У 1 мл. згущеного цільного молока з цукром знаходиться до 300 тис. кристалів лактози розміром до 10 мкм.

По ГОСТ 2903 – 78 допускається борошниста консистенція згущеного молока, а піскувата не допускається.

З метою покращення консистенції згущеного молока з цукром, розширюванням асортименту згущених продуктів для людей, які страждають непереносимістю лактози в Київському технологічному інституті молока і м'яса та Луганському національному аграрному університеті було опрацьовано і запатентовано технологію виробництва молока знежиреного згущеного з цукром [5].

Під дією ферменту більша частина лактози гідролізується і переходить в більш розчинні глюкозу і галактозу, тому продукт можна охолоджувати без внесення затравки. Негідролізована частина лактози залишається в продукті в стані розчину, що виключає можливість появи таких вад консистенції, як борошністість і піскуватість.

Матеріали і методи

У роботі використовували знежирене молоко, активною кислотністю 6,5; ферментний препарат дріжджового походження під торговою назвою GODO – YNL 2, отриманий з *Kluyveromyces lactis*.

Дослідні зразки продукту порівнювали з молоком згущеним з цукром згідно з ГОСТ 2903.

На підставі робіт були розроблені дві технологічні схеми виробки згущеного молока з цукром (рис.1).

1 – а схема

Одержання знежиреного молока
Пастеризація
Охолодження до температури гідролізу
Внесення ферментного препарату і гідроліз лактози
Інактивація препарату
Готування і внесення цукрового або молочного сиропу
Згущення
Охолодження
Фасування

2 – а схема

Одержання знежиреного молока
Пастеризація
Охолодження до температури гідролізу
Внесення ферментного препарату і гідроліз лактози
Інактивація препарату
Внесення цукру
Згущення
Охолодження
Фасування

Рис. 1 – Технологічні схеми виробництва знежиреного згущеного молока з цукром з гідролізованою лактозою.

Знежирене молоко пастеризували при температурі 95 – 97 °С з витримкою 10 – 15 хв. , ферментацію лактози проводили при температурі 45 – 47°С протягом 4 – 4,5 годин. Потім суміш нагрівали для інактивації ферментного препарату до температури 73 – 75°С з витримкою 15 – 17 хв. та згущували.

За 1 – ю схемою передбачено внесення цукрового або молочного – цукрового сиропу в молоко після інактивації препарату. Зазвичай, для приготування молочного – цукрового сиропу 1/3 частину знежиреного молока направляють у сироповарочний казан, де підігрівають до температури 60 – 70°С, змішують із просіяним цукром і варять сироп так же, як на воді.

За 2 – ю схемою технологічні операції виконували, як і за першою, за винятком того, що цукор вносили в гідролізоване знежирене молоко за температури, при якій здійснювали інактивацію препарату. Суміш витримували протягом не більше 10 – 15 хв. і потім згущували. Охолоджували до температури 18 – 20°С. При цьому не вносили рафінований молочний цукор, як затравку для кристалізації.

Кількість ферменту та тривалість ферментації визначали дослідним шляхом [4]. При цьому ступінь гідролізу лактози досягав більше 50%. Цукор вносили із розрахунку 80%, яку вносять відповідно до вимог на згущене молоко з цукром.

При внесенні 80% цукру від норми, вміст води у готовому продукті становив не більше 39,0 %, сахарози близько 35,5%.

Розроблений спосіб дозволяє отримати економію цукру на 20% та розширює асортимент згущених продуктів для категорії споживачів, які страждають непереносимістю лактози.

Згущене знежирене молоко з цукром, у якому лактозу гідролізовано до глюкози та галактози, має добрі органолептичні властивості, за винятком рідкої консистенції, але може бути використане при виробництві хлібобулочних, кондитерських та інших продуктів.

Література

1. А.. с. 398603 (СССР).— Б.И., 1973, № 38.
2. А.. с. 480759 (СССР).— Б.И., 1975, № 30.

3. Исследование процесса расщепления лактозы в молоке под действием ферментативного препарата / (Н.Г. Попова, С.С. Гуляев – Зайцев, Р.Б. Фениксова, А.С. Тихомирова, А.К. Куликова). – Молочная промышленность, 1975, №8, с. 6 – 18.
4. Применение фермента лактазы для гидролиза молочного сахара при производстве сгущенного обезжиренного молока. Збірник наукових праць Луганського національного аграрного університету № 49/72 Луганськ – 2005. – с.224 – 229.
5. Єресько Г.О., Романчик І.О., Калініна О.Д., Миронова А.В., Масіч Л.В. Патент № а 2005 04282 від 05.05.2005 «Спосіб виробництва молока знежиреного згущеного з цукром».

ТЕХНОЛОГИИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ НАТУРАЛЬНЫХ АРОМАТИЗАТОРОВ ДЫМА В МЯСНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Буляева И.М., Мазур Т.Ю.

Харьковский Государственный Университет Питания и Торговли, г. Харьков

В настоящее время мясоперерабатывающие производства широко пользуются натуральными ароматами дыма и «жидким дымом» для производства безопасных продуктов стабильно высокого качества.

Обычный древесный дым, используемый в традиционной технологии копчения, состоит из двух фаз: твердой (зола, смолы) и газообразной. Газообразная фаза состоит из неконденсатных (воздух, горючие газы, органические пары) и конденсатных (кислоты, фенолы, карбонилы) компонентов. Конденсатные компоненты отвечают за цвет копчения (карбонилы), вкус и запах копчения (фенолы), а также оказывают консервирующее действие (бактерицидное – фенолы и кислоты, антиокислительное – фенолы).

Натуральный «жидкий дым» получают из древесного дыма растворением в воде газообразной фазы древесного дыма. Таким образом, в натуральных жидких дымах остаются химические соединения, обеспечивающие вкус, аромат и цвет копчения, ускоряющие реакцию нитритного созревания, способствующие образованию корочки, контролирующие микробиологические показатели, а вредные для здоровья человека смолы и зола удаляются.

В настоящее время существует четыре основных способа применения натуральных ароматизаторов дыма:

- введение в эмульсию (фарш);
- введение в рассолы;
- душирование (обмакивание и орошение);
- атонизация.

Применение того или иного способа использования натуральных ароматизаторов дыма зависит от специфики производства мясопродуктов и задач, которые перед ним ставятся. Также, в зависимости от способа применения натуральных ароматизаторов дыма, его наносят на разные основы. Натуральные ароматизаторы дыма производят на водной основе; на водной основе с эмульгатором (полисорбаты); на водной основе, нейтрализованные; на водной основе концентрированные; на масляной основе; на основе эмульсий; сухие на различной основе. Кроме того, при выборе способа следует руководствоваться следующими особенностями.

При атонизации или традиционном способе копчения мы получаем зону проникновения дыма до 0,5 – 1,0 мм и практически 100 – процентное покрытие поверхности продукта. Способ орошения (душирования) дает диффузию дыма до 1,5 мм, и при добавлении ароматизатора внутрь мы добиваемся однородного распределения его по сечению продукта, но при этом отсутствует поверхностный цвет копчения.

Внутреннее добавление осуществляется непосредственно добавлением дыма в мешалку или куттер на этапе перемешивания. Дозировка ароматизаторов копчения варьируется в пределах 0,1 – 0,3%. Для этой цели используются:

- жидкий дым на водной основе, обладает насыщенным ароматом копчения, содержит кислоты, фенолы и карбонилы;
- частично нейтрализованный дым для придания характерного аромата и вкуса, дозировка 0,25 – 1,0%.

Особое место при введении в фарш занимают сухие ароматизаторы дыма. Они вводятся внутрь продукта и добавляются в системы обсыпок, обладают ярко выраженным ароматом копчения и нивелируют привкус мяса птицы механической обвалки. Дозировка составляет 0,05 – 0,1%.

Придание вкуса и аромата копчения, а также обеспечение стабильных микробиологических показателей и увеличение сроков хранения готовой продукции достигается при введении ароматизаторов в рас-

соли. В рассолах рекомендуется частично нейтрализованный жидкий дым с малым содержанием кислот – для предотвращения реакции с нитритом.

Одним из наиболее эффективных методов нанесения жидкого дыма является душирование (обмакивание). Душирование осуществляется до поступления продукта в термокамеру. После непродолжительной сушки и варки до готовности продукт получает необходимый цвет, вкус и аромат копчения. Данные характеристики продукта зависят от концентрации и типа ароматизатора дыма, времени контакта и процесса термообработки. Оптимальная концентрация раствора от 20 до 30% жидкого дыма. Максимальное время душирования – 2 минуты, минимальное – 30 секунд.

Термообработку продуктов, прошедших душирование жидким дымом, следует начинать с агрессивной сушки при температуре 55 °С и относительной влажности 20 – 30% в течение 20 – 30 минут, за которой следуют увеличение влажности и температуры и дальнейшая варка на пару до необходимой температуры в центре батона.

Широкое применение у производителей мясопродуктов в последнее время получает метод атомизации – процесс, при котором поток сжатого воздуха, проходящего через сопло форсунки, взаимодействует с жидким дымом, образуя в термокамере дымовое облако. Атомизация применяется во всех термокамерах, за исключением конвейерных, для копчения продуктов, а также для обжарки с дымом. Атомизатор легко включается в производственный процесс, не требует сложного переоборудования и специальной подготовки персонала.

Процесс атомизации позволяет сократить процесс обжарки с дымом в 4 – 5 раз, а процесс копчения в 6 – 8 раз. В результате чего заметно сокращаются потери массы продукта при термообработке. Подсчитано, что при обжарке с традиционным дымом продукты теряют 2 – 2,5 % массы за каждые 10 минут обжарки, а при атомизации эти потери полностью исключены.

Так же, при применении атомизации увеличивается пропускная способность термокамер, что дает возможность избежать покупки дорогостоящих термокамер для увеличения объемов производства. При использовании атомизации не нужно иметь аппаратчиков термической обработки высокой квалификации, так как самый сложный процесс «обжарка с дымом» исключается, а провести качественную сушку и варку продукта достаточно легко.

Преимущества использования натуральных жидких дымов в сравнении с традиционным методом копчения:

- экологически чистое производство, что даёт возможность расположить производство в черте города;
- уменьшаются потери при термообработке;
- уменьшается время термообработки и сокращаются электрозатраты;
- уменьшаются потери при хранении в цехе реализации;
- однородность цвета и вкуса копчения;
- чистота процесса копчения;
- продукт очищен от канцерогенных веществ (смола, пепел и т.д.);
- улучшается товарный вид изделия;
- усиливает запах копчения;
- при использовании жидкого дыма на производстве отпадает использование дымогенераторов, фильтров, склада для опилок; доставка, закупка опилок;
- уменьшение затрат и сил при погрузочно-разгрузочных работах, мойке термокамер и т.д.;
- уменьшается пожароопасность производства.

Таким образом, применение натуральных ароматов дыма и «жидкого дыма» в мясоперерабатывающей промышленности является перспективным направлением с технической, экономической и экологической точек зрения.

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ КОРЕНЯ ЯТРИШНИКА НА СТРУКТУРНО-МЕХАНІЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ЯГІДНИХ МАС

Малюк Л.П., Давидова О.Ю., Балацька Н.Ю.

Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Для створення продукту із заздалегідь заданими технологічними властивостями, необхідно знати його структурно – механічні характеристики, які залежать від багатьох факторів: температури, вологості,

ступеню механічної обробки, дисперсності тощо. Враховуючи та досліджуючи ці показники, можна регулювати та оптимізувати процес створення продукту із заданими органолептичними характеристиками.

Під час розробки нових технологій соусів з малини та бузини підвищеної якості з метою отримання заданої консистенції використовували структуроформуючу добавку – порошок з кореня ятришника.

Експериментальне вивчення змін структурно-механічних властивостей ягідної сировини під час введення харчових добавок проводили на модельних зразках – пюре з малини, з додаванням порошку з кореня ятришника в різних концентраціях, у якості контролю використовували соус без додавання загусника. Зразки прогрівали при 80°C протягом 8...10 хвилин при перемішуванні. Дослідження проводили на ротаційному віскозиметрі “Реотест-2” у діапазоні швидкості зсуву від 1,00 до 437,40 с⁻¹ та температури 18°C за стандартною методикою.

Отримані експериментальні дані дозволяють зробити наступні висновки. Додавання 0,1% порошку з кореня ятришника до вихідної сировини впливає на зміну реологічних показників. Спостерігається збільшення ГНЗ та ефективної в'язкості на 180% порівняно до контролю. При внесенні до малинового пюре 0,2% добавки, спостерігається зріст ГНЗ до $\sigma_0 = 7,4$ Па, тоді як ГНЗ контролю становить $\sigma_0 = 3,09$ Па, що на 240% менше. Додавання 0,3% порошку з кореня ятришника до малинового пюре призводить до різкого збільшення ГНЗ до $\sigma_0 = 10,79$ Па, що на 350% вище, ніж ГНЗ контрольного зразку.

Таким чином, під час внесення до ягідного пюре порошку з кореня ятришника спостерігається збільшення ГНЗ та в'язкості продуктів вже при невеликих його концентраціях (від 0,1 до 0,2%).

Слід зазначити, що всі описані закономірності носять, переважно, якісний характер, через низьку відтворюваність значень зсувних характеристик для зразків з ягідної сировини. Це залежить від багатьох факторів (сортів і часу збору вихідної сировини, умов готування зразків і проведення вимірів і т.д.) і можуть істотно змінюватися в часі, через порівняно малу стійкість внутрішньої структури даних об'єктів. Однак отримані результати вказують напрямок зміни зсувних властивостей ягідних мас під час введення рослинних добавок і, тим самим, їх вплив на консистенцію цих об'єктів. Це має важливе технологічне значення та дозволяє визначити механізм впливу добавки – загусника на консистенцію ягідних напівфабрикатів.

Результати досліджень свідчать про те, що внесення порошку кореню ятришника у кількості 0,1...0,2% до маси плодово-ягідної сировини є оптимальним, впливає на реологічні характеристики готових продуктів та підвищує їх якість за рахунок досягнення необхідної консистенції.

У ході досліджень встановлено, що збільшення концентрації досліджуваної добавки-загусника понад 0,3% до маси вихідної сировини є недоцільним. У цьому разі структурно-механічні властивості ягідних мас надмірно підвищуються, що несприятливо позначається на якості готових виробів, зокрема на консистенції.

Аналіз результатів досліджень доводить, що в'язкість соусу істотно залежить від концентрації добавки-загусника, тому що наявність у соусі порошку кореню ятришника призводить до збільшення в'язкості прошарків дисперсійного середовища. Ця властивість кореню ятришника виявляється при визначених технологічних факторах, а саме, при прогріванні, у результаті якого відбувається підвищення ефективної в'язкості продукту за рахунок вмісту крохмалю та високомолекулярного полісахариду лінійного глюкоманана, до складу якого входить залишок Д - манози, який є основним моносахаридом, а також містяться залишки глюкози. Манани легко розчиняються в воді, добре з'єднуються з харчовими продуктами та надають їм у присутності води слизоподібну текстуру.

Таким чином, виявлені тенденції змін структурно – механічних властивостей ягідних мас під час введення структуроформуючої добавки – порошку з кореня ятришника – є основою для раціонального складання рецептури соусів з ягід малини із заданими технологічними властивостями, за рахунок істотної зміни характеру зв'язку продукту і добавки в технологічно сприятливому напрямку “зміцнення” консистенції

ДОСЛІДЖЕННЯ ЯКОСТІ СМАЖЕНОГО ПРОДУКТУ НА ОСНОВІ ГРИБІВ

Черевко О.І., Єфремов Ю.І., Михайлов В.М.

Харківський державний університет харчування і торгівлі, м Харків

На підприємствах харчової промисловості зокрема консервних виробництвах, одержання різних смажених продуктів, фаршів проводять у спеціалізованих апаратах типу плит Крапівіна і Коренмана при

різних температурних режимах, протягом 15...25 хвилин. Їх основним недоліком є низька якість готового продукту із – за перегріву олії, яка за рахунок хімічних реакцій приводить до накопичення канцерогенів, що веде до погіршення органолептичних показників готового продукту.

В основі розробки смаженого продукту на основі грибів підвищеної харчової і біологічної цінності, у якому на попередній підготовчій стадії, з огляду на специфічні особливості всіх складових рецептуру компонентів, в основному рослинного походження, піддають інспекції, ретельній мийці, сортуванню з наступним заморожуванням основного продукту, змішуванням з іншими компонентами до утворення суспензії з наступною тепловою обробкою в полі НВЧ і термостатуванням для закріплення технологічних властивостей продукту.

Спосіб здійснений за таким способом: нестандартні гриби (білий, масляни, опеньки), що мають механічні ушкодження піддавали інспекції, при цьому видаляли екземпляри, що мають видимі дефекти – гнилі чи почорнілі, ретельно промивали в проточній воді і піддавали заморожуванню при температурі $\sim 4...-6^{\circ}\text{C}$ протягом 40...50 хв. Заморожені гриби піддавали здрибнюванню до розмірів часок 1...2 мм. Пряні овочі – петрушка, пастернак, селера і кріп у виді коріння та стебел піддавали інспекції з наступною ретельною мийкою і проточною водою, подрібнювали до розмірів часток 1...3 мм. Підготовлені здрибнені гриби і пряні овочі ретельно перемішували з рослинною олією при температурі 50°C до утворення інспекції і обробляли в полі НВЧ 5 хвилин. У готовий смажений продукт на основі грибів додавали нарізану зелень петрушки, пастернаку і кропу із середнім розміром часток 1...3 мм і витримували при температурі 45°C .

Переваги смаженого продукту на основі грибів: інтенсифікація технологічного процесу раціональне комбінування НВЧ- нагріву і термостатування; підвищення якості готового продукту за рахунок максимального збереження біологічно активних речовин, відсутність перегріву компонентів на кожній стадії процесу; збереження енергетичних ресурсів і підвищення виходу готового продукту.

Проведені дослідження зсувних характеристик смаженого продукту на основі грибів проводили на ротаційному віскозиметрі «Реотест-2», при цьому визначали швидкість зрушення, деформацію напруги і ефективну в'язкість в інтервалі температур $30...90^{\circ}\text{C}$, середній розмір продукту варіював 1...5 мм. Як контрольний зразок використовували гриби смажені (рецептура 320) [1].

Це дозволяє одержати продукт із високими біологічними і харчовими цінностями та підвищити вихід готового продукту.

Аналіз отриманих даних дозволив визначити чисельні значення залежності швидкості зрушення від деформації напруги продукту на основі грибів із середнім розміром часок 1...5 мм у діапазоні температур $30...90^{\circ}\text{C}$ і контрольний зразок, так для продукту із середнім розміром часок $d = 3$ мм при температурі $t = 90^{\circ}\text{C}$ початкова крапка пружних деформацій складала $\Theta = 760$ Па. Для контрольний зразок при температурі 20°C і продукту на основі грибів при температурі $t = 30^{\circ}\text{C}$ можна виділити наступні зони: контрольний зразок 0 – 1 зона пружних деформацій, максимальне значення $\Theta = 300$ Па; продукт на основі грибів 0 – 1' зона пружних деформацій $\Theta_{\text{max}} = 760$ Па; контрольний зразок 1-2 зона початку плинності стабільної ефективності і пластичної в'язкості $\Theta = 300...390$ Па; продукт на основі грибів 1' – 2' $\Theta = 420...480$ Па; контрольний зразок 2 – 3 початкова зона лавинного руйнування структури $\Theta = 390...480$ Па; продукт на основі грибів початкова зона лавинного руйнування структури продукту 2' – 3' $\Theta = 480...590$ Па; контрольний зразок 3 – 4 зона лавинного руйнування продукту $\Theta = 480...520$ Па; продукт на основі грибів зона лавинного руйнування продукту $\Theta = 590...630$ Па.

Аналіз отриманих результатів ефективності в'язкості від швидкості зрушення для контрольний зразка і продукту на основі грибів дозволив установити, що для контрольний зразка максимальне значення ефективної в'язкості $\eta_{\text{эф}} = 1800$ Па $\cdot$ с і $\gamma = 10...15$ с $^{-1}$ для продукту з розміром часток $d = 3$ мм, $\eta_{\text{эф}} = 4800...7300$ Па $\cdot$ с і $\gamma = 10...15$ с $^{-1}$.

Для розробки конструкції і розрахунку апарату НВЧ – обробки було досліджено діелектричні властивості продукту перед обробкою, таблиці 1.

Таблиця 1 – Діелектричні властивості продукту

Значення температури, $^{\circ}\text{C}$	Дійсна комплексна діелектрична проникливість, ϵ'	Мніма комплексна діелектрична проникливість, ϵ''	Тангенс кута зсуву, $\text{tg}\delta$
20	71	28,4	0,4
40	68,2	28,1	0,42
60	62,3	25,9	0,38
80	59,8	24,0	0,4
100	54,1	22,1	0,373

Отримані дані будуть використані для визначення оптимальних режимів проведення теплової обробки продукту.

Таким чином отримані кількісні показники зсувних властивостей продукту на основі грибів можуть бути покладені в основу конструктивного і теплового розрахунків апаратів для теплової обробки харчових продуктів.

Література

1. Сборник рецептур блюд и кулинарных изделий для предприятий общественного питания. М.: Экономика, 1983. – 720 с.

ВИКОРИСТАННЯ ПРИРОДНИХ ГІДРОКОЛОЇДІВ ПРИ РОЗРОБЛЕННІ НОВИХ ВИДІВ ФРУКТОВИХ СОУСІВ

Марчук О.М., Бандуренко Г.М.

Національний університет харчових технологій, м. Київ

В останні роки на світовому ринку нових технологій та харчових продуктів визначилась тенденція до збільшення кількості нових продуктів, призначених для попередження різних захворювань, зміцнення захисних сил організму, зниження ризику впливу токсичних речовин та несприятливої дії навколишнього середовища. Відомо, що раціон населення збіднений кількістю біологічно активних речовин, які мають оздоровчу дію для людей, що живуть в екологічно забруднених регіонах [4].

Як свідчать сучасні наукові дослідження, за допомогою традиційних продуктів харчування неможливо досягти значного лікувального ефекту. У зв'язку з цим, на продовольчих ринках США, Європи та Японії з'явилися продукти профілактичного призначення, в тому числі й продукти, до складу яких входять різні гідроколоїди. Невеликий асортимент аналогічних товарів на вітчизняному ринку продуктів, свідчить про незначну увагу українських виробників до створення подібних виробів.

Цінність гідроколоїдів полягає в тому, що вони з одного боку дозволяють комплексно вирішити багато технологічних задач (покращити реологічні властивості та підвищити вихід готового продукту, забезпечити потрібну форму, задовольнити зовнішній вигляд), а з другого боку – позитивно впливати на організм людини: зв'язувати та виводити з організму радіонукліди важких металів (пектинові речовини), підсилювати моторику кишечника (альгірати та клітковина), попереджувати атеросклероз, тощо.

Сучасна харчова промисловість використовує гідроколоїди, здебільшого, як технологічну добавку. Так, консервна промисловість використовує пектини для виробництва джемів, желе, конфітурів; олійжирова – камеді гуару, ксантану при виробництві майонезів; кондитерська промисловість до складу зефіру, пастили вводять агар та агароїди. Карагенани знайшли своє застосування у м'ясній промисловості; пектини, похідні карбоксиметилцелюлози, альгірати використовуються у молочній промисловості в якості стабілізаторів, тощо.[1]

Виражені сорбційні та протирадіонуклідні властивості гідроколоїдів, їх рослинне походження дають можливість застосовувати пектини, альгірати, похідні целюлози, тощо у створенні нових продуктів харчування, у тому числі й оздоровчої дії. Внесення гідроколоїдів до складу виробів в якості загущувачів, стабілізаторів, студнеутворювачів дозволяє покращити технологічний процес, збільшити вихід готового продукту та отримати продукт високої якості. [2]

При виробництві продуктів дієтичного та профілактичного харчування привабливим є те, що всі гідроколоїди – водорозчинні речовини природного походження. Використання більшості з них у харчовій промисловості схвалено ФАО/ВОЗ у визначених дозах. Тому, застосування гідроколоїдів для створення нових продуктів харчування є особливо привабливим, що й стало метою нашої роботи.

Об'єктами досліджень було вибрано яблучний, цитрусовий та буряковий пектини, камеді ксантану, гуару (гуаран), карагенан, карбоксиметилцелюлозу, модифіковані крохмалі.

Проведені дослідження органолептичних та фізико-хімічних показників дозволили зробити висновки про можливість їх використання у консервованих продуктах.

Результати досліджень доводять, що за органолептичними та фізико – хімічними показниками найбільш привабливим є яблучний пектин, який представляє собою дрібнодисперсний порошок, який практично не грудкується в процесі зберігання, утворює в воді розчин світло-жовтого кольору та має приємний кислуватий присмак, властивий яблукам, а також низьке значення показнику рН. Також уваги заслуговує карбоксиметилцелюлоза – білий розсіпчастий дрібнодисперсний порошок, який утворює прозорий водний розчин без запаху та смаку. Решта об'єктів дослідження оцінювали як задовільні та незадовільні.

При дослідженні термостабільних властивостей 5%-го розчину яблучного пектину у присутності кислот виявлено незначне (на 1%) зниження в'язкості, що дає змогу прогнозувати його передбачувану поведінку при термічній обробці продуктів. На відміну від розчину пектину при додаванні лимонної кислоти до розчину карбоксиметил-целюлози відбулось значне зниження в'язкості (на 70%), що свідчить про нецільність його подальших досліджень.

У результаті досліджень пектинів, присутніх на вітчизняному ринку (пектини фірм “Хербстрайт унд фокс” (Німеччина), “Даніско” (Чехія), “Пектовін” (Польща), “Цитріко” (Франція), “Сі Пі Келсо” (Данія) найкращі технологічні показники вияв пектин марки Classic AS 401 ф. “Хербстрайт унд фокс”.

Об'єктами розроблення було вибрано фруктові соуси, так як вони можуть містити невеликі кількості цукру і значні кількості гідроколідів. За допомогою моделювання рецептур було розроблено ряд фруктових соусів. Найкращими виявились яблучні соуси, виготовлені на дешевій вітчизняній пектиновмісній сировині.

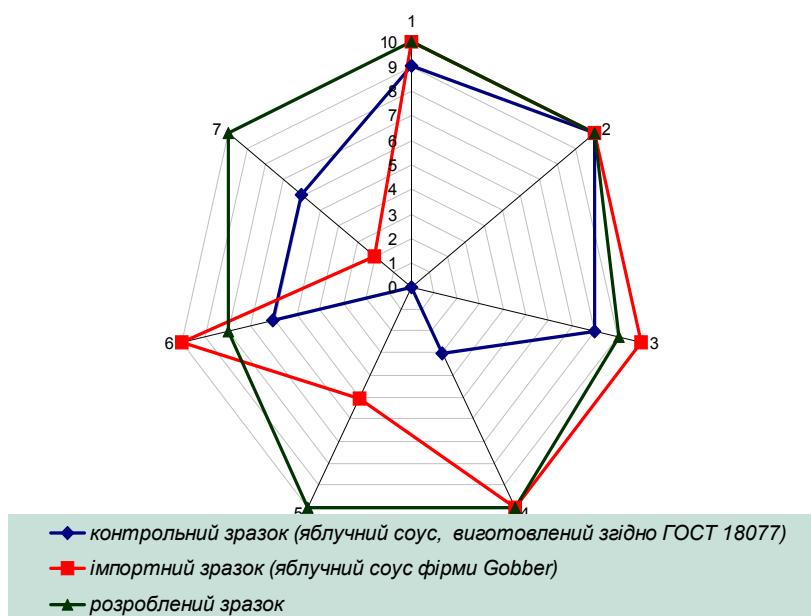


Рис. 1 – «Багатокутник якості» оцінювання контрольного, імпортованого зразків та зразку з пектином

властивостей (100 г соусу містить близько 1 г пектину).

Таким чином, використання природних гідроколідів у консервному виробництві могло б розширити асортимент плодоовочевої продукції профілактичного призначення, що в свою чергу може мати значний економічний та соціальний ефект.

Література

1. Булдаков А.С. Пищевые добавки: Справочник. А.С.Будаков – 2-е изд.перераб. и допол. – М.: Де Ли принт, 2001 – 436 с.
2. Малышев С.Д. Новое в производстве фруктовых и овощных джемов, начинок и наполнителей. // Пищевая промышленность – №6 – 2001 – стр.54.
3. Патент: Спосіб визначення критерію якості виробів. № 51465 від 18.06.2002р. Корецька І.Л., Зінченко Т.В.
4. Симахина Г.А. Социальные и экономические предпосылки создания в Украине индустрии здорового питания // Продукты и ингредиенты. – №3 июнь – 2004 – стр. 26 – 29

Для визначення оптимального варіанту виготовлені соуси порівнювали між собою. Оцінювали їх за значенням критерію „багатокутника якості” [3] з врахуванням наступних показників – колір, аромат, смак, консистенція, вміст БАР, цукру, органічних кислот, соєварність.

Проведено порівняння розробленого оптимального варіанту з контрольним зразком та імпортованим аналогом. Результати досліджень наведено на рисунку 1.

Оскільки найбільшу площу займає розроблений соус це свідчить про його показники якості, які перевищують відповідні показники імпортованого аналогу та контрольного зразка. Додаткове внесення пектинових речовин надає йому потрібних реологічних та профілактичних

ПРОИЗВОДСТВО КОНДИТЕРСКИХ ИЗДЕЛИЙ С НАТУРАЛЬНЫМ ПОДСЛАСТИТЕЛЕМ ЭКСТРАКТА СТЕВИИ

Макаренко Л.И., Давыдова В.Р., Татарина Е.В.

Донецкий государственный университет экономики и торговли им. М. Туган – Барановского

Одно из сахароемких производств является кондитерское, где доля сахара в изделиях достигает 75%. Ведутся работы по созданию и применению подсластителей.

В последнее время ведутся исследования по выявлению природных низкокалорийных подсластителей растительного происхождения безвредных для человека. Особого внимания в этом отношении заслуживает стевия — двухлистник сладкий (*Stevia rebaudiana* Bertoni).

Это растение содержит дитерпеновые тетрациклические гликозиды, из которых наиболее интересны: стевиозид, ребаудиозид А, В., и Е, дулкозид А и стевиолбиозид. Они обладают подслащающей способностью в 100-300 раз большей, чем у сахарозы. А все вместе они получили название стевиозид.

Кроме этих свойств стевиозид имеет физические, химические и фармакологические характеристики, которые позволяют использовать в составе пищевых продуктов, как заменитель сахара без побочных эффектов.

В начальной стадии нашей работы была поставлена задача по использованию натурального подсластителя экстракта стевии вместо сахара для производства мучных кондитерских изделий.

Нами разработаны рецептуры и технологии мучных кондитерских изделий:

- печенье «Зернышко» с добавками экстрактов стевии и пасты из проросших зерен тритикале — гибрида пшеницы, ржи и пырея;
- кекс «Абрикосовый» пониженной калорийности с заменой 50 % сахара экстрактом стевии и добавкой кураги;
- сырные палочки с добавлением экстракта стевии и пасты из семян кабачков.

Разработанные изделия отличались от контрольных образцов приятной сладостью, нежным вкусом, незначительно уступали по структурно – механическим показателям — объему и пористости.

Использование наполнителей из натурального низкокалорийного сырья не оказывает негативного влияния на здоровье и позволяет вырабатывать кондитерскую продукцию с функциональными свойствами.

Изделия получили высокую оценку на проведенных дегустациях.

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ СТРУКТУРОФОРМУЮЧОЇ ДОБАВКИ НА СТРУКТУРНО – МЕХАНІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ЯГІДНИХ СИСТЕМ

Малюк Л.П., Давидова О.Ю., Балацька Н.Ю.

Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Під час виробництва продуктів з ягід із заданими органолептичними властивостями, у тому числі і консистенції, виникає необхідність застосування харчових добавок. В світовій практиці застосовується широкий асортимент харчових добавок як природного, так і штучного походження. Добавки, що використовуються, здатні робити певний вплив на хімічний склад продуктів, підвищувати або зменшувати їх енергетичну цінність, формувати їх структуру та смакові достоїнства [1].

Під час розробки нових технологій соусів з малини та бузини підвищеної якості з метою отримання заданої консистенції використовували структуроформуючу добавку – порошок з кореня ятришника.

Для створення продукту із заздалегідь заданими технологічними властивостями, необхідно знати його структурно – механічні характеристики, які залежать від багатьох факторів: температури, вологості, ступеню механічної обробки, дисперсності тощо. Враховуючи та досліджуючи ці показники, можна регулювати та оптимізувати процес створення продукту із заданими органолептичними характеристиками [2].

Експериментальне вивчення змін структурно-механічних властивостей ягідної сировини під час введення харчових добавок проводили на модельних зразках – пюре з малини, з додаванням порошку з ко-

рення ятришника в різних концентраціях, у якості контролю використовували соус без додавання загусника. Зразки прогрівали при 80°C протягом 8...10 хвилин при перемішуванні.

Дослідження проводили на ротаційному віскозиметрі “Реотест – 2” у діапазоні швидкості зсуву від 1,00 до 437,40 с⁻¹ та температурі 18°C за стандартною методикою. За результатами експериментів були побудовані криві залежності ефективної в'язкості μ від швидкості зсуву $\dot{\gamma}$, а також граничної напруги зсуву (ГНЗ) від швидкості зсуву (рис. 1,2).

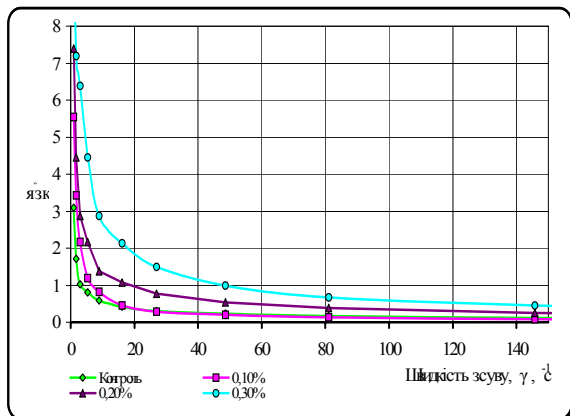


Рисунок 1 – Залежність показників в'язкості від концентрації добавки – загусника

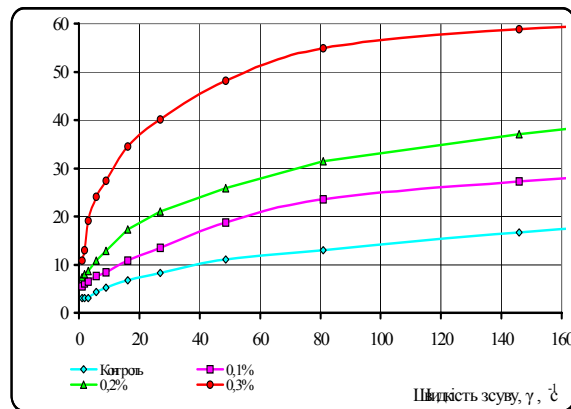


Рисунок 2 – Аналіз зміни показників ГНЗ від концентрації загусника

Отримані експериментальні дані дозволяють зробити наступні висновки. Додавання 0,1% порошку з кореня ятришника до вихідної сировини впливає на зміну реологічних показників. Спостерігається збільшення ГНЗ та ефективної в'язкості на 180% порівняно до контролю. При внесенні до малинового пюре 0,2% добавки, спостерігається зріст ГНЗ до $\sigma_0 = 7,4$ Па, тоді як ГНЗ контролю становить $\sigma_0 = 3,09$ Па, що на 240% менше. Додавання 0,3% порошку з кореня ятришника до малинового пюре призводить до різкого збільшення ГНЗ до $\sigma_0 = 10,79$ Па, що на 350% вище, ніж ГНЗ контрольного зразку.

Таким чином, під час внесення до ягідного пюре порошку з кореня ятришника спостерігається збільшення ГНЗ та в'язкості продуктів вже при невеликих його концентраціях (від 0,1 до 0,2%).

Слід зазначити, що всі описані закономірності носять, переважно, якісний характер, через низьку відтворюваність значень зсувних характеристик для зразків з ягідної сировини. Це залежить від багатьох факторів (сортів і часу збору вихідної сировини, умов готування зразків і проведення вимірів і т.д.) і можуть істотно змінюватися в часі, через порівняно малу стійкість внутрішньої структури даних об'єктів. Однак отримані результати вказують напрямок зміни зсувних властивостей ягідних мас під час введення рослинних добавок і, тим самим, їх вплив на консистенцію цих об'єктів. Це має важливе технологічне значення та дозволяє визначити механізм впливу добавки-загусника на консистенцію ягідних напівфабрикатів.

Ягідні пюре мають високу початкову в'язкість та внутрішню структуру коагуляційного типу, у якій частки продукту зчеплені один з одним порівняно слабкими молекулярними силами через найтонші прошарки вільної або адсорбційно зв'язаної з частками води з розчиненими в ній речовинами. Зсувні властивості продукту з такою структурою визначаються, в основному, кількістю і товщиною зазначених прошарків. Внесення у вихідну сировину добавки у вигляді дрібнодисперсних твердоподібних часток (порошку), що володіють великою питомою поверхнею і, отже, високою здатністю до адсорбування вологи, що знаходилася у вихідній сировині у “вільному” (механічно зв'язаному) стані, призводить до збільшення в'язкості прошарків дисперсійного середовища і, відповідно, зміцненню структури продукту. Це і виявляється у підвищенні ГНЗ та ефективної в'язкості продукту, що визначається за реологічними кривими, і спостерігається у досліджуваних модельних системах.

Слід зазначити, що в'язкість продукту визначається також хімічною взаємодією вхідних до нього компонентів.

Результати досліджень свідчать про те, що внесення порошку кореню ятришника у кількості 0,1...0,2% до маси плодово-ягідної сировини є оптимальним, впливає на реологічні характеристики готових продуктів та підвищує їх якість за рахунок досягнення необхідної консистенції.

У ході досліджень встановлено, що збільшення концентрації досліджуваної добавки – загусника понад 0,3% до маси вихідної сировини є недоцільним. У цьому разі структурно – механічні властивості

ягідних мас надмірно підвищуються, що несприятливо позначається на якості готових виробів, зокрема на консистенції.

Аналіз результатів досліджень доводить, що в'язкість соусу істотно залежить від концентрації добавки-загусника, тому що наявність у соусі порошку кореню ятришника призводить до збільшення в'язкості прошарків дисперсійного середовища. Ця властивість кореню ятришника виявляється при визначених технологічних факторах, а саме, при прогріванні, у результаті якого відбувається підвищення ефективної в'язкості продукту за рахунок вмісту крохмалю та високомолекулярного полісахариду лінійного глюкоманана, до складу якого входить залишок Д – манози, який є основним моносахаридом, а також містяться залишки глюкози. Манани легко розчиняються в воді, добре з'єднуються з харчовими продуктами та надають їм у присутності води слизоподібну текстуру [3].

З'ясування механізму впливу добавки – загусника, що діє як на мікро – , так і на макрорівні (адсорбція, набрякання зрощення часток і т.д.) на структурно-механічні характеристики модельних систем, з'явилося основою для раціонального складання рецептури соусів з ягід малини із заданими технологічними властивостями, за рахунок істотної зміни характеру зв'язку продукту і добавки в технологічно сприятливому напрямку “зміцнення” консистенції.

Література

1. Киптелая Л.В., Чуйко Л.А. Реологические свойства витаминных пастообразных полуфабрикатов с добавлением цветочной пыльцы //Актуальні науково-методичні проблеми в підготовці спеціалістів вищої кваліфікації для торгівлі і харчування: Зб. наук. праць. Част. I. – Харків: ХДАТОХ, 1997. – С.286 – 288.
2. Давидова О.Ю. Структурно – механические свойства соусов из косточковых плодов. //Актуальні проблеми сучасної науки у дослідженнях молодих вчених м. Харкова: – Харків: АТ «Бізнес Інформ», 1998. – С.164 – 167.
3. Мачихин Ю.А., Мачихин С.А. Инженерная реология пищевых материалов. - М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981. – 216 с. Решетникова А.В., Семченская Е.И. Лечение растениями. Киев: МП “Феликс” – 1995 г. – 429 с.

УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИИ УТИЛИЗАЦИИ ПОДСЫРНОЙ СЫВОРОТКИ

Коваленко Н.А.

Одесская национальная академия пищевых технологий

1. Актуальность утилизации подсырной сыворотки

Утилизация подсырной сыворотки, как побочного продукта сырного производства, была объектом многих исследований. В настоящее время постоянно увеличивающееся производство сыра в мире генерирует более $145 \cdot 10^6$ тонн жидкой сыворотки в год с содержанием лактозы $6 \cdot 10^6$ тонн [1]. Выход этого побочного продукта сырного производства составляет (85-95)% от объема молока (при производстве 1 кг сыра получают 9 кг подсырной сыворотки [2]) и сохраняет до 55% нутриентов молока, среди которых большую часть занимает лактоза (4,5-5)%, растворимые белки (0,6-0,8)%, жиры (0,4-0,5)%, минеральные вещества (8-10)% [3].

Около 50% подсырной сыворотки общемирового производства сыра перерабатывается на различные пищевые продукты, из которых 30% – порошок из подсырной сыворотки, 15 % – лактоза и её производные, остальные – концентрат сывороточного белка (КСБ) [4]. Вместе с тем, при переработке сыворотки возникает ряд проблем, которые обуславливают снижение объемов переработки сыворотки. Эти проблемы связаны с некоторыми особенностями сыворотки: 1) чрезмерные пропорции лактозы и минеральных веществ ограничивают ее использование в кормах для животных, удобрениях [3]; 2) большие транспортные затраты на перевозку сыворотки; 3) слишком солёный вкус (присутствие минеральных веществ) не позволяет использовать сыворотку в диетических продуктах и продуктах для детей [3]; 4) слабая растворимость лактозы (18% в воде при комнатной температуре) [5]; 5) низкая сила сладости лактозы (по сравнению с сахарозой 40%) не позволяет ее широко использовать в качестве подсластителя [5]; 6) высокая концентрация лактозы вызывает ее кристаллизацию в продуктах.

Сегодня альтернативными способами переработки лактозы являются методы, основанные на ферментативном гидролизе лактозы до глюкозы и галактозы [6]. Другим альтернативным методом утилизации лактозы может быть термическая обработка концентрата УФ-пермеата подсырной сыворотки с це-

люю получения карамельных красителей, а также КСБ. На рис.1 представлена предлагаемая технология утилизации подсырной сыворотки.

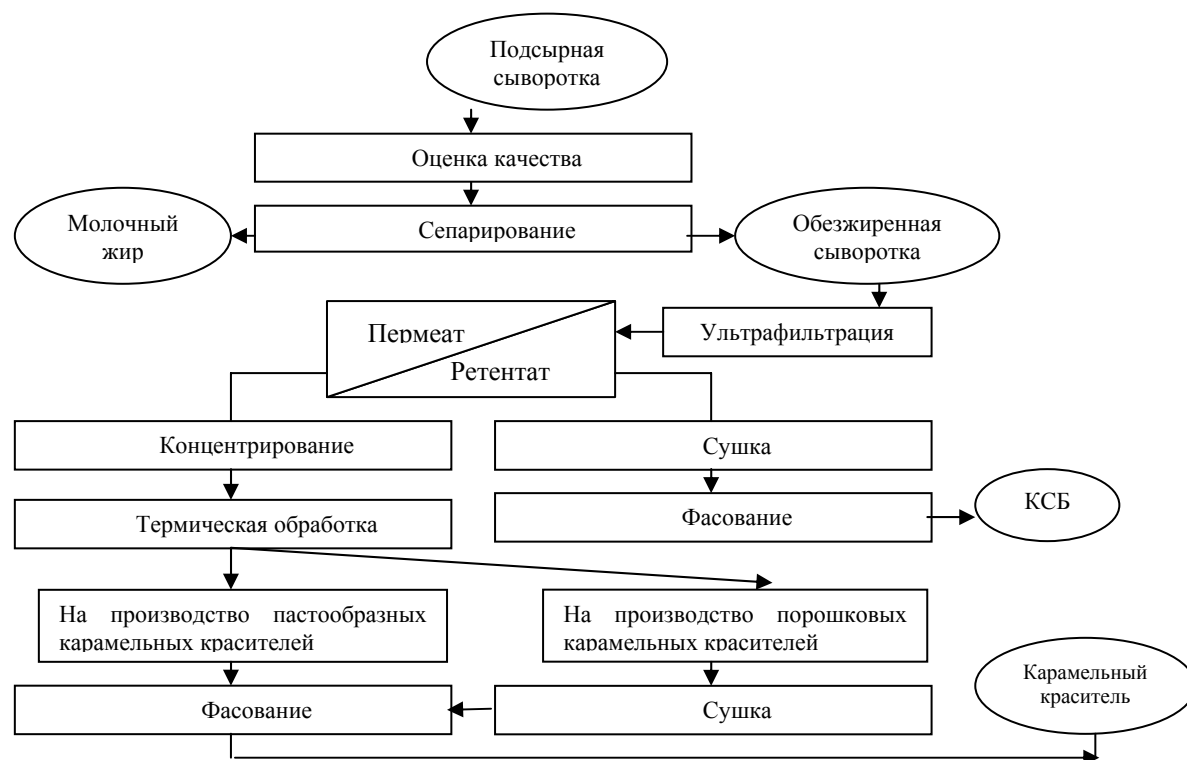


Рис. 1 – Технология утилизации подсырной сыворотки

Как видно из рис.1, процесс ультрафильтрации позволяет разделить сыворотку на лактозу (в пермеате) и получить карамельные красители, а также отделить белки (в ретентате) и получить КСБ. Продукты КСБ очень широко используются в пищевой промышленности, а именно: КСБ – 35 в основном в качестве заменителей обезжиренного молока; КСБ – 60 могут заменять яичный белок в хлебобулочных и кондитерских изделиях; КСБ – 80 используют в качестве заменителей белка мясных и рыбных продуктов [7].

2. Производство карамельных красителей в мире

Химическая структура молочного сахара (лактозы) позволяет получать в результате термической обработки темно-окрашенные [7] вкусоароматические вещества, которые можно использовать в качестве карамельных красителей. Карамельные красители сегодня формируют значительный сегмент мирового рынка пищевых красителей (около 11%) [8]. Рынок карамельных красителей считается относительно статическим с ежегодным приростом 2 – 3% [8]. Доля карамельных красителей среди выпускаемых в мире красителей представлена на рис. 2.

Производится четыре класса карамельных красителей – Е – 150а, Е – 150b, Е – 150с, Е – 150d для применения в различных пищевых продуктах. Эти классы различаются по типу катализаторов, используемых для интенсификации процесса карамелизации [8]. Использование различных катализаторов в процессе получения красителей не является вредным для человека, так как исследования показали [9], что карамельные красители не проявляют побочных эффектов при потреблении до 200 мг/кг веса человека в день.

Сегодня для производства карамельных красителей используются такие пищевые углеводы как сахароза, глюкоза, фруктоза, а также меласса, крахмальные гидролизаты и их фракции [10]. Анализ научных источников показал, что производством карамельных красителей из лактозы УФ – пермеата подсырной сыворотки не занимались, следовательно, данное направление является актуальным, так как решает не только проблему переработки лактозы, но и утилизации подсырной сыворотки в целом. Так как основным процессом производства карамельных красителей является термическая обработка пищевых углеводов, то в данной работе была поставлена задача исследовать влияние температуры и продолжительности обработки на изменение физико-химических показателей УФ – пермеата подсырной сыворотки.

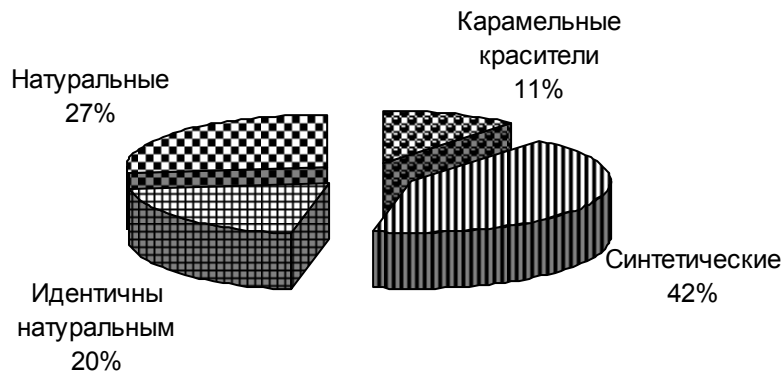


Рис.2 – Мировой рынок пищевых красителей

3. Объекты и методы экспериментальных исследований

В качестве объектов исследований использовались образцы УФ – пермеата, полученного в процессе ультрафильтрации в заводских условиях, и концентрированного выпариванием в лабораторных условиях УФ-пермеата подсырной сыворотки. Исходный пермеат был получен в заводских условиях. Процесс концентрирования проводился на лабораторной ВВУ при температуре (55-57)°С и давлении (20-80) кПа в течении 1 часа.

Термическая обработка образцов проводилась в капсулах из нержавеющей стали объемом 50 см³. Подготовленные образцы исходного УФ – пермеата подсырной сыворотки объемом 35 см³ с массовой долей неводных компонентов 5,84 % и концентрированного УФ – пермеата с массовой долей неводных компонентов 35% помещались в капсулы, и выдерживались в сушильном шкафу при температуре 140°С, 150°С, 160°С, 170°С в течении одного, двух, трех часов. Во всех исследуемых образцах до и после температурной обработки определялись физико-химические показатели: pH, коэффициент динамической вязкости (η , Па*с), плотность (ρ , кг/м³), массовая доля неводных компонентов ($\omega_{н.к.}$, %), общий азот (%), зола (%), редуцирующие сахара в пересчете на лактозу (%), тяжелые металлы, спектрофотометрические характеристики.

Показатель pH определялся при $t = 20^\circ\text{C}$ на портативном водонепроницаемом pH – метре HANNA HI 99163 в трехкратной повторности для каждого образца после обработки. Плотность исследуемых образцов определялась пикнометрическим методом. Для определения коэффициента динамической вязкости использовался вискозиметр RHEOTEST2 – 50Hz типа RV2. Массовая доля неводных компонентов определялась по методу десикации при $t = (102 - 105)^\circ\text{C}$ в течении семи часов. Общий азот определяли по методике Кьельдаля. Содержание золы определялось методом прокалывания. Для этого 10 мл образца выдерживали при $t = 550^\circ\text{C}$ в течении четырех часов. Содержание лактозы определяли по стандартной методике Бертрана.

Для решения поставленной задачи исследования проводились на базе лабораторий кафедры ТМиСПП ОНАПТ и в Варминско-Мазурского университета (Ольштын, Польша).

4. Результаты экспериментальных исследований и выводы

Характер изменения физико-химических показателей представлен на рис.3 – 8. Анализируя полученные зависимости рис. (3 – 4) можно отметить, что до начала термообработки исходного УФ-пермеата и концентрированного УФ-пермеата показатели pH были близкие к нейтральному. В процессе температурной обработки, показатель pH уменьшался, причем, для образцов концентрированного УФ-пермеата этот показатель был ниже по сравнению с образцами исходного УФ – пермеата. При температурном режиме 170°С и продолжительности три часа для УФ – пермеата и 170°С продолжительностью два, три часа для концентрата УФ-пермеата показатели pH, коэффициент динамической вязкости (η , Па*с), плотность (ρ , кг/м³) определить не удалось, т.к. жидкая фаза образцов обуглилась, превратившись в золу.

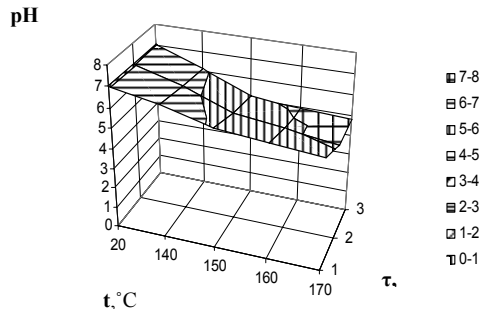


Рис. 3 – Влияние продолжительности температурной обработки на показатель pH образцов

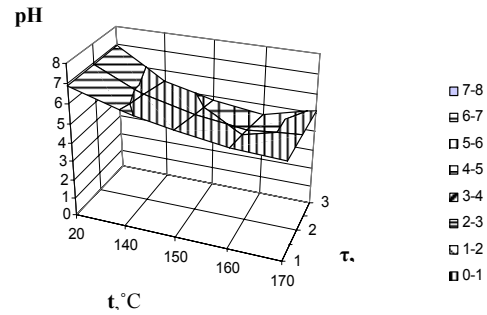


Рис. 4 – Влияние продолжительности температурной обработки на показатель pH образцов концентрата УФ-пермеата подсырной сыворотки

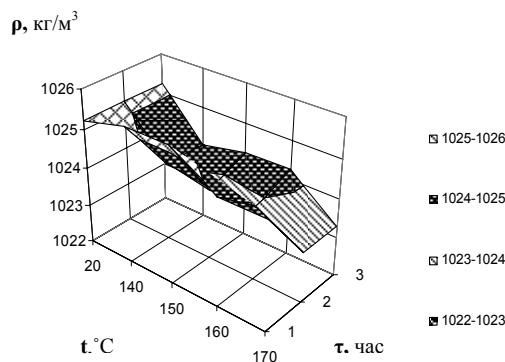


Рис. 5 – Влияние продолжительности температурной обработки на показатель плотности образцов УФ-пермеата подсырной сыворотки

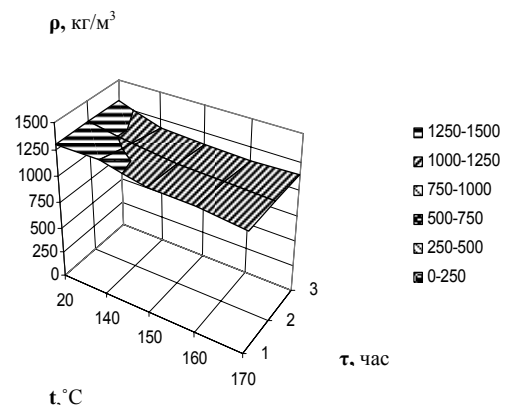


Рис.6 – Влияние продолжительности температурной обработки на показатель плотности концентрата образцов УФ-пермеата подсырной сыворотки

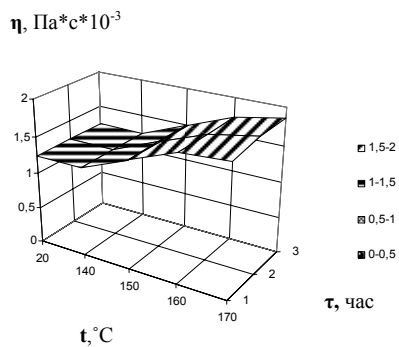


Рис. 7 – Влияние продолжительности температурной обработки на коэффициент динамической вязкости образцов УФ-пермеата подсырной сыворотки

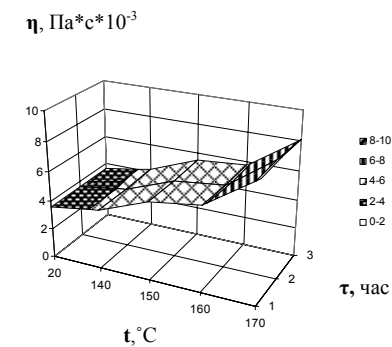


Рис. 8 – Влияние продолжительности температурной обработки на коэффициент динамической вязкости концентрата образцов УФ-пермеата подсырной сыворотки

При температурной обработке коэффициент динамической вязкости (η , Па*с*10⁻³) увеличился с повышением температуры и продолжительности процесса рис. (5-6). Плотность образцов (ρ , кг/м³) наоборот уменьшилась рис. (7 – 8). Следует отметить, что коэффициент динамической вязкости (η , Па*с*10⁻³), плотности (ρ , кг/м³), pH концентрированного УФ – пермеата находятся в диапазоне больших значений, по сравнению с УФ – пермеатом, что связано с разными значениями массовой доли неводных компонентов (5,84% – УФ-пермеат, 35% – УФ-концентрированный пермеат).

При производстве карамельных красителей кроме физико-химических показателей (pH, ρ , кг/м³, η , Па*с*10⁻³), важными являются также и органолептические показатели (интенсивность окрашивания, запах, вкус). Поэтому, в процессе карамелизации проводились визуальные исследования изменения интенсивности окрашивания образцов в зависимости от режимов обработки. Для исходного УФ-пермеата наблюдалось изменение оттенков от светло-кирпичного до красновато-коричневого. С увеличением температуры и продолжительности процесса карамелизации, интенсивность окрашивания образцов концентрированного УФ-пермеата увеличивалась. С увеличением продолжительности термообработки также изменялся запах. Запах становился более выраженным, характерным для карамельных красителей.

Наиболее благоприятными режимами с точки зрения качества получения карамельных красителей из УФ – пермеата подсырной сыворотки являются режимы $t=(150 - 160)^{\circ}\text{C}$ в течении двух, трех часов. Использование более высоких температур не желательно, так как приводит к сгоранию продукта.

5. Задачи дальнейших исследований

Для разработки технологии получения карамельных красителей из УФ – пермеата подсырной сыворотки представленные выше исследования являются недостаточными. Необходимым является решение следующих задач:

- 1) расширение исследований по влиянию температуры и времени на изменение физико-химических параметров красителей;
- 2) исследование влияния ферментативного гидролиза на интенсивность окрашивания конечных продуктов – карамельных красителей;
- 3) исследование на модельных растворах сахаров сыворотки (лактозы, глюкозы, галактозы) как влияния спектров этих сахаров на общий цвет конечных продуктов;
- 4) исследовать химические и микробиологические изменения карамельных красителей;
- 5) исследовать сроки хранения молочных продуктов с добавлением карамельных красителей.

Следует отметить, что химический состав УФ – пермеата подсырной сыворотки очень чувствителен к термическому воздействию и pH, что проявляется в виде выпадения осадка, поэтому, еще одной возможной задачей будет определение происхождения осадка и способы предупреждения его выпадения или удаления.

Литература

1. Castillo F.J. Lactose metabolism by yeasts./H. Verachtert, R. De Mot. Marcel Dekker//In Yeast Biotechnology and biocatalysis, ed. New York.-1990.-P.297-320
2. F.V. Kosikowski/ Whey utilization and whey products//J. Dairy Sci.-1979.- Vol.62-P.1149-1160
3. M.I. Gonzalez.Siso/ The biotechnological utilization of cheese whey: a review//Bioresource Technology.-1996.-Vol.57-P.1-11
4. Marwaha S.S. Review: whey-pollution problem and potencial utilization/ S.S Marwaha, J.F. Kennedy//Int. J. Food. Sci. Technol.- Vol.-23. – 1988 – P.323-336
5. Coton S.G. Whey technology: utilization of permeates from the ultrafiltration of whey and skim milk. J. Soc. Dairy Technol., - 1980.-V.-33,-P.89-94
6. Gekaz,V. Hydrolysis lactose: a literature review/ V. Gekaz, M. Lopez-Leiva//Proc. Biochem.,- 1985.-V.20, - P.2-12
7. Fox P.F. Dairy chemistry and biochemistry/ P.F. Fox, P.L.H. Mc.Sweeney.-Department of Food Chemistry University College Cork, Ireland:Blackie Academic & Professional, -1999. –P. 451
8. Download A. Colouring our foods in the last and next millennium/ A. Download, P. Collins//International Journal of Food Science and Technology.-2000.-Vol.35-P.5-22
9. Immunotoxic effects of colour additive, caramel colour 3: immune function studies in rats/ Houben G.F., Penninks A. H., Seinen W., Vos S., van Loveren H//Fundamental and Applied Toxicology,-1999.-V.20-P.30-37
10. Greenshields, R.N. Caramel- Part 2: Manufacture, composition and property. Process Biochem. Vol. 8, April,-1985.-P.37-45

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ДИФУЗІЙНОГО ПРОЦЕСУ ПРИ ВИКОРИСТАННІ НОВОГО ПІНОГАСНИКА «ФОАМСОЛ»

Дубовець О.В., Савич А.Н., Клименко Л.С.

Український науково-дослідний інститут цукрової промисловості м. Київ

Оптимальна тривалість дифузійного процесу при роботі з повною загрузкою апарата складає 75 – 100 хвилин. За цей час досягається максимальне вилучення цукрози з бурякової стружки. При збільшенні тривалості дифузійного процесу спостерігається негативне явище деструкції клітинних стінок бурякової стружки. Однією з причин ускладнення екстракції цукрози з бурякової стружки є піноутворення дифузійного соку. Піноутворення в дифузійних установках утрудняє рух екстрагуючої води, сприяє ущільненню стружки, порушенню ритмічності роботи апарата, оптимального технологічного режиму і підвищенню втрат цукру. Одним з напрямків інтенсифікації дифузійного процесу для попередження піноутворення та гасіння піни, що утворилась в процесі, є використання різних хімічних піногасників.

В лабораторних умовах проведені дослідження ефективності використання нового піногасника «Фоамсол» для ліквідації піноутворення дифузійного соку. З цією метою дифузійний сік одержували в умовах лабораторії з буряків погіршеної якості. Якісні показники дифузійного соку представлені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Якісні показники дифузійного соку

Продукт	Показники						
	pH	CP, %	ЦК, %	Ч, %	PP, %	Кислотність в перерхунку на молочну кислоту, мг/100CP	Пектинові речовини, %
Дифузійний сік	5,6	14,8	11,375	76,08	0,655	1002,8	0,247

Досліджували піноутворювальну здатність дифузійного соку на лабораторній установці за наступною методикою. Пробу дифузійного соку об'ємом 200 мл нагрівали до температури 70⁰C, поміщали у термостатований, градуйований циліндр діаметром 6см, місткістю 1,5дм³. Через дифузійний сік диспергували повітря за допомогою компресора, створюючи піну. Умови диспергування підтримували сталі: витрати стислого повітря – 0,36м³/год, тиск повітря – 0,5кгс/см², тривалість – 30с. Після спінування в проби дифузійного соку оцінювали його піноутворювальну здатність за фізико-хімічними показниками піни. Визначали об'єм піни (V), висоту шару піни (h) та час руйнування (τ). Зазначені показники визначали в пробах дифузійного соку без додавання і з додаванням піногасника «Фоамсол». Витрати піногасника склали 0,05...0,4 кг/100т буряків (0,00005...0,0004% до маси соку). Результати досліджень наведені в таблиці 2.

Таблиця 2 – Результати досліджень

№ поз.	Продукт	Витрати піногасника «Фоамсол»		Показники піни		
		кг/100т буряків	% до маси соку	висота h, см	об'єм V, см ³	час руйнування τ, с
1	Дифузійний сік (контроль), t=70 ⁰ C	-	-	31,5	950	240-300
2	Дифузійний сік, t=70 ⁰ C	0,05	0,00005	5,8	170	15
3		0,1	0,0001	5,0	150	10
4		0,2	0,0002	3,9	120	5-7
5		0,4	0,0004	3,9	120	5

Висновки: проведені дослідження показали ефективність використання нового вітчизняного піногасника «Фоамсол» для знепінення дифузійного соку. При витратах піногасника 0,05 кг/100т буряків об'єм піни та висота шару піни зменшуються у 5 разів, час руйнування піни триває 15с, що в 20 разів швидше ніж в контрольному досліді. При збільшенні витрати піногасника до 0,4 кг/100т ефективність його дії збільшується – піна руйнується в 60 разів швидше ніж в контрольному досліді. Але збільшення витрат піногасника недоцільне з точки зору економічної обґрунтованості, тому рекомендована нами доза 0,05 кг/100т буряків.

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ СКЛАДУ СУМІШІ НА ОСНОВІ БІЛКОВО-ВУГЛЕВОДНОЇ МОЛОЧНОЇ СИРОВИНИ НА М'ЯКЕ МОРОЗИВО МЕТОДОМ МАТЕМАТИЧНОГО ПЛАНУВАННЯ

Дейниченко Г.В., Золотухіна І.В.

Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

Отримання м'якого морозива являє собою процес, що характеризується великою кількістю взаємозв'язаних параметрів. Тому для аналізу показників процесу використовували апарат математичної статистики, включаючи планування експерименту.

Метою роботи було дослідження впливу складу суміші на основі БВМС на якісні показники м'якого морозива з метою отримання продукту з необхідними характеристиками. При цьому також ставилась задача можливого скорочення числа експериментів, що підвищило б ефективність проведення досліджень.

Для рішення поставленої задачі запропоновано двохетапний метод оцінки структури суміші харчових продуктів із застосуванням теорії планування експерименту. У якості плану експерименту був обраний рототабельний центральний композиційний план, який дає можливість отримати однакові величини дисперсій коефіцієнтів залежної перемінної, а, отже, і високу точність отриманої моделі. При цьому одночасно зміна всіх вхідних перемінних за певним алгоритмом скорочує тривалість проведення експерименту.

Під час пошуку раціональних режимів отримання м'якого морозива враховували вплив масової частки білку (X_1 , %), жиру (X_2 , %) та стабілізатору (X_3 , %). Результуючими критеріями були: органолептична оцінка (Y_1 , бали), збитість (Y_2 , %), та опір таненню (Y_3 , хв.).

Проведення оптимізації дозволило формалізувати описання процесу у вигляді регресійних рівнянь та при обмеженій кількості дослідів визначити істинні значення величин, що досліджуються.

Науковою новизною результатів дослідження є подальший розвиток теорії планування експерименту стосовно до харчових продуктів шляхом раціонального поділу всього експерименту на два етапи, що дозволить підвищити як вірогідність отриманого результату, так і знизити час проведення дослідження.

Практичним значенням отримання теоретичних результатів є те, що запропонований підхід дозволяє розробити і інші методики, основані на його раціональному сполученні класичних методів планування експерименту та традиційних методів досліджень, що властиві тільки для харчової промисловості.

АМИНОКИСЛОТНЫЙ СОСТАВ ЯБЛОЧНОГО ПОРОШКА

Карабуля Б.В.

Технический Университет Молдова, г. Кишинэу

В целях интенсификации процесса сушки, увеличения выхода готового продукта, проведены исследования процесса сушки фруктовых порошков по трех технологическим схемам: I из стерилизованного пюре с содержанием массовой доли сухих веществ 14%; II из концентрированного пюре до 22% и III из пюре стерилизованного, разделенного на две фракции: сок и пастообразную массу в соотношениях 42 – 50 на 58 – 50%. Пастообразная масса вспенивалась с помощью пеностабилизатора метилцеллюлозы. Сушку пюре проводили на пеносушильной установке с конвективным теплоподводом.

В порошках были определены физико-химические и биохимические показатели качества.

Значительный интерес представляет аминокислотный состав фруктовых пюре и порошков, играющий большую роль в формировании вкуса и цвета многих плодов и продуктов их переработки.

В данной работе определена массовая доля аминокислот пюре и порошках из яблок. Результаты анализов представлены в таблице 1.

Биологическая ценность продукта, зависит в большей степени от соотношения лейцина и изолейцина, чем от их абсолютного содержания. Так, минимальная потребность взрослого человека в лейцине и изолейцине составляет 1,1 и 0,6 г при соотношении лейцина к изолейцину, равном не менее 1,8.

В исследуемых порошках, полученных по трем схемам, установлено, наилучшее соотношение и наибольшее содержание лейцина и изолейцина в порошках по схеме III с предварительным разделением пюре.

Таблица – 1 Аминокислотный состав яблочного пюре и порошков

Наименование	Пюре			Порошок		
	Стериализованное	Концентрированное	После разделения	Технологических схем		
				I	II	III
Белок	0,400	0,810	0,610	1,052	1,263	1,474
Незаменимые	0,355	0,292	0,461	0,410	0,474	0,455
в том числе:						
Лизин	0,076 6,770	0,0583 7,040	0,1021 8,220	0,042 4,210	0,063 6,450	0,074 7,000
Треонин	0,059 5,260	0,0417 5,030	0,068 5,480	0,053 5,260	0,053 5,380	0,063 6,000
Валин	0,042 3,760	0,0542 6,530	0,059 4,790	0,0316 3,160	0,042 4,300	0,053 5,000
Метионин	0	0	0	0,126 12,630	0,179 18,280	0,085 8,000
Изолейцин	0,051 4,510	0,0375 4,520	0,068 5,480	0,042 4,210	0,042 4,300	0,053 5,000
Лейцин	0,076 6,770	0,0625 7,540	0,110 8,900	0,074 7,370	0,063 6,450	0,085 8,000
Фенил-аланин	0,051 4,510	0,0375 4,520	0,054 4,110	0,042 4,210	0,0316 3,230	0,042 4,000
Заменимые	0,769	0,537	0,776	0,590	0,505	0,598
в том числе:						
Гистидин	0,042 3,760	0,0292 3,520	0,048 3,420	0,042 4,210	0,0316 3,230	0,042 4,000
Аргинин	0,068 6,020	0,050 6,030	0,038 2,740	0,0316 3,160	0,021 2,150	0,0316 3,000
Аспарагиновая кислота	0,169 15,040	0,1125 13,570	0,154 12,330	0,116 11,570	0,116 11,830	0,126 12,000
Серин	0,076 6,770	0,0583 7,040	0,085 6,850	0,063 6,320	0,053 5,380	0,063 6,000
Глутаминовая кислота	0,169 15,040	0,108 15,0570	0,170 13,700	0,147 14,740	0,126 12,900	0,157 15,000
Пролин	0,068 6,020	0,0333 4,020	0,085 6,850	0,042 4,210	0,021 2,150	0,0316 3,000
Глицин	0,059 5,260	0,046 5,530	0,078 6,160	0,053 5,260	0,053 5,380	0,063 6,000
Аланин	0,093 8,270	0,067 8,240	0,102 8,220	0,074 7,370	0,063 6,450	0,063 6,000
Тирозин	0,025 2,260	0,0208 2,510	0,038 2,740	0,0316 3,160	0,021 2,150	0,021 2,000
Сумма аминокислот	1,124	0,829	1,237	1,000	0,979	1,053

Примечание: В числителе – содержание аминокислоты в % на сухой остаток продукта, в знаменателе – содержание аминокислоты в % от суммы аминокислот.

Следует отметить, что количество аминокислот в свежем пюре и порошках различна. В процессе сушки яблочного пюре наблюдается снижение аминокислот, таких как лизин на 1,2 – 2,5%, аргинин 0,16 – 2,89%, аспарагиновая кислота 0,33 – 3,5%, пролин 1,71 – 3,85%. Одновременно, наблюдается увеличение содержания треонина, валина, аргинина, глутаминовой кислоты. После сушки образуется метионин в количестве 5,67 – 18,28%. Эти изменения характеризует физико – химические изменения, которые имеют место в процессе обезвоживания. Аминокислоты являются одним из источников белков, которые влияют на формирование вкуса. При дезаминировании образуются кетокислоты. Так, при декарбоксилировании аминокислоты глицин, лейцин, аргинин, придают сухим продуктам селедочный запах, запах и привкус лекарственных препаратов, сennyй запах.

СВЕКЛА – ЦЕННЫЙ ИСТОЧНИК НАТУРАЛЬНОГО ПИЩЕВОГО КРАСИТЕЛЯ

Мотрюк С. Д.

Технический Университет Молдовы, г. Кишинэу

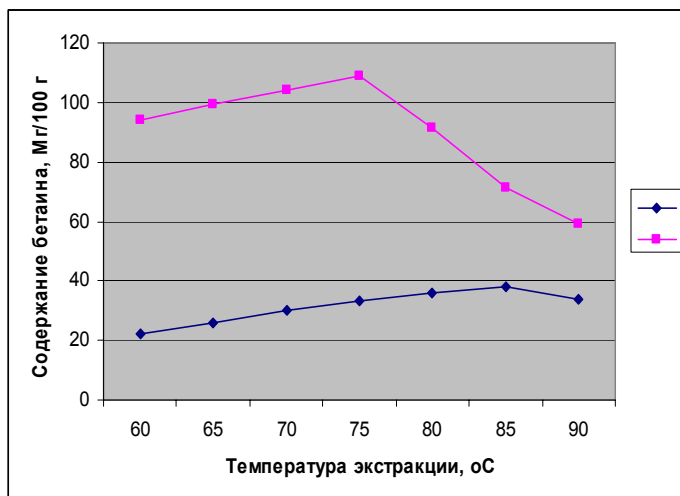
В настоящее время всё прогрессивное человечество стремится к использованию натуральных продуктов. Одним из таких продуктов является столовая свекла, которая обладает низкой калорийностью, значительным содержанием минеральных солей, аминокислот, витаминов А, В1, В2, РР, Р, С.

Развитие органической химии предопределило стремительный рост производства синтетических красителей. Однако в результате исследований, проводимых в течение длительного времени, некоторые синтетические красители отнесли к подозрительно опасным для здоровья человека.

Поэтому в различных отраслях пищевой промышленности (кондитерской, консервной и др.) возрос интерес к натуральным пищевым красителям, по сути известным с давних времен. Природные красители содержат безвредные для организма красящие пигменты и могут быть использованы при производстве соков, алкогольных и безалкогольных напитков, при изготовлении мороженого и кондитерских изделий. Они должны обладать высокой устойчивостью и хорошей красящей способностью, что в принципе и является основной задачей исследований.

Основные красные пигменты свеклы, определяющие цвет готовой продукции – бетацианы. Их содержание варьирует от 200 до 1500 мг/кг. Бетацианы легко разрушаются под воздействием солнечного света, кислорода воздуха, температуры, ферментов контакта с металлами переменной валентности, щелочной среды. При этом уменьшается интенсивность красно – фиолетовой окраски и образуются продукты деградации, имеющие жёлто – коричневый цвет с неприятным, отталкивающим внешним видом.

В исследованиях была использована свекла сорта Бордо – 237, которая перерабатывалась по схеме: хранение → мойка → сортировка и инспекция → дробление. Дробленая масса использовалась для экстракции бетаина. Для этого, на одну часть массы добавлялось две части дистиллированной воды или подкисленной (0,1 %) воды аскорбиновой кислотой. Изучали экстракцию бетаина в зависимости от температуры в пределах 60 – 90 °С. Для этого смесь подогревалась до температуры экстракции, выдерживали 30 мин. и отделяли жидкую от твердой фракции путем центрифугирования. В жидкой фракции определяли содержание бетаина спектрофотометрическим методом. Результаты экстракции бетаина в зависимости от температуры представлены на рисунке. 1



экстракция подкисленной водой (красный);
экстракция дистиллированной водой (черный).

Рис.1 – Зависимость содержания бетаина в жидкой фазе от температуры экстракции

температуры 60 до 75 °С количество бетаина возрастает от 94,3 до 108,8 Мг/100 г продукта. Дальнейшее увеличение температуры приводит к снижению содержания бетаина и при температуре 90 оС достигает 59,3 Мг/100 г продукта.

Выводы

Экстракцию бетаина из красной свеклы целесообразно проводить в кислой среде при температуре не выше 75 °С.

Анализ графической зависимости процесса экстракции показывает, что при экстракции бетаина из дробленой свеклы с помощью водой температура практически не оказывает существенного влияния. С увеличением температуры от 60 до 85 °С содержание бетаина увеличивается линейно от 22,4 до 37, 8 Мг/100 г. При дальнейшем увеличении температуры содержание экстрагируемого бетаина уменьшается.

Экстракция бетаина с помощью 0,1 % раствора аскорбиновой кислоты при тех же температурах резко возрастает. С

БІЛОК І БІЛКОВІ ФРАКЦІЇ СИРОВАТКИ КРОВІ КУРЕЙ ТА ХІМІЧНИЙ СКЛАД ЯЄЦЬ ПРИ СТИМУЛЯЦІЇ КУРЕЙ—НЕСУЧОК БАР РОСЛИННОГО ПОХОДЖЕННЯ

Костюк С.С.¹, Кравців Р.Й.², Бінкевич В.Я.², Семанюк В.І.²

¹ НДІ фізіології та екоімунології тварин і птиці ЛНАВМ імені С.З.Гжицького

² Львівська національна академія ветеринарної медицини імені С.З.Гжицького

Повноцінне живлення птиці визначається багатьма чинниками, і в їх числі біологічно активними речовинами, в першу чергу вітамінами. Обмін вітамінів в організмі не є стабільним процесом. Він залежить від виду і генотипу птиці, її віку, продуктивності, умов утримання, сумісності самих вітамінів в раціоні з іншими його компонентами і т.д. У свою чергу, ступінь використання птицею вітамінів впливає на її здоров'я і продуктивність.

Результати наукових досліджень і практичний досвід свідчать про успішний розвиток вітамінології в птахівництві. Експериментатори уточнюють норми вітамінів для птиці стосовно конкретних умов виробництва, вивчають взаємозв'язок вітамінів з іншими поживними речовинами корму, його калорійністю та імунним статусом птиці. Істотного значення набуває раціональне поєднання вітамінів в кормі, використання нових вітамінних препаратів, удосконалення технології промислового виробництва преміксів. Велику увагу надане стабілізації вітамінів в кормах. Розширюються дослідження з вивчення вітамінного складу кормів, збереження окремих вітамінів в кормах, що піддаються різного роду обробкам в процесі приготування, засвоюваності вітамінів з різних форм.

Особливе місце у живленні птиці мають вітаміни, які підсилюють імунний статус птиці, можуть використовуватись у профілактиці інфекційних хвороб, серед яких є і мікоплазмоз курей.

Корми рослинного походження, які ростуть навколо нас і не потребують матеріальних затрат для їх придбання, ми вирішили застосувати на практиці для збільшення і покращення яєчної продуктивності і водночас для підвищення імунного статусу курей.

Об'єктом дослідження були 176 курей-несучок кросу Ломан-браун, які утримувалися в умовах ТЗОВ агрофірми "Загаї" в с. Жовтанці Кам'яно-Бузького району Львівської області. Робота мала експериментальний характер і виконана на кафедрі ветеринарно-санітарної і радіологічної експертизи та НДІ фізіології а екоімунології тварин і птиці ЛДАВМ імені С.З.Гжицького при кафедрі фізіології тварин.

Основною метою було дослідження концентрації загального білка і білкових фракцій та активності ферментів переамінування (аспартат— і аланінамінотрансферази) в сироватці крові курей та хімічного складу яєць при добавленні до раціону біологічно активних речовин природного походження (плоди шипшини, кропива, морква, столовий буряк) з метою профілактики мікоплазмозу курей.

Кров для досліджень брали від десяти курей з кожної групи з підкрильної вени на початку, в середині та при кінці досліду.

Загальну кількість білка в сироватці крові визначали рефрактометрично за допомогою рефрактометра IP—22M. Цей метод полягає у визначенні кута заломлення світла досліджуваною речовиною (в сироватці кут заломлення залежить в першу чергу від кількості білків).

Активність аспартат— і аланінамінотрансферази визначали за методом Рейтмана і Френкеля в модифікації К. Г. Капітанами (1962). Даний метод ґрунтується на реакції переамінування, яка здійснюється під дією АСТ і АЛТ. В результаті пере амінування утворюється щавлевооцтова і піровиноградна кислоти. Додавання 2,4—дигідрофенілгідразину зупиняє реакцію, а в лужному середовищі утворюється гідрозон піровиноградної кислоти, інтенсивність якого вимірюється фотоколориметрично.

Масу яєця та його складових проводили на аналітичній вазі.

Статистичну обробку отриманого цифрового матеріалу проводили за Ойвіним І. А. (1960).

Таблиця 1 — Схема кількості кормових добавок по групах

Добавки	Групи										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Шипшина	0,6	—	—	0,6	0,6	1,0	1,0	0,6	0,8	0,6	—
Кропива	—	0,6	—	0,6	0,6	1,0	1,0	0,6	0,8	0,6	—
Столовий буряк	—	—	5	5	—	10	—	5	10	20	—
Морква	—	—	—	—	5	—	10	5	10	20	—

В табл. 2 представлена кількість і вага яєць, отриманих від піддослідних курей.

Таблиця 2 — Кількість та вага яєць отриманих від піддослідних курей—несучок

Штуки	Групи										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
За 3 міс.	60	60	57	60	63	60	57	63	66	60	57
В сер на гол./міс.	20	20	19	20	20	20	19	21	23	20	19
	+1,20	+1,22	+1,30	+1,54	+1,46	+1,34	+1,42	+1,42	+1,26	+1,68	+1,42
Сер.маса яйця, г.	64,60	64,46	63,70	63,60	63,46	64,52	63,80	63,40	64,75	64,04	63,54
	+1,24	+0,90	+1,15	+1,27	+1,00	+1,39	+1,28	+1,10	+1,06	+0,80	+0,96

Аналіз таблиці показує, що практично від всіх груп, що отримували добавки, результатом було більша кількість яєць і більшої ваги, що вказує на те, що кормові добавки позитивно вплинули на продуктивність курей—несучок.

Так, найбільша вага яйця встановлена у 9—їй групі, яка отримувала всі кормові добавки, а саме шипшину, кропиву, моркву і кормовий буряк. В курей цієї групи була відзначена найбільша середня вага яйця, що вказує на оптимальну дозу біологічно активних речовин.

Білок та білкові фракції.

На таблиці 3 представлена концентрація загального білка та білкових фракцій у піддослідних курей—несучок. Як видно з таблиці, доавання до основного раціону добавок природного походження викликало збільшення вмісту загального білка. Особливо це стосується першої, другої, п'ятої та дев'ятої груп. Так, якщо в контрольній групі курей, які отримували основний раціон, концентрація загального білка становила $6,66 \pm 0,32\%$, то у 9—ї групи — $7,28 \pm 0,22\%$, у 5—ї — $7,20 \pm 0,44\%$, у 6—ї — $7,20 \pm 0,44\%$, і у 1—ї — $7,16 \pm 0,32\%$, а це приблизно на 0,5% різниця.

Таблиця 3 – Біохімічні показники крові піддослідних курей—несучок, n=10, M+m

Показник	Група					
	1	2	3	4	5	
Заг. білок, %	$7,16 \pm 0,32$	$7,08 \pm 0,32$	$6,75 \pm 0,36$	$6,88 \pm 0,52$	$7,20 \pm 0,44$	
Альбуміни	$26,96 \pm 0,40$	$26,80 \pm 0,44$	$26,26 \pm 0,64$	$26,38 \pm 0,77$	$26,46 \pm 0,33$	
Альфа—глобуліни	$34,94 \pm 1,92$	$35,02 \pm 1,0$	$35,50 \pm 1,18$	$35,48 \pm 1,20$	$35,00 \pm 0,84$	
Бета—глобуліни	$16,42 \pm 0,70$	$16,46 \pm 0,57$	$16,90 \pm 0,88$	$16,86 \pm 0,90$	$16,40 \pm 0,72$	
Гама—глобуліни	$26,77 \pm 0,95$	$26,60 \pm 0,74$	$23,16 \pm 0,64$	$24,00 \pm 0,50$	$27,16 \pm 0,90$	
Білк. коефіцієнт	0,35	0,34	0,35	0,35	0,34	
Заг. білок, %	$7,18 \pm 0,28$	$6,90 \pm 0,46$	$7,18 \pm 0,22$	$7,28 \pm 0,22$	$6,91 \pm 0,28$	$6,66 \pm 0,32$
Альбуміни	$26,50 \pm 0,73$	$26,30 \pm 0,60$	$26,80 \pm 0,58$	$27,26 \pm 0,65$	$26,46 \pm 0,45$	$26,16 \pm 0,53$
Альфа—глобуліни	$35,06 \pm 0,80$	$35,40 \pm 1,15$	$35,06 \pm 1,1$	$34,88 \pm 0,90$	$35,34 \pm 0,92$	$35,66 \pm 1,0$
Бета—глобуліни	$16,50 \pm 0,64$	$16,85 \pm 0,40$	$16,30 \pm 0,80$	$16,26 \pm 0,65$	$16,85 \pm 0,70$	$17,38 \pm 0,56$
Гама—глобуліни	$26,88 \pm 0,70$	$22,06 \pm 0,74$	$27,60 \pm 0,80$	$27,86 \pm 0,74$	$26,96 \pm 0,60$	$20,96 \pm 0,54$
Білк. коефіцієнт	0,34	0,35	0,34	0,35	0,33	0,35

У решти дослідних групах, що отримували вітамінні добавки рослинного походження спостерігалася також збільшення концентрації загального білка, однак воно було незначне, приблизно на 0,2 — 0,3%.

На даній таблиці представлено співвідношення білкових фракцій у сироватці крові курей—несучок. Аналіз таблиці показує, що добавлення кормових добавок рослинного походження до основного раціону викликало достовірні зміни, в основному, альбумінової та гамма—глобулінової фракції. Так, при вмістові альбумінів у сироватці крові контрольної групи $26,16 \pm 0,53\%$, їх концентрація зросла у 9—ї груп на 1,1% і становила $27,26 \pm 0,65\%$, у 8—ї на 0,64% і становила $26,80 \pm 0,58\%$, у 1—ї на 0,8% і становила $26,96 \pm 0,40\%$.

Слід відмітити, що добавлення до основного раціону кормів рослинного походження викликало достовірне збільшення концентрації гамма—глобулінів. Так, якщо вміст імунних білків у сироватці крові курей—несучок контрольної групи становив $20,96 \pm 0,54\%$, то у курей 9—ї групи, яким добавляли шипшину, кропиву, моркву і столовий буряк відповідно 0,8; 0,8; 20 і 20 г/кг корму, концентрація гамма—глобулінів збільшилася на 6,9% і становила $27,86 \pm 0,74\%$. Вітамінні добавки рослинного походження викликали практично у всіх решти групах збільшення імунних білків, однак більш достовірним воно було встановлене у 1—ї ($26,77 \pm 0,95\%$), 5—ї ($27,16 \pm 0,90\%$) і 8—ї ($27,60 \pm 0,80\%$).

Збільшення імунних фракцій відбувалося за рахунок зменшення бета—глобулінів.

Аналіз даних табл.3 показує, що додавання вітамінних інгредієнтів рослинного походження — аскорбінової кислоти, вітамінів B₁, B₂, A, нікотинової кислоти позитивно вплинуло на показники білкового обміну, а саме концентрацію загального білка, альбумінової та гамма—глобулінової фракцій.

Хімічний склад яйця

Глікоген є важливим і необхідним складником яєчного жовтка, відіграючи важливу роль як енергетичний і пластичний матеріал, а вміст вітаміну A і каротиноїдів у жовтку характеризує поживні якості яйця. В даному розділі вивчався вміст у жовтку глікогену та каротиноїдів і дані про це представлені у таблиці 4.

Аналіз даних таблиці показує, що додавання вітамінів рослинного походження в цілому позитивно вплинуло на вміст глікогену та каротиноїдів у жовтку яєць. Так, якщо у контрольній групі вміст глікогену в жовтку яйця становив 65,4±0,80 мг%, то у 9—й груп збільшився на 23,5% і становив 80,8±0,74 мг%, у 5—й — на 11,6% і становив 73,0±0,82 мг%, а у першій — на 16,9% і відповідав 76,5±0,68 мг%. У решті дослідних груп вміст глікогену у жовтку яйця був недостовірно більшим порівняно з контролем.

При аналізі впливу кормової добавки рослинного походження на вміст каротиноїдів видно, що цей показник був більшим в 9—й, 10—й, 7—й та другій групі, в порівнянні до контрольної. Так, якщо у контрольній групі вміст каротиноїдів у жовтку яйця становив 19,04±0,58 мкг/г, то у 9—й групі збільшився на 21,11 і становив 23,06±0,50 мкг/г, у десятій — на 13,65% і становив 21,64±0,82 мкг/г, у восьмій — на 7,35 і становив 20,06±0,50 мкг/г, а у другій — на 12,1% і відповідав 76,5±0,68 мкг/г. У решті дослідних груп вміст глікогену у жовтку яйця був недостовірно більшим, порівняно до контрольної.

Таблиця 4 — Вміст глікогену та каротиноїдів в жовтку курей—несучок, (ммол/л/год) n=10, M+m

Показник	Група										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Глікоген мг %	76,5+0,68	70,2+0,85	66,2+0,74	64,8+0,66	73,0+0,82	67,5+0,64	66,3+0,84	70,4+0,70	80,8+0,74	68,6+0,68	65,4+0,80
% відн. контр.	16,9	7,3	1,2	-0,9	11,6	3,2	1,4	7,6	23,5	5,35	0
Каротиноїди мкг/г	20,35+0,77	21,34+0,49	19,0+0,44	19,70+0,60	19,74+0,62	19,84+0,80	22,20+0,48	20,44+0,78	23,06+0,50	21,64+0,52	19,04+0,58
% відн. контр.	6,9	12,1	0,2	3,5	3,7	4,2	16,5	7,35	21,11	13,65	0

Як видно із приведених вище даних кормова вітамінна добавка позитивно вплинула на вміст у жовтку таких важливих показників як глікоген та каротиноїди, що покращило поживні цінності яєць.

Висновки і пропозиції виробництву.

1. Кормова добавка рослинного походження збільшила яєчну продуктивність та інтенсивність зафарбування жовтка яєць курей—несучок дослідних груп і покращила поживну якість яєць.
2. Додавання до основного раціону шипшини, кропиви, моркви і столового буряку позитивно вплинуло на показники білкового обміну.
3. Під впливом кормової добавки підвищилася резистентність курей, що підтверджується збільшенням концентрації гамма-глобулінів у їх сироватці крові.
4. У жовтку яєць дослідної групи збільшилася концентрація глікогену та каротиноїдів.
5. З метою підвищення яєчної продуктивності та профілактики мікоплазмозу шляхом підвищення резистентності яєць рекомендуємо додавати у зимовий період курям—несучкам кормові добавки, що містять шипшину, кропиву та столовий буряк в дозі відповідно 0,8; 0,8; 20 і 20 г на кг корму.

ПІНОУТВОРЮЮЧА ЗДАТНІСТЬ І СТІЙКІСТЬ ПІН МОЛОЧНО-РОСЛИННИХ СИСТЕМ

Коршунова А.Ф., Никифоров Р.П.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М.І. Туган — Барановського

Відомо, що при комбінуванні білкового компоненту знежиреного молока і кизилу можна одержувати системи з певними піноутворюючими здібностями. При цьому визначення впливу різних чинників на

піноутворюючу здатність (ПУЗ) і стійкість пін (СП) в харчових технологіях має практичну значимість. Метою нашої роботи є вивчення зміни ПУЗ і СП від концентраційних діапазонів вмісту пюре кизилу в молочно-рослинних системах і впливу на ці показники термічної обробки.

Методика визначення залежності ПУЗ і СП молочно-рослинних систем від вмісту пюре кизилу полягала в складанні систем об'ємом 100 мл з концентрацією пюре від 10 до 100 % з кроком 10 % і їх збиванні протягом 2 хвилин зі швидкістю 1600 об/хв при $t = (20 \pm 1) ^\circ\text{C}$. Для визначення впливу режимів теплової обробки на ПУЗ і СП складені по вищевикладеній методиці системи піддавали термостатуванню до досягнення необхідної температури. Зразки відбиралися в інтервалі температур від 50 до $100 ^\circ\text{C}$ з кроком $10 ^\circ\text{C}$. Одержані результати показали, що ПУЗ модельної системи змінюється лінійно зі збільшенням концентрації пюре і досягає максимального значення при 100 % – й концентрації пюре кизилу, проте максимальне значення СП спостерігається в інтервалі концентрацій пюре 80 — 90 %. Збільшення СП при розбавленні пюре пов'язаний з розчиненням ПАР рослинної сировини, таких як пектин, а подальше зменшення ПУЗ і СП є наслідком зменшення в'язкості системи. При підвищенні температури обробки до 50 — $70 ^\circ\text{C}$ ПУЗ і СП знижуються, що пов'язане з денатурацією білкової складової системи, а при подальшому підвищенні температури ці показники збільшуються, досягаючи максимального значення при температурі $(96 \pm 3) ^\circ\text{C}$. Однак, високі температури значно впливають на біологічну цінність рослинної сировини і приводять до руйнування вітамінів і інших БАР. Збільшення ПУЗ і СП під дією температури можна пов'язати і з деструкцією протопектину, який проявляє поверхнево-активні властивості. Таким чином, одержані дані можуть бути використані при розробці технологій продукції з рослинним пюре. Перспективами подальших досліджень є глибше вивчення впливу режимів термічної обробки на ПУЗ і СП і визначення температурних режимів, які забезпечать оптимальні значення цих показників.

ТЕХНИКО – ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ДИАТОМИТА В ПРОИЗВОДСТВЕ ЯБЛОЧНОГО СОКА

Короленко В.А., Стоянова О.В., Власенко Н.А.
Херсонский национальный технический университет, г. Херсон

Анализ сокового производства в Украине за 2004 – 2005 год показал высокую рентабельность. В наибольших объемах производится яблочный сок, доля которого от общего производства плодовых соков составляет до 50%. В 2004 – 2005г. потребление натуральных соков на душу населения составило в год: Украина – 4,6 л, России – 9,8 л, США – 27л [1]. Консервные предприятия выпускают пастеризованный яблочный сок натуральный (осветленный и неосветленный) с сахаром, с мякотью и купажированный.

Учитывая особенности рынка Украины, характеризующегося низкой покупательной способностью населения, можно предложить вариант, по которому цены на более качественную продукцию не повышать, что может привлечь новых покупателей, увеличивая при этом прибыль от оборота капитала. А снижение затрат на производство продукции, в свою очередь, также позволит получить дополнительную прибыль по сравнению с производством сока по традиционной технологии.

Целью исследования было сравнение эффективности производства яблочного сока с использованием технологии осветления сока диатомитом. В работе [2] авторами проводились исследования процесса осветления яблочного сока с использованием диатомита. Сокращение потерь сока с густевыми осадками при его осветлении позволяет сократить затраты на сырье на 5 – 6%. Использование диатомита взамен традиционного бентонита, позволяет получить сокращение затрат по статье «Вспомогательные материалы идущие на технологические цели» до 10%.

Исследуемая технология осветления диатомитом позволяет сократить длительность обработки сока-полуфабриката почти в 10 раз, что в свою очередь приводит к сокращению размеров незавершенного производства и в целом всего оборотного капитала, а следовательно, при прочих равных условиях, увеличить коэффициент оборачиваемости. Следовательно, вложенные деньги быстрее «прокрутятся» в производстве и принесут дополнительный доход, согласно известной формуле: $D-T-P-T^1-D^1$.

Оценка эффективности производства проводилась на основе сравнения технико-экономических показателей сокового производства по традиционной технологии и предлагаемой технологии представлена в таблице 1.

Выводы:

- предлагаемая технология не требует дополнительного инвестирования основного капитала и может производиться на традиционном оборудовании.
- сравнительная характеристика методов осветления показывает улучшения качества сока с использованием диатомита, что способствует повышению конкурентоспособности продукции.

Таблица 1. Техничко – экономические показатели сокового производства

Наименование показателя	Единица измерения	Значение		Абсолютное отклонение
		Осветление сока бентонитом	Осветление сока диатомитом	
Мощность цеха	т/сезон	794,98	794,98	0
Рентабельность продукции	%	14,3	17,67	3,37
Рентабельность продаж	%	12,51	15,02	2,51
Прибыль* с запланированного объема продаж	тыс. грн.	161,42	193,704	32,28

*(без учета роста прибыли за счет оборота)

Сравнительная таблица технико – экономических показателей является наглядным примером целесообразности внедрения предлагаемой технологии с использованием данного способа осветления яблочного сока.

Литература

1. <http://www.agrorynok.com.ua/market.php.stipe> 12.
2. В.А.Короленко, В.А.Васильченко, О.В.Стоянова, Н.А.Власенко. Исследование процесса осветления яблочного сока. Вестник ХГТУ. – №2 (20). – 2004. с.225 – 227.
3. Самсонова А.Н., Алушева В.Б. Фруктовые и овощные соки (Техника и технология) – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Агропромиздат, 1990. – 287с.
4. Рогачев В.И. Технология плодово – овощевого консервирования. – М.: Харчова промисловість, 1996г.

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ КОМБИКОРМОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ПОБОЧНЫХ ПРОДУКТОВ МАСЛОЭКСТРАКЦИОННОГО ПРОИЗВОДСТВА

Лыткина Л.И., Еремченко В.В., Чибисов С.А.

Воронежская государственная технологическая академия, Россия

В кормопроизводстве остро ощущается дефицит используемых в настоящее время компонентов комбикормов (кормовой жир, растительное масло и т.д.), обладающих высоким энергетическим потенциалом. Возможность существенного снижения этого дефицита ограничена высокой стоимостью кормовых средств, поэтому наибольшее внимание уделяется использованию отходов масложировой промышленности. Замена дефицитного и дорогостоящего кормового жира животного происхождения более доступными и дешевыми отходами производства растительного масла позволит существенно снизить стоимость готовой продукции, увеличить продуктивность сельскохозяйственных животных и птицы.

В процессе производства растительного масла и его дальнейшей фильтрации и хранения образуется осадок (фуз), основой нежирового комплекса которого являются фосфолипиды, белковые и слизистые вещества исходного масла. Подсолнечный фуз обладает высокой питательной и энергетической ценностью. Из-за мазеобразной консистенции применение подсолнечного фуза в кормлении животных и птицы связано с трудностями, возникающими при вводе его в комбикорм.

Существующие способы использования подсолнечного фуза в производстве комбикормов не в полной мере решают проблему смешивания данного продукта с сухими компонентами корма и требуют применения нетрадиционных методов воздействия на сырье.

Предложено компоновочное решение энергосберегающей технологии комбикормов, предусматривающее структуризацию тепловых объектов при подготовке и вводе подсолнечного фуза в комбикорм. Добавление подсолнечного фуза способствует нормальному водному обмену организма животных и птицы, ведет к более высокому коэффициенту использования всех питательных веществ. Предваритель-

ный ввод в фуз антиоксидантов ионола или фенозана в количестве 0,02...0,2 % стабилизирует жир, входящий в его состав, не только в комбикорме, но и в организме животных и птицы. Предлагаемые нетрадиционные технологические приемы обеспечивают повышение энергетической; позволяют снизить вязкость подсолнечного фуза; создают условия экологической безопасности технологии комбикормов; стабилизируют режимы тепловой обработки; снижают энергозатраты на тонну вырабатываемого комбикорма.

РЕЗУЛЬТАТЫ АНКЕТНОГО ОПРОСА ПО СОСТОЯНИЮ ФАКТИЧЕСКОГО ПИТАНИЯ ШКОЛЬНИКОВ ГОРОДА ДОНЕЦКА

Нелепа А.Е., Коршунова А.Ф.

Донецкий государственный университет экономики и торговли им. М.И.Туган—Барановского

В плане выполнения мероприятий творческого содружества Донецкого областного управления торговли и бытового обслуживания и кафедры технологии питания Донецкого государственного университета экономики и торговли с целью оценки состояния фактического питания проведен анкетный опрос школьников города Донецка. В проведении работы приняли участие научные сотрудники кафедры технологии питания, кафедры организации, управления и контроля качества и студенты Донецкого государственного университета экономики и торговли.

Для проведения работы была разработана анкета, включающая пять блоков вопросов. Анкетирование проведено в школах всех районов города Донецка. В каждом из районов города обследовано по три наиболее крупных школы. Анкетный опрос проведен среди школьников старших классов (14- —16 лет преимущественно), на вопросы анкет ответили более 1000 школьников города.

Результаты анкетного опроса показали, что в настоящее время большинство школьников города (45,6 % опрошенных) питаются в буфете и только 16,2 % питаются в столовых. Отмечается и высокий удельный вес (31,4 %) школьников, которые вообще не принимают пищу в школе. 27,7 % школьников города берут с собой «тормозок» в школу,

Среди основных причин, по которым школьники не питаются в школьных предприятиях питания, отмечено, что их не устраивает ассортимент предлагаемых блюд (45,3%) и низкая культура обслуживания (27,8 %). 23,3 % опрошенных ответили, что готовят в школьных предприятиях питания невкусно, и только 14,9 % школьников среди причин, по которым они не питаются в предприятиях питания школ, отметили, что их не устраивают высокие цены на блюда.

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЙ ПРОДУКТІВ ХАРЧУВАННЯ З ВИКОРИСТАННЯМ ПРЕБІОТИКІВ

Коршунова Г.Ф., Ільдірова С.К., Стіборовський С.Е.

Донецкий державний університет економіки і торгівлі ім. М.І. Туган — Барановського

В теперішній час розвиток промислових технологій приводе до постійного погіршення навколишнього середовища, а це сприяє послабленню імунної системи населення України, насамперед середнього та похилого віку. Тому є актуальним, обґрунтування і розробка новітніх технологій продуктів харчування з властивостями, які б сприяли кращій роботі системи травлення людини та підвищенню імунної системи. Таким чином, крім раціональних та функціональних властивостей їжа повинна мати речовини з імуномодельючими ефектами. Такими речовинами на сучасному етапі розвитку медицини, фізіології, харчової промисловості признано пребіотики.

На сучасному етапі аналіз асортименту та технології продукції харчової промисловості виявив, що нажалі недостатньо приділяється увага використанню пребіотиків в раціональному, дитячому, лікувальному та профілактичному харчуванні.

На кафедрі технології харчування Донецького державного університету економіки та торгівлі розпочата робота щодо розробки продуктів харчування з використанням природних пребіотиків рослинного походження в продуктах харчування. На даному етапі йде розробка технології м'ясних січених виробів, борошняних випічних виробів, низькокалорійних десертів та визначення кількості пребіотиків в рецептурах кулінарних виробів, яка не погіршує їх органолептичні показники.

Результати дослідження щодо оптимізації внесення добавок в продукцію приведені в табл. 1.

Таблиця 1 – Оптимальна кількість добавок

№ п/п	Найменування виробів	Оптимальна кількість внесення пребіотиків, %
1	Вироби з пісочного тіста	5 — 8
2	Січені м'ясні вироби	5 — 7
3	М'ясні вироби з котлетної маси	7 — 9
5	Десерти на основі сколотини	2,5 — 3

На дегустаціях виробів з внесеними пребіотиками було відмічено, що органолептичні показники якості не погіршилися. Наступним етапом роботи буде проведення дослідження фізико-хімічних змін пребіотиків у харчових системах, реологічних показників напівфабрикатів з добавками даних речовин, мікробіологічних показників розроблених виробів, вивчення впливу добавок на термін зберігання продукції.

МІКРОБІОЛОГІЧНІ ПОКАЗНИКИ ЯКОСТІ ПЮРЕ НА ОСНОВІ ТОПІНАМБУРА

Гладка А.Д., Васильєва О.О.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М.І. Туган — Барановського

Під час виробництва продуктів переробки бульбоплодів необхідно, щоб практичні дії були екологічно обґрунтованими та безпечними для людини. Доброякісні за всіма показниками продукти харчування — одне із актуальних вимог суспільства. В зв'язку з цим, паралельно з визначенням функціонально технологічних показників якості пюре з топінамбура нами вивчалися вплив високого тиску на мікробіологічну активність бульб топінамбура та продуктів його переробки. При виборі оптимальної величини часу обробки виходили із розрахунку витрат енергії та оптимізації самої технології обробки. При цьому враховували наступні чинники: обробка високим тиском повинна бути достатньою, щоб забезпечити пригнічуючу дію на мікроорганізми, нешкідливою для людини і не відображалась на якості сировини і продуктів її переробки.

Дослідження проводилися на експериментальному стенді, розробленому Донецьким державним університетом економіки і торгівлі. Установка дозволяє обробляти 100 г пюре під тиском до 1000 МПа при температурі від -25°C до $+90^{\circ}\text{C}$. Установка високого тиску дозволяє: реєструвати необхідні параметри об'єкта до створення тиску; створювати тиск і температури з витриманням об'єкта в робочій камері від декількох хвилин до доби з безперервним документуванням на персональному комп'ютері тиску і температури; зменшувати тиск, вивчати зміни в об'єктах.

Була проведена оцінка якості мікробіологічних показників пюре у процесі зберігання, підданого обробці високим тиском при тиску 300, 400 та 500 МПа, термін обробки — 15 хв., температура 25°C . Аналіз проб показав, що необроблене пюре зберігається не більш трьох діб при $(4 \pm 0,5)^{\circ}\text{C}$; стерилізація тривалістю 20 хв. при 100°C підвищує термін зберігання до 20 діб, а обробка тиском 400 МПа збільшує термін зберігання до 30 діб.

Таким чином, стерилізація плодово-овочевої сировини за допомогою тиску 400 МПа з часом витримки 15 хв., температурою 25°C може бути рекомендована для створення нових технологічних процесів. Ефективність застосування високого тиску як засобу стерилізації підтверджується санітарно-мікробіологічними показниками якості.

АНАЛИЗ АНАЛОГА РЫБНОЙ МУКИ МЕТОДОМ ИК – СПЕКТРОСКОПИИ

Е.С.Шенцова, Л.И. Лыткина, Е.В. Фомина

Воронежская государственная технологическая академия, Россия

В комбикормовом производстве одним из новых рецептурных компонентов, позволяющим повысить питательную ценность комбикормов, является аналог рыбной муки. Отсутствие экспрессных методов

анализа при исследовании показателей качества данного вида сырья приводит к немалым затратам, так как традиционные химические методы анализа требуют значительного расхода реактивов и времени.

При выполнении исследований использовали прибор, оснащенный сканирующим ИК – спектрометром и компьютером с соответствующим программным обеспечением. Качественный анализ аналога рыбной муки на ИК – спектрометре был невозможен вследствие отсутствия соответствующих градуировочных уравнений. Для расчета градуировочных уравнений исследовали пятьдесят восемь образцов сырья, в которых анализировали по стандартным методикам содержание влаги, сырого протеина, сырого жира, сырой золы, кальция, фосфора и натрия. Среднее значение данных показателей составило: 5,87; 63,3; 8,63; 23,43; 7,19; 3,58; 0,67 % соответственно. В память компьютера были введены данные химических анализов в пересчете на абсолютно сухое вещество и по заданной программе рассчитаны градуировочные уравнения.

Статистическая оценка качества полученных уравнений свидетельствовала о возможности их использовании при ИК – анализе данного вида сырья, поскольку приводит к погрешности анализа не выше установленных норм.

Значение стандартной ошибки полученных уравнений, служащей для оценки ожидаемой согласованности между результатами, установленными с помощью прибора и при проведении химического анализа, обеспечивало сохранность всего набора данных.

Коэффициент корреляции для основной группы образцов и дополнительного их набора приближался к единице, что служило гарантией безошибочных оценок.

Расчет стандартной ошибки расхождения между данными, полученными с помощью различных методов, показал, что ее значения находились также в допустимых пределах.

Проверку градуировочных уравнений проводили на дополнительных контрольных образцах. Результаты их анализа показали, что в пробах аналога рыбной муки разница между данными, полученными химическим путем и ИК – методом, не превышала допустимые значения, установленные в стандартах.

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОФІЗИЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ М'ЯСНИХ І РИБНИХ МОДЕЛЬНИХ ФАРШІВ З ТОПІНАМБУРОМ

Гніщевич В.А., Слащева А.В.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М.І. Туган — Барановського

Нами досліджено можливість використання свіжої м'якоти бульб топінамбура як наповнювача котлетної маси, а також розроблено і затверджено у встановленому порядку нормативну документацію на технології м'ясо– і рибо–рослинних напівфабрикатів. Асортимент напівфабрикатів на основі розроблених січених мас — заморожені котлети, батони масою 0,5 кг та блоки масою 10...12 кг.

Січені кулінарні вироби є гетерогенними системами, в яких волога має різні форми зв'язку з сухою речовиною. На стан вологи в таких výroбах мають вплив безліч чинників: природа і кількість інгредієнтів рецептури; способи механічної попередньої обробки; масові співвідношення інгредієнтів; харчові добавки і спеції і т.п. Відомості про поведінку, структуру і властивості зв'язаної вологи у вологому продукті є початковими для аналізу його поведінки при зберіганні у вигляді напівфабрикату та тепловій обробці. Волога обумовлює соковитість готового січеного виробу, консистенцію, вихід готової продукції. Тому для наукового обґрунтування технологій, що розробляються, необхідне вивчити вплив технологічних прийомів на співвідношення різних видів вологи.

По одержаних результатах знайдено, що кількість невимороженої води в 100 г м'ясних січених виробів коливається від 17 г (для контролю) до 22 г (для 30 % добавки і 3-х кратному подрібненні), що в перерахунку на початкову вологість даних зразків дає величину передбачуваного рівноважного вмісту вологи при 100 % вологості повітря — 45...50 %. Для рибних виробів кількість невимороженої води в 100 г виробів коливається від 15 г (для контролю) до 18 г (для 30 % добавки і 3-х кратному подрібненні), а аналогічні розрахунки дають величину рівноважного вмісту вологи 40...45 %. Це повною мірою корелює з гігроскопічною областю вмісту вологи для даних видів харчових продуктів.

Встановлено, що добавка топінамбура у фарш січених м'ясних і рибних виробів сприяє збільшенню частки не вимороженої вологи при температурі до – 18 0С. При 2-х кратному подрібненні раціональною величиною добавки слід вважати 25 %, а при 3-кратному подрібненні — до 30 %. У останньому випадку чинником, лімітуючим внесення добавок є органолептичні показники готових виробів при збереженні високої вологоутримної здатності напівфабрикату.

РОЛЬ ФУНКЦИОНАЛЬНЫХ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ В СТИМУЛЯЦИИ ФИЗИЧЕСКОЙ РАБОТОСПОСОБНОСТИ

Симакова О.А.

Донецкий государственный университет экономики и торговли им. М.И.Туган — Барановского

Для обеспечения роста достижений в различных видах спорта требуется повышение физической работоспособности спортсмена соответствующими средствами и методами. Естественно предположить, что введение в рационы питания некоторых классов природных биологически активных веществ позволит повысить физическую работоспособность организма. Наиболее перспективными в этом направлении представляются соединения фенольной природы, присутствующие практически во всех растениях, так называемые биофлавоноиды. Особенно ярко влияние биофлавоноидов проявляется в том случае, когда сердце утомлено чрезмерной работой — фенолы восстанавливают нарушенный ритм, возвращают сердечной мышце ее силу и пропускную способность. Естественно предположить, что рационы питания, обогащенные биофлавоноидами, должны способствовать повышению физической работоспособности человека вообще и спортсменов, подвергающихся большим физическим нагрузкам, в частности. Для определения физической работоспособности в педагогической и спортивно-медицинской практике используется ряд тестов, среди которых особую популярность приобрела так называемая ортостатическая проба. Эта проба заключается в переводе тела из горизонтального положения в вертикальное. Как метод функциональной диагностики ортостатическая проба часто используется в клинической и педагогической практике. Для повышения ортостатической стойкости, а, следовательно, и физической работоспособности нами предложено включать ежедневно в рацион питания студентов-спортсменов соки-пюре облепихи, черноплодной рябины, калины, как продукты, содержащие достаточно высокую концентрацию фенольных веществ — биофлавоноидов. В результате такого эксперимента было установлено, что поступление в организм биофлавоноидов постепенно способствует росту тонуса кровеносных сосудов, в том числе и венозного.

Таким образом, при длительном употреблении рационов питания, содержащих биофлавоноиды, можно значительно улучшить ортостатическую стойкость спортсменов, их физическую работоспособность и, как следствие, способность противостоять экстремальным физическим нагрузкам.

РАЗРАБОТКА РАЦИОНОВ ПИТАНИЯ ДЛЯ ДЕТСКИХ ЛЕТНЕ—ОЗДОРОВИТЕЛЬНЫХ ЛАГЕРЕЙ

Нелепа А.Е., Коршунова А.Ф.

Донецкий государственный университет экономики и торговли им. М.И.Туган—Барановского

Основополагающим нормативным документом, которым руководствуются при организации рационального питания любого контингента населения, являются физиологические нормы питания, утвержденные в соответствующем порядке.

Из шести групп, на которые подразделяются дети школьного возраста по потребностям в питании (в действующих нормах), нами были выбраны дети возрастного периода 11 — 13 лет (мальчики и девочки), так как в этом возрастном периоде школьники наиболее часто проводят свой отдых в детских летне-оздоровительных лагерях.

Руководствуясь нормами физиологических потребностей в пищевых веществах и энергии для детей и подростков Украины и требованиями рационального режима питания (разные варианты) определены для них потребности в энергии и основных пищевых веществах по отдельным приемам пищи

Для разработки сбалансированных рационов питания учтены потребности изучаемого контингента в энергии и 11 нутриентах.

Для облегчения и ускорения разработки сбалансированных рационов питания для детских летне-оздоровительных лагерей нами использована программа «Рацион», с помощью которой подобрано 85 вариантов комплексных завтраков и обедов для девочек и мальчиков возрастного периода 11 — 13 лет.

Анализ скомплектованных рационов питания показал, что в некоторых из них наблюдаются отклонения содержания отдельных нутриентов от рекомендуемой нормы питания на определенный прием пищи. В практической работе это можно легко устранить, нивелируя эти отклонения при разработке рационов питания других приемов пищи (II завтрак, полдник, ужин), работа над которыми менее трудоемка.

ЗАЛЕЖНІСТЬ ВОЛОГОУТРИМУЮЧОЇ ЗДАТНОСТІ М'ЯСА ВІД ТИСКУ

Коршунова Г.Ф., Сабіров О.В.

Донецький державний університет економіки і торгівлі ім. М.И.Туган—Барановського

Одним з напрямків розвитку технології є інтенсифікація процесів за рахунок застосування принципово нових чи модернізації існуючих засобів виробництва. Обробка м'яса надвисоким тиском для отримання кулінарної продукції дозволяє значно знизити час процесу та отримати високоякісну кулінарну продукцію. Для обґрунтування режимів процесу нами була здійснена спроба визначити залежність зв'язаної вологи в оброблюваному м'ясі від тиску.

Для проведення досвіду були узяті образи м'яса після шприцювання стандартним розсолom. М'ясо піддавалося обробці тиском 100, 200, 300, 400, 500, 600 і 700 МПа і часу 15 хвилин при температурі 25 °С. Був відібраний контрольний зразок. Вологоутримуюча здатність визначалася методом пресування. Залежність зв'язаної вологи (x) від тиску (P) має вид:

$$x = a + b \cdot e^{-(c \cdot P + d)^2}$$

За допомогою програми обробки статистичних даних SPSS нелінійним регресійним аналізом були підібрані оптимальні параметри a, b, c і d.

Кінцеве рівняння має вид:

$$x = 88,2869 - 16,4828 \cdot e^{-(0,0098 \cdot P - 2,1128)^2}$$

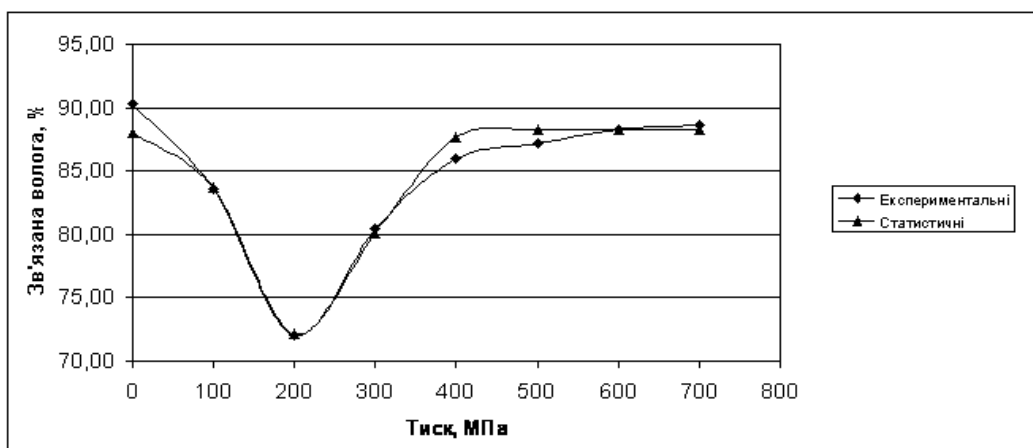


Рис. 1 – Залежність вологоутримуючої здатності м'яса від тиску

Таким чином, на основі отриманих даних можна зробити висновок, що найбільший вміст зв'язаної вологи спостерігається в зразку, обробленому тиском понад 600 МПа, а кулінарна готовність – протягом 15 хвилин при тиску 500 — 700 МПа. Проаналізувавши отримане рівняння, можна визначити оптимальні параметри тиску протягом обробки 15 хвилин, щоб одержати продукт з максимальним вмістом вологи в м'ясі.

ВИВЧЕННЯ ВПЛИВУ СТУПЕНЮ ГІДРАТАЦІЇ АМАРАНТУ НА ФІЗИКО – ХІМІЧНІ ПОКАЗНИКИ МОДЕЛЬНИХ КОВБАСНИХ ФАРШІВ

Мартинюк І.О.

Львівська національна академія ветеринарної медицини імені С.З. Гжицького, м. Львів

М'ясна сировина багатокомпонентна, варіативна за складом і властивостями, що значно відображається на якості готової продукції. В зв'язку з цим особливо важливого значення набуває інформація про

функціонально – технологічні властивості основної сировини та її компонентів, вплив рослинних білкових заміників та зовнішніх факторів на характер їх змін.

Метою наших досліджень було вивчення впливу ступеню гідратації амаранту на фізико – хімічні показники модельних фаршевих систем комбінованих ковбасних виробів.

Для досліджень використано амарант білозерний сорт Галицький виду *Amaranthus hypochondriacus*. Для вивчення впливу гідратації на фізико – хімічні показники модельних фаршевих систем ковбасних виробів було розроблено 14 взірців фаршів: 7 з амарантовим борошном і 7 зі шротом.

Гідратацію модельних фаршевих систем проводили водопровідною водою у співвідношеннях борошно (шрот) : вода як 1:0,5; 1:1; 1:1,5; 1:2; 1:2,5; 1:3. За контроль було взято фарш, до складу якого входило сухе борошно (шрот) (співвідношення борошно (шрот) : вода як 1:0).

В результаті проведених досліджень було встановлено оптимальний ступінь гідратації амаранту, який в системі амарант : вода для амарантового борошна становив 1 : 1, для амарантового шроту 1 : 1,5. При цьому концентрація білка в системах становила 14 – 15%, що відповідає середньому рівню білка в м'ясі.

Білки амаранту, представлені, головним чином, альбумінами, добре поєднуються за фізико – хімічними показниками (здатність до гідратації, висока розчинність, в'язкість) з м'ясною сировиною.

Білки амаранту характеризуються високими функціональними – технологічними властивостями: вологов'язуючою здатністю, здатністю утворювати структуровані матриці, стабілізувати м'ясні емульсії.

В умовах напруженого стану гідратований амарант проявляє властивості в'язко – пружно – пластичних тіл. Із збільшенням ступеню гідратації (1:2 і вище) знижується рівень білка в фаршевих системах. В'язкість фаршів зменшується за рахунок зменшення сил взаємодії між частинками амаранту при збільшенні дисперсної фази, а це впливає на показники консистенції – пластичність і ніжність фаршевих систем.

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЧНИХ РЕЖИМІВ ОДЕРЖАННЯ ЕКСТРАКТУ З ПРЯНО-АРОМАТИЧНОЇ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Попова Н.В., Косоголова Л.О., Зав'ялов В.Л., Малезик І.Ф.
Національний університет харчових технологій

Аналіз літературних джерел [1 – 4] свідчить про обмежене використання пряно – ароматичної рослинної сировини у виробництві напоїв. До хімічного складу цієї сировини у великій кількості входять поліфенольні сполуки, а саме флавоноїди. Ці сполуки мають високу харчову цінність, являються антиоксидантами, підвищують резистентність капілярів судин, зв'язують важкі метали у стабільні комплекси, а також покращують процеси травлення людини.

В Україні випуск напоїв функціонального призначення є незначним, складає менше 1 % до загальному об'єму випущених напоїв і тому на сьогодні є актуальним.

Визначальною та водночас маловивченою і недосконалою в апаратурному оформленні стадією отримання будь – якої фіто – хімічної добавки до напоїв функціонального призначення є екстрагування органічними розчинниками та нешкідливими органічними кислотами [4].

Досліджувались біохімічні властивості висушеного листа петрушки сорту Врожайна і режимні параметри процесу екстрагування цільових компонентів методом мацерації в умовах лабораторії кафедри процесів і апаратів харчових виробництв та технології консервування НУХТ.

У вихідній сировині визначалися насипна та об'ємна маса, розчинникоемність і поглинальна здатність. В екстракті по закінченні процесу екстрагування вимірювали об'єм, вихід, густину й ефективність екстрагування. Біохімічна характеристика петрушки сорту Врожайна наведена у таблиці 1.

Таблиця 1. Біохімічна характеристика петрушки сорту Врожайна

Частина рослини	СР, %	Блок, г/100г	Моно-цукри, г/100г	Кро-хмаль, г/100г	Клітково-вина, г/100г	β - каротин мг/100г	Вітамін С, мг/100г	Попіл, %	Кіл. кал. в 1 кг
Листя	16,8	3,7	6,8	1,2	1,5	1,7	150	2,6	616
Коріння	17,2	1,5	9,4	0,4	1,3	0,01	35	1,7	744

Тривалість настоювання встановлювалася за максимальним вмістом флавоноїдів в екстракті, що оцінювався величиною оптичної густини екстракту за допомогою фотометра марки КФК - 3 при довжині

хвилі 370 нм і довжині робочої кювети 10 мм. Розмір частинок змінювався від 1 до 15 мм із кроком варіювання 5 мм; температура – від 20 до 80°C з кроком – 20°C, тривалість проведення процесу екстрагування – від 20 до 180 хв., концентрація лимонної кислоти в екстрагенті – від 0,1 до 0,7 %.

Отримані дані вмісту флавоноїдів в екстракті в залежності від режимних параметрів процесу екстрагування представлені на рис. 1.

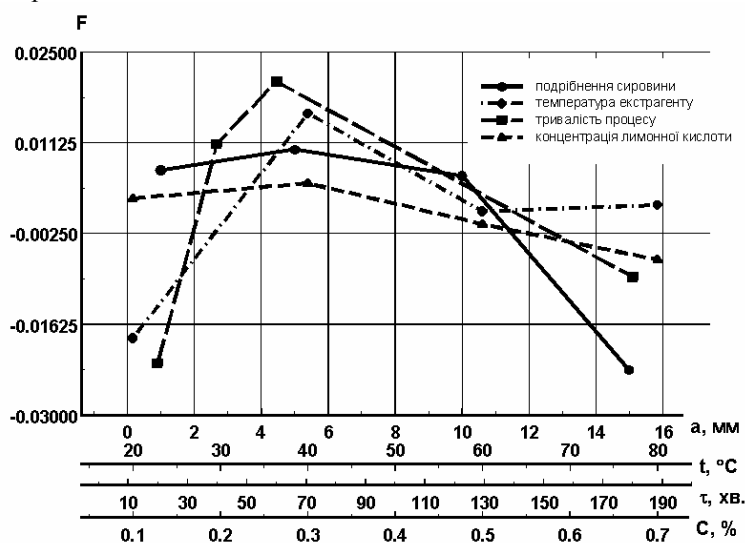


Рис. 1- Залежність величин ефектів екстрагування від досліджуваних факторів проведення процесу

Криві залежності виходу флавоноїдів від зміни значень кожного з факторів (розміру подрібненої сировини, концентрації лимонної кислоти в екстрагенті, температури та тривалості процесу екстрагування) дають наочне уявлення про вплив кожного з них на проведення екстрагування флавоноїдів та дають змогу визначити оптимальні значення: розмір частинок подрібненої сировини – 5 – 10 мм, концентрація лимонної кислоти в екстрагенті – 0,3 %, температура екстрагенту – 40 °C і тривалість проведення процесу екстрагування – 60 хв.

Колір отриманого екстракту здійснює дуже суттєвий вплив на забарвлення і прозорість готового продукту, до складу якого він входить. При цьому, забарвлення екстракту збільшується зі зменшенням розміру часток подрібненої сировини, що показано на рис. 2.

Дані активних експериментів було піддано статистичному, дисперсійному, кореляційному і регресійному аналізу і, як результат, отримано математично-статистичну модель.

Планування експерименту проводилося за схемою латинського квадрату 4*4 третього порядку. Фактори варіювалися на 4 – ох рівнях, причому, з метою отримання дійсної оцінки, рівні факторів обиралися випадковим чином [5].

У таблиці 2 приведено рівні варіювання факторів, які впливають на процес екстрагування флавоноїдів із надземної частини петрушки.

Таблиця 2.–Вплив досліджуваних факторів на вилучення флавоноїдів з листя петрушки

Фактори	Рівні факторів			
	1	2	3	4
X ₁ , розмір частинок (a), мм	1	5	10	15
X ₂ , температура (t), °C	20	40	60	80
X ₃ , тривалість (τ), хв.	20	40	60	180
X ₄ , концентрація лимонної кислоти (c), %	0,1	0,3	0,5	0,7

Результати досліджень оброблялися з використанням теорії імовірності та математичної статистики.

Кількість повторень дослідів n з метою отримання заданої точності вимірювань визначалася за формулою:

$$n = t_{\alpha}^2 * S_x^2 / \Delta^2,$$

де t_{α} - нормоване відхилення, яке відповідає довірливій імовірності;

S_x^2 – дисперсія вимірювань;

Δ - допустима похибка вимірювань величини.

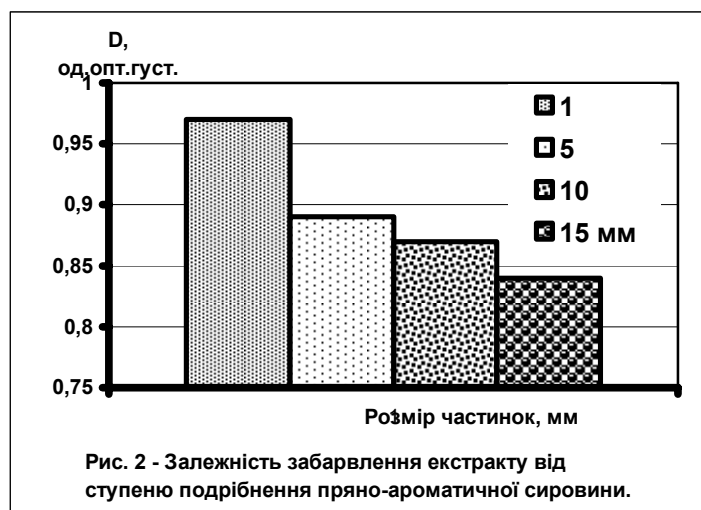


Рис. 2 - Залежність забарвлення екстракту від ступеню подрібнення пряно-ароматичної сировини.

Довірлива імовірність у досліді прийнята $p = 0,95$ (5 %-й рівень значущості).

Після накопичення достатньої кількості повторень n отримані результати оброблялися з метою оцінювання реальної величини довірливого інтервалу з використанням t – критерію Стюдента за формулою:

$$\Delta = t_{n-1} * 0,05 * S_x / \sqrt{n-1},$$

де $t_{n-1} * 0,05$ – значення t – критерію Стюдента за числа ступенів вільності $n-1$ та рівня значущості 5 %;

S_x – вибіркове середньоквадратичне відхилення [5].

Кожний дослід із 16 проведених дублювався тричі.

Температура навколишнього середовища при проведенні досліджень була в межах 18 – 20° С.

Отримані дані визначали у вигляді ефектів певного рівня факторів (F), що дорівнює різниці середнього значення виходу всіх дослідів, в яких даний фактор знаходився на цьому рівні і середнього значення виходу з усієї серії дослідів (табл. 3).

За розрахованими ефектами будували криві залежності виходу екстрактивних речовин (флавоноїдів) від зміни рівнів кожного з факторів. Ці криві дають наочне уявлення про вплив окремих факторів на проведення процесу екстрагування та дають змогу обрати оптимальні з них (рис. 1).

Таблиця 3 – Залежність ефектів екстрагування від рівнів досліджуваних факторів

Найменування параметрів	Вміст флавоноїдів у перерахунку на д. опт. густ.			
Ступінь подрібнення, мм	1	5	10	15
ефект F	+0.0071	+0.0102	+0.0062	-0.0232
Температура, °C	20	40	60	80
ефект F	-0.01832	+0.01569	+0.00085	+0.00181
Тривалість, хв.	20	40	60	180
ефект F	-0.0222	+0.0111	+0.0205	-0.0091
Концентрація лимонної кислоти, %	0,1	0,3	0,5	0,7
ефект F	+0.0028	+0.0051	-0.0011	-0.0065

З метою визначення значущості ефектів (F) визначалися залишкова та дисперсія відтворюваності відповідно

$$\sigma^2(Y_n^k) = \sum (Y_n^k - Y_{mi}^k)^2 / (k-1);$$

$$\sigma^2 Y = \sum \sigma^2(Y_n^k) / n \quad [5].$$

Оцінювання значущості факторів проводилося шляхом порівняння величин ефектів (F) із довірливим значенням (q). Ефект є значущим при $F > q$. Величина q визначалася за формулою

$$q = t * \sigma^2 Y * \sqrt{1/n},$$

де t – критерій Стюдента при рівні значущості 0,95 з числом ступенів вільності, що дорівнює

$$f = n \cdot (k - 1); t = 2.03.$$

Отримана модель є основою для подальшої оптимізації процесу екстрагування флавоноїдів з пряно – ароматичної рослинної сировини методом мацерації.

Зі зменшенням розміру частинок матеріалу, що піддається процесу екстрагування, ефективність екстрагування функціональних речовин підвищується, що співпадає з законами масообміну. Але при подрібненні сировини до розміру 1 мм функціональних речовин (флавоноїдів) вилучається менше, ніж за грубішого подрібнення.

Це явище пояснюється літературними даними [2 – 4], в яких стверджується, що для кожного виду рослинної сировини існує оптимальний розмір часток, зменшення яких може призвести до зменшення дифузії через підвищену дисперсність матеріалу, що викликає злежуваність, взаємне перекриття площин, які беруть участь в процесі, утворення застійних зон, внаслідок чого збільшується внутрішній опір перенесенню речовин.

Дані, приведені на рис. 1, дають змогу встановити, що подрібнення сировини до розміру часток не більше 5 – 10 мм є найбільш доцільним. Якщо врахувати, що зі зменшенням розміру часток менше 5 мм підвищується також поглинальна здатність сировини, а це є наслідком зменшення ефективності екстрагування, то оптимальним слід вважати розмір частинок 5 мм.

Як екстрагент для поліпшення вилучення флавоноїдів використовували водний розчин лимонної кислоти. Різні значення рН цього розчину отримували варіюванням кількості лимонної кислоти від 0,1 до 0,7 %, з кроком 0,2 %. Концентрація екстрагенту впливає на підвищення ефективності вилучення флавоноїдів з листя петрушки. За оптимальне значення концентрації екстрагенту слід прийняти 0,3 %, оскільки подальше підвищення цього показника призводить до сповільнення проведення процесу екстрагування та погіршення органолептичних показників готового продукту.

Що стосується тривалості настоювання, то основна кількість флавоноїдів екстрагується за 60 хвилин і це оптимальний час проведення цього процесу, оскільки як зменшення, так і його збільшення не є ефективним.

Дослідження процесу вилучення флавоноїдів із сушеного листя петрушки проводилося при температурі від 20 до 80°C із кроком варіювання 20°C. Найефективніше цей процес відбувався при температурі 40°C, оскільки її зниження сповільнює проведення процесу екстрагування до 1 – 2 діб. А підвищення – призводить до желювання екстракту, що також справляє негативний вплив на вилучення флавоноїдів.

Екстракт з пряно-ароматичної рослинної сировини може бути запропонованим у консервній промисловості для одержання напою функціонального призначення.

На основі отриманого екстракту розроблено напій, основними інгредієнтами якого є ще яблучний сік, екстракти прянощів (м'яти перцевої, гвоздики та кориці) та водний екстракт стевії як цукрозамінник. На цей напій отримано патент України на винахід.

Література

1. Ткаченко М.Г. Разработка технологии производства ароматизированных напитков на основе использования растительного сырья юга Украины; Дис. канд. техн. наук / - Ялта, 2001. – 260 с.
2. Булдаков А.С. Пищевые добавки. Справочник. – С-П., 1996. – 240 с.
3. Нечаев А.П., Кочеткова А.А., Зайцев А.Н. Пищевые добавки. – М.: Колос, 2001. – 130 с.
4. Сарафанова Л.А. Применение пищевых добавок. – С – П.: Гиорд, 1999. – 176 с.
5. Маркова Е.В., Лисенков А.Н. Комбинаторные планы в задачах многофакторного эксперимента. – М.: Наука, 1979. – 348 с.

ТЕХНОЛОГІЯ НАПІВФАБРИКАТУ НА ОСНОВІ ТОПІНАМБУРА ТА КИЗИЛУ

Гладка А.Д., Гніцевич В.А., Васильєва О.О.

Донецький державний університет економіки та торгівлі ім. М. Туган-Барановського

Сучасна несприятлива ситуація, пов'язана зі станом здоров'я населення нашої країни, є наслідком соціально-економічних причин, серед яких значну роль відіграють антропогенні впливи (радіаційне забруднення навколишнього середовища, а також комплексний вплив на організм людини промислових екосистем). Ці фактори викликають особливу настороженість гігієністів, токсикологів та насамперед фахівців у галузі харчування й інших суміжних галузей. Найважливішою умовою підтримки здоров'я, пра-

цездатності та активного довголіття людини є повноцінне харчування, здатне забезпечити організм усіма необхідними харчовими речовинами.

Забезпечення населення України продуктами високої якості та їхньої конкурентоздатності на зовнішньому ринку є одним з основних завдань вітчизняної харчової та переробної промисловості.

Одним із шляхів вирішення цієї проблеми є створення нових технологій виробництва продуктів харчування поліпшеної якості, що містять інгредієнти спрямованої дії, які дозволяють забезпечити населення повноцінним і збалансованим харчуванням.

Огляд науково-технічної вітчизняної та зарубіжної інформації в галузі вдосконалення технології виробництва солодких страв з пінною структуроутворювачі свідчить, що асортимент напівфабрикатів, що випускаються харчовою промисловістю для виробництва солодких страв, ще надзвичайно вузький. Багато з них в якості основи мають різноманітні плодово-овочеві концентрати. Але використання нетрадиційних джерел сировини носять епізодичний характер і охоплюють дуже вузьке коло рослинних продуктів. Встановлено що асортимент добавок, які б не тільки замінювали традиційні піноутворювачі та підвищували функціонально-технологічні властивості рецептурних сумішей але й збагачували склад готових страв цінними харчовими та біологічно активними речовинами, є обмеженим. Поза увагою залишається багато рослинних продуктів таких як продукти переробки топінамбура та кизилу [1, 2].

Мета даної роботи полягає в науковому обґрунтуванні та розробці технології напівфабрикату на основі топінамбура для подальшого його використання в технологіях солодких збивних страв.

Для досягнення поставленої мети необхідно було вирішити ряд взаємопов'язаних наукових задач, а саме:

- установити умови кислотного гідролізу поліфруктанів топінамбура та закономірності процесу накопичення фруктози в присутствії плодових пюре з низьким значенням рН;
- розробити технологію виробництва напівфабрикату на основі топінамбура з використанням кизилу;
- визначити технологічні властивості напівфабрикату та його харчову цінність.

Одним із джерел нетрадиційного виду сировини для створення напівфабрикату є топінамбур. Завдяки підвищеному вмісту різних біологічно активних компонентів (поліфенолів, вітамінів, пектинових і мінеральних речовин) топінамбур визнано цінним продуктом харчування людини. Серед інших овочів його, насамперед, вирізняє високий вміст інуліну. Інουλін є резервним полісахаридом, який складає 75 % вуглеводного комплексу топінамбура. Він вважається ефективним засобом під час лікування цукрового діабету, атеросклерозу, ожиріння та різних інтоксикацій.

Плоди кизилу мають високе харчове і лікарське значення. З його плодів можна приготувати вітамінний сік, а також різноманітні дієтичні страви, джеми варення, мармелад, пастилу, тощо. Плоди кизилу можна застосовувати як приправу до м'ясних страв з метою збагачення їх вітамінами, мікроелементами, та іншими компонентами рослинного походження. У плодах кизилу міститься 9...15 % сахарив, в основному глюкоза і фруктоза; пектинові сполуки – 0,55...1,32 %; органічні кислоти – 2...3,7 %; дубильні й ароматні речовини – 0,2...0,36 %; 50...105 мг % аскорбінової кислоти; 3,7 мг % заліза [3].

Створення напівфабрикату для солодких страв потребує надання топінамбуру певних технологічних властивостей. Тому спосіб обробки бульб топінамбура обирався за двома ознаками:

- надання їм раціональних технологічних властивостей;
- біологічна цінність продукту після обробки.

Найбільш прийнятний спосіб попередньої обробки визначали шляхом порівняння властивостей вихідної сировини та модельних композицій за різних умов виробництва.

Створений напівфабрикат на основі топінамбура має високі фізико-хімічні, структурно-механічні, органолептичні показники якості. Розроблену технологічну схему напівфабрикату на основі топінамбура та кизилу подано на рисунку 1.

Беручи до уваги відомості про наявність обладнання та особливості його функціонування операції, включаючи інспекцію і очищення, можливо виконувати на технологічних лініях з обробки коренеплодів. Шкірка топінамбура неїстівна, її треба видаляти – це сприяє зменшенню потемніння готового продукту. Подрібнені кубики топінамбура бланшують водою з температурою 95...98 °С протягом 3...5 хв., протирають на подвійній протиральній машині.

Розмір часток пюреподібної маси має бути в межах 0,5...0,7 мм.

Пюре є грубодисперсною масою, яка у своєму складі містить підвищену кількість структурних полісахаридів: целюлози, геміцелюлози, пектинових речовин.

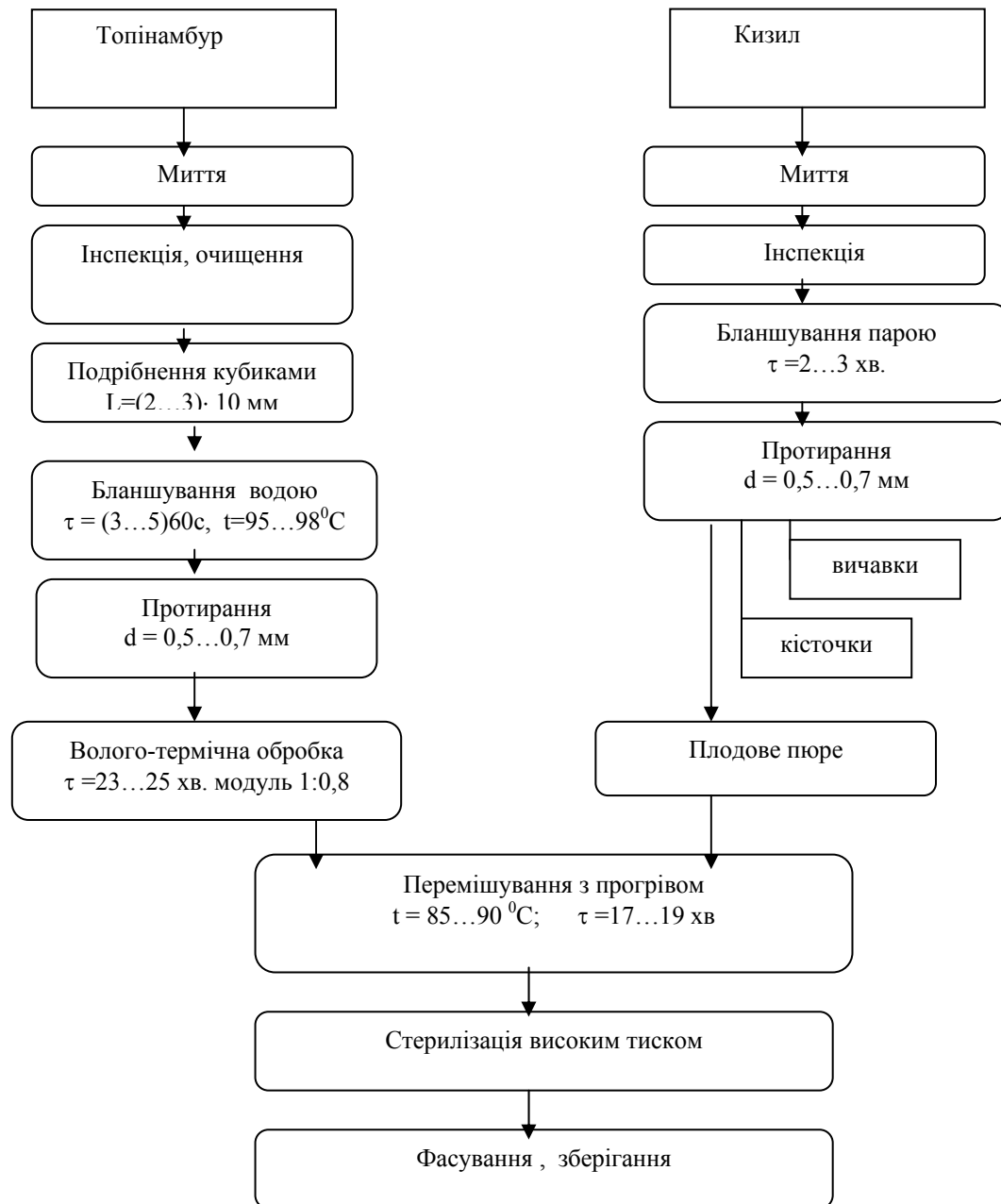


Рис. 1 – Технологічна схема напівфабрикату на основі топінамбура та кизилу

Нами були проведені дослідження, які дозволили знайти оптимальний підхід до покращення технологічних властивостей пюре шляхом волого-термічної обробки. Унаслідок теплової обробки вміст целюлози, геміцелюлози і пектинових речовин у нерозчинному залишку знизився відповідно на 0,56 %, 1,2 %, 1,7 %. Таким чином можливо констатувати, що найбільш прийнятну структуру продукту можливо досягти шляхом волого-термічної обробки пюре топінамбура в гідромодулі $1 \div 0,8 \dots 1 \div 0,9$, за температури $98 - 100^\circ\text{C}$ протягом 23 – 25 хв. Набуття пюре, обробленого за таких теплових умов, м'якої консистенції, значною мірою обумовлене гідролізом пектинових речовин, що призводить до розрихлення структури продукту та збільшує його придатність для створення кулінарних виробів.

Вирішальне значення при розробці рецептури напівфабрикату було обґрунтування обраних компонентів. Аналізуючи лікувальні та дієтичні властивості рослинної сировини, можна стверджувати, що існує можливість розробки необмеженого асортименту пюреподібних напівфабрикатів цільового та лікувально – профілактичного призначення. Тому на підставі проведених досліджень та переглянувши деякі

види сировини, зваживши їх цілющі можливості і смакові якості, невисоку вартість та невибагливість вирощування, хімічний склад та функціональні властивості запропоновано використовувати в технології напівфабрикату, в якості кислого регента – пюре кизилу.

Раніше отримані результати досліджень процесу кислотного гідролізу поліфруктанів топінамбура було використано для обґрунтування раціональних режимів прогрівання пюре з кислим реагентом, які становлять: тривалість процесу – 17...19 хв., температура – 85...90 °С.

Завершальним і найвідповідальнішим етапом технологічного процесу є стерилізація. Перспективним напрямком підвищення якості та терміну зберігання консервів є обробка продуктів харчування високим тиском. Нами запропоновано такий метод консервування плодової сировини, як стерилізація високим тиском, що дозволяє максимально зберегти харчову та біологічну цінність продукту [4]. Основними перевагами технологій, розроблених на основі обробки сировини високим тиском, є:

- максимальне збереження харчових і смакових особливостей продукт;
- універсальність, що дозволяє застосовувати їх у різних технологічних процесах;
- економічність – за рахунок виключення використання тепла;
- екологічність – за рахунок відмовлення від хімічних консервантів.

Готовий напівфабрикат на основі топінамбура та кизилу має високу біологічну цінність, високі органолептичні показники: однорідну консистенцію, яскравий червоний колір по всій масі, приємний кисло-солодкий смак та аромат кизилу.

Нами розроблено і затверджено у встановленому порядку нормативну документацію на технологію виробництва плодово – овочевого напівфабрикату на основі топінамбура та кизилу.

Напівфабрикат багатфункціонального призначення можливо використовувати у кондитерському виробництві, при виробництві солодких збивних страв з пінною структурою. При цьому зменшуються витрати цукру, знижується калорійність солодких страв та отримують продукт для дієтичного і профілактичного харчування.

Таким чином розроблена нова технологія виробництва плодово – овочевого напівфабрикату на основі топінамбура та кизилу. Були визначені раціональні режими обробки з метою надання продукту технологічних властивостей для подальшого використання при виробництві солодких страв з пінною структурою.

Перспективами подальших досліджень є вивчення зміни величини антимікробного ефекту в процесі зберігання солодких страв, які виготовлятимуться на основі напівфабрикату з топінамбура, та дослідження можливості використання високого тиску на відповідність медико – біологічним вимогам і санітарним нормам якості харчових продуктів.

Література

1. Кахана Б. М. Биохимия топінамбура / Б. М.Кахана, В.В. Арасимович. – Кишинев: Штинца, 1974. – 88с.
2. Линкан Г.Н. Применение плодово-ягодных растений в медицине. – К.: Здоровье, 1988. – 152с.
3. Калакура М. М., Егорова В. И. Использование нетрадиционного сырья в производстве продуктов функционального назначения //Хранение и переработка сельхозсырья. – 1997, № 11. – С.15–16.
4. Сукманов В.О. Про перспективи використання надвисокого тиску при виробництві сиропів / В.О. Сукманов, І.Б. Левіт, Ю.М. Петрова // Обладнання та технології харчових виробництв: Темат. зб. наук. праць. Вип.7.– Донецьк: ДонДУЕТ, 2002. – С.284 – 291.

КОМПЛЕКСНАЯ ОБРАБОТКА ПЛОДОВЫХ КОСТОЧЕК КИЗИЛА

Поперечный А.Н., Миронова Н.А.

Донецкий государственный университет экономики и торговли
им. М. Туган – Барановского, г. Донецк

Комплексная переработка сырья (особенно сельскохозяйственного), наиболее полное извлечение из него всех ценных компонентов, рациональное использование побочных продуктов и отходов производства являются важнейшими резервами увеличения выработки продукции и повышения эффективности производства в пищевой индустрии.

Проведены теоретические и экспериментальные исследования по комплексной переработке плодов кизила, одним из направлений которых является получение из косточек растительного масла и адсорбента активного угля.

Косточки кизила являются особо ценным сырьем для производства линолевой и линоленовой кислот – источники витамина F.

Для сравнения приведем данные по содержанию этих кислот в широко использованных маслах (в %):

подсолнечное – 29,8;

кукурузное – 57;

оливковое – 12.

Выработка активного угля из косточек кизила влажностью 9% осуществлялась при следующих режимах:

- температура карбонизации – 400°C;
- продолжительность карбонизации – 5 часов;
- температура активации (водяной пар) – 750°C;
- продолжительность активации – 1 час.

Выход составил 25% от исходного сырья, удельная поверхность адсорбента составила 140 м²/г.

Извлечение масла из высушенных в сушильном шкафу косточек, при температуре 105°C, осуществляли на экстракционном аппарате Сокслета. Продолжительность экстрагирования составила 15 часов.

После отгонки этилового спирта определяли состав жирных кислот в полученном косточковом масле плодов кизила методом ГЖХ. ГЖХ – хроматограммы записывали на хроматографе ALIGENT 6890 PLUS с пламенно – ионизационным детектором.

Использовались капиллярная колонка НР – 5 (длина 30м, диаметр 0,32 мм, толщина неподвижной фазы 0,25 мкм). Ввод пробы осуществлялся в режиме с делением потока 1:200. Температура инжектора 270°C, температура детектора 290°C, в качестве газа – носителя использовали гелий (поток 5 мл/мин).

Получен состав жирных кислот в масле из косточек кизила, который приведен таблице 1.

Таблица 1 – Состав жирных кислот в масле из косточек кизила

№	Название кислоты	Содержание в косточках кизила
1	C16:0	8,18
2	C17:0	0,08
3	C18:0	2,14
4	C18:1	17,41
5	C18:2+C18:3	71,00
6	C20:0	0,19
7	C22:0	0,39
8	C24:0	0,21

Анализируя данные таблицы 1 можно сказать, что содержание жирных кислот линолевой и линоленовой (C18:2+C18:3) в масле плодов кизила намного превышает содержание других кислот.

Выводы

Полученные продукты из косточек плодов кизила могут найти применение в производстве новых видов пищевых продуктов функционального назначения и, в частности, в лечебно-профилактическом детском питании.

Литература

1. Щербаков В.Г. Биохимия и товароведение масличного сырья. – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Агропромиздат, 1991. – 304с.
2. Рудаков О.Б., Полянский К.К. Хроматографическая идентификация растительных масел // Хранение и переработка сельхозсырья. 2001. №10.
3. Тютюнников Б.Н. Химия жиров. – М.: Пищевая промышленность, 1974.

ИССЛЕДОВАНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПОВЕРХНОСТНО-АКТИВНЫХ ВЕЩЕСТВ ПРИ ОЧИСТКЕ КЛЕРОВОК САХАРА СЫРЦА И СИРОПОВ РАФИНАДНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Михайлик Т.А.

Институт технической теплофизики Национальной академии наук Украины, г. Киев

Введение

Одним из путей совершенствования технологии очистки сахарных растворов, способствующих увеличению выхода и качества сахара песка, является разработка и внедрение в производство новых эффективных материалов, в частности, флокулянтов, сорбентов, а также совершенствование способов их применения.

Красящие вещества, адсорбируясь на поверхности растущих кристаллов, снижают скорость кристаллизации сахарозы, способствуют увеличению цветности и гигроскопичности сахара. Установлено, что красящие вещества различных групп адсорбируются на кристаллах сахарозы по-разному [1]. Например, меланоидинов и карамелена адсорбируется в 3–4 раза больше, чем продуктов щелочного распада, редуцирующих сахаров и карамелина. Карамелан почти не адсорбируется.

На нарастание цветности увариваемых продуктов заметное влияние оказывают гидрофильные коллоиды, не удаляемые в процессе традиционной очистки с помощью оксида кальция и двуокиси углерода, и содержание которых среди красящих веществ может достигать 40 %. В их присутствии цветность сиропа при уваривании может увеличиваться до 60 % [2].

Если учесть, что в межкристалльных оттеках содержится значительное количество гидрофильных коллоидов, то практический интерес представляет очистка этих продуктов с целью получения сахара II и III кристаллизации более высокого качества.

Сокращение расхода оксида кальция при очистке клеровок тростникового сахара-сырца и устранение из схемы очистки рафинадного производства активных углей возможно при условии применения коагулянтов веществ коллоидной дисперсности (ВКД), в том числе и красящих.

Методика исследования и полученные результаты

В настоящее время не установлено каких-либо четких закономерностей процесса взаимодействия поверхностно-активных веществ (ПАВ) с коллоидно-дисперсными примесями, что не позволяет заранее предсказать, как поведет себя тот или иной ПАВ в конкретном растворе. Поэтому в практике использования ПАВ, обычно, эмпирически определяют эффективность их воздействия на дисперсную систему при заданных параметрах проведения процесса.

Для этого, в очищаемый раствор вносят различные количества исследуемого ПАВ, выдерживают необходимое для коагуляции коллоидно-дисперсных примесей время, затем коагулят отделяют фильтрованием и определяют эффект очистки.

В проводимых нами исследованиях, кроме указанной методики определения эффективности ПАВ, применены методики определения эффективности адсорбционной очистки с использованием карбоната кальция и активированных углей.

Из множества описанных в литературе поверхностно-активных веществ, лишь немногие используются для коагуляции и ускорения осаждения коллоидно-дисперсных примесей из водных растворов [3, 4]. Практически отсутствуют сведения об обесцвечивающих свойствах применяемых флокулянтов.

Для выяснения этого вопроса нами подобраны и испытаны 53 наименования ПАВ, отличающихся физико-химическими свойствами и химическим составом.

В проводимых исследованиях использовали раствор тростникового сахара-сырца с содержанием сухих веществ (СВ) 15 %. Цветность раствора составляла 2540 единиц оптической плотности, рН 6,2 – 6,5.

Методика определения эффективности различных ПАВ была единой. Основные растворы исследуемых ПАВ с концентрацией 10 г/л готовили предварительно, рабочие, с концентрацией 1 г/л, – в процессе опытов. Наличие растворов двух концентраций позволяло дозировать исследуемые ПАВ в сахарные растворы без изменения содержания СВ в широком диапазоне концентраций. Пробы сахарных растворов, указанной цветности, нагревали до 80 °С и добавляли исследуемые ПАВ в количествах, обеспечивающих заданную концентрацию раствора в пределах от 0,2 до 2 г/л. После термостатирования проб в течение 30 минут, растворы фильтровали через бумажный фильтр, измеряли оптическую плотность и рассчитывали эффект обесцвечивания.

Из исследованных только девять ПАВ обладают достаточно высоким эффектом связывания красящих веществ. Сравнительная оценка эффективности различных ПАВ приведена в табл. 1.

Из представленных данных видно, что наилучшей коагулирующей способностью обладают полиэлектролиты катионного типа, имеющие положительно заряженный макроион, активно взаимодействующий с отрицательно заряженными частичками красящих веществ сахарного раствора.

Таблица 1 – Эффективность применения различных поверхностно-активных веществ в очистке клеровок тростникового сахара

№ п/п	Наименование ПАВ	Клеровка после обработки ПАВ			Максимальный эффект обесцвечивания, %	Характеристика ПАВ
		СВ, %	pH	Цветность, ед. оптич. пл.		
1	Сололид-1	14,6	5,8	1285,24	49,4	катионный, 30 % раствор
2	Оксамид-1	15,0	6,25	1427,48	43,8	катионный, 30 % раствор
3	Синтанол ДС-10	14,7	6,15	1658,62	34,7	неионогенный
4	Цетиловый эфир ацетилованной винной кислоты	14,0	4,3	1348,74	46,9	
5	Октадециловый эфир полиэтиленгликоля	14,0	6,6	1666,24	34,4	амфотерный
6	Полиакриламид	14,4	6,3	1778,0	30,0	гранулированный амфотерный
7	Ацетомоноглицерид стеариновой кислоты (АМГС-100)	14,5	6,4	1813,56	28,6	
8	Цетилтартрам	14,5	4,6	1828,8	28,0	
9	ВПК-101	14,6	6,2	703,58	72,3	катионный, 20 % раствор

Первые два флокулянта табл. 1 – лабораторные образцы, поэтому не могут представлять практического интереса.

Водорастворимый полиэлектролит катионного типа ВПК-101, при сопоставимых условиях, показал наилучший эффект обесцвечивания, составляющий около 70 %.

ВПК-101 – 20 % водный раствор поли-4-винилбензил-триметиламмоний хлорида, получаемый хлорметилированием полистирола с последующим аминированием триметиламином и имеет химическую формулу:



ВПК-101 по своей сути является водорастворимым анионом марки АВ-17-2П, а по воздействию на коллоидно-дисперсные примеси, в том числе и красящие, — коагулянт. Учитывая высокую эффективность полиэлектролита ВПК-101 при очистке сахарных растворов от красящих веществ, а также то, что он допущен санитарными органами к использованию при водоподготовке питьевой воды и при очистке антибиотиков, для дальнейших исследований был выбран именно этот реагент.

Для определения оптимальной дозы ВПК-101, обеспечивающей максимальный эффект очистки от красящих веществ, нами были использованы полупродукты рафинадного производства различной чистоты (Ч) (от 90 до 99,8 %).

На рис. 1 видно, что зависимость



Рис. 1 – Зависимость эффекта удаления красящих веществ из клеровки тростникового сахара и первого продуктового оттока от количества добавляемого полиэлектролита

эффективности очистки растворов тростникового производства от количества добавляемого полиэлектролита имеет экстремальный характер, т.е. характеризуется оптимумом концентраций ВПК-101 при котором эффект очистки максимальный и составляет 75 и 35 %. Характерно также увеличение предела оптимальных концентраций для более окрашенных сахарных растворов. Для клеровок сахара-сырца оптимальная концентрация ВПК-101 составила 1,2-1,8 г/л.

Согласно существующим представлениям [5], макроионы полиэлектролитов взаимодействуют с противоположно заряженными частицами дисперсной фазы, в результате чего коренным образом изменяются молекулярные и электрические характеристики границы раздела дисперсная фаза — дисперсионная среда.

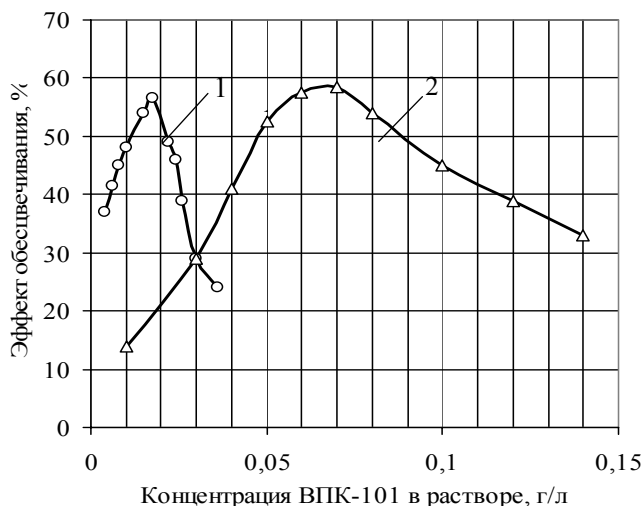


Рис. 2 – Изменение эффекта удаления красящих веществ в зависимости от количества добавляемого ВПК-101 в сироп “О”-рафинада (1) и клеровку сахара второй продуктовой кристаллизации (2)

вора.

Примечательным является то, что эффект обесцвечивания при оптимальной дозе ВПК-101 не зависит от чистоты исходного продукта и составляет около 50 %. Это, очевидно, связано с одинаковой природой присутствующих в растворах красящих веществ [6].

Для всех очищаемых растворов также характерно увеличение пределов доз ВПК-101 для достижения заданного эффекта обесцвечивания.

Оптимальная величина дозы полиэлектролита зависит от цветности раствора и может быть рассчитана по эмпирическому уравнению:

$$C = 19,6 \cdot 10^{-6} \text{ Цв}_{\text{исх}}$$

где C – доза ВПК-101 в % основного вещества, отнесенная к массе сухих веществ раствора;

$\text{Цв}_{\text{исх}}$ – цветность очищаемого раствора в единицах оптической плотности.

В таблице 2 представлены качественные показатели полупродуктов сахарорафинадного производства, использованные в опытах, и результаты их очистки оптимальным количеством полиэлектролита ВПК-101.

Как видно из таблицы, эффективность обесцвечивания различных полупродуктов, отличающихся своей чистотой, во всех опытах составляет около 50 %.

Кратковременное перемешивание способствует коагуляции частиц дисперсной фазы и образованию флоккул, длительное же перемешивание приводит к диспергированию образовавшихся агрегатов красящих веществ и снижению эффекта очистки.

С увеличением времени термостатирования эффект очистки снижается. Полученные результаты позволили предположить, что в основе наблюдаемого снижения эффекта очистки лежат два процесса: нарастание цветности очищаемого сиропа, при увеличении времени обработки, и разрушение полимерной цепи макромолекул применяемого полиэлектролита.

Адсорбированные макроионы полиэлектролита могут уменьшать устойчивость коллоидных растворов в результате действия, по крайней мере, двух факторов: снижения заряда и потенциала частиц или образования между ними мостиковых связей при адсорбции одной и той же макромолекулы (иона) на двух или более частицах дисперсной фазы. Возможно одновременное действие обоих механизмов, приводящих к коагуляции коллоидно-дисперсных примесей (красящих веществ). Увеличение концентрации полиэлектролита в растворе выше оптимальной приводит к перезарядке частиц дисперсной фазы. В нашем опыте (рис. 1) это проявляется в снижении эффекта обесцвечивания при концентрациях ВПК-101 в растворе выше оптимальных значений.

На рис.2 показана зависимость эффекта обесцвечивания сахарорафинадных растворов от дозы вносимого ВПК-101, величина которой изменяется при изменении концентрации красящих веществ исходного раствора.

Проведенные опыты показали, что используемый для обесцвечивания растворов полиэлектrolит ВПК-101, является термостойчивым полимерным соединением и не теряет своей активности при 75 °С.

Таблица 2 — Результаты опытов по очистке полупродуктов сахарорафинадного производства с помощью полиэлектrolита ВПК-101

№ опы-та	Наименование продукта	Показатели исходного раствора				Оптим. конц. ВПК-101 в р-ре, г/л	Цветность очищен. р-ра, ед.опт.пл.	Эф-фekt обещ., %
		СВ, %	Ч, %	рН	Цв, ед. опт. лл.			
1	Сироп “0”- рафинада	67,2	99,75	7,3	37,8	0,018	148	55,7
2	Клеровка сахара 2-й продуктовой кристаллизации	63,4	99,5	6,5	202	0,065	83,0	58,9
3	Сироп 1-й рафинадной кристаллизации	67,4	99,4	7,95	424	0,27	210	50,6
4	Сироп 1-й продуктовой кристаллизации	60,3	98,1	7,03	866	0,55	446	48,5
5	1-й отек “0”- рафинада	65,0	98,15	7,25	1200	0,75	564	53,0
6	Сироп 2-й продуктовой кристаллизации	61,5	91,72	6,5	4753	2,00	2200	53,7

Выводы

Проведенные опыты по очистке клеровок сахара-сырца и полупродуктов рафинадного производства от красящих веществ с помощью полиэлектrolитов, свидетельствуют о высокой эффективности и целесообразности использования полиэлектrolита ВПК-101 в технологии тростникового и сахарорафинадного производств. Применение ВПК-101 позволяет не только уменьшить расход извести на очистку, но и стабилизировать (при ухудшении качества исходного сырья) эффективность очистки клеровок от красящих веществ, и, следовательно, улучшить качество выпускаемого товарного сахара.

Литература

1. Сапронов А.Р., Колчева Р.А. Красящие вещества и их влияние на качество сахара. — М.: Пищевая промышленность. — 1975. — 348 с.
2. Бугаенко И.Ф., Ишина Е.П. Удаление красящих веществ при дефеко-сатурационной очистке сахаросодержащих растворов // Сахарная промышленность. — 1986. — № 6. — С.29–31.
3. Абрамзон А.А., Гаевой М.Г. Поверхностно-активные вещества. Справочник. — Л.: Химия. — 1979. — 313 с.
4. Баран А.А., Тусупбаев Н.К., Соломенцева И.М., Дерягин Б.Б., Мусабеков К.Б. Изучение флокуляции гидрофобных золь водорастворимыми полимерами методом проточной ультрамикроскопии // Коллоидный журнал. — 1980. — № 1. — С.11–18.
5. Карташов А.К., Головняк Ю.Д., Куриленко О.Д., Прилипко Л.Т. О механизме взаимодействия полиэлектrolитов с суспензиями // Сахарная промышленность. — 1969. — № 12. — С. 24–28.
6. Алексеенко Ф.П., Головняк Ю.Д. и др. Исследование ионной природы красящих веществ сахарорафинадных сиропов // Труды ВНИСП. — 1972. — Вып.18. — С.161–170.

РОЗПИЛЮВАЛЬНИЙ СПОСІБ ЗНЕВОДНЕННЯ РІДИННИХ ПРОДУКТІВ БАКТЕРІАЛЬНИХ ПРЕПАРАТІВ: ТЕПЛОТЕХНОЛОГІЧНІ ОСОБЛИВОСТІ ТА ТЕХНІЧНІ РІШЕННЯ

Переяславцева О.О.

Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України

Створення лікарських препаратів на основі біологічно активних речовин та бактеріальних препаратів на даний час є одним з перспективних напрямів сучасної біотехнології. Більшість бактеріальних препаратів випускається у рідкій формі. Але недоліками такої кінцевої форми продукту є малий термін збері-

гання, незручність дозування при споживанні препарату та транспортуванні. Враховуючи це, більш сучасною та перспективною є суха форма. Суху форму бактеріальних препаратів можна одержувати різними методами, але в даній роботі буде проаналізовано розпилювальний спосіб зневоднення, який дає можливість отримувати достатньо якісний кінцевий продукт (основним показником якості порошкових бакпрепаратів є титр біологічної активності (ТБА), що показує кількість життєздатних бактерій в 1 г порошку).

Дослідження проводили з бакпрепаратом «Лактин-К», який використовується у ветеринарії і містить штам *Lactobacterium*.

Порошковий препарат «Лактин-К» одержували на різних модифікаціях розпилювальних сушарок: РС-10 та СУМ-1,5, які мали ряд конструктивних особливостей (табл. 1).

Таблиця 1 – Конструктивні особливості розпилювальних сушарок

Найменування сушарки	РС-10	СУМ-1,5
Тип розпилювального пристрою	Дисковий відцентровий: $D_d = 0,120$ м; $n = 18000$ об/хв.	Пневмофорсунка з радіальним введенням стиснутого повітря; тиск - $P = 0,3-0,5$ МПа; витрати повітря – $0,4$ м ³ на 1 кг розчину
Система сепарації	Циклон - 1: $D_c = 0,27$ м; середня швидкість повітря: $1,46$ м/с; Фільтр тканинний.	Циклон - 2: $D_c = 0,27$ м; середня швидкість повітря: $1,82$ м/с.

В таблиці 2 представлено результати аналізу процесу зневоднення препарату «Лактин-К» на різних модифікаціях сушильних установок.

Проведені дослідження показали, що на характеристики порошкового «Лактину» значний вплив має тип розпилювального пристрою. Так, на сушарці РС-10 було отримано порошок цього бакпрепарату з середнім розміром часток практично у 2 рази більшим.

Порошок, отриманий на сушарці з пневмофорсункою – більш дрібний, що обумовлює більшу втрату продукту з відпрацьованим теплоносієм, тому і відсоток виходу продукту складає – 90 %, незважаючи на наявність двох циклонів. Вихід порошку з сушарки РС-10 з використанням одного циклону, достатньо високий і складає 96 %, тканинний фільтр був чистий.

Таблиця 2 – Результати аналізу процесу зневоднення препарату «Лактин-К»

Найменування установки	РС-10	СУМ-1,5
<i>Початковий продукт</i>		
Концентрація С.Р. перед сушінням C_o , %	17,3	17,3
<i>Режимні параметри процесу сушки</i>		
Температура теплоносія: t_{ax} , °C	150 ± 5	115 ± 5
$t_{вих}$, °C	60 ± 5	60 ± 5
<i>Характеристики отриманого порошку</i>		
% виходу продукту	96,0	~90,0
Кінцева вологість, W_k , %	6,3	8,5
ТБА (в 1 г порошку)	$25 \cdot 10^{10}$	$22 \cdot 10^{10}$
насипна густина, ρ , кг/м ³	525,0-570,0	460,0-470,0
середній розмір часток, δ_{cp} , мкм	20-24	12-16

Крім того, низька температура теплоносія на вході в сушарку $t_{ax} = 115$ °C (СУМ-1,5) приводить до отримання порошку з високою кінцевою вологістю – 8,5 %, що в подальшому погіршує якість продукту при зберіганні.

При порівнянні двох варіантів наробки бакпрепарату «Лактин-К» на сушарках РС-10 та СУМ-1,5 були розраховані питомі тепловитрати на 1 кг випареної води та на 1 кг одержаного порошкового продукту.

Для сушарки РС-10 питомі тепловитрати склали:

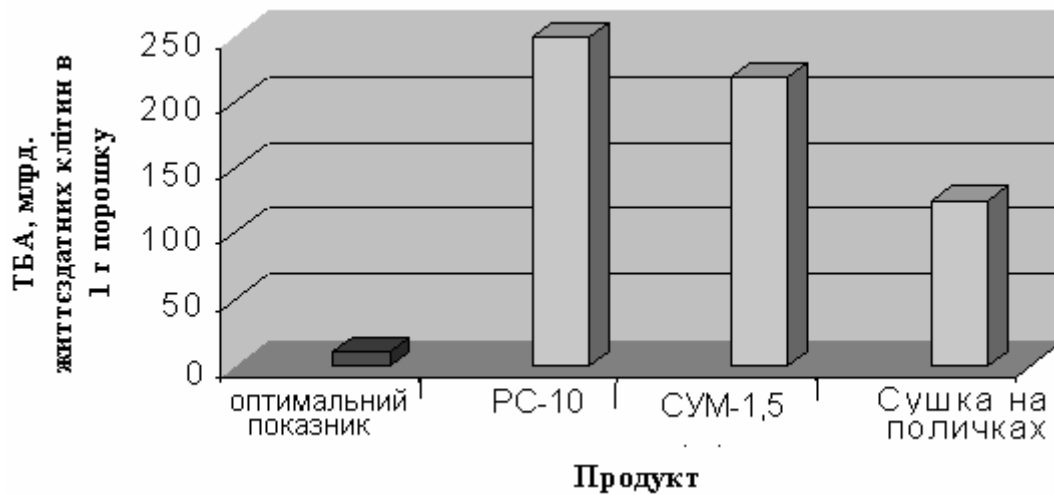
- на випарювання 1 кг води – 3103 кДж/кг;
 - на 1 кг одержаного продукту – 15000 кДж/кг.
- Для сушарки СУМ-1,5 питомі тепловитрати склали:

- на випарювання 1 кг води – 4004 кДж/кг;
- на 1 кг одержаного продукту – 18750 кДж/кг.

Як видно з розрахунку, інтенсифікація процесу сушки за рахунок підвищення температури теплоносія на вході до 150 °С дозволяє зменшити питомі тепловитрати на 1 кг випареної води на 30 %.

На рисунку представлено титр біологічної активності (ТБА) порошку “Лактин”: оптимальний (нижче якого продукт вважається неякісним), отриманого на розпилювальних сушарках РС-10, СУМ-1,5, а також отриманого методом конвективної сушки на полицях при температурі повітря 60°С.

Порошковий “Лактин-К”, отриманий розпилювальним способом, має високі якісні характеристики – показник ТБА складає $22 \cdot 10^{10}$ – $25 \cdot 10^{10}$. Порошковий препарат “Лактин”, що отриманий сушкою на полицях навіть при низьких температурах теплоносія, має якісні показники в двічі нижчі за показники при розпилювальному сушінні.



Титр біологічної активності порошкового бакпрепарату “Лактин”, отриманого різними методами сушки і на різних сушарках.

ЦУКРОВЕ СОРГО – ПЕРСПЕКТИВНА СИРОВИНА ДЛЯ ЦУКРОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

Григоренко Н.О.

Національний університет харчових технологій

Савич А.Н.

Український науково-дослідний інститут цукрової промисловості

В нашій країні цукор виробляють тільки з цукрових буряків та тростинного цукру-сирцю. Через загальну економічну кризу виробництво цукру зменшилось більш ніж у 3 рази. Загальний обсяг цукру, що виробляється не задовольняє потреби держави. Так середньостатистичний обсяг цукру на душу населення в Україні знизився з 50 кг до 30 кг на рік.

Зважаючи на це, альтернативною культурою, новим сировинним ресурсом для забезпечення населення України цукровмісними продуктами може стати цукрове сорго. Стебла цукрового сорго при дозріванні містять до 20% цукристих речовин.

В УкрНДЦП разом з іншими інститутами були проведені лабораторні дослідження і промислові впровадження, в результаті яких була розроблена технологічна схема очищення соку сорго з одержанням глюкозо-фруктозного сиропу (ГФС). Схема передбачала температурну коагуляцію нецукрів і оклейстеризацію крохмалю, ферментативний розклад крохмалю з допомогою амілолітичних ферментів, білкових і пектинових речовин з допомогою пектофестидіну, нагрів соку, обробку активованим вугіллям і фільтрацію соку з наповнювачем. Потім двохступеневе згущення соку з проміжною фільтрацією.

Отриманий ГФС мав кольоровість 24 ум.од., чистоту 84,61%, вуглеводний склад сиропу містить цукрозу – 55 – 65%, глюкозу – 15 – 25%, фруктозу – 10 – 15% та 5 – 10% інші цукрі до загальної ваги також в сиропі визначений широкий спектр амінокислот сім із них незамінні для людина.

Зважаючи на характеристики ГФС він може використовуватись іншими галузями харчової промисловості в якості цукромісткого продукту.

КОНТРОЛЬ КАЧЕСТВА ПРЕМИКСОВ С НОВЫМ ПРЕПАРАТОМ ХОЛИНХЛОРИДА ПРИ ХРАНЕНИИ

**Шевцов А.А., Шенцова Е.С., Дранников А.В., Барышников С.А.
Воронежская государственная технологическая академия, г. Воронеж**

В Воронежской государственной технологической академии разработан оригинальный способ получения препарата холинхлорида на основе сухого свекловичного жома. Предложенная кормовая форма холинхлорида имеет хорошие технологические свойства за счет высокой капиллярно-осмотической активности используемого носителя.

Целью исследований было определение сроков хранения трех партий премиксов для индеек рецепта П 7-1 содержащих витамин В₄ в виде сыпучих импортного и исследуемого препаратов, а также водного 70-% раствора холинхлорида (контроль).

Опытные партии премиксов были изготовлены в лабораторных условиях, упакованы в четырехслойные бумажные мешки и заложены на хранение в складе напольного типа. В течение опыта (с февраля по июнь) определяли активную кислотность во всех вариантах премиксов (величина рН). Рекомендуемые сроки хранения устанавливались в зависимости от изменения влажности и содержания витаминов А, Е, В₁, В₂ и В₄ в опытных и контрольном вариантах. Влажность в контрольном варианте к концу 5 месяца хранения увеличилась на 3 %, в опытных – на 2,2 – 2,4 %.

Содержание витамина А через 4 месяца в премиксах составило по вариантам 85,4 – 87,2 % (в контроле 63,4 %), витамина Е – 82,7 – 82,9 % (в контроле 73,2 %). Потери витамина В₁ после 4 месяцев хранения в опытных премиксах были на уровне 9,0 – 9,6 %, а в контроле – 12,6 %. Содержание витаминов В₂ и В₄ во всех вариантов в течении опыта практически не изменилось, и снижение активности составило не более 10 %.

При анализе данных, полученных в течение 4 месяцев хранения, не обнаружено достоверного различия в стабильности витаминов в опытных вариантах премиксов, содержащих сыпучий импортный и новый на основе сухого свекловичного жома препаратов холинхлорида.

Таким образом, результаты исследований позволяют рекомендовать при производстве премиксов для индеек препарат холинхлорида, полученный на основе сухого свекловичного жома. Ввод его в количествах, предусмотренных большинством утвержденных рецептов, не оказывает отрицательного влияния на качество продукции при хранении в течение 4 месяцев и влажности премикса не более 11 – 12 %. При этом хранение премиксов с новым препаратом необходимо осуществлять в соответствии с нормативно-технической документацией.

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ПОЛУФАБРИКАТА НА ОСНОВЕ ПАХТЫ В ПРОИЗВОДСТВЕ ВЗБИТЫХ МОЛОЧНЫХ ДЕСЕРТОВ

**Дейниченко Г.В., Юдина Т.И., Ветров В.Н.
Харьковский государственный университет питания и торговли,
Донецкий государственный университет экономики и торговли
им. М. Туган-Барановского**

Разработана технология молочно-белкового полуфабриката (МБП) на основе пахты для использования в производстве сладких взбитых молочных блюд. Основными компонентами рецептуры молочно-белкового полуфабриката приняты: пахта, молочно-белковый концентрат (МБК) из пахты, сахар, стабилизатор структуры – ксампан.

Пахта является нежирным биологически ценным белковым продуктом с невысокой энергетической ценностью (33 – 36 ккал в 100 г продукта) и значительным содержанием фосфолипидов. Молочные бел-

ки пахты в сочетании с фосфолипидами обладают пенообразующими свойствами, что обусловило выбор молочной основы полуфабриката.

В качестве кисломолочной основы использован МБК из пахты, полученный путем термокислотной коагуляции. Этот продукт по органолептическим показателям напоминает обезжиренный творог, но имеет более высокую пищевую ценность. МБК содержит белков на 15...20 % больше, чем обезжиренный творог (за счет содержания сывороточных белков).

Выбор структурообразователя обусловлен его свойствами, которые не изменяются в широком диапазоне температур, а именно: ксампан способен образовывать стабильные эмульсии, стабилизировать суспензии, придавая им необходимые реологические свойства, образовывать гели.

Технологическую схему производства МБП на основе пахты можно представить в следующем виде: приемка и подготовка сырья → составление смеси → пастеризация смеси → охлаждение → взбивание → порционирование → хранение.

МБП на основе пахты предназначен для использования в качестве молочной основы в технологиях приготовления взбитых творожных блюд: суфле, пудинга, десерта, крема.

Таким образом, разработанный МБП на основе пахты позволит расширить ассортимент сладких взбитых молочных блюд с повышенной пищевой и биологической ценностью, сократить трудоемкость процесса их приготовления, наиболее полно использовать пищевой потенциал молока.

ТЕХНОЛОГІЧНА ОЦІНКА ХІМІЧНОГО СКЛАДУ ЯЛОВИЧИНИ ПРИ ЗАСТОСУВАННІ МІКРОЕЛЕМЕНТНИХ ДОБАВОК

Кравців Р.Й., Паска М.З., Личук М.Г.

Львівська національна академія ветеринарної медицини імені С.З. Гжицького, м. Львів

Однією із важливих проблем забезпечення населення раціональним харчуванням у сучасних екологічних умовах є розробка технології харчових продуктів із цілеспрямованою фізіологічною дією. Актуальність використання харчових продуктів із заданою біологічною активністю є загальноприйнятою умовою ефективної ролі харчування у попередженні порушень обміну речовин у людей та зниженні імунітету. У вирішенні цієї проблеми суттєве значення мають продукти збагачені біологічно-активними речовинами.

При вивченні якості м'яса аналіз хімічного складу окремих м'язів дозволяє зробити висновки про енергетичну та біологічну цінність м'яса. З цією метою відібрано тканину найдовшого м'яза спини. У м'язовій тканині контрольних тварин вміст сухої речовини становив $23,52 \pm 0,18\%$, при внесенні цистеїну (II група) значення показника було вище, ніж у контролі на $0,39\%$ ($p > 0,5$), при внесенні неорганічних солей есенціальних елементів (I група) – на $0,77\%$ ($p < 0,01$). При внесенні неорганічних солей мікроелементів з цистеїном (III група) та цистеїнатів мікроелементів (IV група) приріст величини показника складав, відповідно, $1,21$ та $1,44\%$ ($p < 0,001$). Вміст жиру у контролі становив $2,31 \pm 0,17\%$. У дослідних групах (I, II, III та IV) встановлено приріст величини показника, відносно контролю, на $0,23$; $0,49$; $0,68$ ($p < 0,05$) та $0,71\%$, відповідно. Вміст золи у найдовшому м'язі спини бугайців контрольних груп в середньому $1,01\%$, у дослідних групах вміст золи у м'язовій тканині була вищою на $5,1\%$, порівняно з контролем. Калорійність м'яса у I групі була вищою на $2,8\%$; II – на $5,6\%$ ($p < 0,05$); III – на $8,0\%$ та у IV – на $9,2\%$ ($p < 0,01$).

Встановлено збільшення калорійності яловичини та покращення хімічного складу, зокрема, підвищення вмісту сухої речовини, жиру та золи. Найоптимальніші показники відмічено в яловичині, збагаченої цистеїнатами мікроелементів (4 група). Отже, м'ясо збагачене металоорганічними добавками, які є у доступній біологічно активній формі (цистеїнати), характеризувалось високою харчовою цінністю та покращеними функціонально-технологічними властивостями.

НАУЧНОЕ ОБОСНОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИИ НАСТОЕВ ПРЯНО – АРОМАТИЧЕСКИХ РАСТЕНИЙ ДЛЯ ФУНКЦИОНАЛЬНЫХ НАПИТКОВ

Осипова Л.А.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Традиционные продукты питания по количеству незаменимых компонентов менее, чем на 50% удовлетворяют физиологические потребности населения. Современный человек живет в среде обитания, в значительной мере, сформированной им самим, причем, эта среда враждебна его биологической сущности. Стрессы, эмоциональные и физические перегрузки, экологические проблемы, нарушение структуры питания, склонность к вредным привычкам, хроническое недосыпание – вот далеко не полный перечень опасных разрушителей здоровья.

Именно поэтому в последние годы получило широкое признание развитие нового направления в пищевой промышленности- производство продуктов, в том числе и напитков, обогащенных функциональными ингредиентами. Такие напитки помимо известных свойств (способность утолять жажду, доставлять удовольствие и т.п.) приносят дополнительную пользу здоровью. Функциональные напитки способствуют профилактике негативного воздействия факторов окружающей и производственной среды на организм человека, принимают участие в регулировании защитных биологических механизмов, предупреждают заболевания, повышают выносливость и улучшают эмоциональное состояние, замедляют процесс старения [1,2].

Богатым источником функциональных ингредиентов является пряно-ароматическое растительное сырье.

Как подтверждают многочисленные литературные данные, наличие в растениях комплекса биологически активных соединений в их природном соотношении способствует нормализации обмена веществ, усиливает выведение из организма токсичных метаболитов, что замедляет развитие атеросклероза и связанных с ним осложнений, обуславливает антиоксидантное, антитоксическое, бактерицидное и др. виды действия. Содержание в растениях родственных человеческому организму соединений не вызывает аллергических реакций и других побочных явлений.

Несмотря на то, что пряно-ароматическое растительное сырье является, фактически, готовой природной функциональной биодобавкой, существующая технология настоев на его основе не совершенна.

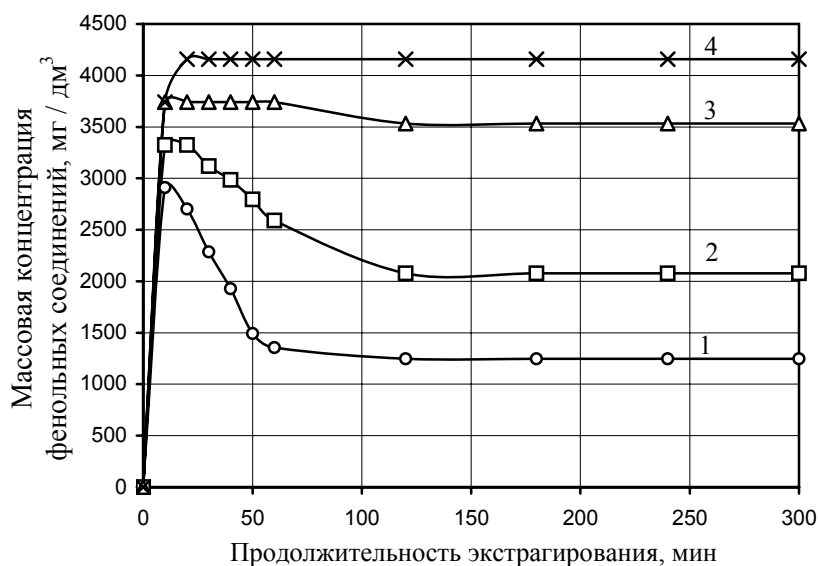
Наиболее распространенная традиционная технология ароматизированных настоев для последующего приготовления напитков предусматривает использование в качестве экстрагентов водных растворов этилового спирта с объемной долей спирта 30-80 % и длительностью настаивания 10 – 20 суток или же приготовление водных настоев растительного сырья путем залива его кипящей водой и выдерживания при температуре 70 – 0°C в течение 4 – 6 часов [3].

Полученные по первому способу настои из-за высокой объемной доли этилового спирта могут добавляться в безалкогольные и слабоалкогольные напитки в ограниченном количестве так, чтобы не превысить их регламентируемую объемную долю этилового спирта. Несколько улучшая, создавая аромат напитка, они существенно не влияют на повышение биологической ценности и вкусовые показатели готовой продукции.

При втором способе получения настоев ускорение процесса экстрагирования при повышенной температуре приводит к ухудшению их качества, так как при нагревании выше 40°C интенсифицируются реакции меланоидинообразования, окисления и полимеризации термолабильных ароматических веществ, фенольных соединений, появляется травянистый, лекарственный вкус, изменяется цвет [4].

С целью повышения содержания биологически активных соединений в напитках были проведены исследования возможности снижения объемной доли этилового спирта в экстрагенте в сочетании с факторами интенсификации процесса экстрагирования воздушно-сухого сырья: повышении степени измельчения сырья и проведении экстрагирования при постоянном перемешивании экстрагируемой смеси. В качестве экстрагентов служили: вода и водно-спиртовые растворы с различной объемной долей этилового спирта. Соотношение объема экстрагента к массе сырья составляло 20:1. Сырье измельчали до размера частиц 0,5 – 1,0 мм. Экстрагирование проводили однократное при непрерывном перемешивании экстрагируемой смеси.

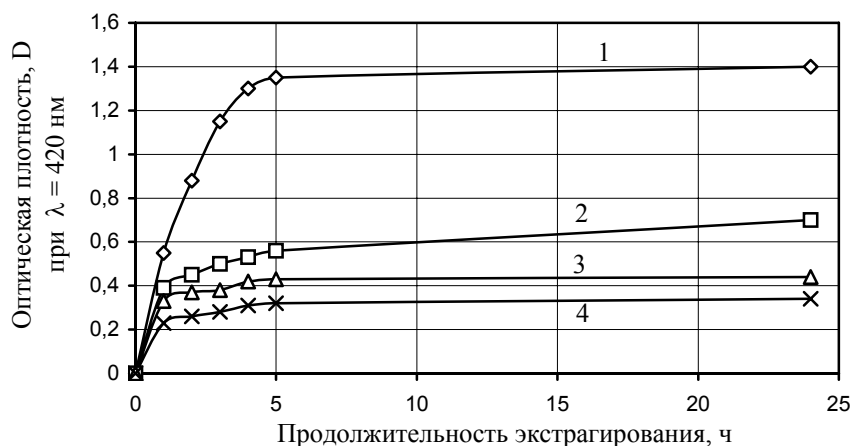
Для определения оптимальных параметров экстрагирования определяли в настоях массовую концентрацию фенольных соединений. Зависимость массовой концентрации фенольных соединений в настоях от продолжительности экстрагирования приведены на рис. 1.



- 1 – водная экстракция;
 2 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 18 %;
 3 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 35 %;
 4 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 50 %

Рис. 1 – Извлечение фенольных соединений из мелиссы лимонной

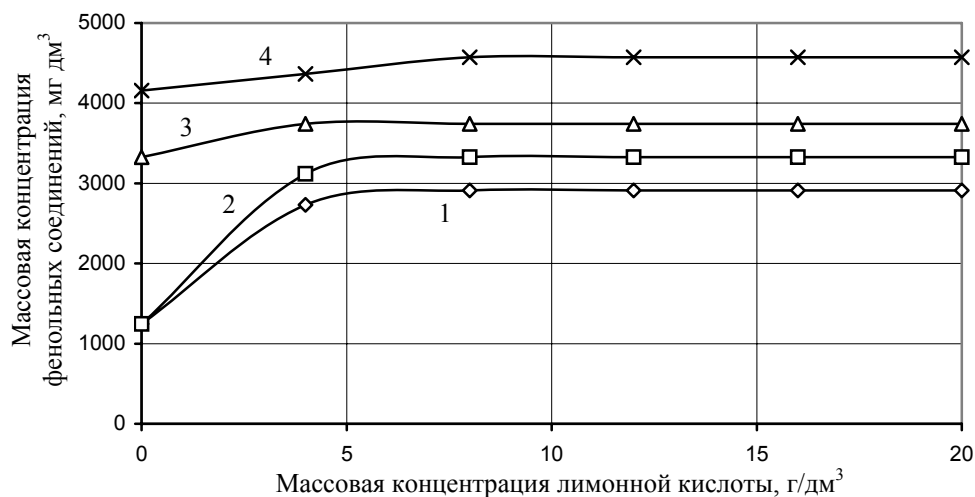
Анализ рис. 1 показывает, что вышеприведенные факторы интенсификации экстрагирования позволяют значительно сократить продолжительность получения настоев от 10 – 20 сут. (по традиционной технологии) до 20 мин. В то же время, с уменьшением в экстрагенте объемной доли этилового спирта до 18 % и в случае водной экстракции после довольно стремительного возрастания массовой концентрации фенольных соединений в первые 10 – 20 мин процесса, наблюдается ее лавинообразное снижение, сопровождающееся увеличением интенсивности окраски получаемых настоев, что приведено на рис. 2. Происходит это вследствие деятельности окислительных ферментов, для которых данные условия среды являются оптимальными, приводящими к окислению мономерных фенольных соединений, образованию хинонов, вступающих в реакции конденсации с образованием флорафенов и меланинов, которые имеют темно-коричневую окраску.



- 1 – водная экстракция;
 2 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 18 %;
 3 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 35 %;
 4 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 50 %

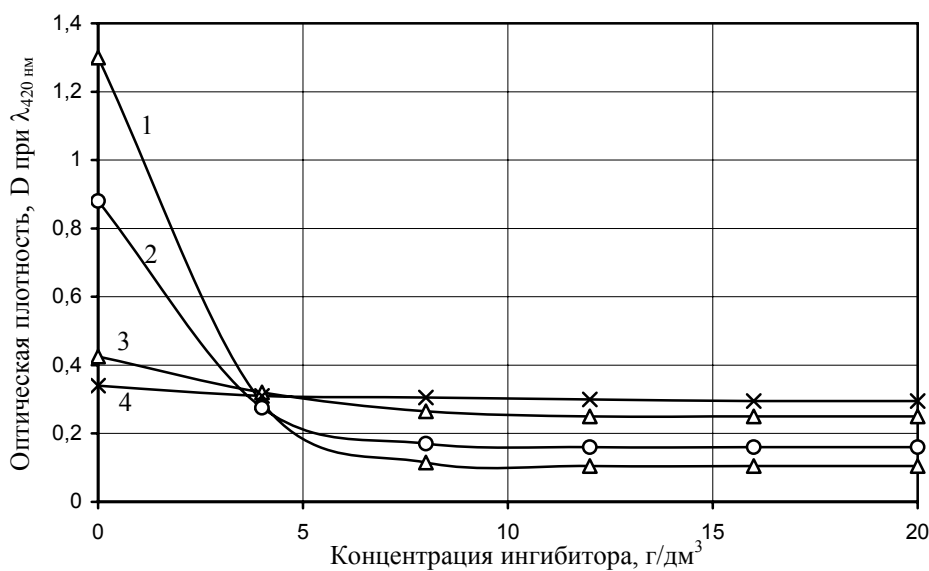
Рис. 2 – Изменение оптических характеристик настоев в процессе экстрагирования мелиссы лимонной

Существует ряд способов инактивации окислительных ферментов сырья. Наиболее приемлемым с целью получения ароматизированных настоев для напитков является использование органических пищевых кислот: лимонной, яблочной, винной и др. На рис. 3 приведена динамика извлечения фенольных соединений из пряно-ароматических растений водными и водно-спиртовыми растворами с добавлением различного количества лимонной кислоты. На рис. 4 приведены оптические характеристики полученных настоев.



1 – водная экстракция;
 2 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 18 %;
 3 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 35 %;
 4 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 50 %

Рис. 3 – Влияние ингибитора окислительных ферментов на динамику извлечения фенольных соединений из мелиссы лимонной



1 – водная экстракция;
 2 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 18 %;
 3 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 35 %;
 4 – экстракция водно-спиртовым раствором с объемной долей этилового спирта 50 %

Рис. 4 – Влияние ингибитора окислительных ферментов на оптические характеристики настоев мелиссы лимонной

Из рис. 3 и 4 следует, что подкисление экстрагента до массовой концентрации не менее 8 г/дм³, предотвращая окисление фенольных соединений, способствует большему их извлечению из пряно-ароматического растительного сырья, а также сказывается положительно на оптические характеристики получаемых настоев.

По разработанным параметрам экстрагирования были приготовлены ароматизированные настои с мелиссой лимонной, мятой перечной, змееголовником, цветками бузины и липы. В качестве экстрагентов наряду с водой были использованы плодовые соки (отношение объема экстрагента к массе сырья составляло 20:1). Для сопоставительной оценки был приготовлен водно-спиртовой настой мелиссы лимонной по традиционной технологии: воздушно-сухую траву заливали водным раствором этилового спирта (объемная доля спирта 50%). Отношение объема экстрагента в дециметрах кубических к массе сырья в килограммах составляло 10:1, продолжительность экстрагирования – 10 суток при однократном ежесуточном перемешивании. По истечении указанного срока настоев отделяли от сырья. Сырье повторно заливали водным раствором этилового спирта (объемная доля спирта 25%) и проводили настаивание в течение 10 суток с ежесуточным однократным перемешиванием. Настой 2-го залива отделяли от сырья и объединяли с настоем 1-го залива. Объемная доля этилового спирта в полученном настое составила 34%. Физико-химические показатели полученных настоев приведены в таблице.

Таблица – Физико – химические показатели настоев пряно – ароматического растительного сырья

Наименование настоя	Массовая доля сухих веществ, %	pH	Массовая концентрация, мг/дм ³					
			Фенольных соединений	Аминного азота	K	Na	Ca	Mg
1 Водный на мелиссе	2,0	3,8	3250,0	58,8	1560,0	19,0	209,0	157,9
2 Водный на змееголовнике	2,3	3,7	1800,0	106,4	670,0	3,0	335,5	168,6
3 Водный на цветках бузины	1,9	3,7	1875,0	170,8	1060,0	10,0	124,3	118,4
4 Водный на мяте перечной	1,8	3,5	1625,0	47,6	620,0	65,0	113,3	129,2
5 Водный на цветках липы	1,9	3,6	1909,0	156,2	540,0	18,0	96,2	82,5
6 Яблочный сок	10,0	3,4	525,0	53,2	880,0	19,0	55,0	107,6
7 Яблочный на мелиссе	11,9	3,9	3650,0	78,4	1640,0	23,0	110,0	344,0
8 Яблочный на змееголовнике	11,8	3,8	2240,0	126,0	1480,0	2,75	674,3	22,5
9 Яблочный на цветках бузины	11,7	3,8	2125,0	229,6	2060,0	14,0	212,3	222,5
10 Яблочный на мяте перечной	11,9	4,0	1925,0	128,8	1480,0	61,0	437,8	215,3
11 Яблочный на цветках липы	11,6	3,9	2360,0	146,4	1220,0	36,4	123,8	147,6
12 Виноградный сок	17,4	3,3	350,0	224,0	1040,0	51,0	44,0	129,2
13 Виноградный на мелиссе	19,8	3,8	3455,0	257,6	2520,0	60,0	429,0	423,4
14 Виноградный на змееголовнике	19,9	3,7	2025,0	322,0	2260,0	40,0	849,2	330,1
15 Виноградный на цветках бузины	18,6	3,8	2150,0	355,6	2140,0	37,0	291,5	251,2
16 Виноградный на мяте перечной	18,9	3,8	1950,0	218,4	1900,0	91,0	513,7	322,9
17 Виноградный на цветках липы	18,5	3,9	2145,0	168,2	1380,0	14,0	118,4	212,3
18 Водно-спиртовой на мелиссе (традиционная технология)	1,8	5,2	3750,0	39,2	1020,0	15,0	55,0	143,5

Анализируя данные таблицы, следует отметить, что по содержанию биологически активных соединений приоритет принадлежит настоям, приготовленным по разработанной технологии. По массовой концентрации фенольных соединений (1625 – 3650 мг/дм³) полученные настои конкурируют с красными винами (1500 – 5000 мг/дм³). Они могут служить, как самостоятельно, так и в смеси с другими ингредиентами основой для безалкогольных и слабоалкогольных напитков. В то время как настои, полученные по традиционной технологии, могут добавляться в безалкогольные напитки в объемной доле, не превышающей 3,5 %, чтобы не превысить регламентируемую крепость готовой продукции.

Таким образом, измельчая воздушно-сухое лекарственное и пряно-ароматическое растительное сырье до размера частиц 0,5 – 1,0 мм и проводя процесс экстракции в условиях постоянного перемешивания и ингибирования окислительных ферментов, можно получить высококачественные настои со значительным сокращением продолжительности экстрагирования от 10 – 20 сут. до 20 мин.

Полученные по разработанной технологии настои могут служить основой функциональных напитков различных типов, призванных стать источником дополнительного обогащения организма человека биологически активными веществами.

Литература

1. Тутельян В.А. Питание и здоровье // Пищевая промышленность. – 2004. – №5.
2. Зуев В.Т. Функциональные напитки: их место в концепции здорового питания // Пищевая промышленность. – 2004. – № 7.
3. Доронин В.М., Поляков В.А., Коваленко В.И. и др. Опыт получения концентрированных основ для безалкогольных напитков в совхозе „Машук” объединения Ставропольвиноградпром. – М.: ЦНИИТЭИ Пищепром, 1988, сер. 22, № 10. – 20 с.
4. Цыбулько Е.И., Строева Т.К., Павлов А.Н., Пермякова О.В. Производство фиточая из дальневосточных дикоросов // Пищевая промышленность, 1997, №4. – С. 17.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРАТАЦИИ САХАРОЗЫ

Михайлик В.А.

Институт технической теплофизики НАН Украины

Введение

Сахароза один из наиболее распространенных сахаров в природе, выполняющий важную роль в жизни растений и животных. Благодаря активной гидратации она хорошо растворима в воде. С явлением гидратации связаны и такие физико-химические свойства водных растворов сахарозы, как вязкость, диффузия, электропроводность, сжимаемость, диэлектрическая проницаемость и др. В связи с этим изучение гидратации сахарозы представляет не только чисто теоретический, но и значительный практический интерес с точки зрения совершенствования различных технологий.

Механизм гидратации молекул растворенных веществ является одним из наиболее сложных в химии водных растворов. Представления о гидратации неэлектролитов основываются на понятиях и представлениях о водородных связях, образующихся между гидрофильными полярными группами молекул растворенного вещества и молекулами воды.

Последствия гидратации сахарозы проявляются в существенном отклонении свойств растворов от идеальных [1]. Так как гидратация имеет вероятностный характер, принято количественно её характеризовать средней степенью гидратации, выражая в виде чисел гидратации. В первых работах по гидратации сахарозы выдвигалась гипотеза постоянства состава гидратных комплексов независимо от концентрации растворов. Однако эта гипотеза не нашла дальнейшего подтверждения и последующими работами была отвергнута [2–7]. Показано, что степень гидратации сахарозы зависит от концентрации [2, 4, 5, 7] и незначительно от температуры раствора [6, 8]. Значения чисел гидратации у разных авторов отличаются, так как используемые ими методы определения являются косвенными, а расчеты выполнялись с большим количеством допущений.

Метод и методика исследования

Для изучения гидратации сахарозы применен метод низкотемпературной дифференциальной сканирующей калориметрии (ДСК). Благодаря своей информативности метод ДСК широко применяется при исследовании состояния воды в различных системах [9 – 11].

Метод ДСК в определении состояния воды базируется на особенностях физико-химических свойств связанной воды. Связанная с активными центрами растворенного вещества или поверхности твердой фазы вода не претерпевает фазового перехода первого рода ниже 0°C. Если систему, содержащую свободную и связанную воду, подвергнуть в калориметре глубокому охлаждению, а затем нагреванию, то на ДСК-кривых будут регистрироваться, в виде пиков тепловыделения или теплопоглощения, фазовые переходы первого рода только свободной воды.

При быстром охлаждении растворов сахарозы, не содержащих твердой фазы, кристаллизуется только свободная вода. Сахароза при этом не кристаллизуется и, находясь в растворенном состоянии, удерживает от кристаллизации определенное количество воды [9].

Методика проведения измерений заключалась в следующем. Образец раствора сахарозы известной концентрации герметически закрывали в специальном контейнере, устанавливали его в измерительный блок калориметра ДСМ-2М и охлаждали со скоростью 32 К/мин до минус 150°C. После установления температурного равновесия в калориметрических ячейках и выдержки при этой температуре в течение 5

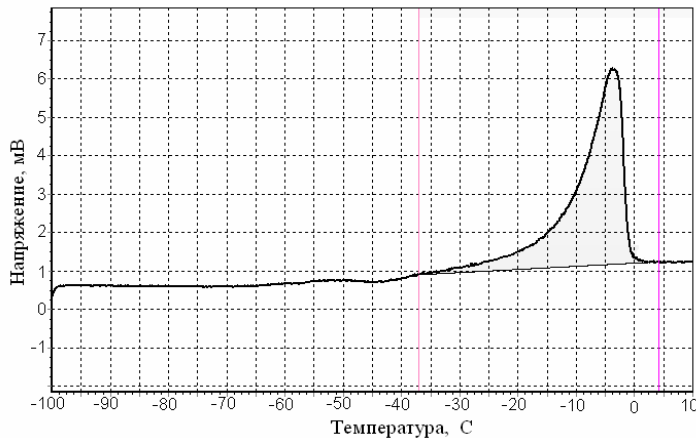


Рис. 1 – Типичная ДСК-кривая нагрева раствора сахарозы

количеством воды в образце и замерзающей её частью:

$$m_{nt} = m_w - (A m_{st} \Delta H_{st} / A_{st} \Delta H) \quad (1)$$

где m_{nt} – масса незамерзающей воды; m_w – масса общей воды; m_{st} – масса стандартного вещества; A – площадь под кривой плавления воды в образце; A_{st} – площадь под кривой плавления стандартного вещества; ΔH – энтальпия плавления воды в образце; ΔH_{st} – энтальпия плавления стандартного вещества.

При этом принимали условие, что энтальпия плавления воды в растворе равна энтальпии плавления чистой объёмной воды [9]. Содержание общей воды в растворах определяли методом высушивания образцов до постоянной массы в вакуумном шкафу при 105°C.

Поскольку непосредственно регистрируется плавление свободной воды в растворе, примененный нами метод определения связанной воды является абсолютным, что дает несомненное преимущество по сравнению с другими.

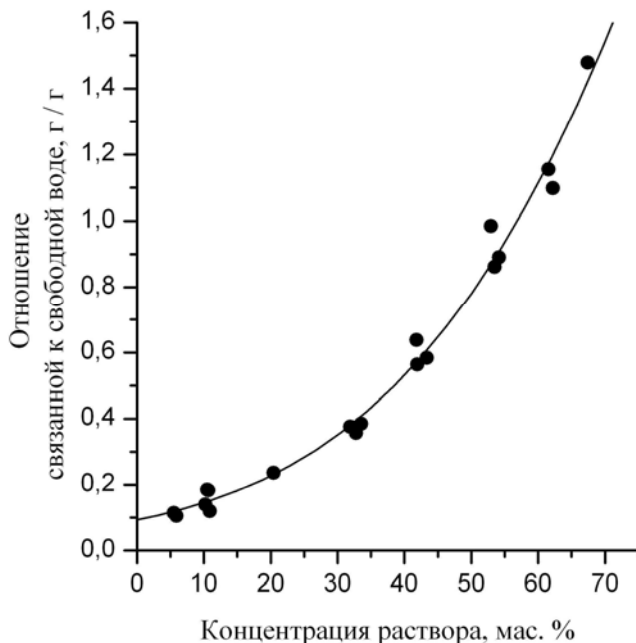


Рис. 2 – Зависимость отношения масс связанной к свободной воде раствора сахарозы от концентрации

минут образец нагревали со скоростью 4 К/мин, регистрируя ДСК-кривые (рис. 1). Масса раствора в контейнере, скорость нагрева и чувствительность измерительной системы были подобраны из расчета минимальной погрешности измерения теплоты плавления (менее 2 %).

Так как плавление кристаллов льда является равновесным фазовым переходом, интегральная теплота плавления эквивалентна площади, заключённой между кривой плавления и базовой линией калориметра (рис. 1). Градуировку калориметра проводили по эталонному веществу, в качестве которого была использована дистиллированная вода двойной перегонки.

Количество незамерзающей воды вычисляли как разность между общим

Экспериментальные результаты и их обсуждение

Проведенные измерения показали, что доля связанной (гидратной) воды в общей массе воды раствора зависит от концентрации раствора. С увеличением содержания сахарозы в растворе возрастает доля связанной воды. Достаточно убедительно этот факт представлен зависимостью отношения массы связанной воды к массе свободной воды раствора от концентрации (рис. 2). Так в растворе с концентрацией 5,5 % содержание свободной воды в 10 раз превосходит содержание связанной, а при концентрации 67,5 % уже содержание связанной воды почти в 1,5 раза превосходит содержание свободной воды.

Представив число гидратации как отношение молей связанной воды к молю растворенной сахарозы и, выразив его в зависимости от концентрации сахарозы в мольных долях, получим кривую гидратации сахарозы (рис. 3).

Видно, что в исследованном интервале концентраций (5,5 – 67,5 массовых %) степень гидратации сахарозы, несмотря на избыток свободной воды в растворе, с увеличением концентрации уменьшается.

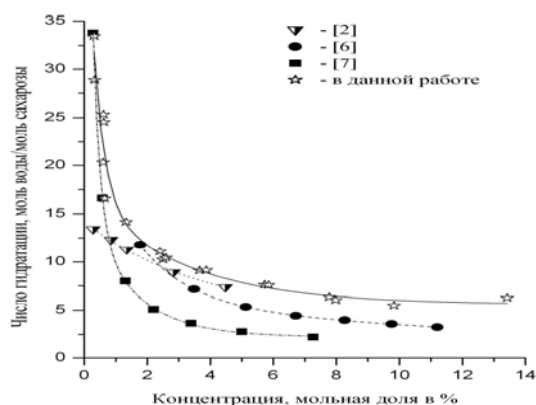


Рис. 3 – Зависимость чисел гидратации сахарозы от концентрации раствора

ным связям с экваториальными гидроксильными группами пираноз. В свою очередь, вода может оказывать влияние на конформационное равновесие сахарозы в растворе в сторону образования энергетически более выгодных конформеров. В растворах различной концентрации молекулы сахарозы принимают пространственную конфигурацию, отвечающую минимуму свободной энергии.

В разбавленных растворах количество молекул воды, связанных с молекулой сахарозы, значительно превышает число её гидрофильных активных центров. Каждая молекула сахарозы как бы окружена водной оболочкой, толщина которой уменьшается с увеличением концентрации раствора. Гидратная оболочка препятствует сближению молекул сахарозы до тех пор, пока значение степени гидратации больше числа активных центров. При дальнейшем увеличении концентрации раствора и переходе в область, где число гидратации сахарозы становится меньше числа её активных центров, становится возможным образование водородных связей между молекулами сахарозы, приводящее к возникновению ассоциатов последней. Подтверждением может быть, наблюдавшийся в работе [13], факт достижения максимума интенсивности анизотропной составляющей рассеянного света в концентрированных растворах. При этом оказались наибольшими и значения вычисленных функций флуктуации.

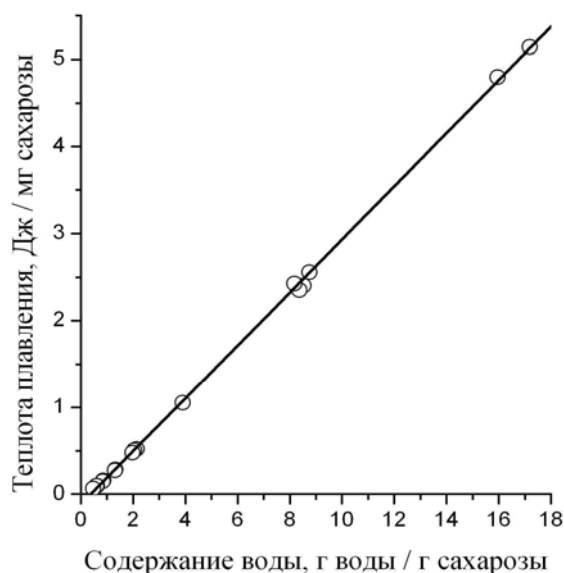


Рис. 4 – Зависимость приведенной теплоты плавления от удельного содержания воды в растворе сахарозы

Полученную кривую гидратации условно можно разделить на три области. Первая, отличающаяся максимальной крутизной изменения степени гидратации, лежит в границах достаточно разбавленных растворов, до 0,01 мольной доли сахарозы. Вторая, переходная, от 0,01 до 0,04 мольных долей и третья область – характеризуется относительно медленным снижением степени гидратации.

Такой характер зависимости говорит о специфичности взаимодействия между сахарозой и водой в растворах различной концентрации, об изменении количества, а возможно и качества водородных связей между ними, о формировании в системе различных структур [12]. Известно, что одним из факторов влияющих на гидратацию сахарозы является относительная пространственная ориентация ее гидроксильных групп [11] и предпочтительны гидратационные взаимодействия по водородным связям с экваториальными гидроксильными группами пираноз. В свою очередь, вода может оказывать влияние на конформационное равновесие сахарозы в растворе в сторону образования энергетически более выгодных конформеров. В растворах различной концентрации молекулы сахарозы принимают пространственную конфигурацию, отвечающую минимуму свободной энергии.

В разбавленных растворах количество молекул воды, связанных с молекулой сахарозы, значительно превышает число её гидрофильных активных центров. Каждая молекула сахарозы как бы окружена водной оболочкой, толщина которой уменьшается с увеличением концентрации раствора. Гидратная оболочка препятствует сближению молекул сахарозы до тех пор, пока значение степени гидратации больше числа активных центров. При дальнейшем увеличении концентрации раствора и переходе в область, где число гидратации сахарозы становится меньше числа её активных центров, становится возможным образование водородных связей между молекулами сахарозы, приводящее к возникновению ассоциатов последней. Подтверждением может быть, наблюдавшийся в работе [13], факт достижения максимума интенсивности анизотропной составляющей рассеянного света в концентрированных растворах. При этом оказались наибольшими и значения вычисленных функций флуктуации.

Прямая функциональной зависимости приведенной теплоты плавления от удельного содержания воды в растворе (водосодержание) при экстраполяции пересекает ось абсцисс в точке так называемого граничного водосодержания раствора (рис.4). Отрезок оси, находящийся между точкой граничного водосодержания и началом координат, представляет область концентраций раствора, в пределах которой в растворе нет свободной воды, т.е. вся вода раствора связана с активными центрами сахарозы. Расчет по линейному уравнению дает значение граничного водосодержания раствора 0,34 г связанной воды на г сахарозы, что соответствует концентрации 74,63 массовых % и – числу гидратации 6,46.

Следует отметить, что величина граничного водосодержания, выраженная в молях связанной воды на моль сахарозы, представляет собой значение координационного числа гидратации, равное количеству гидрофильных активных центров молекулы сахарозы.

Сравнение полученных нами результатов с литературными данными (рис. 2) показало, что удовлетворительное совпадение экспериментальных и расчетных значений наблюдается только в области низких концентраций растворов. Существенные различия в области высоких концентраций можно объяснить тем, что для расчета использовались закономерности, присущие идеальным растворам. Числа гидратации в концентрированных растворах достаточно хорошо согласуются с результатами экстраполяции в работе [9].

Полученные результаты косвенно подтверждают существование различных структур в системе сахара – вода, указывают на плавный переход от одной структуры к другой при концентрировании или разбавлении растворов, а также хорошо коррелируют с характером зависимости вязкости водных растворов сахарозы от концентрации.

Довольно часто возникает необходимость в оценке вклада сахарозы в общее количество связанной воды в самых разнообразных системах, в том числе и в капиллярно-пористых коллоидных материалах растительного происхождения при сушке. С этой целью можно воспользоваться уравнением, которое с коэффициентом корреляции 0,97 аппроксимирует зависимость, представленную на рис. 2:

$$n = 5,6 + 38,0 e^{(-C/0,351)} + 11,5 e^{(-C/0,31)} \quad (2)$$

где n — число гидратации, моль связанной воды на моль сахарозы;

C — концентрация сахарозы, мольная доля %.

Выводы

С помощью низкотемпературной дифференциальной сканирующей калориметрии выполнены исследования гидратации сахарозы, позволившие получить надежные экспериментальные данные о степени гидратации в интервале концентраций от 5,5 до 67,5 массовых %.

Показано, что доля связанной воды в общей массе воды раствора зависит от содержания сахарозы и с увеличением концентрации возрастает.

Получена зависимость чисел гидратации сахарозы от концентрации раствора, в соответствии с которой увеличение концентрации приводит к уменьшению степени гидратации.

Література:

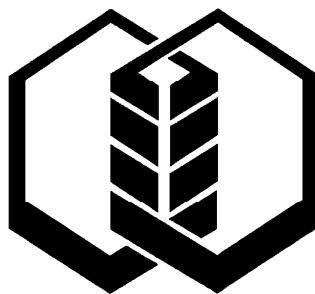
1. Allen A.T. and Wood R.M. Molecular Association in the Sucrose-Water System // Sugar Technology Review. – 1974. – V. 2. – № 12. – P. 165–179.
2. Пасынский А. Г. Сольватация неэлектролитов и сжимаемость их растворов // Журнал физической химии. – 1946. – Т. 20. – № 9. – С.981–994.
3. Сапронов А. Р. Рассеяние света в водных растворах сахарозы // Известия высших учебных заведений // Пищевая технология. – 1962. – № 2. – С.30–34.
4. Харин С. Е., Книга А. А. О водно-сахарных растворах // Известия вузов. Пищевая технология. – 1963. – № 5. – С.47–51.
5. Ахумов Е. И. Гидратация сахарозы в растворах // Журнал прикладной химии. – 1975. – Т. 48. – №2. – С.458–460.
6. Буравлева В. И., Зубченко А. В., Олейникова А. Я. К вопросу о гидратации сахаров // Известия вузов. Пищевая технология. – 1977. – № 5. – С.129–131
7. Харин С. Е., Сорокина Г. С., Книга Л. Л. Степень гидратации сахарозы в водно-сахарных растворах // Известия вузов. Пищевая технология. – 1973. – № 4. – С.75–77.
8. Garrod J. E., Herrington T. M. Apparent molar volumes and temperatures of maximum density of delute aqueous sucrose solutions // J. Phys. Chem. – 1970. – v. 74. – P. 363–370.
9. Франкс Ф. Свойства водных растворов при температурах ниже 0°C // Вода и водные растворы при температурах ниже 0°C / Под ред. Ф. Франкса. – Киев: Наукова думка, 1985. – С.176–276.
10. Деодар С., Лунср Ф. Измерение содержания связанной (незамерзающей) воды методом дифференциальной сканирующей калориметрии // Вода в полимерах / Под ред. С. Роуланда. – М.: Мир, 1984. – 555 с.
11. Фрэнкс Ф. Вода, лед и растворы простых молекул // Вода в пищевых продуктах / Под ред. Р.Б. Дакуорта. – М.: Пищевая промышленность, 1980. – С.14–32.
12. Гулый И.С., Климович В.М. Модель строения растворов сахарозы // Журнал структурной химии. – 1991. – Т. 22. – № 5. – С. 69 – 73.
13. Бурдукова Р. С., Даденкова М. Н., Жмыря Л. П., Орел А. И., Случанко Б. С. О некоторых свойствах сахаров и их водных растворов // Известия вузов. Пищевая технология. – 1972. – № 3. – С.37–45.

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 28

ТОМ 2



**ОДЕСА
2006**

ББК 36.81 + 36.82
УДК 663 / 664

Головний редактор, професор
Заступник головного редактора, професор
Технічний редактор

Б.В.Єгоров
Е.Й. Жуковський
Т.Л. Дьяченко

Редакційна колегія,
доктори наук, професори:

Р.В. Амбарцумянц, А.Т. Безусов, О.Г. Бурдо,
Л.Г. Віннікова, М.Д. Захаров, О.І. Гапонюк,
О.К. Гладушняк, К.Г. Іоргачева, Л.В. Капрельянц,
Г.Ф.Козлов, В.О. Моргун, Г.М.Станкевич, Н.К. Черно

Збірник опубліковано за рішенням вченої ради від 27.12.2005 р., протокол № 5

Одеська національна академія харчових технологій
Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій /
Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2006. – Вип. 28. – Т. 2

Наукові праці ОНАХТ входять в перелік № 1 наукових фахових видань України, в яких
можуть публікуватись результати дисертаційних робіт на здобуття наукових ступеней
доктора і кандидата наук
(Бюлетень ВАК України, 1999, № 4)

За достовірність інформації відповідає автор публікації

Віддруковано у видавничому центрі «ТЕС»

ISBN 966-8145-34-8

© Одеська національна академія харчових технологій, 2006

**6. ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ.
ВИКОРИСТАННЯ ТЕПЛОВИХ
ТРУБ, ТЕПЛОВИХ НАСОСІВ,
ХОЛОДИЛЬНИХ МАШИН.
АВТОМАТИЗАЦІЯ.**

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНА ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА КОМБІКОРМОВОЇ ПРОДУКЦІЇ З ВИКОРИСТАННЯМ КОРМОВИХ ТРАВ

Сгоров Б.В., Бурдо О.Г., Хоренжий Н.В.

Одеська національна академія харчових технологій

Однією з глобальних проблем в Україні є проблема енергозабезпечення в різних галузях агропромислового комплексу. Значні витрати енергії при переробці сировини на порядок підвищують ціни готової продукції, що призводить до неконкурентоспроможності останньої. Тому пошук нових енергоефективних технологій, в тому числі в комбікормовому виробництві, є нагально необхідним. З іншого боку в Україні протягом останніх років значно скоротилась сировинна база комбікормової галузі як в асортименті, так і кількісно. Майже зникло на ринку кормових засобів вітамінне трав'яне борошно.

Найпоширеніший метод консервування кормових трав – їх сушіння в умовах навколишнього середовища або шляхом активного вентиляування для отримання сіна. Існуючі технології приготування сіна також недосконалі через великі втрати поживних речовин. Наприклад, при висушуванні сіна в полі втрати протеїну сягають 40 – 70 %, каротину – в середньому 90 % [1]; в результаті чого отримується грубий корм, в якому міститься достатньо велика кількість клітковини. Але з усіх відомих методів консервування цей метод є найпростішим та найдешевшим.

Іншим методом є примусове зневоднення кормових трав. Аналіз існуючих методів примусового зневоднення кормових трав [2, 3, 4, 5] дозволяє скласти схему комплексної переробки (рис. 1). Зі схеми видно, що більш проста в реалізації, із меншою кількістю операцій є технологія штучного сушіння, яка дозволяє отримати трав'яну різку, січку або борошно, а за умов застосування пресування – брикетоване або гранульоване трав'яне борошно.

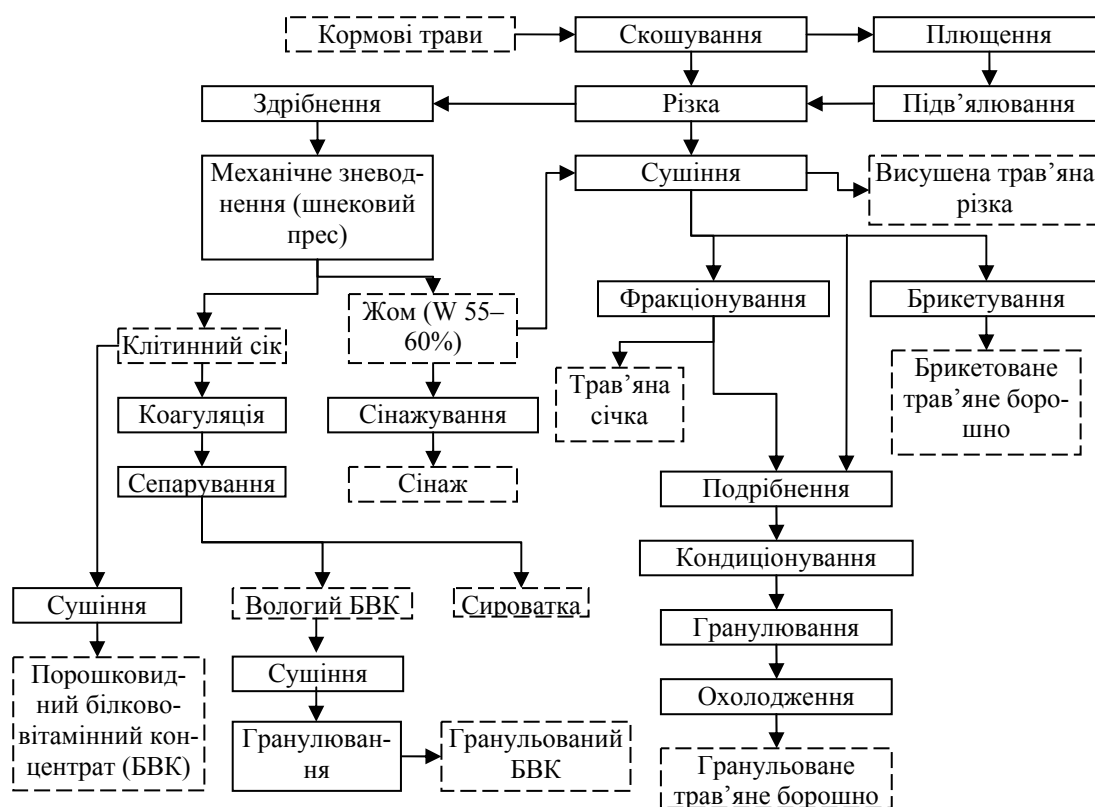


Рис. 1 – Схема комплексної переробки кормових трав методом примусового зневоднення

Свого часу набула статусу промислової технологія високотемпературного сушіння кормових трав, яка включає в себе наступні операції:

- скошування бобових трав із вологістю понад 70 % у стадії бутонізації (злакових – в стадії виходу в трубку) з одночасним подрібненням до розміру частинок 10 – 30 мм та завантаженням цієї маси у транспортні засоби, які постачають її до сушарного агрегату [6]:

- високотемпературне сушіння до вологості 9 – 12 %;
- подрібнення у молотковій дробарці;
- гранулювання та охолодження.

Якість проведення цих технологічних операцій прийнято оцінювати за вмістом каротину в готовій продукції або за його втратами. Так, як зазначає В.А. Халюткін та А.М. Жабров [7, 8], загальні втрати каротину при виробництві трав'яного борошна можуть сягати 96 % від початкового вмісту в рослинах, мінімально можливі втрати каротину складають 20 %; при зберіганні втрачається до 30 % цієї біологічно

активної речовини. При чому, найбільшій чутливості до стресових факторів, що приводять до втрат поживних речовин, у тому числі й каротину, рослина набуває у ході високотемпературного сушіння, де найменше недотримання режимів може призвести навіть до повної втрати поживності корму.

Отже при виробництві трав'яного борошна сушіння є ключовою операцією, яка визначає не тільки його якість, але й загальну енергоємність всієї технології.

При виготовленні трав'яного борошна за промисловою технологією питомі витрати електроенергії складають понад 170 кВт год. Аналіз структури витрат електроенергії показує (рис. 2), що її валова частка (66 %) припадає саме на процес сушіння.

При сушінні у якості джерела енергії використовується не тільки електрика, але й паливо. Проведений паливо-енергетичний ба-

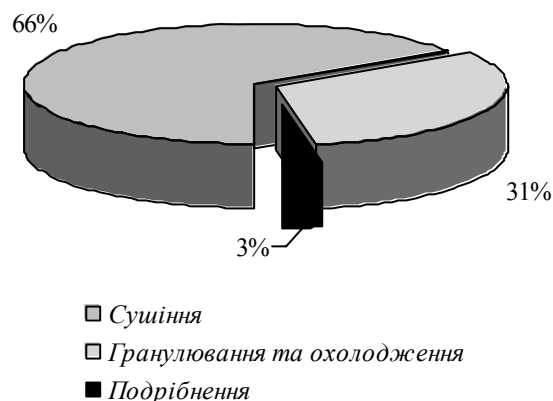


Рис. 2 – Структура витрат електроенергії при виробництві трав'яного борошна

ланс технології (табл. 1) показує, що дизельне паливо забезпечує приблизно 94 % всіх потреб обладнання в енергії, а його вартість складає майже 91 % від загальних витрат на всі паливо-енергетичні ресурси (ціни на енергоносії у 2004 р.).

Таблиця 1 – Паливо-енергетичний баланс технології у розрахунку на одиницю продукції

Паливо-енергетичні ресурси	Енергетичний еквівалент		% енергії	Вартість, грн	% вартості	Питома вартість грн/МДж
	кВт год	МДж				
Електроенергія	177	636	6	36	9	0,203
Дизельне паливо	2574	9266	94	363	91	0,141
Усього	2,751	9902	100	399	100	

Таким чином, з проведеного енергетичного аудиту технології виробництва гранульованого трав'яного борошна можна зробити висновки, що найдорожчим джерелом енергії, яке використовується в процесі сушіння, є паливо.

Висока ринкова вартість палива у поєднанні з постійно зростаючою його часткою у формуванні собівартості готової продукції призводить до економічної недоцільності відновлення цехів по виробництву трав'яного борошна. Більш перспективною є розробка енергозберігаючої технології виробництва комбікормової продукції з використанням альтернативного кормового засобу – сирової трав'яної різки.

В Одеській національній академії харчових технологій на кафедрі технології комбікормів під керівництвом д.т.н., проф. Сгорова Б.В. запропоновано та науково обґрунтовано новий технологічний спосіб виробництва комбікормової продукції з використанням кормових трав без їх попереднього або наступного сушіння, який дозволяє значно розширити сировинну базу комбікормового виробництва за рахунок трав та зеленої маси культурних рослин, розробити нову енергозберігаючу технологію. Застосування технологічних процесів подрібнення сумішей кормових засобів, гранулювання та екструзування створює

умови для розробки і реалізації такої технології на комбікормових заводах, розташованих в сільській місцевості.

Запропонований спосіб детально розглянемо на прикладі нової технології виробництва комбікормової продукції, для великої рогатої худоби (рис. 1).

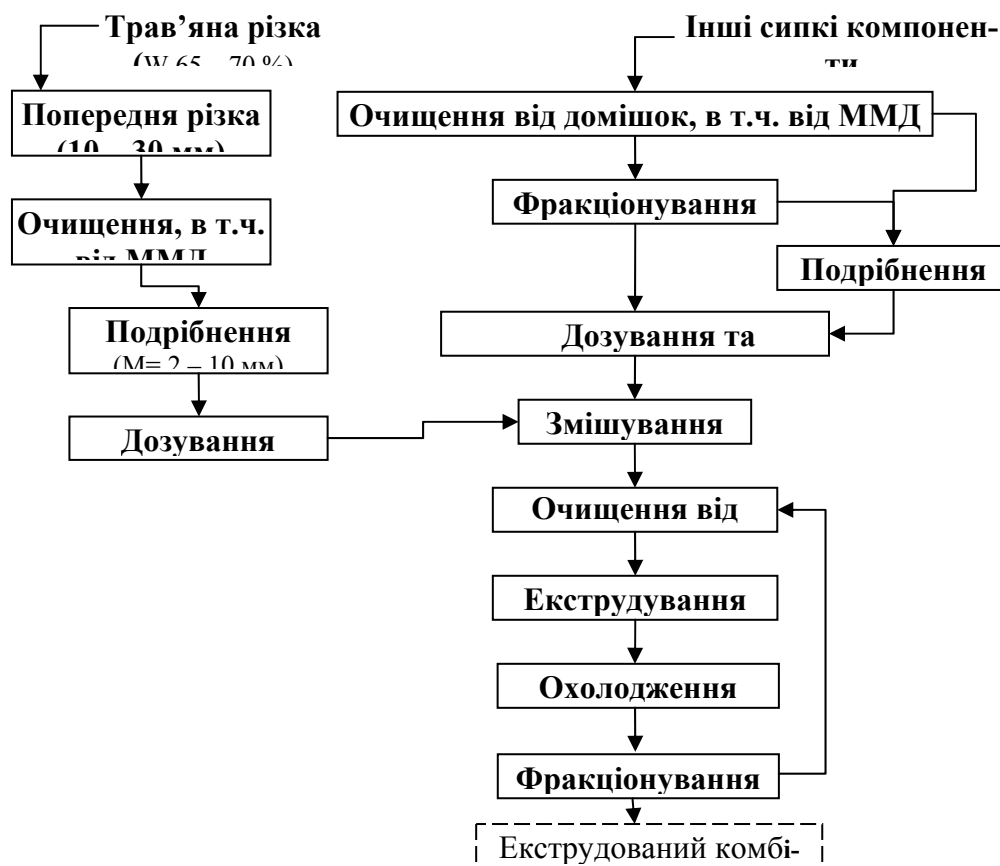


Рис. 3 — Блок-схема технології виробництва комбікормової продукції з використанням кормових трав для великої рогатої худоби

В новій технології провідне місце належить процесу екструдуювання, задача якого окрім підвищення кормової цінності та знезараження, буде полягати ще й у зневодненні.

Суть процесу екструдуювання полягає у перетворенні механічної енергії, яка виникає при переміщенні вологого матеріалу через прес, в тепло завдяки подоланню внутрішнього тертя та пластичній деформації, підвищуючи тиск в машині, а також у „декомпресійному шоку”, який виникає на виході продукту із екструдеру при різкому перепаді тиску та температури через випаровування вологи. Під дією цих процесів при екструдюванні полімери піддаються фазовим перетворенням (білки денатують, крохмаль та клітковина піддаються деструкції та декстринізації), що сприяє підвищенню перетравності поживних речовин, а сам продукт може втрачати до 50 % вологи від початкового рівня.

Однак екструдувати тільки вологі корми рослинного походження не уявляється можливим внаслідок того, що їх початкова масова частка вологи далека від оптимальної для цього процесу. Витрати на їх попереднє зневоднення (підсушування) перевищать прибуток від реалізації подібного прийому.

Цього протиріччя можна позбутися шляхом екструдювання вологих кормів у сукупності з іншими сухими компонентами (адсорбентами) у співвідношенні, яке забезпечує їх середньозважену вологість на рівні оптимального для цього процесу. Включення, наприклад, сирової люцернової різки у діапазоні 10 – 20 % з початковою вологістю 65 – 70 %, забезпечує середньозважений вміст масової частки вологи в розсипному комбікормі в межах 16 – 27 %, тобто відповідає рекомендованому для екструдювання [9]. Звичайно цього рівня вологи досягають зволоженням продукту водою або парою, що є достатньо дорогою процедурою. Включення ж компонентів із високим вмістом вологи дозволить уникнути додаткових витрат.

Крім того, в літературі відсутні дані про обґрунтовані режими екструзії як кормових трав, так і комбікормів із їх включенням. Відомі режими екструдувати зернових застосовувати не можливо внаслідок їх відмінностей як за хімічним складом, так і за фізичними властивостями, особливо масовим вмістом вологи. Таким чином, задача дослідження полягає в обґрунтуванні оптимальних режимів екструдувати комбікормів-концентратів з включенням кормових трав.

Дослідження проводили із використанням теорії експериментів, в якій центральне місце належить концепції оптимізації вибору умов проведення експериментів. Вибір полягає в розгляді всіх перемінних або факторів, які визначають стан об'єкта. В силу особливостей запропонованої технології доцільно припустити, що конструктивно-кінематичні параметри преса – незмінні, а домінуючий вплив на об'єкт будуть мати сировина та її деякі властивості: кількість люцернової різки X_1 , %; довжина люцернової різки X_2 , мм; крупність зернової сировини X_3 , мм.

У відповідності із поставленою задачею дослідження формування режимів екструдувати здійснено за критеріями оптимізації, які характеризуються:

кількісним показником - продуктивністю пресу, Q , кг/год, на суху речовину;

енергетичним – питомою енергоємністю процесу, $N_{\text{пит}}$, кВт/год/кг;

якісними показниками – домінуючий – втрати каротину, %.

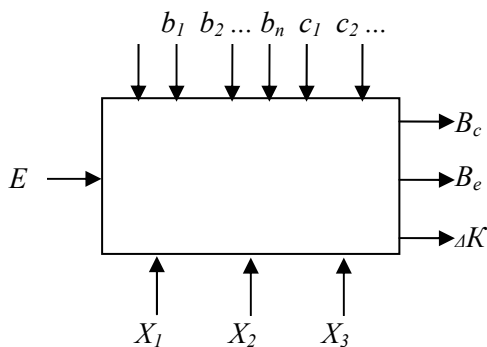


Рис. 4 – Параметрична модель технологічного процесу екструдувати

Всі ці критерії повинні бути оптимізовані таким чином, аби отримувати якомога більшу кількість екструдату за одиницю часу стандартної вологості (не більше 13 %) із найменшими втратами каротину та витратами електроенергії.

Комплекс досліджених величин можна представити у вигляді параметричної моделі (рис. 4).

При чому, окремі компоненти рецепту комбікорму позначимо b_n , їх вартість c_n . Комплекс досліджуваних параметрів – X_1 , X_2 , X_3 .

Енергетичні витрати на процес екструдувати позначимо E .

Якісні параметри, що визначають цільову функцію оптимізації режимів процесу екструдувати, – це сумарна вартість сировини (B_c), вартість електроенергії (B_e), витраченої на процес, та втрати каротину трав'яної різки (ΔK).

Таким чином, сумарна вартість сировини для певного рецепту обчислюється за формулою:

$$B_c = \sum_{j=1}^n c_j \cdot b_j + c_{x_j} \cdot X_j \quad (1)$$

Комплекс виконаних експериментальних досліджень дозволив встановити кореляцію між енергетичними витратами та параметрами X_1 , X_2 , X_3 за допомогою коефіцієнта q_i :

$$B_{ei} = q_i \cdot X_i \quad (2)$$

Втрати каротину в процесі екструдувати визначаємо як різницю між значенням K_i та базовим, тобто мінімальним, значенням K_o за формулою:

$$\Delta K = K_i - K_o \quad (3)$$

Отже, задачу оптимізації режимів процесу екструдувати поставлено наступним чином:

$$(B_c + B_e)_i = A_i \rightarrow \min$$

$$\Delta K_i = B_i \rightarrow \min$$

Як бачимо, задача оптимізації у нашому випадку виявилась багатокритеріальною. Тому доцільно привести її до однокритеріальної встановивши загальну розмірність або безрозмірність цільових функцій A_i та B_i . Найкращий шлях – це економічне узгодження цільових функцій. Але диференціювання вартості продукту за значенням K не уявляється можливим. Тому функції приведено до безрозмірного вигляду, визначивши ступінь їх відхилення від їх мінімальних значень, за формулами:

$$\left[\frac{\sum_{j=1}^n c_j \cdot b_j + c_{x_1} \cdot X_1 + q \cdot X_1}{\sum_{j=1}^n c_j \cdot b_j + c_{x_1} \cdot X_1 + q \cdot X_1} \right]_i = A_i \rightarrow \min \quad (4)$$

$$\left[\frac{\Delta K}{K_o} \right]_i = B_i \rightarrow \min \quad (5)$$

Значимість кожного функціонала визначимо за допомогою кореляційних коефіцієнтів α_1 та α_2 , тобто коефіцієнтів „вагомості”, за умовами:

$$1 \leq \alpha_i \leq 0 \text{ та } (\alpha_1 + \alpha_2) = 1$$

Функціонал є сумою локальних критеріїв з урахуванням їх вагомості та у загальному випадку визначається за формулою:

$$\Phi = (\alpha_1 \cdot A_i + \alpha_2 \cdot B_i) \rightarrow \min \quad (6)$$

Таким чином, рішення поставленої задачі зводилося до визначення функції Φ , яка представляє собою теоретичну залежність якості продукту, витрат енергії на екструдювання, собівартість одержаної продукції від ефективності роботи (режиму) екструдера, встановленої потужності, вартості сировини, та ін. параметрів оптимізації.

Виконані розрахунки при $\alpha_1 = 0,1$ та $\alpha_2 = 0,9$ у діапазонах досліджуваних параметрів - X_1, X_2, X_3 , зазначених раніше. При оптимізації обрано подібне співвідношення через наступне. Цінна найменш нестійка біологічно активна речовина у досліджуваних зразках – каротин, по схоронності якого можна судити й про схоронність інших термолабільних речовин. Тому мінімізація його втрат при оптимізації повинна бути визначальною, що досягається шляхом надання максимально можливого значення коефіцієнту вагомості $\alpha_2 = 0,9$.

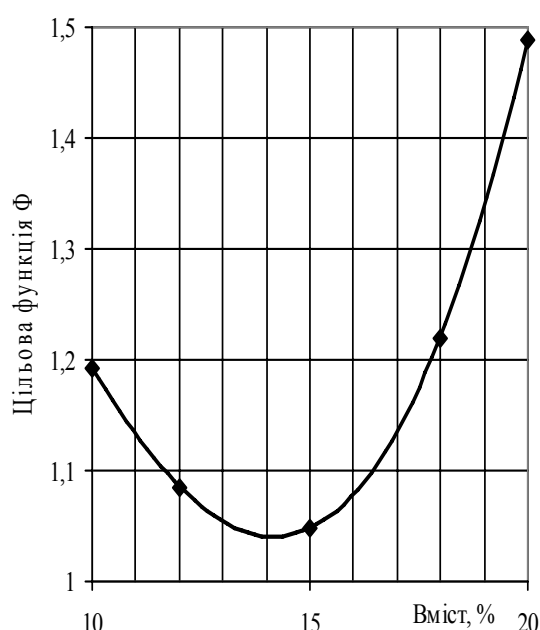


Рис. 5 – Графік залежності цільової функції Φ від вмісту в комбікормі кормових трав

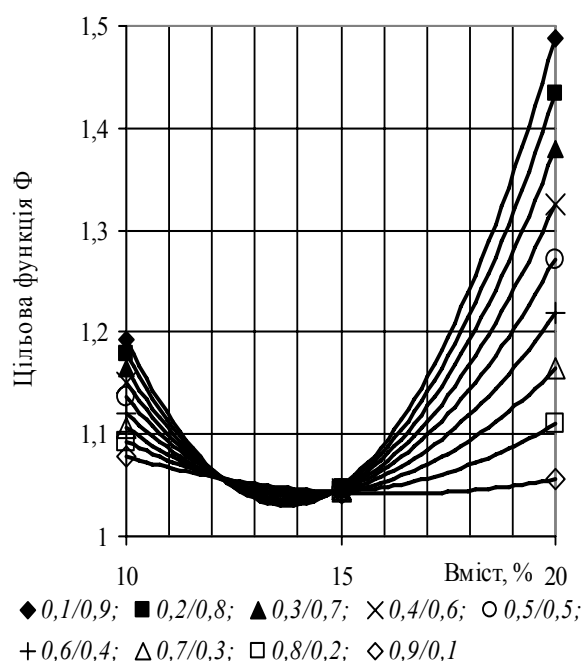


Рис. 6 – Графік залежності цільової функції від вмісту в комбікормі кормових трав при різному співвідношенні коефіцієнтів вагомості α_1 / α_2

Результати розрахунку (рис. 5) показують, що цільова функція приймає мінімальні значення при вмісті кормових трав в комбікормі у діапазоні 13 – 15 %.

Подальші розрахунки при різних значеннях коефіцієнтів кореляції показали (рис. 6), що, в дійсності, незалежно від домінування фінансової або якісної складової при оптимізації цільова функція приймає мінімальні значення все одно при вмісті кормових трав в комбікормі у діапазоні 13 – 15 %.

В новій технології відсутні технологічні процеси сушіння та подвійного гранулювання трав'яної різки, характерні для технології виробництва трав'яного борошна, які призводять до зниження вмісту каротину. Експериментально встановлено, що втрати каротину в результаті екструдювання комбікорму-концентрату не перевищують 6 – 8 %. Тому, як показують результати лабораторних та виробничих експериментів (табл. 2), готова продукція із включенням подібної сировини відрізняється підвищеним вмістом цієї біологічно активної речовини, у порівнянні із комбікормом, до складу якого входить трав'яне борошно у відповідній кількості, рівній за поживністю (на суху речовину) вмісту трав'яної різки в екструдаті.

Це пояснюється тим, що втрати каротину при виробництві за розробленою технологією за рахунок мінімізованої кількості операцій із трав'яною різкою, м'яких режимів екструдювання та запобігання сушіння значно менші, ніж при виробництві трав'яного борошна.

Таблиця 2 – Поживність екструдованих комбікормів-концентратів для телят віком 2 – 6 міс., в 1 кг

Показники якості	Вміст трав'яної різки, %		
	10	15	20
Вміст сирого протеїну, г на СР	170	202	230
Вміст сирі клітковини, г на СР	44	50	61
Вміст нітрів, мг на СР	31	34,8	38
Ступінь клейстеризації крохмалю, %	53	45	34
Втрати каротину, % від початкового	7,8	7	10
Вміст каротину, мг на СР	10	14,8	19,8

Розроблена технологія забезпечує ефективне використання кормових трав у складі комбікормів-концентратів у кількості до 20 %. Використання нової технології дає можливість значно розширити сировинну базу комбікормового виробництва за рахунок трав та зеленої маси культурних рослин. А реалізація на практиці розробленої технології не потребує особливих докорінних змін в схемі технологічного процесу, отже й значних додаткових капітальних витрат для придбання обладнання.

Проведений науково-господарський дослід на телятах по визначенню продуктивної дії екструдованих комбікормів-концентратів із включенням трав'яної різки в ВАТ „Кордонське” Комінтернівського району Одеської області дозволив встановити, що на 1 кг приросту тварин в контрольній групі витрачено 4,6 кормових одиниць і 610 г перетравного протеїну, в дослідній відповідно 4,2 та 580; що на 8,7 та 5,0 % менше по відношенню до контрольної групи за 60 днів.

Техніко-економічний аналіз витрат паливо-енергетичних ресурсів (табл. 3), показав, що виключення енергоємного процесу сушіння при ефективному використанні екструдювання дозволяє суттєво зменшити витрати на паливо-енергетичні ресурси (ціни на енергоносії у 2005 р.).

Таблиця 3 — Техніко-економічний аналіз витрат паливо-енергетичних ресурсів, на 1 т сухої речовини

Технологія виробництва	Витрати на паливо-енергетичні ресурси у виразі				
	енергетичному		кошторисному, грн.		
	Електроенергії, МДж	Дизельного палива, л	Електроенергії	Дизельного палива	Сумарні
Трав'яного борошна	645	168	36	583	619
Комбікормів-концентратів	1154	-	65,2	-	65,2
Усього (комбікорм з 5 % трав'яного борошна)	1186	8,4	67	29,2	96,2
Екструдованих комбікормів-концентратів (нова)	851	-	48	-	48

Проведений енергетичний аналіз дозволяє зазначити, що нова технологія, не дивлячись на використання енергоємного процесу екструдювання, є енергозберігаючою у порівнянні з традиційною технологією сушіння кормових трав та подальшого виробництва комбікормів з включенням трав'яного борошна. Зменшення витрат на паливо відбувається на суму порядку 29,20 грн/т, енергії - 19 грн/т, тобто загальна економія витрат на паливо-енергетичні ресурси 48,2 грн/т (у виразі на суху речовину).

Наприкінці слід зазначити, що застосування нової розробленої технології сприяє не тільки підвищенню енергетичної ефективності, але й дозволяє запобігти погіршенню екологічного стану повітря, яким супроводжується звичайне промислове виробництво трав'яного борошна, виділяючи в навколишнє середовище продукти згоряння дизельного палива у великих концентраціях.

Література

1. Шпаков А., Бондарев В. Выгоднее запастись корма по новым технологиям // Животноводство России. – 2003. – № 9. – С. 14 – 16.

2. Кучинскас З.М. Оборудование для сушки, гранулирования и брикетирования кормов / З.М. Кучинскас, В.И. Особов, Ю.Л. Фругер. – М.: Агропромиздат, 1988. – 208 с.
3. Севернев М.М. Механическое обезвоживание и термическая сушка высоковлажных кормов/ М.М. Севернев, Н.Ф. Терпиловский, В.В. Майонов. – М.: Колос, 1980. – 149 с.
4. Яцко М. Переработка зеленых кормов методом фракционирования / М. Яцко, А. Нагорный, З. Кинзбургский // Корма. – 1976. – № 8. – с. 39 – 41.
5. Пономарев А.Ф. Использование продуктов фракционирования зеленой массы растений / А.Ф. Пономарев, Т.К. Алимов, А.А. Шапошников // Животноводство. – 1985. – № 5. – С. 36 – 39.
6. Баниконене Я., Сушинскас А. Уточненные схемы по использованию трав для производства полнорационных кормов // Сб. науч. ст. Литовского НИИ земледелия. Т. 49. – 1984. – С. 48-57.
7. Халюткин В.А. Сохранность каротина при производстве и хранении прессованных кормов. // Механизация процессов кормопроизводства и переработки сельхозпродукции. – Ставрополь, 1992. – С. 10 – 14.
8. Жабрев А.М. Влияние степени измельчения и условий хранения зеленых кормов на содержание каротина // Бюл. ВНИИ Разведения и генетики с.-х. животных. Т. 111. – 1989. – С. 31 – 33.
9. Применение экструзии при производстве диетических продуктов, обогащенных пищевыми волокнами / О.Е. Павловская, Л.Ф. Голтвяница, Л.Г. Винникова, и др. // Обзор. Информ. МСХ Рос. федер. АгроНИИТЭИПП. Пищ. пром-сть. Серия „Кондитерская пром-сть”. – 1992. – Вып. 2. – 20 с.

КОМБИНИРОВАННОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ КОНДЕНСАТОРОВ ХОЛОДИЛЬНЫХ УСТАНОВОК ХОЛОДИЛЬНЫХ КАМЕР И ВИТРИН

**Грандов А.А., Гоголь М.М., Кологривов М.М.
Одесская государственная академия холода**

В настоящее время получила широкое распространение реализация пищевых продуктов в крупных торговых центрах. Это вызывает необходимость создания в них средних и крупных холодильных систем, включающих в себя, как правило, одну или несколько низкотемпературных камер, холодильные витрины и шкафы, расположенные в разных концах больших торговых залов. Холодильные системы создаются не как единое целое, а набором независимых модулей, в которых используются конденсаторы с принудительным воздушным охлаждением. Компрессорно – конденсаторные агрегаты этих установок в большинстве случаев размещены в тесных подвальных или полуподвальных помещениях, иногда конденсаторы вынесены на улицу под навесы. Для установок малой и средней производительности такое решение вполне оправдано и применяется давно. Проблемы возникают при совместной работе многих установок в ограниченных объемах помещений и в жаркую летнюю погоду.

Обследование работы холодильных систем крупных универсамов Одессы показало целесообразность применения водяного охлаждения конденсаторов в теплое время года и воздушного – в холодное. Сотрудниками ОГАХ разработана комбинированная система охлаждения конденсаторов холодильных установок, включающая в себя последовательную установку двух конденсаторов: воздушного и водяного с системой оборотного водоохлаждения. Переключение режима охлаждения может осуществляться автоматически или вручную.

При использовании водяного охлаждения конденсаторы всех установок соединяются в единую водопроводную сеть со своим насосом, баком запаса воды и градирней. В системе можно использовать компактную вентиляторную градирню малой производительности. В Одессе такие градирни производительностью по охлаждаемой воде от 10 до 80 м³/ч полной заводской готовности выпускаются фирмой «РемКом».

Разработанная система охлаждения конденсаторов имеет ряд преимуществ перед используемыми:

— в жаркое время года позволяет не нарушать температурный режим хранения пищевых продуктов, чем повышает покупательский спрос, особенно на молочные продукты.

— использование водяного охлаждения конденсаторов в жаркое время года снижает температуру конденсации с 43 до 30 С, потребляемую мощность на 15 –20% и увеличивает надежность работы холодильного оборудования.

— в теплое время года отводит тепловыделения конденсаторов в систему оборотного водоохлаждения, чем избавляет помещения от избыточных тепловыделений.

— в холодное время года воздушные конденсаторы становятся дополнительными источниками тепла в помещениях, что может существенно снизить затраты на отопление.

Системы комбинированного охлаждения нашли применение в универсамах торговой корпорации «Таврия – В» в г. Одессе, где были установлены в 2003 – 2004 г.г. и зарекомендовали себя как экономичное и надежное техническое решение.

АНАЛИЗ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЙ КОНСЕРВНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Васылив О.Б.

Одесская национальная академия пищевых технологий

Консервная промышленность - одна из основных отраслей пищевой промышленности. Многообразие сырья, используемого для производства консервов, обуславливает большое количество технологий в этой отрасли [1, 2]. Значительная доля консервов, выпускаемых сегодня в Украине, приходится на соки. Так, в 2002 году в Украине было выработано 824871 туб разных соков, что составило 62 % от общего объема производства плодоовощных консервов. В последние годы эта доля стремительно растет. При этом, растут объемы производства концентрированных соков. Например, в 2002 году 2/3 изготовленного яблочного сока приходилось на концентрированный сок.

В современных экономических условиях количество выпускаемой продукции диктуется спросом, который обусловлен соответствием качества и стоимости продукции потребностям покупателей. Качество и стоимость консервной продукции зависит от многих факторов, среди которых наибольшее влияние оказывает технология получения этой продукции.

Характерной чертой отечественных пищевых технологий, в том числе и технологий консервной отрасли, является высокая энергоемкость производства. Так, энергетическая составляющая в себестоимости отечественных пищевых продуктов сегодня в среднем в 4 – 6 раз выше, чем в индустриально развитых странах мира [3]. Поэтому актуальным является вопрос о повышении энергетической эффективности технологий пищевых производств, в том числе и консервных. Первым этапом решения этой проблемы является оценка энергетических затрат на производство продукции.

Технологии консервного производства представляют собой совокупность механических, гидромеханических, тепловых и массообменных процессов обработки сырья. К механическим процессам относятся калибровка, измельчение, дробление и прессование исходного сырья. К гидромеханическим относятся: процессы фильтрования соков, сиропов и заливок; процессы перемешивания различных смесей; центрифугирование соков. К тепловым процессам относятся: процессы нагревания и охлаждения сырья и промежуточных продуктов; процессы выпаривания влаги из соков и пюреобразных масс; процессы стерилизации, пастеризации, замораживания и хранения в замороженном либо охлажденном состоянии готовой продукции или полуфабрикатов. К массообменным процессам относятся: процессы сушки плодов, пюреобразных масс и соков; процессы обезвоживания вымораживанием соков и экстрактов; процессы экстракции растительного сырья; процессы отгонки и улавливания ароматических веществ из соков и экстрактов. Среди названных групп процессов наиболее энергоемкими являются тепловые и массообменные процессы, поскольку их осуществление связано с использованием значительных количеств электрической и тепловой энергии.

Энергопотребление тепловых и массообменных аппаратов зависит от многих факторов. Влияние оказывают производительность аппарата, конструктивные особенности и принцип организации процесса, режим эксплуатации аппарата, наличие соответствующей изоляции на паропроводах и трубопроводах, степень использования вторичных энергоресурсов и др.

В таблице 1 представлены результаты оценки влияния конструктивных особенностей танков на стоимость их паровой стерилизации. Паровая стерилизация танков производится перед заполнением их полуфабрикатом для хранения. Оценка произведена по стоимости удельных (на единицу объема танка) энергетических затрат на обработку танков при регламентируемых технологической инструкцией режимах. Постоянными для всех расчетных вариантов были: расход пара – 3,3 кг/мин; температура конденсата – 95 °С; давление пара – 1,5 бар; температура окружающей среды – 15 °С.

Анализ полученных результатов свидетельствует о том, что с увеличением объема танка стоимость удельных энергетических затрат на его тепловую обработку уменьшаются. Существенное влияние на уровень энергетических затрат оказывает способ организации процесса.

Таблица 1 - Результаты оценки влияния конструктивных особенностей танков на стоимость их паровой стерилизации

Показатели	Танки для хранения полуфабрикатов				
	1	2	3	4	5
Объем, м ³	10	15	20	25	30
Площадь поверхности, м ²	26	34	41	48	56
Длительность обработки, мин	42	57	72	88	100
Стоимость удельных энергетических затрат на обработку танков, коп/м ³	3,0	2,7	2,6	2,6	2,4

На рисунке 1 представлены результаты анализа энергетических затрат различных типов выпарных установок. В качестве объектов исследований выбраны выпарные установки без сжатия пара, выпарные установки с тепловым сжатием пара и выпарные установки с механическим сжатием пара. На рис.1а представлены результаты расчета суммарной стоимости энергетических затрат на процесс удаления одной тонны воды. На рис.1б представлены относительные энергозатраты выпарных установок различных типов. Под относительными энергозатратами рассматривается показатель, характеризующий отношение суммарной стоимости электрической и тепловой энергии, расходуемой на удаление одной тонны воды к стоимости одной тонны пара:

$$E_o = \frac{U_{\text{э}} + U_{\text{п}}}{U_{\text{п}}}$$

На рис. 1в представлен характер изменения суммарных энергетических затрат трехступенчатых вакуум выпарных аппаратов различных типов при увеличении стоимости электрической и тепловой энергии до уровня мировых цен на эти энергоносители. Результаты, представленные на рис.1, получены на основе данных по потреблению электроэнергии и пара в различных типах выпарных установок и с учетом цен на эти энергоресурсы в Украине. Анализ полученных результатов свидетельствует о том, что наибольшими затратами энергии на процесс характеризуются одноступенчатые, двухступенчатые и трехступенчатые выпарные установки без сжатия пара. Однако при увеличении количества ступеней выпаривания эффективность таких аппаратов возрастает. В случае повышения в Украине стоимости энергоресурсов до мировых цен перспективными для концентрирования соков и уваривания плодово-ягодных и овощных масс становятся выпарные аппараты с механическим сжатием пара.

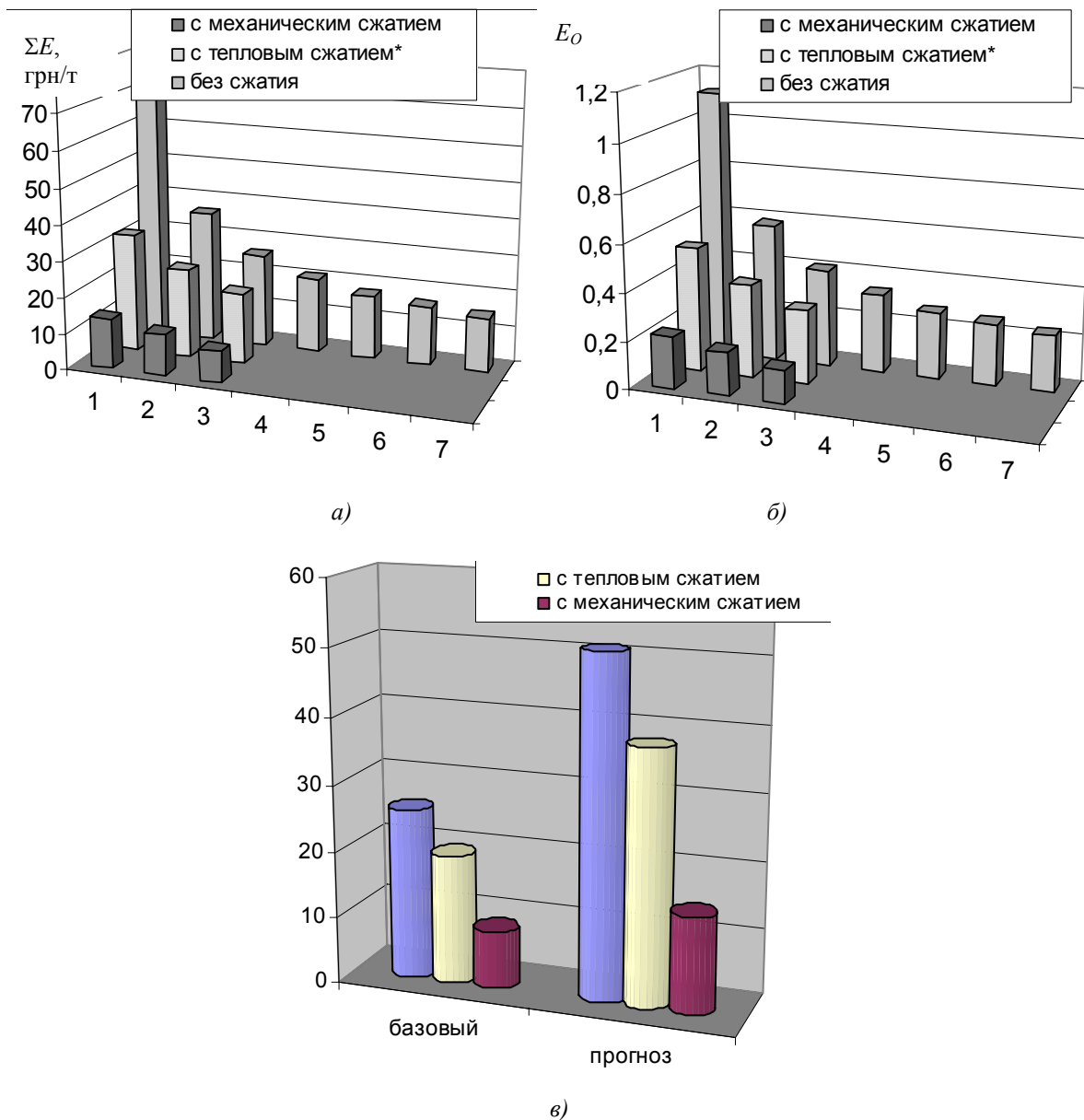
Очевидно, что данные о энергоэффективности того или иного аппарата необходимы каждому предприятию, поскольку они позволяют определить «узкие места» технологии и при возможности осуществить замену высоко энергоемкого оборудования на более энергоэффективное. Вместе с тем, следует отметить, что энергоэффективность технологии зависит не только от энергетических затрат в аппаратах, реализующих те или иные процессы обработки сырья. Важное значение имеет уровень потерь энергии по производству, а также эффективность использования вторичных энергоресурсов. Поэтому для повышения энергетической эффективности консервного производства актуальным является решения еще ряда вопросов, а именно:

- определение источников тепловых потерь на предприятии. Для этого могут использоваться как аналитические так и физические исследования;
- определение путей использования в производстве или за его пределами низкопотенциальной энергии (конденсата, отработанной горячей воды, отработанного сушильного агента).

В качестве примера определения потерь энергии в производстве представлен анализ процессов холодильного хранения продуктов. На рис. 2 представлена эстафетная модель преобразования энергии в системе охлаждения. К двигателю 1, который является приводом компрессора 2, подводится мощность (N_e , кВт). В компрессоре происходит сжатие пара холодильного агента и ему передается энергия E_n . Далее пары холодильного агента из компрессора с давлением p_k и температурой t_k поступают в конденсатор 3, где конденсируются. При конденсации происходит процесс потери тепла с потенциалом $Q_{\text{кд}}$ в окружающую среду. Жидкий холодильный агент поступает в испаритель 4, где кипит при температуре t_0 и давлении p_0 . На этом участке осуществляется теплообмен между поверхностью испарителя и охлаждаемым продуктом. Необходимая для охлаждения продукта энергия состоит из полезных затрат энергии и суммарных потерь. Потери в процессе охлаждения продуктов возникают за счет освещения помещений, за счет работы различных механизмов, при открывании дверей, обусловлены наличием персонала и возникают при внесении в охлаждаемую камеру продукта. На рис.2 энергия, поступающая через

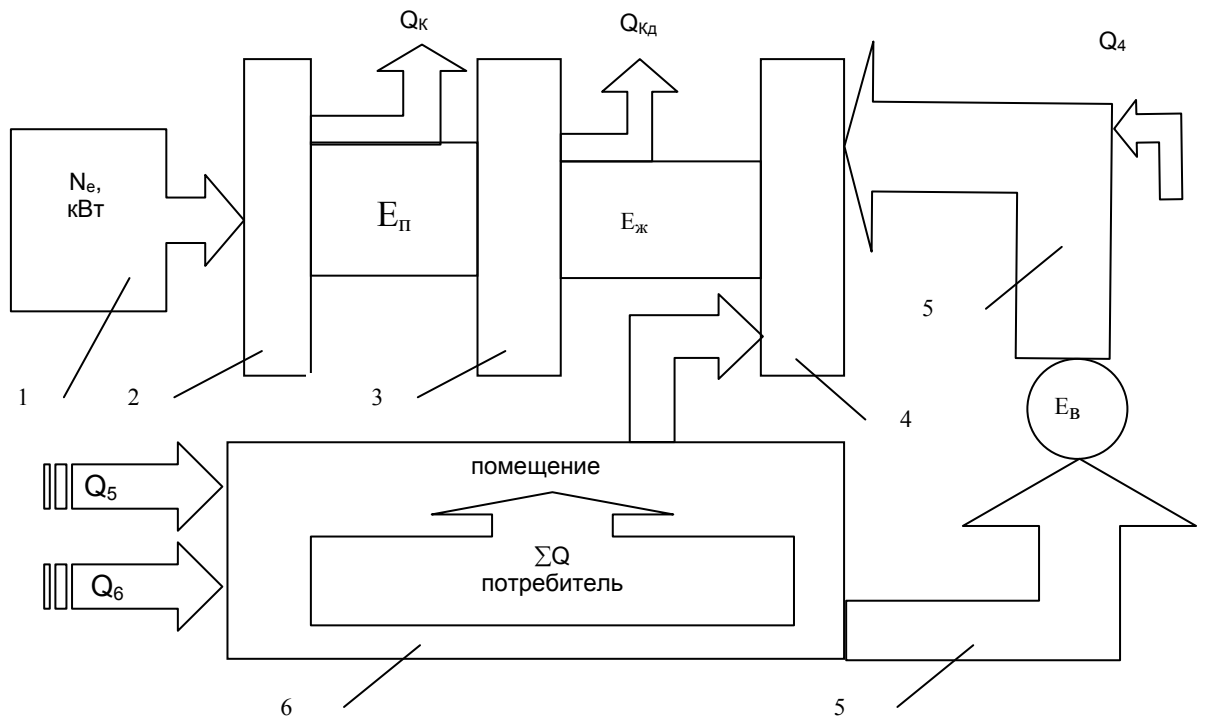
ограждения, обозначена Q_6 . Энергия, вносимая в камеру за счет инфильтрации воздуха, составляет Q_5 . Теплообмен между испарителем и продуктом происходит через рассольную систему или воздухоохладитель, где также осуществляется диссипация энергии E_b .

Количественное соотношение полезных теплопритоков и потерь при хранении охлажденных продуктов представлено на рисунке 3. Расчет проведен для холодильной камеры объемом 1382,4 м³, находящейся в г. Одессе. Назначение камеры - хранение замороженного мяса при температуре минус 20 °С. В расчетах температура окружающей среды принималась равной 30 °С, а относительная влажность – 59 %. Расчет был выполнен для следующих конструктивных размеров холодильной камеры: длина 24 м; ширина 12 м; высота 4,8 м. Расчет теплового баланса производился по известным методикам [4]. Анализ теплового баланса холодильной камеры показывает, что увеличение энергетической эффективности процесса охлаждения продукта может быть связано с уменьшением потерь теплоты через стены камеры и при инфильтрации воздуха. Практическая реализация такой задачи связана с повышением эффективности тепловой изоляции камеры.



1...7 - количество ступеней концентрирования

Рис. 1 - Анализ энергетических затрат различных типов выпарных установок



1 - двигатель; 2 - компрессор; 3 - конденсатор; 4 - испаритель; 5 - ; 6 - помещение

Рисунок 2 - Естафетная модель преобразования энергии для системы охлаждения

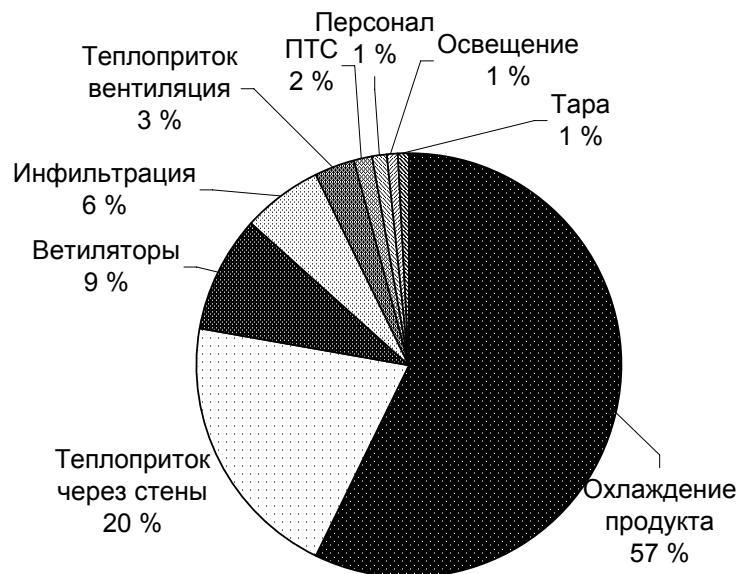


Рис. 3 - Тепловой баланс холодильной камеры

Литература

1. Фан – Юнг А.Ф., Флауменбаум Б.Л., Изотов А.К., Ястребов С.М., Лемаринь К.П. Технология консервированных плодов, овощей, мяса и рыбы /М.: Пищевая пром – сть, 1980. – 336 с.
2. Самсонова А.Н, Халупная Л.И., Телятникова Г.Н., Аверина Л.И., Гусаченко З.С., Немец С.М., Мазохина – Поршнякова Н.Н./ Справочник технолога плодоовощного консервного производства / под ред В.И. Рогова. – М.: Легкая и пищевая пром – сть, 1983. – 407 с.

3. Бурдо О.Г. Энергетика харчових нанотехнологій / Наукові праці ОДАХТ. Вип.27. – 2004. – С. 192 - 196.
4. Свердлов Г.З., Явнель Б.К. Курсовое и дипломное проектирование холодильных установок и установок кондиционирования воздуха / Изд. «Пищевая пром – сть». – М.. 1972. – 382 с.

DEVELOPMENT OF ECOLOGICALLY EFFECTIVE MULTIPURPOSE COMBINED TECHNOLOGIES FOR WASTE PROCESSING

Barsky L.A.*, Bodyul O.I.**, Kosoy B.V.**, Bodyul E.S.**

*Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum, Canada

**Odessa State Academy of Refrigeration, Ukraine

Abstract

A novel technique intended for creation of modern combined systems of complex processing, fixation, and utilization of wastes from sources of power plants and other objects, including greenhouse gases, toxic, mutagenic, carcinogenic substances is described. These technologies can be used in electric power plants, as harmful combustion's wastes can be turned into commercial products using plain and cheap methodologies, and can be profitable for their producers.

Introduction

The accumulation of carbon dioxide (CO_2) in the top layer of the atmosphere is a major global environmental problem because of the impact on the earth's climate. Growing concern about the global warming potential has increased the demand for methods to neutralize CO_2 that emitted from power plant.

According to results of researches which are carried out in Research Institute of Innovative Technology for the Earth (Japan) [1], perspective are chemical and biological fixing CO_2 , and also absorption and low temperature methods. Under the work [2-4] the low temperature technologies is expediently.

Scope of our research, described in this paper, consists in the following activities:

- Development of the concept of dangerous waste neutralization, based on the combination of technological processes in waste refinement processes and corporate waste refinement by different factories with useful substances production.

- Development of the technology and equipment arrangement for corporate combustion gases refinement for electric power plants, industrial wastewater and technological solutions or sea water with the purpose of fixing carbon dioxide in carbonates and bicarbonates and further preparation of high quality building materials;

- Development of the combined technologies of combustion gases refinement for electric power plants with their heat energy utilization to yield solid carbon dioxide and gaseous nitrogen from combustion gases and distillate from sewage;

Our aims are maintenance of environmental protection and creation the useful production from allocated wastes, and also discuss the offered new ecologically effective technologies and novel technical decisions on equipment, lessening the intensity of man-caused influence on radiation planet balance, that provide the following results:

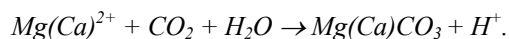
- preventing emission into the atmosphere and the commercial utilization of combustion waste products, such as CO_2 , NO_x , SO_2 and ash, that are produced by power plants;
- building materials from carbonate, fixing CO_2 containing in combustion waste plus ash;
- solid carbonic acid, gaseous nitrogen when natural gas is burnt;
- technical distillate from wastewater of water-treatment systems on electric power plants;
- the purification of harmful liquid wastewater, containing ions of heavy metals, such as Cu , As , Cd , Hg , Pb , Ni , Mg .

Methods

In this paper we used both well-known techniques (condensation and division, sorption, sedimentation, flocculation, evaporation and other) and new development. The new ideas in this paper are associated with the following developments by the authors and their colleagues.

1. Chemical interactions between combustion waste components and ions in wastewater, solutions, and sea water, with the pH level regulated electrolytically or otherwise [5, 6].

At first, the CO_2 emission from the power industry can be used for desalination and precipitation cations, with regulation of pH. For example, the following reaction is possible:



According to the solubility of the salts, the injection of CO_2 precipitates Ca^{2+} and Mg^{2+} ions almost completely. Then, to change the pH value to an alkaline range, electrolytic treatment of the solution is necessary. Some of the sodium carbonate and bicarbonate will sediment.

2. Utilization of combustion gases' heat in the process of concentrating of wastewater of water-treatment equipment of power plant [3, 7].

Temperature potential of combustion gases (393-433 K) is sufficient for using with the purpose of wastewater' concentrating of water-treatment equipment of power plant. The salts can be extracted from wastewater in a firm or liquid condition, and also allocated. The high quality distillate can be received for make-up to boiler.

3. Using of the combustion gases produced by power plants as raw stock for simultaneous yielding commercial carbon dioxide and nitrogen on the basis of expander reverse thermodynamic cycles [3].

Results and discussion

Example 1. Simultaneous processing of wastewater and recycling of combustion waste.

The overall aim of this investigation was to solve three important problems: the practical use of combustion waste, such as CO_2 , ash, NO_x , SO_2 , and so on; the creation of cheap method for the industrial wastewater processing and sea water desalination; accumulation of ash.

A chemical interaction between CO_2 and the cations in liquid waste with the pH electrolytically regulated can precipitate almost all the calcium and magnesium ions, as well as sodium and potassium ions, carbonates and bicarbonates. The carbonates and bicarbonates thus prepared can then be mixed with ash to yield a building material. Sulphur ions will be neutralized with calcium and magnesium, and remaining ions can be removed using reverse osmosis or some other method. The technology and equipment for purification are based on modules that can be used for sea water, industrial wastewater, solution, and otherwise. The module for separation of suspended coarse substances consists of a tank for flocculation, coagulation, and precipitation of solid particles; and low-pressure hydrocyclone. The module for purification from oil and fine suspensions is based on column flotation with a special ejector, and adhesion flotation. The module for ions and colloids consists of a filter with zeolite. The system can be used for waste water containing pollutant component in the following form: solid fine particles in suspension; oil emulsions; colloid and organic units; soluble salts; gases (H_2S , CS_2 etc.).

According the results of experiments that were designed on a laboratory scale, after full treatment, which include extraction of solid particles and salts, extraction of oil, organic colloids, and graphite, sedimentation of divalent ions by CO_2 and electrolytic treatment of the solution, extraction of ions and colloids to reach a sanitary concentration, and evaporation of sewage water to a small bulk, the water obtained was practically clear. The results are shown in Table 1. Three complete experiments on the mini-plant were described in work [5].

Table 1 – Results of laboratory tests [5]

Stage of treatment	Total weight of harmful components	Part of oil emission	Graphite	Extraction of salts ions and colloids
	g/L			
Input sewage	20,0	3,5	0,8	15,2
Mechanical precipitation	16,5	3,5	0,8	12,2
Flotation	9,8	0,4	0,1	9,3
Flotation with zeolite sorption	0,0005	0,0002	0,0	0,0003

Table 2 shows the results for waste components from chemicals plant. The total pollution in sewage reaches 50 g/L. The harmful waste solution is transported by pipeline to a power plant in the district. Neutralization of the sewage (volume 160 m³ per hr) requires about 10 tons of CO_2 , which may be obtained after the combustion of about 3 tons of coal. In accordance with the solubility of their salts, copper (Cu), arsenic (Ar), cadmium (Cd), mercury (Hg), lead (Pb), nickel (Ni) and Mg ions are precipitated almost completely by CO_2 injection. Most (99,9 %) of the solid precipitate consists of calcium carbonate ($CaCO_3$). The harmful metals (Cu , As , Cd , Hg , Pb , Ni) which make up a total weight of only < 0,0001 %. The weight of solid precipitates must be about 8 tons per hr.

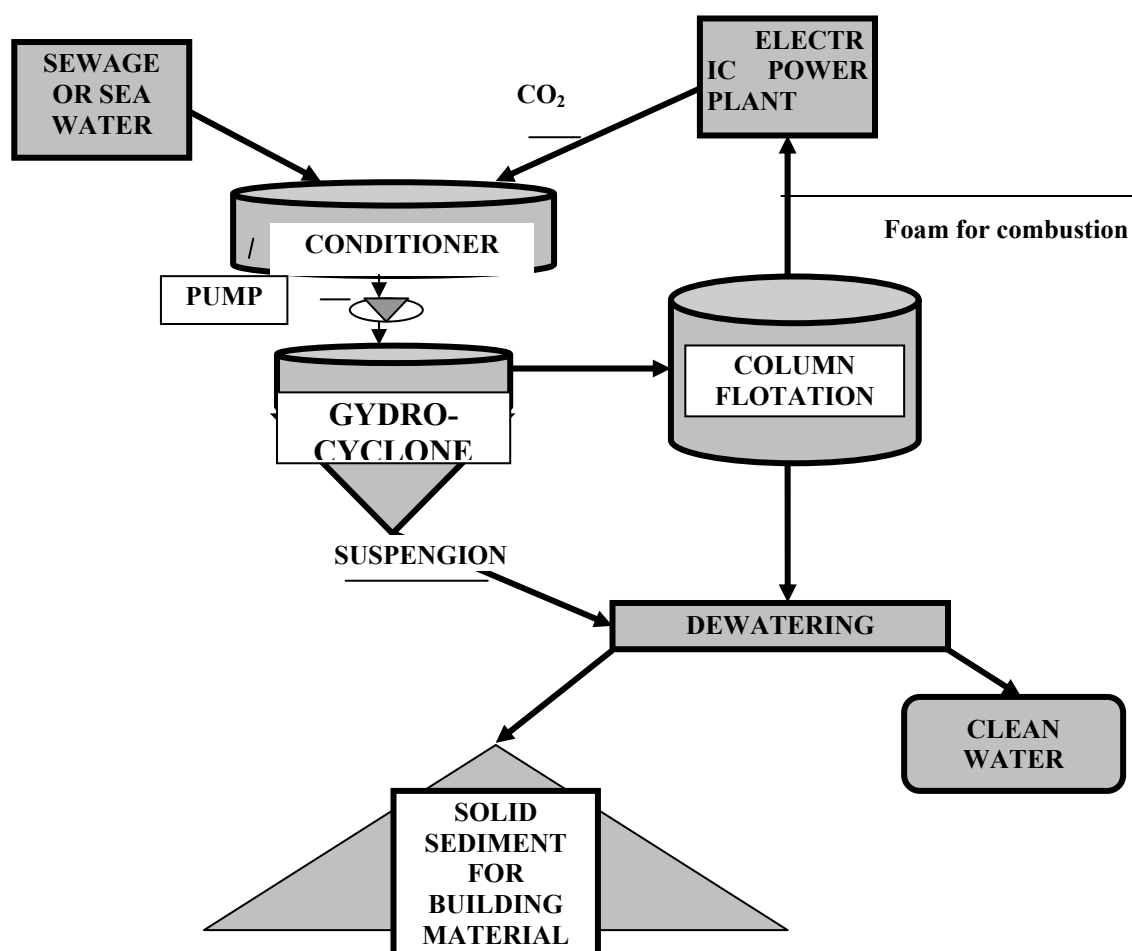
Electrolytic treatment of the solution is necessary to raise the pH level to the alkaline region. So that part of the Na+K carbonates and the bicarbonates will be sedimented. The Ca , Mg , Na , and K carbonates that sediment with the ash can be used as building material. After filtration, the brackish water can be used as a coagulant at the power station. When necessary, the brackish water can be desalinated by electrodialysis or zeolite to yield fresh water. The final products are:

- water with a very low content of $NaCl$ and KCl ;
- solid precipitate of carbonates with a low content of heavy metals, which may be used as additives to cement;
- organic foam, which may be used in combustion together with coal.

Table 2 – The main components of liquid waste

Component	<i>Ca</i>	<i>Ag</i>	<i>As</i>	<i>Cd</i>	<i>Cr</i>	<i>Cu</i>
Content	30-50 g/L	0,07-0,3 ppm	0,2-0,5 ppm	0,7-2,1 ppm	5,0-6,4 ppm	1,1-1,8 ppm
Component	<i>Fe</i>	<i>Hg</i>	<i>Ni</i>	<i>Pb</i>	<i>Zn</i>	<i>Mg</i>
Content	50-60 ppm	3-33 ppm	4,5-5,5 ppm	0,2-0,4 ppm	28-37 ppm	350-450 ppm

As a result of this new technology a new cycle of power production is created with the following advantages: neutralization of CO_2 emission; possible use of ash plus Ca , Mg , Na , K carbonates as building material; a simple and cheap process of column flotation for reducing CO_2 contamination. Consider a scheme of use of the CO_2 from electric power plant for sewage or sea water purification (Figure 1). After filtration, purification water can be used as cooling medium at the power station.

**Figure 1 – Scheme of use of the CO_2 from Electric Power Plant for sewage or sea water purification**

Example 2. Simultaneous desalination of sea water and recycling of coal combustion waste.

The overall aim of this investigation was to solve two problems:

The practical use of coal combustion waste, such as CO_2 , ash, NO_x , SO_2 , and so on.

The creation of a cheap method for the desalination of sea water.

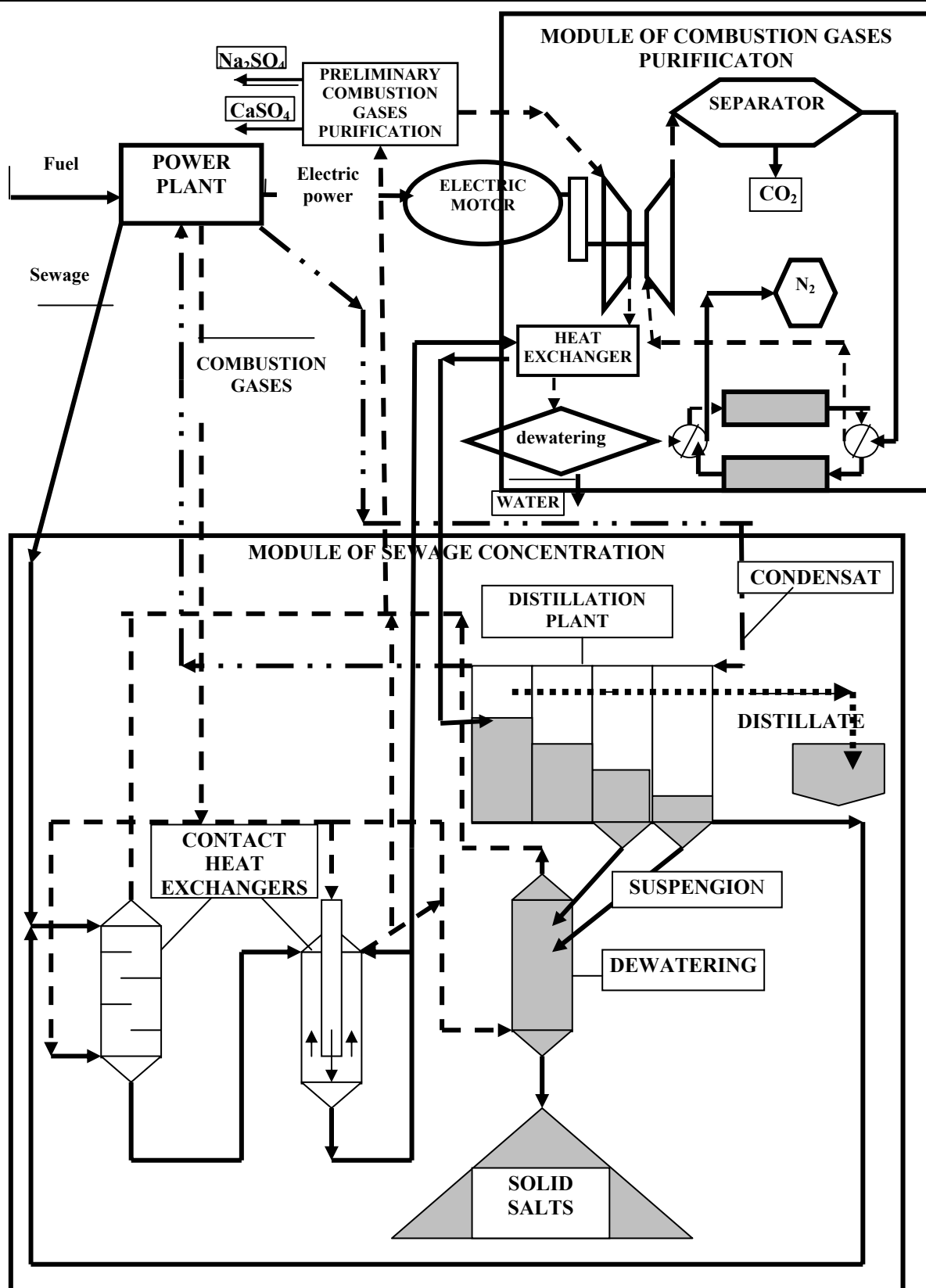


Figure 2 – Scheme of purification of combustion gases and sewage from electric power plant

In accordance with the solubility of Ca and Mg salts, the injection of CO_2 precipitates these ions almost completely. As with liquid waste, electrolytic treatment of the solution is necessary to change the pH value to alkaline rang. As before, the sediments of Ca, Mg, Na, K carbonates mixed with the ash may be used as building material. If necessary, the brackish water can be desalinated by electro-dialysis or zeolite to yield fresh water. Commonly, for the process of sea water desalination, a preliminary permeation of solid particles and precipitation of the salts take place. For example, if based on reverse osmosis, the process of desalination uses CO_2 for precipitating Ca and Mg ions. After filtration, the solution is liberated from part of salts. The energy demand can be considerably reduced in this case. If the process of desalination can be achieved by using an ion-exchanger, the productivity will be increased, and the amounts of the ion-exchanger substances can be reduced.

In all methods of sea-water desalination, CO_2 is used for recarbonation in the first stage. The different sources of carbon dioxide are as solid carbon dioxide, special combustion of oil or gas, and vent gases are expensive. Therefore, using the power station emissions contributes to the solution of the both problems.

Example 3. Simultaneous processing of combustion gases and wastewater of water-treatment equipment of power plant.

These novel multipurpose technologies are based on combination of main technological processes of heat and electrical energy production with waste refinement processes. The module for combustion gases purification is based on effective condensation processes for obtaining products of especial purity: gaseous nitrogen and solid CO_2 [3, 4].

The preliminary purification of combustions gases from SO_2 can be carried out by chemisorption on the basis of Na. Compressed, drained and cooled in regenerator mixture of carbon dioxide, water pairs and nitrogen extend in expander. These temperature falls up to temperature desublimation of CO_2 (higher, than temperature of nitrogen's condensation). Thus the conditions for production technically pure solid CO_2 and gaseous nitrogen are created. The combustion gases heat is used for sewage from water-preparing equipment neutralization with yielding technical distillate. The module for sewage purification includes contact heat exchanger, and adiabatic boil stages, where extreme wastewater concentration and distillate detachment take place [7]. The sewage previously is warmed up by combustion gases in contact heat exchanger. So the adjournment of salts on surfaces of heat exchange is excluded. Before adiabatic boil stages the sewage is warmed up by combustion gases, which compressed in the module of carbon dioxide's condensation. Look the scheme of purification of combustion gases and sewage from electric power plant (Figure 2).

We developed the mini-plant for processing of 50000 m^3 per hr combustion gases and 22 tons per hr sewage with product 1,8 tons per hr solid CO_2 and 14 tons per hr technical distillate. Further the combined multi-purpose system by 2000 MW of electrical productivity was developed. The result of such system is shown in table 3.

Table 3 - Results the combined multi-purpose system by 2000 MW

Combustion gases recycling, m^3 / час	350000
Productivity on solid CO_2 , tons per hr	12,6
Sewage recycling, tons per hr	172
Wastewater concentration degree in distillation plant	17,9
Ecological efficiency	8

The results of this technology will make the following contribution into protection of the environment:

- Working out ecologically effective technologies for preventing greenhouse gases emission with simultaneous reducing of the number of other harmful wastes (the control on the meanings of indicators of ecological effectiveness of technologies can be fulfilled even on the design stage on base of special methods of ecological analysis and evaluation [4];

- The practical use of combustion waste, such as CO_2 , ash, NO_x , SO_2 and so on;

- Transformation of combustion products (CO_2 , fixed in form of carbonates and bicarbonates plus ash) into building materials.

Prevented damage caused by environmental pollution may be determined quantitatively in any individual case of nature protection technology usage depending on local ecological conditions.

Conclusions

The offered technologies are an important step towards creation of low-wasted energetic technological complexes and modern combined systems of complex processing, finding, fixation, and further utilization of different wastes from different sources of power plants and other industrial objects, including not only greenhouse gases, but also toxic, mutagenic, carcinogenic substances. Purified wastes, first of all greenhouse gases, are transformed into commercial products of high quality. Proposed technologies allow to create such products as solid carbon dioxide of high purity, cheap gaseous nitrogen from combustion waste, technical

distillate from wastewater of water-treatment systems on electric power plants; potable water from sea water, where in any methods of desalination on the first stage CO_2 is used for precipitating Ca and Mg ions; building materials from carbonate, fixing CO_2 , containing in combustion waste plus ash;

Such technologies are of great interest at first to environmental protection, but also for commercial purposes. These technologies can be used in ecologically tense branches of manufacture, polluting the environment, as harmful wastes of these branches can be turned into commercial products using plain and cheap methodologies, and can be profitable for their producers.

References

1. Project for biological CO_2 fixation and utilization; Project for chemical CO_2 fixation and utilization; Project for CO_2 fixation in desert area using biological function; CO_2 ocean sequestration project. - <http://www.rite.or.jp/>
2. Lavrenchenko G.K., Vlasuk V.A., Kopitin A.V. The analysis of the power characteristics of plant for carbon dioxide and nitrogen' production from combustion gases. – Industrial gases. – No 1; 2. – 2001.
3. Bodyul O., Denisenko V. Ecologically safe multi-purpose power-technological system with complex waste processing and recycling. - Emergency Situation and Civil Defens. – No. 1, 2001.
4. Tsykalo A.L., Bodyul O.I Industrial ecology: technologies of the basic manufactures. - The V.I.Vernadsky Youth Ecological Centre, Odessa, 2003.
5. Barsky L., Rubinstein J., Barsky S., Kirzhner F., Bodyul O. A Multi-Purpos System for Water Purification and Sea-Water Softening. «Reviews on Environmental Health», vol. 13, No. 4, 1998.
6. Rubinstein J., Barsky L. Non-ferrous Metals: Deposits, Minerals and Plants. Public Comp. "Taylor and Francis" London. – 2002.
7. Taubman E. Evaporation. - M. - Chemistry. – 1982.

СИСТЕМНЫЙ АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ КРИОКОНЦЕНТРИРОВАНИЯ

Милинчук С.И., Шиянов А. И., Светличный П.И.
Одесская национальная академия пищевых технологий

Динамика развития перерабатывающей промышленности в мире свидетельствует, что сегодня приоритетное положение занимают технологии, обеспечивающие максимальное сохранение в готовом продукте вкусовых и пищевых свойств исходного сырья. Особенно это относится к пищевым компонентам, содержащим термолабильные вещества, сохранить качество которых при термической обработке невозможно из-за значительных потерь их вкусовых, пищевых и цветовых свойств.

Агропромышленный комплекс (АПК) в последние годы занимает лидирующее место в Украине по объему потребляемых (до 19%) энергетических ресурсов. При этом, удельные затраты энергии в промышленной сфере выросли за годы независимости почти на 35%. Постоянный рост удельного энергопотребления в отраслях АПК серьезно усугубляет энергетический кризис в стране [1]. Переход на новые экономические условия обозначил острое противоречие на пищевых производствах. Удельные затраты энергии на производство пищевых продуктов в Украине в 2 – 4 раза выше, чем в среднем в Европе, в 3 – 6 раз выше, чем во Франции. Поэтому, пищевые продукты, изготовленные в Украине, неконкурентоспособны на мировом рынке. Ясно, что, если не предпринимать экстренных мер, то продукция украинских производителей пищевых продуктов будет вытеснена и с отечественного рынка. Вместе с тем, именно продукция АПК способна быстро наполнять государственный бюджет, она характеризуется постоянным спросом, отечественные технологии и сырье, как правило, гарантируют высокие пищевые качества готовых продуктов. Одним из основных их недостатков является высокая энергоемкость.

Однако, высокая энергоемкость производства предполагает, что есть огромные резервы по повышению энергоэффективности, есть разнообразные пути решения задач. Общий принцип на этом этапе такой: сделать так, как уже сделали в мире. Чем больше значение потенциала энергосбережения, тем больше есть технических решений, которые при незначительных инвестициях дадут прибыль и имеют малый срок окупаемости. Сегодня уже очевидно, что единственный путь к конкурентоспособности украинских продуктов на мировом рынке – это повышение энергоэффективности. Инвестиции в энергосбережение становятся самыми выгодными инвестициями в АПК, но для этого необходим серьезный численный анализ, который учитывал бы и специфику технологии, и климатические особенности, и экологическую обстановку, и инженерную инфраструктуру предприятия, города.

Поэтапное решение проблем энергоэффективности в АПК позволит высококачественным украинским продуктам стать конкурентоспособными на мировом рынке.

Самостоятельным направлением повышения эффективности использования энергии является переход на производство не энергоемких продуктов. Использование низкотемпературных технологий позволяет не только снизить расходы энергии, но и получить продукт значительно более высокого качества [2,3]. В первую очередь это относится к технологиям концентрирования вымораживанием.

Следует отметить, что именно в этих технологиях наибольшая доля самого дорогого энергетического ресурса – электроэнергии

Энергетические преимущества объясняются тем, что превращение 1 кг воды в пар требует порядка 2,5 МДж, а в лед – только 0,33 МДж. Удельные расходы энергии в аппаратах блочного вымораживания, которые изготавливаются в Одесской национальной академии пищевых технологий, составляют 0,1..0,15 кВтч на 1 кг льда, что ниже, чем в пятиступенчатых выпарных установках. Развитие технологии, использование идеи рециклинга образовавшегося льда для снижения температуры холодильного агента перед дросселированием позволяет снизить удельные затраты энергии до 0,075 МДж на 1 кг вымороженного льда. Разработан ряд вымораживающих установок с цилиндрическими и пластинчатыми кристаллизаторами. Кроме энергетических преимуществ аппараты блочного вымораживания предельно просты по конструкции, удобны в эксплуатации. Криоконцентраты соков (вишневого, абрикосового, свекольного), экстрактов кофе, натуральных красных пищевых красителей, молочной сыворотки отличаются высоким качеством. Однако, если по энергетическому мониторингу теплотехнических систем в мире накоплен исчерпывающий опыт, то методы энергетических исследований низкотемпературных технологий крайне ограничены. Характерной особенностью низкотемпературных технологий является то, что температурные потенциалы элементов системы находятся и выше и ниже температуры окружающей среды. Что же касается технологий криоконцентрирования, то они обладают ещё одной особенностью: часто наблюдаются случаи, когда оборудование с высокой энергетической эффективностью имеет низкую технологическую эффективность. Этот фактор значительно затрудняет анализ эффективности технологии в целом.

Анализ таких моделей не известен. Как правило он сводится к исследованию холодильного цикла и отдельно холодильного оборудования.

Кроме этого низкотемпературные технологии отличаются повышенной опасностью в связи с использованием в качестве хладоносителя аммиака, являющегося пожаровзрывоопасным и токсичным веществом, что также не может не отражаться на конечном выводе об эффективности технологии в целом. Таким образом, существует ряд проблем, решение которых по отдельности не приводит к ожидаемому результату. Поэтому при решении задач такого характера возникает необходимость системного подхода, учитывающего не только энергетические характеристики, но и ряд дополнительных параметров: критериев безопасности и надёжности, технологичности, требований к охране окружающей среде. Исходя из этого, нами поставлена задача - при помощи системного подхода проанализировать эффективность технологии блочного вымораживания по отношению к существующим методам концентрирования.

Одной из важнейших характеристик эффективности являются энергетические затраты. Однако, поскольку при осуществлении выпаривания и вымораживания используются качественно различные виды энергии – дешёвая тепловая и дорогая электрическая, то сравнение этих технологий по энергетической составляющей проведём при помощи эксергетического метода.

При этом получены зависимости затрат эксергии на осуществление блочного вымораживания с рециклингом льда и выпаривания от температуры окружающей среды (рис.1).

При увеличении температуры окружающей среды затраты эксергии на выпаривание снижаются (рис), а на криоконцентрирование – увеличиваются, но последние остаются меньше затрат эксергии на выпаривание в достаточно широком диапазоне изменения температур окружающей среды. Полученные результаты позволили исследовать степень эксергетической эффективности технологий блочного вымораживания без рециклинга и с рециклингом энергии льда по отношению к выпариванию (рис.2).

Из рис. видно, что эксергетическая эффективность установок блочного вымораживания по сравнению с пятиступенчатой выпарной установкой при условиях среднегодовой температуры окружающей среды города Одессы составляет 0,65% для блочного вымораживания с рециклингом энергии льда и 0,54% для блочного вымораживания без рециклинга. Таким образом технология блочного вымораживания с эксергетической точки зрения эффективнее пятиступенчатой выпарной установки на 54 – 65%.

Для оптимизации процесса блочного вымораживания с рециклингом льда был проведен компьютерный эксперимент. Так как основным критерием эффективности технологии кроме качества получаемого продукта и безопасности оборудования являются энергетические затраты на осуществление процесса разделения, то в качестве целевой функции были выбраны удельные затраты электроэнергии, необходимые для удаления 1000 кг льда из раствора.

Получены зависимости от общих параметров, влияющих на кинетику и энергетику процесса вымораживания: начальной концентрации раствора, времени процесса, и температуры кипения хладагента.

Анализ полученных зависимостей показал, что каждой начальной концентрации раствора существует свой локальный минимум, при чем при отклонении температуры кипения от оптимального значения в сторону её увеличения удельные энергозатраты резко увеличиваются и асимптотически приближаются к бесконечности в точках, соответствующих криоскопическим условиям системы в начальный момент времени.

Анализ аварийных ситуаций на оборудовании для криоконцентрирования показывает, что основными причинами аварий при его работе являются:

1. большое количество хладагента в системе охлаждения
2. высокая разветвленность систем охлаждения, холодных контуров и связанные с ней трудности по обеспечению надежности оборудования и его автоматизации как основного мероприятия, повышающего безопасность эксплуатации технологического оборудования
3. большое количество разъёмных фланцевых соединений (большая вероятность утечек)
4. неэффективное использование вторичных энергоресурсов
5. наличие большого количества подвижных частей производственного оборудования
6. несовершенство самой технологии.

Если провести сравнение то становится очевидным, что первые 5 пунктов из 6 перечисленных присущи существующим технологиям криоконцентрирования. В то же время предлагаемая технология блочного вымораживания, свободна от них за счет:

1. перехода от машинного принципа действия к аппаратному (по п. 5)
2. значительного упрощения схемного решения из-за отсутствия ёмкостей для роста кристаллов льда, рециркуляционных контуров, ёмкостей для промывки и сепарации льда от раствора (по п. 1,2)
3. использования энергии саккумулированной в блоке льда для частичной конденсации и переохлаждения хладагента перед дросселированием (по п. 1,4)

Таким образом, можно сделать вывод, что технология блочного вымораживания как по энергетическим показателям так и по параметрам надежности значительно превосходит известные технологии криоконцентрирования.

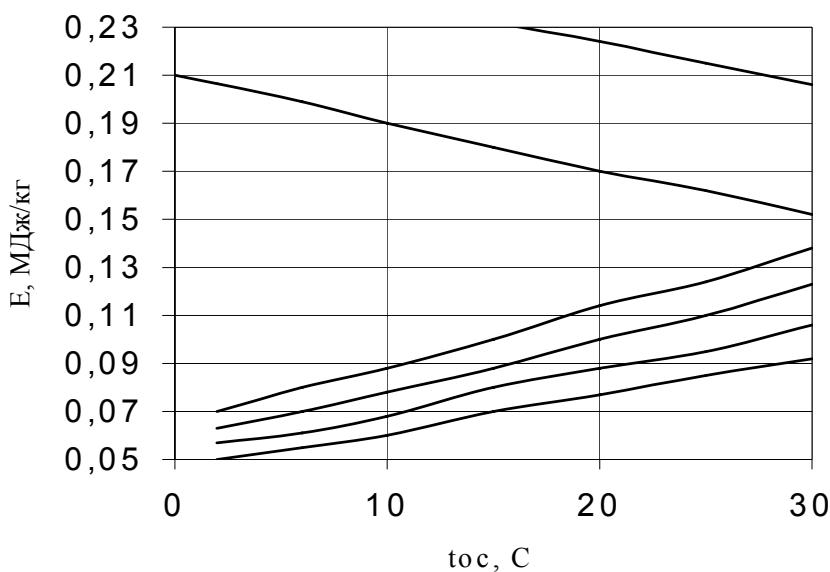


Рис.1 – Затраты эксергии для различных способов концентрирования

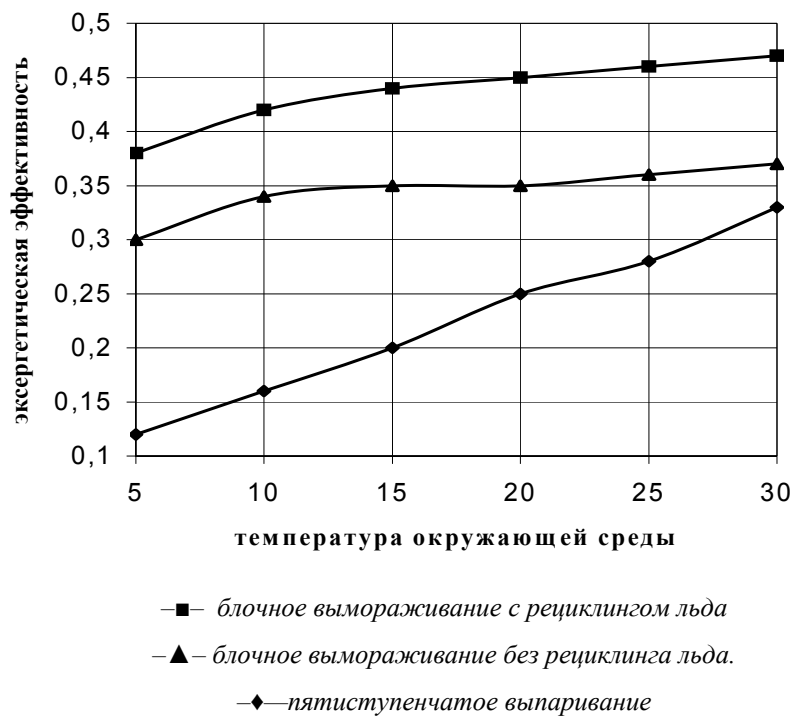


Рис. 2 – Ексергетическа ефективність різних способів концентрування

Література

1. Захаров Н.Д., Бурдо О.Г., Безбах И.В. Совершенствование энерготехнологий АПК // Интегровані технології та енергозбереження. – 2001. – №2. – с.3 – 6.
2. Захаров М.Д., Бурдо О.Г., Зиков А.В., Мілінчук С.І. Новітні теплотехнології в харчових виробництвах // Вісник державного університету «Львівська політехніка»: «Проблеми економії енергії», №2. – Львів, 1999. – с.129-132.
3. Burdo O.G., Kovalenko E.A., Stanevsky O.L. Heat pipes in the processes and apparatuses of food productions // 3 – th Int. Seminar “Heat Pipe, Heat Pumps, Refrigerators”, September, 15 – 18, 1997. – Minsk, Belarus. – P.130 – 134.

КРИОГЕННАЯ ВАКУУМ—СУБЛИМАЦИОННАЯ УСТАНОВКА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ТЕПЛОВОГО НАСОСА

Антипов С.Т., Добромиров В.Е., Шахов С.В., Моисеева И.С., Кумицкий А.С., Бокадаров С.А.
Воронежская государственная технологическая академия, г. Воронеж

Криогенная вакуум—сублимационная установка, работающая по принципу теплового насоса предназначена для обезвоживания продуктов растительного и животного происхождения при низких температурах с сохранением нативных свойств продукта, таких как вкус, запах, витамины и микроэлементы.

Предлагаемая в проекте установка (рис. 1) позволяет отказаться от применения озоноразрушающих хладагентов и перейти к экологически чистым криогенным жидкостям азоту или воздуху, а также объединить в себе большинство направлений интенсификации процесса вакуум—сублимационной сушки таких как: быстрое и глубокое замораживание исходных продуктов, развитие поверхности раздела фаз путем использования криоизмельчения и вспенивания инертным газом, интенсификации процесса сушки путем транспортирования инертными газами молекул воды из зоны сублимации, снижение энергозатрат, в результате использования теплоты, сжатого в компрессоре газа, обновление раздела фаз путем деструкции высохшего слоя продукта за счет трения о перфорацию барабанного носителя, повышение скорости эвакуации молекул парогазовой смеси от поверхности раздела фаз в результате эффекта криозахвата при

подаче в криопанели криогенной жидкости, использование мембранных аппаратов для разделения смеси инертного газа азота от кислорода для использования хранения высушенных сублимацией продуктов в его среде.

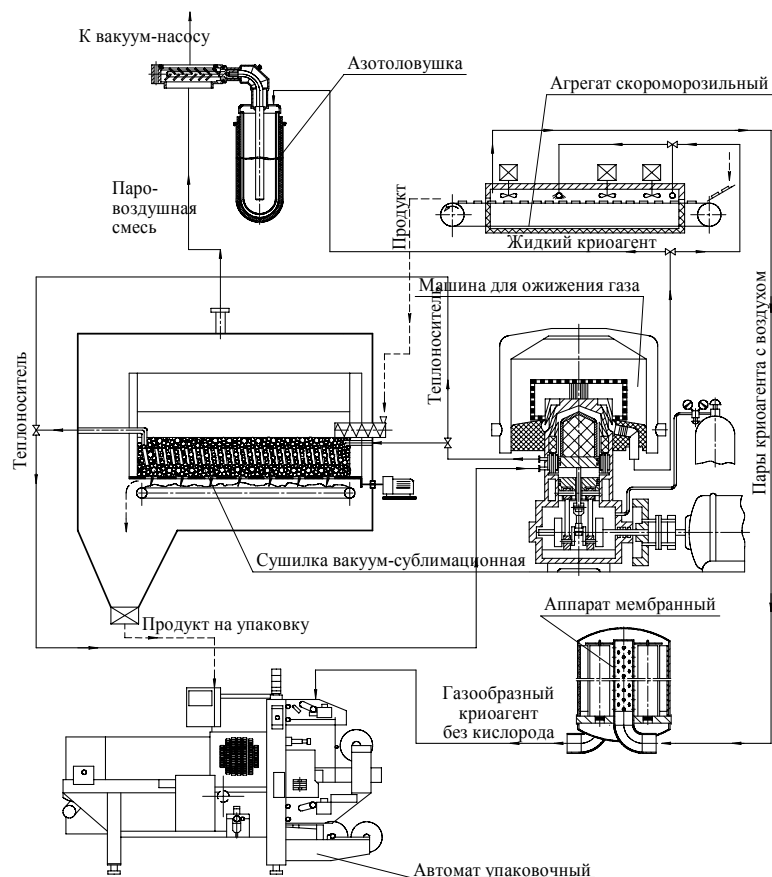


Рис.1 — Криогенная вакуум—сублимационная установка

Предлагаемый проект позволяет обеспечить более долгую жизнь высокотехнологичного оборудования, работающих с экологически чистыми продуктами, путем замены выработавших свой ресурс фреоновых холодильных агрегатов на разработанные холодильно—вакуумные установки.

МАЛОГАБАРИТНА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧА СУШИЛЬНА УСТАНОВКА

Михайлов В. М., Северин О.А.

Харківський державний університет харчування і торгівлі, м. Харків

Природне сушіння харчових продуктів вимагає значної витрати часу, що знижує показники ефективності виробництва сушеної продукції і найчастіше стає причиною, що гальмує його застосування. Більш результативним є сушіння з використанням спеціалізованих геліоустановок, в яких створені умови для ефективного вологовидалення з поверхні продукту. Однак нестабільний характер надходження сонячного випромінювання в кліматичних умовах України вимагає дослідження режимних параметрів, які мають бути вихідними даними для розробки установки, яка б забезпечувала сушіння продукції у відповідності до технологічних вимог. У зв'язку з цим метою проведених досліджень є підвищення ефективності геліосушіння та розробка принципово нової конструкції автономної конвективно—електроосмотичної геліосушарки.

Доведено, що на процес сушіння впливає не тільки пряме, але й розсіяне випромінювання. Для визначення геометричних параметрів геліосушарки та її розташування на місцевості досліджено закономі-

рності зміни температури продукту залежно від значень тілесного кута та щільності геліовипромінювання, що падає на горизонтальну поверхню. Відзначено пропорційне підвищення температури продукту зі збільшенням значень зазначених параметрів. Так, наприклад, зі збільшенням тілесного кута від 200 до 400 °С температура продукту збільшується в середньому на 3 °С. Зміна щільності геліовипромінювання в межах $E_s = 200 \dots 800 \text{ Вт/м}^2$ призводить до підвищення температури продукту на 3...4 °С (дослідження проводились протягом червня — серпня 2003...2005 рр.).

Досліджено зміну відносної вологості та температури повітря, а також кінетики сушіння продукту, що засвідчили переваги використання геліосушарки порівняно з природним сушінням. Відзначено, що протягом дня відносна вологість повітря спочатку знижується, а потім дещо зростає, але в геліосушарці відносна вологість менше в середньому на 8...16 %, що сприяє інтенсифікації видалення вологи з продукту в процесі сушіння.

Установлено, що в ранковий і вечірній час (о 8 і 20 годинах відповідно) температура навколишнього середовища та повітря усередині геліосушарки відрізняється несуттєво — різниця температури знаходиться в межах 6 °С; це значення істотно збільшується з часом та о 14 годині складає близько 30 °С, після чого дещо знижується.

Підвищити ефективність роботи геліосушарки можна шляхом застосування геліоколектора, що являє собою теплообмінник типу «труба в трубі», виконаний із зачорненої поліетиленової плівки, натягнутої на каркас з металевих стрижнів, чим забезпечується підвищення температури сушильного агента. Встановлено, що ККД геліоколектора збільшується зі зменшенням висоти каналу та зменшенням швидкості теплоносія.

Додатковий ефект геліосушіння може бути отриманий за умов комбінування з електроосмотичним способом зневоднювання харчових продуктів шляхом накладення на продукт електричного поля постійного струму. В ході експерименту було встановлено найбільш раціональні режимні параметри електроосмотичного зневоднювання (напруженість — 2 В/см продукту при потужності установки 2 Вт, питоме навантаження на продукт — 5 кг/м^2).

З урахуванням результатів проведених досліджень було запропоновано схему автономної конвективно — електроосмотичної геліосушарки. Вона являє собою сушильну камеру зі стелажми для сировини. Конструкція стелажів при підключенні до джерела постійного струму дозволяє проводити електроосмотичне зневоднення паралельно з геліосушінням. Дах виконано з люмінесцентного сонячного концентратора, на бічних гранях якого розташовано фотоелектричні перетворювачі геліовипромінювання, які здійснюють підзарядку акумуляторів. Один з акумуляторів здійснює електропостачання мікроventилятора, розмішеного на виході з геліоколектора та приєднаного до сушильної камери, а другий забезпечує електропостачання процесу електроосмосу. Таким чином, розроблена установка працює автономно, тобто без залучення зовнішнього енергопостачання.

Виготовлено дослідно-експериментальний зразок сушарки (габаритні розміри 1,2x1, 0x0,8 м) та проведено виробничі випробування, під час яких досліджено кінетику вологовидалення при сушінні яблук. Інтенсифікація процесу (в середньому на 40...50 %) забезпечується збільшенням температури середовища в робочій камері геліосушарки, зменшенням її відносної вологості, а також накладенням на продукт електричного поля постійного струму.

Таким чином, проведеними дослідженнями було встановлено, що інтенсифікувати процес природного сушіння можна за умов комбінування електроосмотичного вологовидалення і технологічних інновацій, що сприяють збільшенню швидкості внутрішнього вологоперенесення, з геліосушінням, ефективність якого залежить від щільності геліовипромінювання, тілесних кутів і конструкційних особливостей пристрою. У даний час установка готова до широкомасштабного впровадження в сільськогосподарських підприємствах та малих плодоовочеконсервних виробництвах.

СПОСОБ КОНТРОЛЯ ПРОЦЕССА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ САХАРА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ СРЕДСТВ РАСПОЗНАВАНИЯ ОБРАЗОВ

Никифоров Ю.А., Яворский А.М.

Одесская национальная академия связи им. А.С. Попова, г. Одесса

Процесс уваривания утфеля и получения кристаллов сахара из подготовленного сахарного сиропа считается одним из самых ответственных процессов сахарного производства. Он достаточно подробно

описан в литературе [1] и в то же время этот процесс наименее проработан с точки зрения оперативного контроля технологических параметров. Текущий контроль процесса сахарообразования при автоматической варке утфеля в большинстве случаев производится косвенным образом при помощи приборов действующих на принципе измерения электрического сопротивления утфельной массы на переменном или постоянном токе (кондуктометры), а также механического сопротивления среды при вращении или перемещении в ней металлического зонда (вискозиметры). Второй способ более распространен, однако в виду необходимости введения в вакуум-аппарат механического воздействия на среду возникает целый ряд конструктивных сложностей, которые хотя и решены тем или иным образом в конструкциях отечественных и зарубежных фирм, принципиально неустранимы [2]. К ним относятся износ механических деталей, нарушение герметичности вакуум-аппарата, возможные утечки утфеля при повреждениях в системе автоматики.

При ручной варке варщик утфеля периодически берет пробы из вакуум-аппарата и рассматривает их на стекле на просвет. Как показывает практика, после установки аппаратуры автоматической варки эта процедура все равно остается. Таким образом, становится очевидно, что первичный параметр, который необходимо знать при уваривании утфеля — это содержание и размеры кристаллов сахарозы в межкристалльном растворе.

Целью проводимой работы является обоснование способа и создание прибора позволяющего получать такую информацию оперативно и постоянно на протяжении всего процесса варки. Именно эта информация позволяет объективно и уверенно управлять процессом варки, подачей сиропа, воды, белой или зеленой патоки с целью получения заранее выбранного размера кристаллов сахара за минимально возможное время варки.

Предлагаемый способ контроля процесса кристаллизации сахара основывается на непосредственном наблюдении за количеством и размерами кристаллов при помощи специализированной видеокамеры, распознавании кристаллов сахара на изображении, оценке их размера и подсчете их количества при постоянном проточном отборе пробы из вакуум-аппарата.

Этот способ имеет ряд принципиальных преимуществ перед существующими на сегодняшний день, как то: измерение первичного параметра кристаллизации, отсутствие непосредственного контакта со средой, минимальное количество механических деталей, конструкция датчика может иметь низкие массогабаритные показатели и потребляемую мощность.

Для построения датчика работающего по предложенному способу можно применить аппаратные и программные решения, предложенные фирмой Imaging Source [3]. При этом система распознавания может функционировать на базе одного из встраиваемых вариантов операционной системы Linux, что ускорит разработку за счет использования готовых программных решений в области распознавания образов для этой операционной системы [4], или же построена на базе цифрового сигнального процессора с оптимизацией алгоритма распознавания под конкретную архитектуру вычислительной системы, что улучшит качественные показатели функционирования датчика.

Работы по созданию такого датчика проводились в 1989г. на одесском сахарорафинадном заводе группой сотрудников НПО «Пищепромавтоматика» под руководством Буцко В.А. Разработка показала хорошие результаты, однако развитие проекта было приостановлено после известных событий и вынужденного простоя завода, фактически продолжающегося и сегодня. Подписание взаимного договора о сотрудничестве в области разработки технологических средств и аппаратно-программного обеспечения для научной деятельности между Одесской национальной академией связи и ООО «ОМ—Технология», директором которой является Буцко В.А., позволило продолжить эту разработку, а также инициировать ряд смежных работ связанных с распознаванием образов [5].

Література

1. Силин П.М. Технология свеклосахарного и рафинадного производства. - М.: Пищепромиздат, 1958
2. Сапронов А.Р. Технология сахарного производства. — М.: Колос, 1998
3. The Imaging Source Europe <http://www.theimagingsource.com/>
4. Halcon machine vision library <http://www.1394imaging.com/en/products/software/linux/halcon/overview/>
5. Яворский А.М. Распознавание клеток крови на цветном изображении. Праці УНДІРТ, 2005.—№4.—с.70—74

ОБГРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ КОЛОН БРУВАК—М

Міхненко Є.О., Журавський І.М., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.

Український науково-дослідний інститут спирту і біотехнології продовольчих продуктів, м. Київ

Через обмеженість власних ресурсів природного палива Україна вимушена імпортувати значну його частину. В зв'язку зі сталим ростом цін на енергоносії проблема енергозбереження постала в ряд найголовніших завдань перед народним господарством України.

При виробництві етилового спирту процес брагоректифікації являється найбільш енергомістким, що стало причиною багатьох досліджень з точки зору економії палива і підвищення якості спирту.

Розроблені і впроваджені енергозберігаючі брагоректифікаційні установки (БРУ) з високим ступенем енерготехнологічного комбінування, такі як БРУВАК—1, БРУВАК—2 та інші, забезпечують суттєве зменшення витрати гріючої пари на процес брагоректифікації в порівнянні з найбільш поширеною брагоректифікаційною установкою непрямої дії (БРУНД), але переобладнання БРУНД у БРУВАК—1 та БРУВАК—2 потребує значних фінансових витрат. В зв'язку з цим постала проблема створення і впровадження низькоінвестиційної енергозберігаючої брагоректифікаційної установки.

Рядом авторів [1, 2, 3] відмічено, що концентрування спирту у концентраційній секції ректифікаційної колони (КСРК) доцільно проводити за пониженого тиску, а виварювання у виварній секції ректифікаційної колони (ВСРК) за деякого надлишкового тиску. Це пояснюється специфікою фазової рівноваги системи етиловий спирт — вода за різних тисків.

Розділена ректифікаційна колона двох тисків позитивно зарекомендувала себе у розробленій технологічній схемі БРУВАК—2 [3]. Економія гріючої пари на БРУВАК—2 становить 25 кг на дал спирту. Але БРУВАК—2 має і недоліки. Це, насамперед, значні фінансові витрати на переобладнання БРУНД у БРУВАК—2, складність в управлінні, необхідність в перекачуванні флегми насосом із куба КСРК на тарілку живлення ВСРК та необхідність у додаткових контурах автоматичного регулювання.

З метою забезпечення роботи секцій ректифікаційної колони БРУВАК—М в раціональних умовах щодо використання гідравлічного опору контактних пристроїв, проведено розрахунки РК, яка містить 37 теоретичних тарілок (т.т.), в тому числі 8 виварних і 4 пастеризуючих, з урахуванням гідравлічного опору однієї теоретичної тарілки $\Delta P = 0,8$ кПа для значень тиску над верхньою тарілкою $P_v = 75; 80; 85$ кПа, концентрації етанолу в ректифікованому спирті $X_{Dr} = 96,2; 96,3; 96,5$ %об. і в живленні $X_e = 20; 35; 40; 60$ %об. На рис.1 наведено залежність витрати гріючої пари (P_r) від тиску над верхньою тарілкою для РК, що містить 37 т.т., з яких 8 виварних і 4 т.т. пастеризуючих.

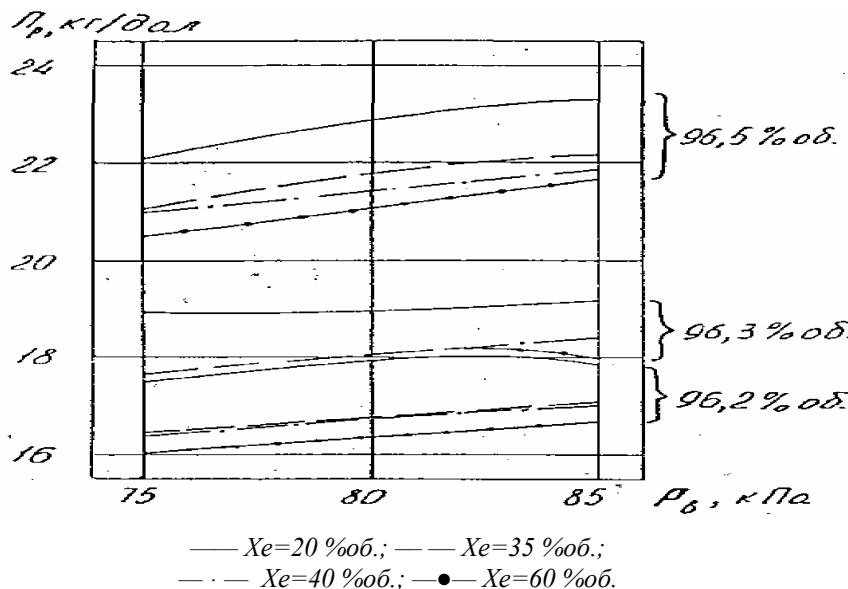


Рис.1 — Залежність витрати гріючої пари P_r від тиску P_b

Результати розрахунків показали що, наприклад, для $X_e = 40$ %об. і $X_{Dr} = 96,3$ %об. при $P_v = 80$ кПа і тиску в кубі колони $P_n = 109,6$ кПа витрата гріючої пари на РК становить 18 кг на дал спирту. За таких

умов лютерна вода із куба РК відводиться самопливом. За тиску в РК $P_v=75$ кПа і $P_n=104,6$ кПа витрата гріючої пари становить 17,7 кг/дал, але лютерну воду необхідно відводити за допомогою насоса, а при $P_v=85$ кПа і $P_n=114,6$ кПа лютерна вода з колони відводиться самопливом, але витрата гріючої пари становить 18,4 кг/дал. Стає очевидним, що в ректифікаційній колоні низькоінвестиційної енергозберігаючої БРУВАК-М слід вибрати $P_v=80$ кПа і $P_n=109,6$ кПа.

За таких умов роботи РК виявляється, що для переобладнання БРУНД у БРУВАК—М із додаткового обладнання необхідні тільки рекуперативний кип'ятильник епіюраційної колони, якщо його нема, вакуум-насос і барометричний конденсатор, який легко виготовляється в умовах спиртового заводу. Крім того виключається необхідність у виконанні робіт з механічного укріплення ректифікаційної та епіюраційної колон і їх дефлегматорів;

Математичною обробкою результатів розрахунку РК отримано залежність флегмового числа V від значень $X_{др}$ і P_v для $X_e=40$ %об.

$$V = 10^5 / [(A - B \cdot X_{др}) \cdot X_{др}^2]$$

$$\text{де } A = 793,1/P_v + 265,5 + 0,06377 \cdot P_v$$

$$B = 7,783/P_v + 2,728 + 0,0007512 \cdot P_v$$

Залежність справедлива для $X_{др}=96,1...96,5$ %об. і $P_v=25...130$ кПа з відносною похибкою не більше 2,7%.

Для зручності управління технологічним процесом на БРУВАК—М тиск над верхньою тарілкою епіюраційної колони вибрано рівним тиску над верхньою тарілкою ректифікаційної колони, тобто 80 кПа. З урахуванням ΔP тиск у кубі ЕК, яка має 20 т.т., становить $P_n=96$ кПа. За таких умов, наприклад при концентрації спирту в епіураті $X_e=40$ %об. температура його кипіння становить $t_e = 82,7^\circ\text{C}$. Температура пари бражного дистилату, яка надходить в рекуперативний кип'ятильник ЕК із бражної колони (БК), при концентрації спирту в бражці $X_b=7,5$ %об. і тиску над верхньою тарілкою БК $P_v=108$ кПа становить $t_{Gbд} = 96,8^\circ\text{C}$. Тобто, різниці температур $\Delta t = t_{Gbд} - t_e = 96,8 - 82,7 = 14,1^\circ\text{C}$ і потенціалу пари бражного дистилату достатньо для обігріву ЕК і догріву бражки до 85°C .

З метою оцінки розробленої технології брагоректифікації з точки зору споживання гріючої пари виконано розрахунки матеріальних і теплових балансів колон БРУВАК—М. За розрахунками, сумарна витрата гріючої пари на БРУВАК—М становить 36,9 кг/дал, що на 31% менше ніж на БРУНД.

Тривала експлуатація БРУВАК—М на шести спиртових заводах в Україні і двох спиртозаводах в Республіці Білорусь підтвердили правильність виконаних розрахунків, а також ефективність розробленої технології.

Література

1. Цыганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности. —М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. —336 с.
2. Алексеев В.П. Разработка способов ректификации этилового спирта с целью снижения энергетических затрат, увеличения выхода и повышения качества конечного продукта: Дис. канд. техн. наук: 06.18.07. —М., 1984. —239 с.
3. Михненко Е.А. Разработка способов рекуперативного использования тепла при ректификации этанольных растворов: Дис. канд. техн. наук: 05.18.07. —М.: 1987. —180 с.

РОЗРОБЛЕННЯ, ДОСЛІДЖЕННЯ ТА ВПРОВАДЖЕННЯ ДЕФЛЕГМАТОРА ПОВІТРЯНОГО ОХОЛОДЖЕННЯ В СИСТЕМУ КОНДЕНСАЦІЇ БРУ

Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.

Український науково-дослідний інститут спирту і біотехнології продовольчих продуктів, м.Київ

В найбільш поширених в спиртовій галузі брагоректифікаційних установках непрямої дії (БРУНД) тепло конденсації водно-спиртової пари відводиться бражною в підігрівниках та охолоджуючою водою в дефлегматорах. З метою економії води з природних джерел проведено розрахунки та розроблено конструкцію дефлегматора повітряного охолодження (ДПО), який призначено для безперервної конденсації водно-спиртової пари з колон БРУ. Використання ДПО в системі конденсації дає можливість економити від 40 до 60 % води з природних джерел. З метою серійного виготовлення ДПО одного типорозміру та

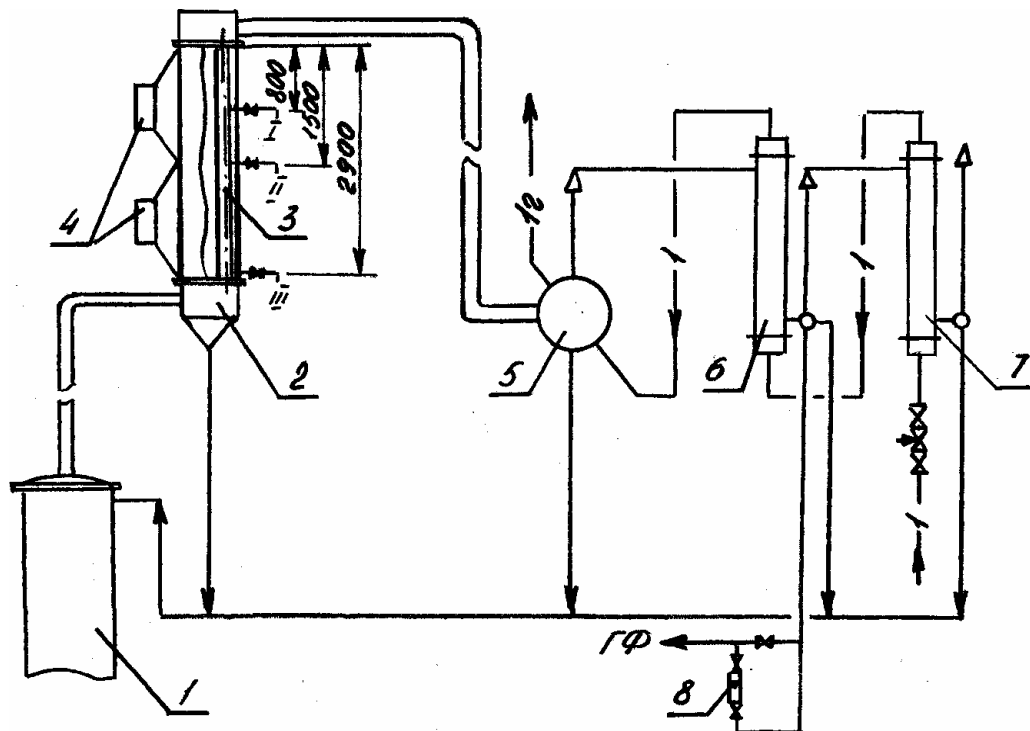
подальшого комбінування їх кількості для окремих колон різної продуктивності розрахунки виконано для ректифікаційної колони (РК) БРУНД продуктивністю 3000 дал/добу.

За виконаними розрахунками виготовлено дослідний зразок ДПО, який підключено в систему конденсації водно-спиртової пари епіюраційної колони (ЕК) БРУНД продуктивністю 6000 дал/добу Маловишківського спиртозаводу. Дослідний зразок ДПО має наступні технічні характеристики: коефіцієнт теплопередачі $K=39,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; коефіцієнт ребристості $\phi=14,6$; внутрішня поверхня теплообміну $F_{\text{вн}}=26,1 \text{ м}^2$; ребриста поверхня теплообміну $F_{\text{реб}}=499 \text{ м}^2$. ДПО підключено для роботи в режимі протитечії парової і рідкої фаз. Для визначення концентрації домішок спирту по висоті теплообмінних труб ДПО, відбирали проби конденсату водно-спиртової пари в точках відбору I, II і III (рис.1), які аналізували за допомогою газового хроматографу. Результати аналізів наведено в таблиці 1.

Таблиця 1 – Концентрація домішок по висоті теплообмінних труб

№ точки відбору	Назва та вміст домішки											Метиловий спирт, % об.
	Альдегіди	Естери, мг/дм ³					Сивушні спирти, мг/дм ³					
		метилацетат	етилацетат	ізобутилацетат	ізоамілацетат	етилбутират	н-пропанол	ізопропанол	н-бутанол	ізобутанол	ізоамілол	
I	803	175,6	5212	78,6	3,46	93,2	263	579	1,74	105	19,4	0,0193
II	489	57,5	1802	39,2	4,36	98,6	447	411	0,56	219	53,6	0,0130
III	284	14,6	1776	26,8	7,46	100,8	408	292	0,50	236	59,0	0,0097

В результаті досліджень встановлено, що в теплообмінних трубах ДПО відбувається суттєве концентрування домішок головного характеру, а також метанолу, що позитивно впливає на їх виведення в концентрованому вигляді із фракцією головною етилового спирту.



1 — епіюраційна колона; 2 — ДПО; 3 — пучок теплообмінних труб; 4 — вентилятори; 5 — дефлегматор; 6 — конденсатор; 7 — спиртоуловлювач; 8 — ротаметр; I, II, III — точки відбору проб по висоті теплообмінних труб

Рис.1 – Схема підключення ДПО до епіюраційної колони БРУНД

Дослідний зразок ДПО здано міжвідомчій комісії, яка зафіксувала економію охолоджуючої води з природних джерел 210...220 м³/добу.

Тривала експлуатація ДПО на шести спиртових заводах в Україні показали їх високу ефективність.

РЕЗЕРВЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ТЕХНОЛОГИИ КОМБИКОРМОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ТЕПЛОНАСОСНОЙ УСТАНОВКИ

Лыткина Л.И.

Воронежская государственная технологическая академия, Россия

Значительные возможности экономии ресурсов, повышения качества продукции и увеличения объемов ее производства создаются при реализации принципов энергосбережения с применением теплонасосной установки. Однако этот перспективный путь еще не нашел достойного места в комбикормовой промышленности при решении задач энерго- и ресурсосбережения.

Предложена технология кормопроизводства, включающая последовательное выполнение следующих технологических операций: смешивание горячих гранул с рассыпным комбикормом с последующей выдержкой полученной смеси в теплооблагодобменнике, охладобление смеси; ее измельчение; фракционирование рассыпного комбикорма и измельченных гранул на крупную, среднюю и мелкую фракции с последующим выводом средней фракции в качестве готовой продукции.

Показано, что неэффективное использование энергии влажного воздуха при охладоблении смеси горячих гранул и рассыпного комбикорма отражается на качестве промежуточных продуктов, их нестабильные структурно механические характеристики после измельчения. В результате неоправданно увеличивается доля мелкой и крупной фракций при просеивании и, как следствие, снижается производительность по готовому комбикорму. В связи с этим был выбран путь повышения энергетической эффективности процесса охладобления смеси горячих гранул с рассыпным комбикормом, кондиционированным воздухом за счет формирования тепловых объектов с применением теплонасосной установки.

В предлагаемой технологии смесь гранул и рассыпного комбикорма охладобляется воздухом, который подвергается охладоблению и осушению в испарителе теплонасосной установки путем рекуперативного теплообмена между кипящим хладагентом и воздухом, а в качестве теплоты внешней среды используется жир, который в конденсаторе теплонасосной установки переходит от низкого температурного потенциала на более высокий, в результате чего появляется возможность снизить его вязкость и обеспечить подачу в смеситель через форсунки. Таким образом, предлагаемая технология кормопроизводства позволяет повысить производительность линии, снизить энергозатраты на тонну вырабатываемого комбикорма выровненного гранулометрического состава, повысить питательность комбикорма, в частности, обменную энергию, за счет ввода жира и обеспечить экологическую безопасность.

ИСПАРИТЕЛЬНО-ПАРОКОМПРЕССИОННЫЕ ОХЛАДИТЕЛИ

Федоров А.Г., Дорошенко А.В.

Одесская государственная академия холода, Одесса

Основными проблемами практического применения испарительного охладобления в холодильной технике и СКВ являются необходимость снятия климатических ограничений применимости испарительных методов охладобления и снижение расхода свежей воды на подпитку испарительного контура охладоблителей. Принцип действия испарительного охладоблителя непрямого типа (НИО) заключается в том, что полный воздушный поток, поступающий в испарительный охладоблитель, делится на два потока, основной и вспомогательный, первый из которых охладобляется бесконтактно, то есть при неизменном влагосодержании, а второй находится в непосредственном контакте с водяной пленкой и обеспечивает ее испарительное охладобление. Охладобленная вода в свою очередь отводит тепло от основного воздушного потока. Настройка НИО выполнена в виде чередующихся сухих и смоченных каналов, предназначенных для движения основного и вспомогательного воздушных потоков, соответственно. Представляет практический интерес использование испарительного воздухоохладоблителя НИО в качестве первой ступени компрессионного кондиционера, что позволяет снять климатические ограничения применимости испарительных методов охладобления и, таким образом, интегрировать достоинства методов естественного и искусственного охладобления сред. Вспомогательный воздушный поток, покидающий НИО является достаточно холод-

ным (но увлажненным) и может использоваться для охлаждения конденсатора ХМ. Конденсатор и испаритель ХМ располагаются на выходе вспомогательного и основного потоков из НИО, соответственно. Образовавшийся в испарителе конденсат сливается в поддон НИО.

Представлен анализ возможностей комбинированного охладителя на основе НИО и кондиционера, основанного на использовании комбинированной схемы (в первой ступени НИО и во второй крышный кондиционер СААЕ/САЕН – 31). Для сравнения взят крышный кондиционер СААЕ/САЕН – 51, так чтобы холодопроизводительность у сравниваемых вариантов кондиционеров была примерно одинаковой. Комбинированная схема позволяет снизить установленную мощность компрессора ХМ с 16,8 до 11,3 кВт, обеспечивает понижение температуры конденсации в расчетном режиме от 45⁰С до 35⁰С и снижение расхода энергии на сжатие на 14%. Возможен полный возврат жидкости в испарительный контур.

МАЛОЕНЕРГОВИТРАТНІ РЕГУЛЯРНІ НАСАДКИ З ЗУБЧАСТИМИ ОТВОРАМИ

Марценюк О.С.

Національний університет харчових технологій, м. Київ

Використання високоефективних малоенерговитратних контактних пристроїв для протитечійних масообмінних газорідних апаратів є актуальною суспільною потребою, яка особливо загострилась в умовах різкого зростання цін на енергоносії.

Регулярні насадки за сукупністю робочих характеристик, до яких відносяться низький гідравлічний опір, висока пропускна спроможність за газовою і рідкою фазами та висока інтенсивність масообміну на одиницю об'єму, значно переважають контактні пристрої інших типів. Недоліком більшості регулярних насадок є недостатня ефективність масообміну за показником висоти еквівалентної одиниці перенесення маси.

Цей недолік усунуто в розроблених варіантах регулярних насадок нового типу, листи яких перфоровано зубчастими отворами [1]. Для інтенсифікації масообміну переважно у рідкій фазі листи насадки мають видовженні отвори з зубчастими верхніми краями [2]. Періодичне формування крапель на зубцях посилює перемішування рідини. Внаслідок додаткової шорсткості каналів, створюваної звисаючими та падаючими краплями, дещо зростає масовіддача і в газовій фазі. Гідравлічний опір цієї насадки в 1,5÷2,0 рази вищий, ніж плоскопаралельної, а ефективність масообміну в рідкій фазі (сорбція важкорозчинних газів) вища на 30÷40% [3].

Для систем, у яких опір перенесенню маси розподілений і в рідкій і в газовій фазах, розроблено регулярну насадку з періодично розміщеними між рядами зубчастих отворів гофрами невеликої висоти [4]. Гофри додатково турбулізують газовий потік, а невелика висота їх сприяє помірному зростанню гідравлічного опору [5].

З метою інтенсифікації масообміну переважно у газовій фазі (добре розчинні гази) запропоновано регулярні насадки з упорядковано розміщеними зубчастими пелюстками, відігнутими під кутом до напрямку руху газового потоку [6].

Досліджено робочі характеристики запропонованих насадок та розроблено рекомендації щодо їх конструювання та доцільного використання. Встановлено, що енергія газового потоку найефективніше використовується в насадці з зубчастими отворами без будь-яких додаткових конструктивних елементів. Ця насадка рекомендується для апаратів, що працюють як при розрідженні, так і при надлишковому тиску. При швидкостях газу 3,0÷4,5 м/с її питомий гідравлічний опір (віднесений до висоти еквівалентної одиниці перенесення маси) лише в 1,5÷2,0 рази перевищує гідравлічний опір плоскопаралельної насадки.

Апарати з насадками з зубчастими отворами і гофрами за висотою близькі до апаратів з іншими типами контактних пристроїв (нерегулярні насадки, тарілки), а гідравлічний опір їх майже на порядок нижчий. Вони мають стабільні характеристики масообміну при зміні витрат рідини.

Насадки з зубчастими пелюстками за ефективністю масообміну близькі до нерегулярних насадок, але завдяки організованому руху газового потоку мають у 3÷5 разів нижчий гідравлічний опір. Ці насадки найкраще працюють при високих витратах рідини і газу, які відповідають режиму емульгування та наближенню до цього режиму.

Запропоновані насадки дають змогу перероблювати різноманітні за розподілом дифузійного опору технологічні продукти і забезпечують високу ефективність процесів сорбції, дистиляції, очищення газів і рідин, охолодження води в градирнях, сепарації крапель рідини з газового потоку.

Література

1. Марценюк А.С., Гусейнов Р.Н. Интенсификация процесса массообмена в колоннах с регулярными насадками // Тепло- и массообменные процессы в пищевой промышленности: Тематич. сб. науч. тр.; Под ред. П.С. Цыганкова. – К.: УМК ВО. – 1990. – С. 151–161.
2. А.с. 440147 СССР, МКИ В01Д 53/20. Регулярная пластинчатая насадка /Марценюк А.С. – Оpubл. 25.08.71, Бюл. №31.
3. Марценюк О.С. Гідравлічні опори і масообмін у рідкій фазі в апаратах з регулярними насадками, перфорованими зубчастими отворами // Харч. пром-ть. Міжвід. тематичний наук. зб. – К.: УДУХТ. – 2000. – №45. – С. 211–217.
4. Декларат. патент України 10386, МПК 7 В01J 19/32. Регулярна насадка з зубчастими отворами і гофрами / Марценюк О.С. – Оpubл. 15.11.2005, Бюл. №11.
5. Марценюк О.С., Мельник Л.М., Копиленко А.В. Массообмін у газовій фазі в апаратах із регулярними насадками, що перфоровані зубчастими отворами // Наук. пр. НУХТ. – К.: НУХТ. – 2002. – №12. – С. 67–70.
6. Патент України 32498, МПК 4В01Д 53/20, В01Д 11/04. Регулярна насадка з плівково-краплинною течією дисперсної фази / Марценюк О.С. – Оpubл. 15.12.2000. Бюл. №7.

НИЗЬКОІНВЕСТИЦІЙНА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧА БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНА УСТАНОВКА БРУВАК-М

Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.

Український науково-дослідний інститут спирту і біотехнології продовольчих продуктів, м.Київ

Технологічна схема БРУВАК-М призначена для економії тепло енергоресурсів при виробництві високоякісного спирту етилового ректифікованого з метою мінімальних фінансових затрат на переобладнання існуючих брагоректифікаційних установок непрямої дії (БРУНД).

В розробленій технологічній схемі застосовано принцип роботи ректифікаційної колони за двох тисків (РКДТ), в якій концентраційна секція працює під розрідженням, а виварна — під деяким надлишковим тиском.

Проведено розрахунки РКДТ, яка містить 37 теоретичних тарілок (т.т.), з яких 8 т.т. вичерпуючих і 4 т.т. пастеризуючих з урахуванням гідравлічного опору т.т. ΔР. Визначено, що для застосування принципу двох тисків в РК тиск (розрідження) над верхньою тарілкою колони повинен бути $P_v = 80$ кПа, а в кубі — $P_n = 109,6$ кПа. За таких умов роботи РК виявляються наступні переваги:

— концентрування спирту здійснюється під розрідженням, а виварювання — за тиску вище атмосферного;

— виключається необхідність відкачування лютерної води із куба РК насосом як у БРУВАК-1;

— виключається необхідність перекачування флегми насосом із концентраційної у виварну секцію РК як у БРУВАК-2;

— виключається необхідність у додаткових контурах автоматичного регулювання технологічним процесом;

— за рівних технологічних параметрів на 5 кг/дал зменшується витрата гріючої пари на РКДТ у порівнянні РК БРУНД;

— виключається необхідність у виконанні робіт з механічного укріплення ректифікаційної і епюраційної колон та їхніх дефлегматорів;

— для переобладнання БРУНД у БРУВАК-М із додаткового обладнання необхідні тільки рекуперативний кип'ятильник епюраційної колони (ЕК), вакуум-насос і барометричний конденсатор, який легко виготовляється в умовах спиртозаводу.

Виведено математичну залежність флегмового числа V від концентрації етанолу в ректифікованому спирті $X_{др}$ і тиску над верхньою тарілкою РК P_v при концентрації етанолу в епюраті $X_e = 40$ % об.

$$V = 10^5 / [(A - B \cdot X_{др}) \cdot X_{др}],$$

$$\text{де } A = 793,1/P_v + 265,5 + 0,06377 \cdot P_v;$$

$$B = 7,783/P_v + 2,728 + 0,0007512 \cdot P_v.$$

Залежність справедлива для $X_{др} = 95,1...96,5$ % об. і $P_v = 25...130$ кПа з відносною похибкою 2,7 %.

Для зручності управління технологічним процесом на БРУВАК-М тиск над верхньою тарілкою РК вибрано рівним тиску P_v РК, тобто 80 кПа. З урахуванням ΔP тиск у кубі ЕК, яка має 20 т.т становить $P_n = 96$ кПа. За таких умов при $X_e = 35\%$ об температура кипіння еспурату становить $t_e = 82,5^\circ\text{C}$, а температура пари бражного дистилляту із бражної колони (БК) $t_{б.д.} = 95^\circ\text{C}$. Тобто $\Delta t = t_{б.д.} - t_e = 95 - 82,5 = 12,5^\circ\text{C}$, що достатньо для обігріву ЕК і догріву бражки до 85°C . Розроблену БРУВАК-М впроваджено на шести спиртозаводах в Україні і двох – в Білорусі. Технологію здано відомчій комісії. За розрахунками витрата гріючої пари на БРУВАК-М на 31 % менша ніж на БРУНД.

МОКРО-СУХИЕ ГРАДИРНИ С НАСАДКОЙ ИЗ ПОЛИМЕРНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Дорошенко А.В., Бузань А.В.
Одесская Государственная Академия Холода, г. Одесса

Мокро-сухие градирни в последние годы вызывают значительный интерес. В них можно сочетать основные достоинства воздушных и испарительных охладителей. Насадка такой градирни состоит из двух частей, собственно испарительного охладителя – градирни и теплообменника, разработанного в ОГАХ, так что аппарат может эксплуатироваться от режима испарительного охлаждения до режима воздушного охлаждения. Как показывают данные испытаний таких градирен, они обеспечивают экономии энергии на привод вентилятора и насоса и снижают расход подпиточной воды в пределах круглогодичного цикла эксплуатации.

Исследования планируются в трех основных режимах:

I – режим: испарительное охлаждение воды в градирне (ГРД).

II – режим: комбинированный охладитель в составе градирни и теплообменника (ГРД/ТО)

III – режим: комбинированный охладитель в составе испарительного охладителя прямого типа (ИО).

В качестве насадки испарительной части используется ...

Определение величин коэффициентов обмена зачастую не может быть признано удовлетворительным из-за наличия трудностей, связанных с правильным определением действительной поверхности тепло- и массообмена применительно к пленочным аппаратам со сложнопрофилированной поверхностью, поскольку при этом имеет место перераспределение жидкости и оголение части поверхности. Моделирование тепломассообмена на основании теории подобия встречает серьезные ограничения из-за неравномерности распределения контактирующих потоков по сечению ТМА. Это привело к развитию эмпирических методов, основанных на использовании коэффициентов эффективности процесса. Они позволяют представить опытные данные в виде простом и удобной для проектирования аппаратов.

В работе приведены результаты экспериментальных исследований и технико-экономические характеристики разработанных аппаратов.

ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АУДИТ ВИНЗАВОДА

Семков С.В.
ЗАО «Одессавинпром»

Вступление. Опыт развитых стран показывает, что снижение затрат энергии на производство продуктов питания непосредственно связано с проведением энергетической ревизии либо серьезных энергетических исследований. Первым этапом таких исследований является энергетический аудит. Такая энергетическая диагностика предприятия предусматривает сбор данных по расходу ресурсов (топлива, электроэнергии, воды, пара и т.п.) в течение года и сопоставление этих расходов с выпуском продукции. Именно удельные затраты ресурсов являются объективным показателем эффективности деятельности предприятия, параметром, по которому возможно сравнивать технологический процесс с лучшей практикой отрасли, передовых фирм мира. Показатели удельных расходов ресурсов позволяют ранжировать технологические объекты предприятия по уровню энергетической эффективности, выделить проблематичные аппараты и машины, обосновать приоритеты капитальных вложений для повышения энергетической эффективности предприятия. Данные энергетического аудита необходимы для обоснования программы повышения энергоэффективности предприятия.

Проблемы пищевых технологий в значительной степени связаны с тем, что исторически организация производства строилась на дешевых энергоресурсах, их доля в себестоимости продукта, как правило, не превышала 1%. Это не стимулировало внедрения энергоэффективных технологий. Сейчас предприятия должны платить за ресурсы практически по мировым ценам, а опыт даже простого учета и анализа расхода энергоресурсов отсутствует. Очевидно, что начинать кампанию следует с постановки и проведения энергетических исследований предприятия.

Методика и оценка распределения тепловых потерь. Исходной информацией для анализа являлись счета ежемесячной оплаты за потребленные ресурсы. Потребление газа зависит от объема выпуска продукции и от времени года (рис.1а). Аналогичные графики были получены для расхода электроэнергии и воды.

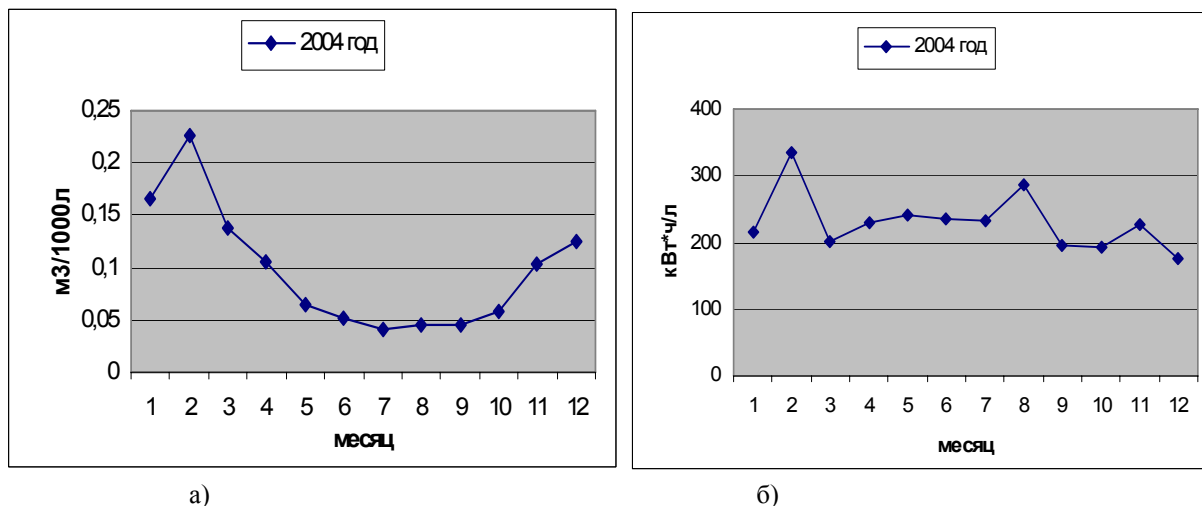


Рис.1 – Объем потребления газа (а) и электроэнергии (б)

Сведения (рис.1а) позволяют установить суммарный расход тепловой энергии по предприятию. Результаты пересчетов приведены в табл.1. Суммарный месячный расход энергии (ΣQ_i) определяется объемом израсходованного за месяц газа (V), его плотностью (ρ), КПД системы теплообеспечения (η) и удельной теплотой сгорания топлива (Q_p):

$$\Sigma Q_i = V \cdot \rho \cdot Q_p \cdot \eta \quad (1)$$

Таблица 1. – Общий расход тепловой энергии (МДж*10⁻⁶) по предприятию в 2004г

Q, МДж* 10 ⁻⁶	м е с я ц ы												год
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
	2,48	2,13	1,86	1,11	0,61	0,55	0,46	0,46	0,54	0,84	1,41	2,07	14,52

Основными потребителями котельного пара являются технологические линии и система отопления производства. Следующим этапом расчетов являлась оценка удельных затрат энергии, т.е. отношение данных табл. 1 к объему выпущенной продукции. Анализ расчетов показал, что удельные расходы пара на технологию лежат в пределах 1,27...1,29 МДж на 1 литр продукции. Исходя из этого проведена оценка затрат пара отдельно на отопление и на технологию в 2004 году.

Расход тепловой энергии на технологические задачи определим исходя из того, что в летние месяцы отопление отключено и единственным потребителем остаются технологические линии. На первом этапе выполнена оценка средних удельных затрат тепловой энергии на технологию (j_T). Расчет проведен для 6,7,8, 9 месяцев в течение 2004 года. Так:

$$j_T = (1,4296 + 1,1732 + 1,2848 + 1,2505) / 4 = 1,28 \text{ МДж/л} \quad (2)$$

С помощью расчетного значения (j_T) можно для каждого месяца оценить затраты энергии на технологию (Q_i^T), для чего принимается во внимание месячный выпуск продукции (G_i):

$$Q_i^T = G_i \cdot j_T, \quad (3)$$

Расход тепловой энергии на отопление определялся как разница между суммарными и технологическими затратами

$$Q_i^0 = \Sigma Q_i - Q_i^T \quad (4)$$

Результаты расчетов представлены на рис. 2.

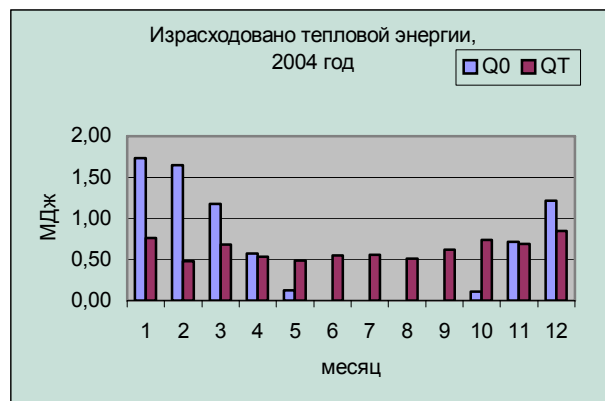


Рис.2 – Составляющие расхода тепловой энергии

Из рис.2 видно, что в зимний период расходы топлива практически втрое выше, чем летом. Это свидетельствует о том, что проблема повышения эффективности системы отопления актуальна и имеет серьезные резервы по повышению энергетической эффективности производства.

Выполненные расчеты позволяют перейти к экономическим оценкам работы предприятия по использованию газа, электроэнергии и воды. Доля затрат на использование ресурсов приведена в табл.2. Результаты промежуточных расчетов сведены в табл.3. В таблице приняты следующие обозначения: V – объем израсходованного ресурса, $Z_G, Z_{Э}, Z_B$ – стоимость единицы, соответственно, газа, электроэнергии и воды, N – потреблено электроэнергии, $C_G, C_{Э}, C_B$ – затраты, соответственно, на газ, электроэнергию и воду, $N_{\text{м}}$ – номер месяца, Σ – всего.

Таблица 2 – Соотношение затрат по видам ресурсов в 2004 году

Общая стоимость ресурсов, грн	Газ, %	Электроэнергия, %	Вода, %
645900,22	32,57	46,60	20,83

Анализ табл.2 показывает, что, несмотря на то, что доля потребленной электроэнергии в энергетическом эквиваленте меньше, чем тепловой, но обходится предприятию этот ресурс дороже.

Таблица 2 – Соотношение стоимостей ресурсов в 2004 году

№	Газ			Электроэнергия			Вода		
	$V_G, \text{м}^3$	$Z_G, \text{грн. за } 1000 \text{ м}^3$	$C_G, \text{грн}$	$N, \text{кВт*ч}$	$Z_{Э}, \text{грн/кВт*ч}$	$C_{Э}, \text{грн}$	$V_B, \text{м}^3$	$Z_B, \text{грн/м}^3$	$C_B, \text{грн}$
1	98543	332,02	32718,24	127658	0,2166	27650,72	4340	3,69	16014,6
2	84498	340,6	28780,01	125427	0,2277	28559,73	3339	3,69	12320,91
3	73793	351,72	25954,47	106949	0,2266	24234,64	2971	3,69	10962,99
4	44000	369,36	16251,84	95898	0,2257	21644,18	3200	3,69	11808
5	24283	376,3	9137,69	91551	0,2292	20983,49	2262	3,69	8346,78
6	21751	381,52	8298,44	100875	0,2336	23564,4	2860	3,69	10553,4
7	18143	381	6912,48	100216	0,2362	23671,02	2304	3,69	8501,76
8	18309	381,2	6979,39	114261	0,2306	26348,59	2549	3,69	9405,81
9	21437	385,77	8269,75	93592	0,2327	21778,86	2714	3,69	10014,66
10	33497	389,23	13038,03	110331	0,2398	26457,37	3269	3,69	12062,61
11	55768	391,25	21819,23	121201	0,2378	28821,6	3563	3,69	13147,47
12	82000	392,75	32205,5	116031	0,2352	27290,49	3087	3,69	11391,03
Σ	576022	4472,72	210365,10	1303990	2,7717	301005,1	36458	44,28	134530,02

На основе анализа результатов энергетического аудита, с учетом материальных возможностей и экономической целесообразности принято решение о приоритетных проектах и их внедрении в 2005 году. Таким проектом признана замена машины для мойки бутылок на ополаскиватель. Прогнозировалось су-

шественное сокращение расхода воды и пара. Проект был реализован, а его эффективность оценивалась по результатам энергетического аудита, проведенного в 2005 году. Методика и программа энергетических обследований полностью совпадала с подходами 2004 года. Результаты обработки базы данных представлены в табл.3.

Таблица 3 – Соотношение стоимостей ресурсов в 2005 году

№	газ			электроэнергия			Вода		
	$V_{Г,}$ м ³	$Z_{Г,}$ грн. за 1000 м ³	$C_{Г,}$ грн	$N,$ кВт*ч	$Z_{Э,}$ грн/ кВт*ч	$C_{Э,}$ грн	$V_{В,}$ м ³	$Z_{В,}$ грн/м ³	$C_{В,}$ грн
1	70079	423,07	29648,32	122401	0,2367	28972,32	3073	3,69	11339,37
2	82400	410,23	33802,95	121257	0,2379	28847,04	2648	3,69	9771,12
3	89316	411,45	36749,06	100206	0,2332	23368,04	2275	3,69	8394,75
4	36721	422,34	15508,74	105000	0,2312	24276	2380	3,69	8782,2
5	17933	433,78	7778,97	90522	0,2373	21480,87	1902	3,69	7018,38
6	13217	452,32	5978,31	74005	0,2552	18886,08	2109	3,69	7782,21
7	13471	455,23	6132,40	98329	0,2589	25457,38	2186	3,69	8066,34
8	17866	455,78	8142,96	122451	0,2663	32608,7	3017	3,69	11132,73
9	19728	455,87	8993,40	106385	0,267	28404,8	2969	3,69	10955,61
10	27776	456,89	12690,57	120000	0,2722	32664	3132	3,69	11557,08
11	62799	479,89	30136,61	98976	0,2833	28039,9	3762	3,69	13881,78
12	91541	479,99	43938,76	155477	0,2839	44139,92	3197	3,69	11796,93
Σ	542847	5336,84	239501,10	1315009	3,0631	337145	32650	44,28	120478,5

На основе данных табл.3 выполнена оценка доли стоимости каждого из анализируемых ресурсов. Результаты расчетов приведены в табл.4.

Таблица 4 – Соотношение затрат по видам ресурсов в 2005 году

Общая стоимость ресурсов, грн	Газ, %	Электроэнергия, %	Вода, %
697124,6	34,35	48,36	17,28

Сравнение показателей с аналогичными по 2004 году (рис.3) показывает, что, несмотря на рост выпуска продукции в 2005 году на %, затраты на воду уменьшены на 4%.

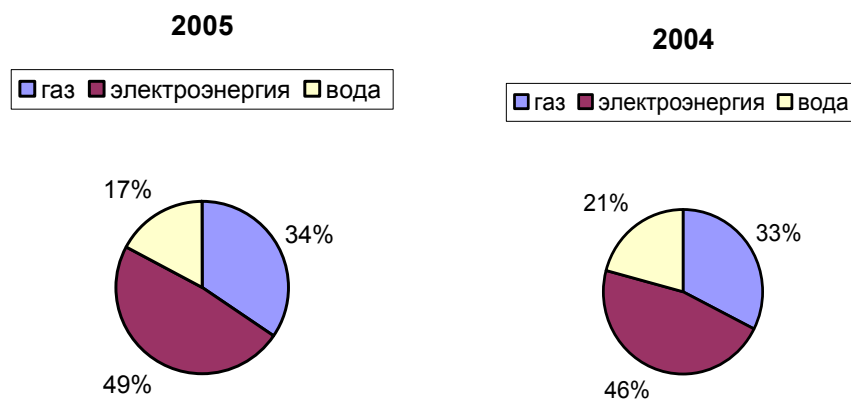


Рис.3 – Соотношение затрат на оплату использованных ресурсов

Выводы. Резкий рост стоимости энергетических ресурсов предъявляет жесткие регламентации по эффективности их использования. Научно – технической базой повышения энергетической эффективности работы предприятия является энергетический менеджмент, в основе которого лежит энергетический аудит. В результате энергетических исследований предприятия в 2004 году определены полные, удельные и относительные затраты на оплату газа, электроэнергии и воды. Обоснованы приоритетные проекты по снижению затрат на энергоносители. После реализации проекта по снижению расхода воды, проведен повторный энергетический аудит в 2005 году, результаты которого подтвердили прогнозируемую экономию.

На основе данных энергетического аудита 2005 года планируется дальнейшее снижение расхода воды при замене второй моечной машины. Предлагается снизить расход пара на отопление путем замены системы парового отопления на водяное. Планируется провести серьезные энергетические исследования системы хладоснабжения технологических линий, установить детальные потери холода в системе. Развитие энергетических исследований будет направлено на составлении карты потерь энергии и карты потенциальных потребителей тепловых сбросов. Результатом работы будет обоснованная программа повышения энергетической эффективности предприятия.

АЛГОРИТМ АДАПТАЦИИ РЕГУЛЯТОРА НА БАЗЕ РАСШИРЕННОГО МЕТОДА ТИПОВОЙ СТАТИСТИЧЕСКОЙ ИДЕНТИФИКАЦИИ

Жигайло А.М., Хобин В.А.

Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Постановка проблемы. Объекты технологического типа подвержены одновременному воздействию неконтролируемых координатных и параметрических возмущений. Обусловленная этими причинами, текущая параметрическая неопределенность их свойств, предопределяет снижение динамической точности стабилизации регулируемой переменной. Это снижает эффективность работы объекта, провоцирует появление неустойчивости контура регулирования и возникновение аварийных ситуаций.

В замкнутом контуре регулирования управляющее воздействие будет коррелировано с обоими воздействиями, и разделить его по составляющим невозможно. Одновременно, обратная связь, которая через регулятор охватывает объект, самым существенным образом меняет свойства канала «управляющее воздействие – регулируемая переменная» по сравнению с объектом без использования САР. Все это делает задачу создания адаптивных САР для объектов технологического типа нетривиальной и, в частности, объясняет отсутствие аппаратных и программных средств, предназначенных для их промышленной реализации.

Анализ последних достижений и публикаций. Традиционным путем сохранения качества регулирования в условиях изменяющихся свойств объекта является разработка и применение в САР адаптивных регуляторов. Известны различные подходы к разработке таких регуляторов. При этом их эффективность для объектов технологического типа невысока.

Настоящая статья посвящена проблемам дальнейшего повышения эффективности работы адаптивных САР и рассматривает еще один подход к их реализации, ориентированный на применение в системах гарантирующего управления (СГУ). В его основе – метод статистической идентификации.

Цель статьи – показать решение этих задач средствами поэтапного метода типовой статистической идентификации [2].

Метод статистической идентификации был выбран по следующим причинам:

- а) алгоритмы СГУ уже включают в себя статистическую обработку случайных процессов, следовательно, некоторые процедуры могут использоваться одновременно в нескольких алгоритмах;
- б) он не предполагает организации специальных воздействий на объект (активного эксперимента);
- в) его реализация исходно ориентирована, как и алгоритмов СГУ, на достаточно мощные вычислительные средства;
- г) главное – контур гарантирования воздействует на САР по каналу задания, что должно упростить задачу идентификации.

Статистические методы идентификации основаны на решении уравнения Винера – Хопфа:

$$k_{uy}(\tau_k) = \int_0^{\infty} w(\theta) k_{uu}(\theta - \tau_k) d\theta, \quad (1)$$

где $k_{uu}(\tau_k)$ и $k_{uy}(\tau_k)$ соответственно автокорреляционная (корреляционная) функция входной переменной (u) идентифицируемого канала ОР и взаимная корреляционная входной (u) и выходной (y) переменных этого канала; $w(t)$ – импульсная переходная (весовая) функция (ИПФ) – модель канала, подлежащая идентификации; τ_k – время корреляции; $\theta \equiv t$.

Поскольку из уравнения (1) определяется $w(t)$, то эта процедура относится к классу так называемых обратных задач. Их характерная особенность – некорректность, когда даже незначительные шумы в исходных данных могут самым существенным образом повлиять на результат идентификации. Для сниже-

ния этого влияния используются методы регуляризации, суть которых в «сообщении» процедуре идентификации некоторых свойств искомого решения.

Применение процедуры статистической идентификации для решения задач адаптации существенно обостряет проблему некорректности задачи и ее преодоления за счет регуляризации. Дело в том, что идентификация должна проводиться на коротких выборках, стационарность которых принимается лишь с определенными оговорками, а на выходную переменную идентифицируемого канала, помимо контролируемого воздействия, действуют и интенсивные неконтролируемые широкого спектра.

В этих условиях наиболее эффективным методом регуляризации является задание структуры идентифицируемой модели. Поскольку в качестве моделей входных воздействий и идентифицируемых каналов взяты широко применяемые в практике и подтвердившие свою корректность, так называемые типовые модели, то метод называется методом типовой статистической идентификации (МТСИ).

Известные МТСИ используют только простейшие модели, в частности – не включающие в себя звенья чистого запаздывания, которые описывают структурную неопределенность объекта. Эта ограниченность МТСИ объясняется, по крайней мере – частично, сложностью решения уравнения Винера–Хопфа из-за необходимости отбора единственного решения из многих возможных. Таким образом, первоначально, необходимо отобрать необходимые модели входных воздействий и каналов регулирования (с запаздыванием) и решить для них аналитически задачу идентификации в общем виде. Выражения, полученные в результате решения, зависящие от параметров моделей, и составят основу идентификации этих типовых моделей. Важно, что решение задачи идентификации должно вестись в реальном масштабе времени. Это требует рекуррентного оценивания характеристик переменных, используемых для идентификации.

Поскольку расширенный МТСИ (РМТСИ) может иметь и самостоятельное значение, то целесообразно включить в состав моделей не только те, которые необходимы для решения задачи адаптации регулятора САР СГУ, но и модели, часто встречающиеся в прикладных задачах автоматизации.

С целью расширения МТСИ были выбраны в качестве типовых шесть моделей с запаздывающим аргументом (см. табл. 1) актуальных для моделирования объектов и систем регулирования. В качестве типовых моделей контролируемых входных воздействий тех каналов, модели которых идентифицируются, взяты три (см. табл. 2).

Таблица 1 – Типовые модели объектов и систем регулирования

Статические, дифференцирующие		Астатические
Апериодические	Колебательные	
$W_1(p) = \frac{ke^{-\tau p}}{Tp + 1}$	$W_3(p) = \frac{ke^{-\tau p}}{T^2 p^2 + 2\xi Tp + 1}$	$W_5(p) = \frac{ke^{-\tau p}}{p}$
$W_2(p) = \frac{ke^{-\tau p}}{(Tp + 1)^2}$	$W_4(p) = \frac{kpe^{-\tau p}}{T^2 p^2 + 2\xi Tp + 1}$	$W_6(p) = \frac{ke^{-\tau p}}{p(Tp + 1)}$

Таблица 2 – Корреляционные функции и спектральные плотности типовых моделей входных воздействий

Корреляционная функция (D = 1.0)	Спектральная плотность (D = 1.0)
$K_1(\tau_k) = De^{-\alpha \tau_k }$	$S_1(\omega) = \frac{D2\alpha}{(\omega^2 + \alpha^2)}$
$K_2(\tau_k) = De^{-\alpha \tau_k } \cos\beta \tau_k $	$S_2(\omega) = \frac{D2\alpha(\omega^2 + \alpha^2 + \beta^2)}{(\omega^2 - \alpha^2 - \beta^2)^2 + 4\omega^2\alpha^2}$
$K_3(\tau_k) = De^{-\alpha \tau_k } (\cos\beta \tau_k + \frac{\alpha}{\beta} \sin\beta \tau_k)$ при $\beta = 0$ $K_3(\tau_k) = De^{-\alpha \tau_k } (1 + \alpha \tau_k)$	$S_3(\omega) = \frac{D4\alpha(\alpha^2 + \beta^2)}{(\omega^2 - \alpha^2 - \beta^2)^2 + 4\omega^2\alpha^2}$ при $\beta = 0$ $S_3(\omega) = \frac{D4\alpha^3}{(\omega^2 + \alpha^2)^2}$

Для этих моделей аналитическим методом, основанном на решении интегрального уравнения Вольтерры первого рода, к которому сводится исходное уравнение статистической идентификации (1) найдены выражения для взаимнокорреляционных функций ВКФ [1].

Полученные, таким образом модели ВКФ, составили основу процедуры поэтапной типовой идентификации модели объекта управления в замкнутом контуре системы регулирования [2].

Исследования показали, что изменения переменной $y^{3Л}(t)$ (см. рис. 1) не в полной мере отвечают условиям идентифицируемости контура регулирования САУ по каналу задания. Причины этого следующие:

а) переменная $y^{3Л}(t)$ только в самых неблагоприятных условиях работы СГУ либо при плохой (по основным критериям эффективности СГУ) настройке контура регулирования имеет ширину спектра достаточную для качественной идентификации модели системы. В «штатных» условиях спектр $y^{3Л}(t)$ является существенно более низкочастотным, чем полоса пропускания САУ;

б) переменные $y^{3Л}(t)$ и $y(t)$ не являются полностью независимыми, хотя «преобразователь» из $y(t)$ в $y^{3Л}(t)$ существенно не линеен и инерционен.

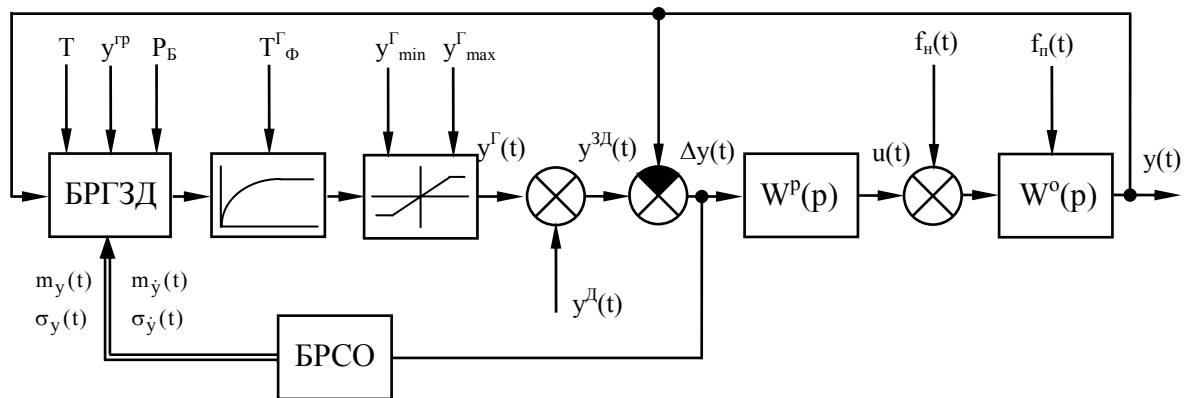


Рис. 1.— Вариант структурной схемы САУ ГБ

Это не позволяет напрямую воспользоваться результатами двухэтапной параметрической идентификации объекта регулирования, писанной в [2]. Вместе с тем определенные преимущества СГУ для идентификации, по сравнению с обычными САУ, о которых говорилось выше, сохраняются. Компромисс между эффективностью работы контура гарантирующего управления и эффективностью идентификации модели САУ, на основе которой проводится параметрическая адаптация его регулятора, был найден в следующем. На вход САУ, аддитивно с $y^{3Л}$ подается «добавочный» случайный сигнал (ДСС) $y^Л(t)$ относительно небольшой интенсивности. Основные требования ДСС сводятся к следующему:

а) дисперсия ДСС должна соответствовать 10 – 30 % от значения дисперсии регулируемой переменной $y(t)$. Чем она больше, тем лучшими становятся результаты идентификации. Однако при этом ухудшаются показатели качества СГУ. Поэтому при выборе значения дисперсии ДСС следует идти на компромисс и учитывать оба фактора;

б) спектральная плотность ДСС должна быть более широкой по своему составу, чем амплитудно-частотная характеристика САУ. Поэтому для его формирования из белого шума следует использовать малоинерционные формирующие фильтры. В условиях нашего эксперимента ДСС $y^Л(t)$ формировался с использованием генератора GAUSS и фильтра $W_{ф}(p) = 0,1 / (p + 1)$. Важно, что ДСС можно подключать только на время проведения идентификации, выявляя такую необходимость по изменению характеристик регулируемой переменной.

Учитывая это, на примере САУ ГБ (рис. 1), был разработан и исследован алгоритм адаптации. Алгоритм адаптации является достаточно громоздким, поэтому приведем его более подробное описание, включая блок-схему (рис. 2):

Блок 1. Вводятся начальные значения параметров регулятора $k_p^H, T_{из}^H, T_{нр}^H$; заданное количество пересечений процесса $y(t)$ с линией своего математического ожидания $N_y^{3Д}$; количество точек, необходимое для оценивания АКФ процесса $y^Л(t)$ и ВКФ процессов $y^Л(t)$ и $y(t)$, соответственно $m_{АКФ}, m_{ВКФ}$; заданное контрольное значение критерия оптимальности при идентификации модели ВКФ процессов $y^Л(t)$ и $y(t)$ $I_{фоп}^{3Д}$; ключ, характеризующий выполнение условия включения ДСС $P_{ДСС}$.

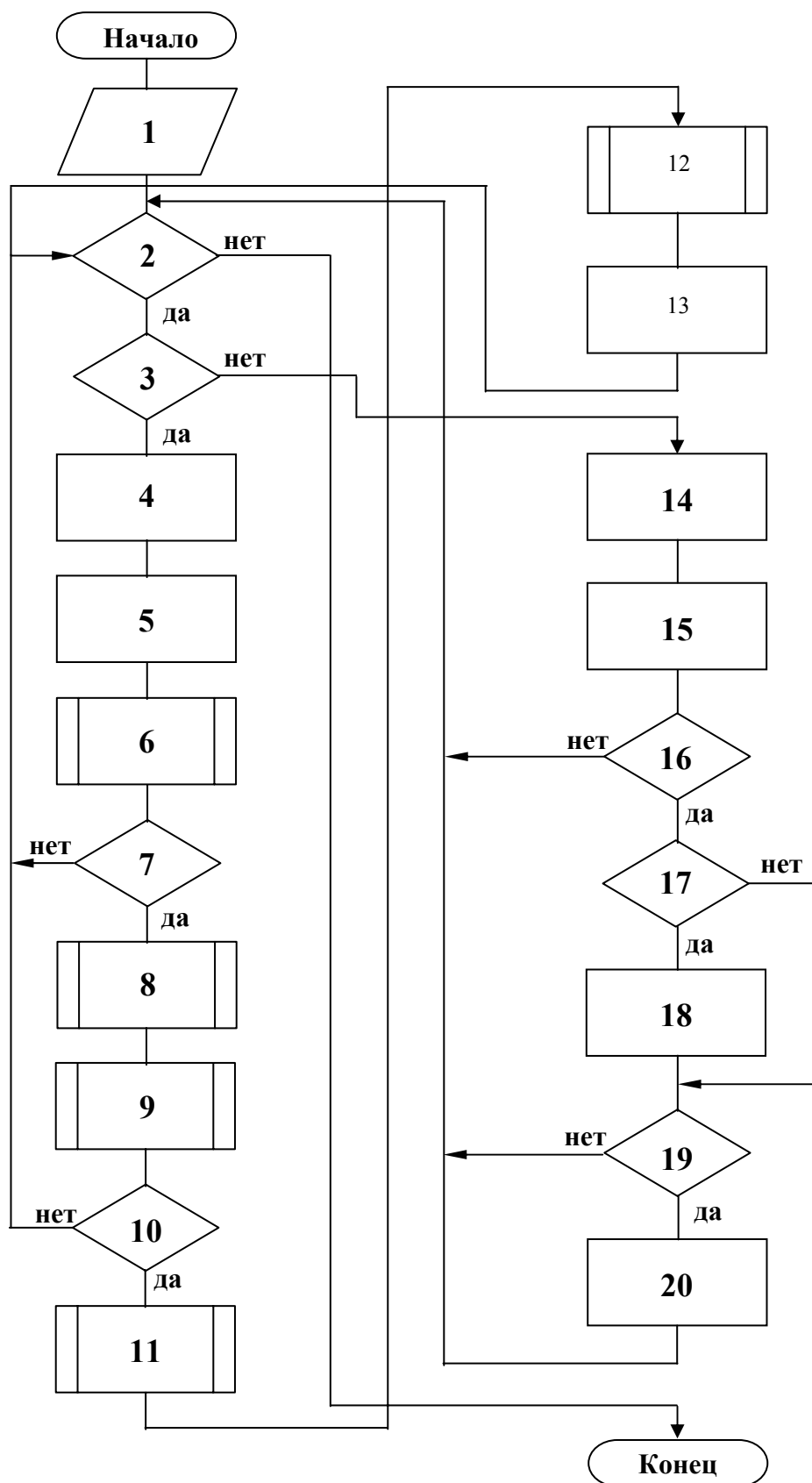


Рис. 2.– Блок – схема алгоритма адаптации с отключением ДСС

Блок 2. Принимается решение о включении алгоритма адаптации.

Блоки 3, 4. При выполнении условия включения ДСС ($P_{\text{ДСС}} = 1$) производится его генерация и осуществляется ввод в алгоритмы расчета оценок АКФ и ВКФ текущих значений процессов $y^{\text{л}}(i\Delta t)$ и $y(i\Delta t)$.

Блок 5. Производится расчет оценок математических ожиданий процессов $y^{\text{л}}(i\Delta t)$ и $y(i\Delta t)$, их центрирование, определяется текущее количество пересечений процесса $y(i\Delta t)$ с линией своего математического ожидания N_y^m .

Блок 6. Производится рекуррентная оценка значений АКФ $\hat{E}_{\hat{\sigma}^2}(\tau_{\hat{\epsilon}})$ входного сигнала $y^{\text{л}}(i\Delta t)$ и ВКФ $\hat{E}_{\hat{\sigma}^2 y}(\tau_{\hat{\epsilon}})$ входного $y^{\text{л}}(i\Delta t)$ и выходного $y(i\Delta t)$ сигналов.

Блок 7. Производится сравнение текущего значения N_y^m с заданным $N_y^{\text{зод}}$ (например, 50). Если $N_y^m \geq N_y^{\text{зод}}$ начинается выполнение идентификационных процедур. Значение $N_y^m = N_y^{\text{зод}}$ определяет интервал времени T_p^m , на котором будут оцениваться характеристики случайных процессов.

Блок 8. Выполняется идентификация параметров модели АКФ входного сигнала $y^{\text{л}}(i\Delta t)$ - $K_{y^{\text{л}} y}^m(\tau_k)$:

$$\bar{d}^* = \{D^*, \alpha^*, \beta^*\} = \arg \min \left[\int_0^{m_{\text{акф}} \Delta \tau_k} \left(K_{y^{\text{л}} y}^m(\tau_k, \bar{d}) - \hat{K}_{y^{\text{л}} y}(\tau_k) \right)^2 d\tau_k \right]. \quad (2)$$

Блок 9. Выполняется идентификация параметров формальной модели системы (ФМС) $W_{y^{\text{л}} y}^{\text{фмс}}(p)$ по каналу задания - T^*, τ^*, ξ^* :

$$\bar{c}^* = \{T^*, \tau^*, \xi^*\} = \arg \min \left[I_{\hat{\sigma}^2 \hat{\sigma}^2}^{\hat{\sigma}} = \int_{m_{\hat{\sigma}^2 \hat{\sigma}^2}^- \Delta \tau_{\hat{\epsilon}}}^{m_{\hat{\sigma}^2 \hat{\sigma}^2}^+ \Delta \tau_{\hat{\epsilon}}} \left(K_{y^{\text{л}} y}^i(\tau_{\hat{\epsilon}}, \bar{c}) - \hat{E}_{\hat{\sigma}^2 y}(\tau_{\hat{\epsilon}}) \right)^2 d\tau_{\hat{\epsilon}} \right]. \quad (3)$$

Блок 10. При выполнении оптимизационной задачи (3) контролируется текущее значение критерия оптимальности (близости) $I_{\text{фор}}^m$. Если $I_{\text{фор}}^m \geq I_{\text{фор}}^{\text{зод}}$, то идентификация ФМС считается законченной.

Блок 11. Выполняется идентификация параметров модели объекта регулирования - k_0^*, T_0^*, τ_0^* :

$$\bar{a}^* = \{k_0^*, T_0^*, \tau_0^*\} = \arg \min \left[\int_0^{T_{\hat{\sigma}^2}} \left(h_{y^{\text{л}} y}^{\hat{\sigma}^2 \hat{\sigma}^2}(t, \bar{a}) - h_{y^{\text{л}} y}^{\hat{\sigma}^2 \hat{\sigma}^2}(t) \right)^2 dt \right]. \quad (4)$$

Блок 12. Производится расчет новых квазиоптимальных значений параметров регулятора, для чего на основе имитационной модели системы (ИМС) реализуется поисковая процедура параметрической оптимизации регулятора:

$$\bar{b}^* = \{k_p^*, T_p^*, \tau_p^*\} = \arg \min \left[\int_0^{T_{\text{нх}}} \left(h_{y^{\text{л}} y}^{\text{имс}}(t, \bar{b}) - h_{y^{\text{л}} y}^{\text{ид}}(t) \right)^2 dt \right], \quad (5)$$

где $h^{\text{ид}}(t)$ – желаемая (идеальная) переходная характеристика.

Блок 13. Производится установка новых параметров регулятора и отменяется действие ДСС.

Блок 14. Обнуляются данные программы расчета текущих оценок m_y, σ_y и осуществляется ввод текущего значения процесса $y(i\Delta t)$.

Блок 15. Производится расчет текущих оценок m_y, σ_y на скользящих интервалах времени T_p^m .

Блок 16. Определяется момент времени $T_p^m \geq T_{\text{нх}}$, когда прекращается расчет контрольных оценок характеристик $y(t)$ - $m_y^{\hat{\epsilon}}, \sigma_y^{\hat{\epsilon}}$.

Блок 17. При $T_p^m \geq T_{\text{нх}}$ осуществляется сравнение текущих m_y, σ_y и контрольных $m_y^{\hat{\epsilon}}, \sigma_y^{\hat{\epsilon}}$ значений характеристик $y(t)$.

Блок 18. Если $T_{\text{нх}} < T_p^m < 1,1 T_{\text{нх}}$, $m_y < m_y^{\hat{\epsilon}}$ и $\sigma_y < \sigma_y^{\hat{\epsilon}}$, если характеристики САР ухудшились, то на-

стройки регулятора возвращаются к предыдущим значениям.

Блок 19. Определяется целесообразность проведения идентификационных процедур. При выполнении условий $m_y < 0,95 m_y^e$, $\sigma_y > \sigma_y^e$ производится включение ДСС.

Блок 20. Корректируются свойства ДСС.

Для проверки работоспособности алгоритма были проведены специальные машинные эксперименты. В табл. 3 отражены результаты сравнительного моделирования СГУ с обычным и адаптивным ПИД – регулятором при различных периодах изменения параметрических возмущений.

Таблица 3 – Результаты моделирования СГУ, в которых используются САР с обычным и адаптивным регуляторами

Периоды параметрических возмущений		ПИД – алгоритм регулирования	Критерии функционирования САУ ГБ			
T_k	T_τ		$M[y^{TP} - y(t)]$	$\hat{\sigma}_y$	N_s^ϕ	$\hat{P}_s^\phi$
8000	20000	адаптивный	0.2468	0.069	0	1
		не адаптивный	0.2824	0.080	1	0.3673
12000	20000	адаптивный	0.2498	0.071	0	1
		неадаптивный	0.2819	0.080	2	0.1353
16000	20000	адаптивный	0.2666	0.075	0	1
		неадаптивный	0.3054	0.086	1	0.3673
20000	20000	адаптивный	0.2599	0.073	0	1
		неадаптивный	0.2896	0.082	0	1
24000	20000	адаптивный	0.2218	0.062	0	1
		неадаптивный	0.2535	0.071	0	1
28000	20000	адаптивный	0.2150	0.061	0	1
		неадаптивный	0.2434	0.069	0	1

Полученные результаты подтверждают работоспособность разработанного алгоритма адаптации и эффективность его применения в СГУ. Ее основные показатели в весьма неблагоприятных условиях работы улучшились. Так выбросов $y(t)$ за y^{TP+} во всех экспериментах зафиксировано не было, а среднее удаление $y(t)$ от y^{TP+} уменьшилось.

Расширив метод типовой статистической идентификации на модели объектов и САР с запаздыванием, за счет специальной оптимизационной процедуры, где этот метод используется дважды, удастся провести решение задачи параметрической идентификации модели объекта в замкнутом контуре регулирования, входящем в состав СГУ. После идентификации параметров модели объекта процедура адаптации регулятора сводится к формальной процедуре определения его квазиоптимальных настроек.

ЛИТЕРАТУРА

1. Жигайло О.М., Хобін В.А. Регуляризована процедура структурної і параметричної ідентифікації моделей динаміки на основі рівняння Вінера-Хопфа у часовій області // Наук. пр. ОДАХТ. – Вип. 18: Удосконалення існуючих і розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Одеса, 1998. – С. 190 – 195.
2. Жигайло О.М., Хобін В.А. Ідентифікація моделі об'єкту в замкнутому контурі та її застосування в САУ ГБ // Наук. пр. ОДАХТ. – Вип. 21: Галузь хлібопродуктів на порозі III тисячоліття. – Одеса, 2001. – С. 153 – 157.

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ УПРАВЛІННЯ СУШАРКАМИ ЗАСТОСУВАННЯМ МАЛОІНЕРЦІЙНИХ ДАТЧИКІВ ТЕМПЕРАТУРИ

Воїнова С. О.

Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Технологічний процес сушарок характеризується нестационарністю, високою розмірністю, значним запізненням по каналах управління. Завдання управління додатково ускладнюється, якщо вологість матеріалу, що підлягає сушінню, коливається у широкому діапазоні. Системи автоматичного управління

(САУ) сушарками повинні забезпечити високу ефективність їх функціонування. У зв'язку з цим суттєве значення має задача скорочення інерційності датчиків температури сушильного агенту і оброблюваного матеріалу перед й за апаратом.

У сушарках застосовують датчики температури різних типів. Їх чутливий орган розміщено в трубчастому чехлі, який знаходиться в контрольованому середовищі.

Характерною особливістю подібних датчиків є їх підвищена інерційність. Її обумовлює те, що, при зміні температури контрольованого середовища, тепловий потік мусить подолати термічний опір стінки чехла та шару повітря (або мінеральної олії), яке є у чехлі. При цьому, чехол омивається вказаним середовищем лише з одного – зовнішнього – боку. В результаті, виникає ємнісне запізнення.

Відомі ділатометричні датчики температури контактують з контрольованим середовищем однією зі сторін (зовнішньою або, рідко, внутрішньою) свого корпусу. Це робить великою їхню сталу часу, чим обмежує сферу доцільного застосування.

Малоінерційний ділатометричний датчик температури середовища (яке протікає по трубопроводі) являє собою відрізок тонкостінної металевої трубки 3, встановлений у трубопроводі співосно (рис.1) [1]. Базовий (нерухомий) кінець трубки за допомогою розчалювань 2 жорстко прикріплений до вставки 1 у фланцевому рознімному трубопроводі. Рухливий кінець за допомогою тяг 5 прикріплений до повідця 6, що несе плунжер 9 індуктивного перетворювача 10. Фланець трубопроводу і корпус перетворювача 10 закріплені на загальній жорсткій базі. Клеми 11 перетворювача й обмотки живильного трансформатора з'єднують у міст. З його вимірювальної діагоналі знімають сигнал (напругу), розмір якого відбиває рівень температури контрольованого середовища. Якщо міст урівноважений при заданому значенні температури, то про напрямок і розмір її зміни можна судити по фазі і рівню сигналу, що надходить від моста.

Рухливий кінець трубки датчика (консоль) спирається на поверхню трубопроводу за допомогою еластичної опори 4, що забезпечує плавне його (кінця трубки) переміщення без ефекту сухого тертя. Штуцер 7 і втулка 8 із трубкою з немагнітного металу дозволяють герметизувати утворений

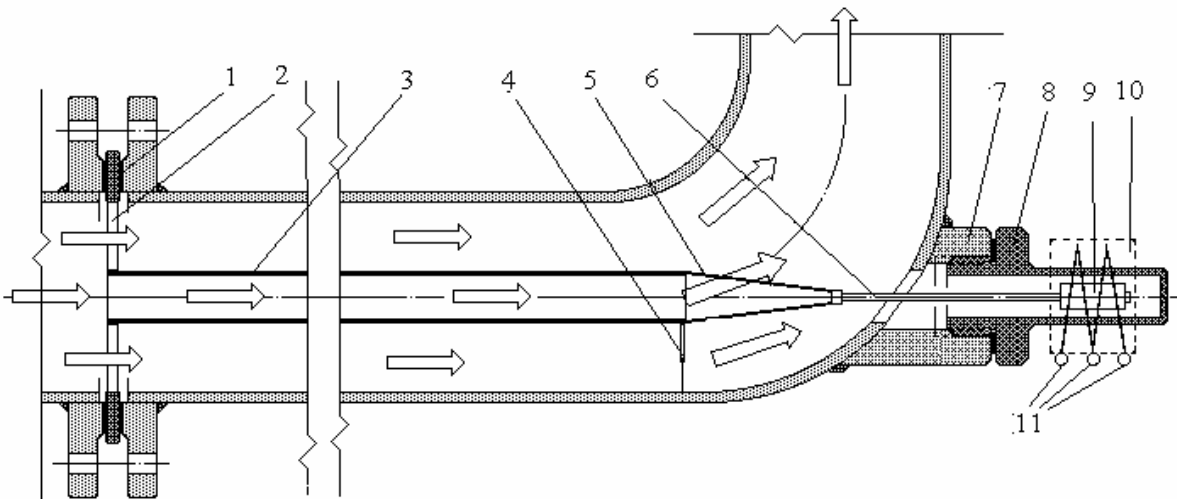


Рис.1 – Малоінерційний ділатометричний датчик температури з двостороннім обтіканням контрольованим середовищем

ними вузол і здійснити виведення сигналу з порожнини трубопроводу назовні. Зазначимо те, якщо корпус перетворювача 10 закріпити на втулці 8, то сигнал датчика буде пропорційний швидкості зміни температури контрольованого середовища.

В описаному датчику, завдяки малій товщині стінки його трубки, тому малій її теплоємності, двосторонньому обтіканню її на великій поверхні контрольованим середовищем, сталу часу можна зробити дуже малою. Діаметр трубки доцільно вибрати з умови рівності швидкостей обтікання її середовищем зсередини і зовні (у кільцевому каналі).

Суттєве значення має властивість розробленого датчика, яка полягає в тому, що він виробляє сигнал, у якому згладжено координатну та параметричну нерівноважність стану контрольованого середовища на довжині його стикання з трубкою датчика.

Реалізований натурний датчик показав сприятливі технологічні й експлуатаційні властивості. Датчик доцільно застосувати в САУ для контролю температури краплинних і некраплинних рідких середовищ, суспензій у будь-яких умовах, а також сипучих тіл, пневмо- чи гідрозріджених дрібнозернистих засипок,

що рухаються самопливом по круто нахилених трубопроводах із заповненням перерізом. Подібні датчики температури дозволяють покращити динамічні характеристики САУ.

Література:

1. Воинова С. А., Воинов А. П. Малоинерционный датчик температуры теплоносителя в трубопроводе значительного диаметра // Тр. 11-ой Междунар. н. – т. конф. «Физические и компьютерные технологии» (2 – 3 июня 2005 г., Харьков). – Харьков: ХНПК «ФЭД», 2005. с. 220 – 221.

ПОВЫШЕНИЕ ЭКОЛОГИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ СИСТЕМ ПАРО – ТЕПЛОСНАБЖЕНИЯ НА ПРЕДПРИЯТИЯХ ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Воинова С.А., Воинов А.П.

**Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса,
Одесский национальный политехнический университет, г. Одесса**

Отечественная пищевая промышленность характеризуется широким использованием систем паротеплоснабжения (ПТС). Их основные элементы – промышленно-отопительные котельные и тепловые сети – обладают значительными резервами повышения экологических показателей функционирования. Использование этих резервов является одной из важных задач, сформировавших и обостривших проблему развития отрасли до уровня, не ниже мирового в ближайшие 5 – 10 лет.

Показателем качества функционирования системы ПТС является степень ее социальной и технологической эффективности. Последняя, как известно, содержит экологическую, экономическую и общетехническую составляющие. Среди них, первая – степень экологической эффективности – занимает ведущее положение. Она является диагностическим признаком уровня совершенства физического процесса, технического объекта, производства. То же относится и к котлам.

Источники пара и теплоты на производственных объектах отрасли – промышленно-отопительные котельные – укомплектованы паровыми (и водогрейными) котлами, 80% которых отработали расчетный ресурс и перешли в предельное состояние. Это устаревшее оборудование подлежит замене новым. Однако, отсутствие необходимых для этого крупных финансовых ресурсов заставляет оставить изношенное, устаревшее котельно-топочное оборудование в эксплуатации. При этом, его технологические показатели существенно (чаще всего – значительно) ниже общепринятых в мировой промышленной энергетике. Поэтому, для получения надлежащей отдачи необходимо провести обновление изношенных котельных установок. Это мероприятие можно осуществить в разном объеме, в зависимости от исходного состояния котла и от ресурсных возможностей его владельца.

Первый уровень обновления – модернизация – нуждается в минимальном ресурсовложении, но, естественно, сопровождается относительно скромным повышением технологической эффективности котлов. Второй уровень – реконструкция – требует более существенных вложений и обуславливает соответственно больший положительный эффект. Наконец, третий уровень – техническое перевооружение – требует крупных ресурсовложений, но, при этом дает крупный положительный технологический эффект, позволяет повысить показатели работы до уровня, близкого характерному для современного, нового котельно-топочного оборудования.

Обновление котельно-вспомогательного оборудования по характеру близко, а по объему ресурсовложений существенно скромнее, чем задача обновления собственно котельных агрегатов.

Важнейшим результатом обновления котельных установок на предприятиях отрасли является повышение их технологической эффективности, и, прежде всего, ее главной составляющей – экологической эффективности. Важность этого результата, особенно в условиях нынешнего состояния отечественной энергетики, трудно переоценить.

Эти задачи необходимо рассматривать на фоне происходящих кардинальных изменений структуры топливного баланса украинской энергетики. Ныне в ней доля твердого, газового и жидкого топлива составляет, соответственно 52, 42 и 6%. При этом, более трех четвертей газа и все жидкое топливо импортируется по весьма высокой цене. В то же время, дешевое отечественное твердое топливо используется недостаточно.

Исходя из соображений повышения энергонеадекватности в энергетике в целом и, естественно, в энергетике отрасли, предстоит нормализация структуры топливного баланса. Единственный доступный

путь решения этой задачи государственного уровня состоит в планомерном, возможно более быстром, переводе значительной части котлов, работающих ныне на природном газе или на мазуте, на твердое топливо.

Развитие котельных на предприятиях отрасли путем установки новых котлов или более реальным путем – обновлением котлов существующих – следует осуществлять на основе применения целесообразных, современных технологических и технических решений. При поиске лучшего варианта из рассматриваемых приходится ответить на ряд важных вопросов.

Первым из них является вопрос выбора вида топлива для нового или для обновляемого котла. Как указано выше, в подавляющем большинстве случаев им окажется твердое топливо. Далее, следует выбрать месторождение и сорт топлива.

Прогнозируя при этом перспективу развития топливно – энергетического комплекса Украины, а в нем – развитие энергетики отрасли, следует учитывать то важнейшее обстоятельство, что цена (в единицах энергии) импортного жидкого и газового топлива будет расти, а цена отечественного твердого топлива (с учетом начавшегося развития угледобывающей отрасли) будет устойчиво снижаться.

В итоге, твердое топливо оказывается приоритетным. А предприятия с котельными на твердом топливе окажутся вне зоны конкуренции по цене топлива или по конъюнктурным явлениям на внутреннем или на мировом рынке первичных энергоресурсов.

Вторым вопросом является выбор лучшей котельно-топочной технологии, перспективной, оправданной с разных позиций, прежде всего – экологической. При этом, она должна обеспечивать возможность высоко- эффективного использования низкокачественного (дешевого) твердого топлива. Таким уникальным сочетанием свойств обладают совмещенные технологии низкотемпературного кипящего слоя (КС) и объемного охлаждения топки (ООТ). Первая из них впервые в бывшем СССР и в СНГ освоена и внедрена в Украине, вторая предложена и разработана в Украине.

Котлы, действующие по совмещенным технологиям (КС + ООТ), обладают уникальным свойством. При сжигании низкокачественного (в том числе, рекордно высокосольного) твердого топлива они по эксплуатационным показателям не уступают котлам традиционных технологий, сжигающих марочные сорта твердого товарного топлива.

Следует отметить, что использование совмещенных технологий (КС + ООТ) в котлах на топливе жидком или газовом также способно обусловить уникальный положительный экологический и экономический эффект.

Тепловые сети, передающие пар, горячую воду, конденсат, между котельной и потребителем, являются крупными источниками потерь теплоты и конденсата, то есть активно загрязняют теплотой атмосферу, грунт и гидросферу.

Применение при обновлении тепловых сетей прогрессивных схемных, технологических, технических и конструктивных решений, высоко эффективных конструкционных материалов позволяет нормализовать степень экологической эффективности тепловых сетей.

Привлекает внимание то существенное обстоятельство, что часто в добывающих отраслях производства мероприятия по повышению экономической эффективности ведут к отрицательному экологическому эффекту. Так, в сельском хозяйстве применение гербицидов и инсектицидов ведет к деградации и гибели длинного ряда представителей флоры и фауны, чем наносит непоправимый урон экосистеме.

В противоположность этому, в обрабатывающих отраслях чаще всего мероприятия по повышению экономичности технических объектов обуславливают соответствующий положительный экологический эффект. Это в полной мере относится к котельно-топочной технике.

Одним из продуктивных средств поддержания высокой экологической эффективности котельных и тепловых сетей является применение систем высокоэффективного автоматического управления (САУ) их технологическим процессом, то есть управления процессами сжигания топлива, получения пара и горячей воды заданных параметров, подачи их потребителям и получения от них конденсата.

Энергетические установки, в том числе промышленные котлы, работают практически непрерывно в переходном режиме. Это определяет особую роль САУ технологическим процессом, ибо только она в состоянии выбирать целесообразную (в идеале – оптимальную) траекторию переходного процесса от одного до другого – очередного состояния котельной установки. Только при высокой эффективности функционирования регулятора тепловой нагрузки котла (регулятора топлива) и регулятора соотношения «воздух-топливо» (регулятора экономичности) может быть обеспечен минимальный выброс с дымовыми газами вредных составляющих и теплоты. То есть, только при использовании современных САУ можно обеспечить высокую экологическую эффективность котельных.

При этом используются как активные воздействия на концентрацию вредных составляющих в дымовых газах (путем управления процессом горения, в котором они образуются), так и пассивное воздействие на их выброс (путем сокращения их удельного и общего объема).

Отметим, что известное пассивное воздействие на выброс химических вредностей путем очистки газов (аналогично – очистки сбрасываемых вод) представляется желательным, но более дорогостоящим, поэтому менее доступным путем.

Пищевая промышленность располагает наиболее крупным парком котельных среди отраслей производства. Задача повышения их экологической эффективности является важной частью остройшей глобальной проблемы сокращения вредного воздействия на окружающую среду.

Со всей определенностью следует считать, что развитие пищевой промышленности может быть признано социально и технологически успешным только при условии неуклонного, целенаправленного повышения экологической эффективности ее предприятий, а в них, прежде всего – повышения экологической эффективности ПТС.

ЗМІСТ

1. ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

ПОЛУЧЕНИЕ СОЕДИНЕНИЙ КРЕМНИЯ ИЗ ОТХОДОВ РИСОВОГО ПРОИЗВОДСТВА Сорока П.И., Тертышный О.А., Смирнова Е.С., Гриднева Т.В.....	4
ГІДРОДИНАМІКА СУХОГО ДИСПЕРСНОГО МАТЕРІАЛУ (ЗАЛІЗОКИСНОГО ПІГМЕНТУ) Ханик Я.М., Цюра Н.Я., Дулеба В.П.	10
РЕСУРСОБЕРЕЖЕНИЕ В ТЕХНИКЕ ХИМИЧЕСКИХ ВОЛОКОН Старчак В.Г., Иваненко К.Н., Алексеенко С.А., Буяльская Н.П.....	11
ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ УСЛОВИЙ ДЛЯ ОБРАЗОВАНИЯ ГРАНУЛЫ ПОРИСТОЙ СТРУКТУРЫ Кочергин Н.А.....	15
ЭКСПЕРЕМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССОВ ОПРЕСНЕНИЯ МОРСКОЙ ВОДЫ И ОБЕЗВОЖИВАНИЯ СТОЧНЫХ ВОД МЕТОДОМ БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАНИЯ Евдокимова О.А., Коваленко Е.А.....	16
ВПЛИВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ НА ПРОЦЕС ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ АЗОТНО – ГУМІНОВИХ ДОБРИВ Корнієнко Я.М., Магазій П.М., Горбаченко В.В.....	21
ГІДРОДИНАМІЧНА КАВІТАЦІЯ ЯК ОДИН ІЗ СПОСОБІВ АКТИВАЦІЇ РІДКИХ СЕРЕДОВИЩ Вітенько Т.М., Гашин О.Р.....	22
УДОСКОНАЛЕННЯ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ ФІБРОБЕТОНУ Андрєєв І.А., Повстюк Ю.Г.	25
НОВІТНЄ ГРАНУЛЯЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ. ВИХРОВИЙ ГРАНУЛЯТОР З ВІБРАЦІЙНИМ РОЗПИЛОМ РОЗПЛАВУ Артюхов А.Є.	26
ОБҐРУНТУВАННЯ КОМПЛЕКСНОГО ПІДХОДУ ДО УТИЛІЗАЦІЇ ПРОМИСЛОВИХ ВІДХОДІВ Корнієнко Я.М., Степанюк А.Р.....	29
ЕКСТРАГУВАННЯ ЦІЛЬОВИХ КОМПОНЕНТІВ З ПОРИСТИХ СТРУКТУР (СИСТЕМА ТВЕРДЕ ТІЛО – РІДИНА) Семеншин Є.М., Троцький В.І., Ковальська Ю.В.	30
ВЛИЯНИЕ ДОБАВОК ПАВ НА РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА СУСПЕНЗИИ СЫРЬЕВОЙ ШИХТЫ ДЛЯ СИНТЕЗА ВТСР МАТЕРИАЛОВ Зражевский В.И., Шишков Н.И.	32
РОЗРОБКА ЕНЕРГООЩАДНОЇ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ПО ОЧИЩЕННЮ СТІЧНИХ ВОД ВІД ПРЯМИХ БАРВНИКІВ Ягольник С.Г., Троцький В.І., Ханик Я.М.	34
ПАРАМЕТРИ ДЕФЛЕГМАТОРА ПОВІТРЯНОГО ОХОЛОДЖЕННЯ ВПРОВАДЖЕНОГО В СИСТЕМУ КОНДЕНСАЦІЇ БРУВАК-М Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.....	35
СУШІННЯ МЕТАТИТАНОВОЇ КИСЛОТИ (МТК) У ВИРОБНИЦТВІ ПІГМЕНТНОГО ДВООКИСУ ТИТАНУ Ханик Я.М., Станіславчук О.В., Дулеба В.П.....	37

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕМПЕРАТУРНОГО ПОЛЯ ПРИ ОДЕРЖАННІ ГУМІНОВО-МІНЕРАЛЬНИХ ДОБРИВ	
Корнієнко Я.М., Магазій П.М., Степанюк А.Р.	38
УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ ФІБРОБЕТОНУ	
Андрєєв І.А., Зубченко Ю.С., Сухова Т.В.	39
УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСІВ ГАЗОСЕПАРАЦІЇ ТА ГАЗОСЕПАРАЦІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ НАФТОГАЗОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ	
Ляпошенко О.О.	39
ВПЛИВ ДИСПЕРСНОСТІ МАТЕРІАЛУ НА СУШІННЯ В ЩІЛЬНОМУ ШАРІ	
Кіндзера Д.П., Ханик Я.М., Атаманюк В.М.	40
СУШІННЯ ГЛИНИ У ЩІЛЬНОМУ ШАРІ	
Ханик Я.М., Римар Т.І., Креховецький О.М.	41
ДОСЛІДЖЕННЯ АДСОРБЦІЙНОЇ ЗДАТНОСТІ АКТИВОВАНОГО ЦЕОЛІТУ З ВРАХУВАННЯМ ККМ ПРЯМИХ БАРВНИКІВ	
Ягольник С.Г., Кочубей В.В., Троцький В.І.	41
СУШІННЯ ЛИСТОВИХ МАТЕРІАЛІВ КОНТАКТНО-ФІЛЬТРАЦІЙНИМ МЕТОДОМ	
Микичак Б.М., Ханик Я.М., Кіндзера Д.П.	42
СУШІННЯ МІКРОСФЕРИ В СТАЦІОНАРНОМУ ШАРІ	
Ханик Я.М., Кузьма В.М.	43
НОВІ КОНСТРУКЦІЇ ПРЯМОТЕЧІЙНИХ ЦИКЛОНІВ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ ЗАПИЛЕНИХ ГАЗІВ	
Дубинін А.І., Майстрок В.В., Гаврилів Р.І.	43
ТЕХНОЛОГІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ БРУВАК-М ПРИ ВИРОБНИЦТВІ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО	
Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.	44
ЖАЛЮЗІЙНИЙ ВІДВІД ПОВІТРЯ У ВІДЦЕНТРОВИХ ПИЛОВЛОВЛЮВАЧАХ: РЕЗУЛЬТАТИ ДОСЛІДЖЕНЬ І ПЕРСПЕКТИВИ ЗАСТОСУВАННЯ	
Куц В.П.	46
КІНЕТИКА ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З АМАРАНТОВОЇ СИРОВИНИ ОРГАНІЧНИМИ РОЗЧИННИКАМИ	
Федорчук – Мороз В.І., Проц Д.І., Ковальська Ю.В.	48
ТЕМПЕРАТУРНИЙ РЕЖИМ ГОРЯЧЕГО ПРЕССА БУМАЖНОГО ПОЛОТНА	
Марчевський В. Н., Ружинская Л. И., Мельник А. П.	49
ГІДРОДИНАМІКА ТА ТЕПЛОМАСООБМІН АВТОКАТАЛІТИЧНОГО ПРОЦЕСУ СПІВПОЛІМЕРИЗАЦІЇ СІРКИ З ДИЦИКЛОПЕНТАДІЄНОМ	
Мальований М.С., Гуглич С.Г.	51

2. ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ СУШІННЯ СОЄВО – ОВОЧЕВИХ СУМІШЕЙ	
Снесжкін Ю.Ф., Боряк Л.А., Шапар Р.О., Петрова Ж.О.	54
ОБОБЩЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ ПО ПРОЦЕССАМ БЛОЧНОГО ВЫМОРАЖИВАНИЯ СТОЛОВЫХ СУХИХ ВИН	
Бурдо О.Г., Радионова О.В., Осипова Л.А.	58
РАСЧЕТ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ СУШКИ ПО УРАВНЕНИЯМ КИНЕТИКИ С УЧЕТОМ КОНСТРУКТИВНЫХ ОСОБЕННОСТЕЙ СУШИЛОК	
Станкевич Г.Н.	66

ВЛИЯНИЕ СПОСОБА, СТЕПЕНИ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ СОЕВЫХ БОБОВ И ТЕРМООБРАБОТКИ НА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ВОДНЫХ СУСПЕНЗИЙ	
Ганзенко В.В.	73
ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЗНИМАННЯ ШКУР ТА ПРИНЦИП ЙОГО РОЗРАХУНКУ	
Ощипок І.М., Варивода Ю.Ю.	75
ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТОНКОГО ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ РАСТИТЕЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ В УДАРНО – ОТРАЖАТЕЛЬНОЙ МЕЛЬНИЦЕ	
Опарин С.А., Сорока П.И., Лещенко Е.В.	76
ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ІНФРАЧЕРВОНОГО СУШІННЯ ЯБЛУЧНИХ ВИЧАВОК	
Веселовська Т.Є., Малежик І.Ф., Луцик Ю.П., Косоголова Л.О., Вербицький Б.І.	79
АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В АКТИВНЫХ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ РЕЖИМАХ	
Шишацкий Ю.И., Бырбыткин В.А., Лавров С.В.	81
ДЕЯКІ ОСОБЛИВОСТІ ПРОЦЕСУ ПРОТИРАННЯ ВАРЕНИХ ОВОЧІВ	
Заплетніков І.М., Парамонова В.А.	83
УДОСКОНАЛЕННЯ КОНСТРУКТИВНИХ ПАРАМЕТРІВ МАШИНИ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ СОЛОДКОГО ПЕРЦЮ	
Терешкін О.Г., Горєлков Д.В.	85
ИЗУЧЕНИЕ ВЛИЯНИЯ РАЗЛИЧНЫХ МЕТОДОВ РАЗРУШЕНИЯ ПОГРАНИЧНОГО СЛОЯ ПРИ БЛОЧНОМ ВЫМОРАЖИВАНИИ ПИЩЕВЫХ ЖИДКОСТЕЙ	
Мордынский В. П.	86
ЦИРКУЛЯЦІЯ ТА КАРБОНІЗАЦІЯ В ОЧИЩЕННІ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ	
Авдієнко С.О., Логвін В.М.	90
ТЕРМОПЛАСТИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ФРУКТОВЫХ ПОРОШКОВ	
Карабуля Б.В.	92
УДОСКОНАЛЕННЯ КОНСТРУКЦІЇ УТФЕЛЬНИХ ВАКУУМ-АПАРАТІВ З МЕТОЮ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕПЛО-МАСООБМІНУ	
Ночніченко І.Ю., Мирончук В. Г., Погорілий Т.М.	94
ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛООТДАЧИ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ ПАСТООБРАЗНЫХ КОНЦЕНТРАТОВ НАПИТКОВ	
Черевко А.И., Маяк О.А.	94
ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ ЛЛЯНОЇ ОЛІЇ В УМОВАХ РОЗРІДЖЕННЯ	
Бенедюк В.М., Носенко Т.Т.	96
ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ БІОХІМІЧНИХ ТА ТЕПЛОМАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ ФЕРМЕНТАТИВНОГО ГІДРОЛІЗУ БІЛКІВ	
Шаркова Н.О., Терлецька Я.Т., Авдєєва Л.Ю., Жукотський Е.К., Гріщенко Г.В.	97
СОЗДАНИЕ РЕСУРСОБЕРЕГАЮЩЕЙ ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА ЭКСТРУДИРОВАННЫХ ПРОДУКТОВ	
Шевцов А.А., Василенко В.Н., Ожерельева О.Н.	97
АНАЛИЗ ФАКТОРОВ, ВЛИЯЮЩИХ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ ФИЛЬТРОВАНИЯ ДРОЖЖЕВЫХ СУСПЕНЗИЙ	
Шишацкий Ю.И., Лавров С.В., Бырбыткин В.А.	98
МАЛОГАБАРИТНЫЙ ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНО – СТРУЙНЫЙ ЭКСТРАКТОР ДЛЯ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ ПОВЫШЕННОЙ СТЕПЕНИ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ	
Игнатенков А.Л.	99
ВИКОРИСТАННЯ ЕФЕКТИВ ПАРОКОНДЕНСАЦІЙНОЇ КАВІТАЦІЇ ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ОСВІТЛЕННЯ ЯБЛУЧНОГО СОКУ	
Желінська М.М., Немирович П.М., Нарішков П.В., Матіяшук А.М.	100

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ПУЛЬСАЦІЙНОГО РОЗМЕЛУ ПРИ ОДЕРЖАННІ СУСПЕНЗІЇ «СОСВЕ МОЛОКО»	
Семінський О.О., Марчевський В.М.	101
КИНЕТИКА БЛОЧНОГО ВИМОРΑЖИВАННЯ ВОДИ ИЗ РАСТВОРА, В ОБЪЕМЕ КОТОРОГО ПУЛЬСИРУЕТ МЕМБРАНА	
Харенко Д.А., Коваленко Е.А., Бурдо О.Г.	103
АНАЛИЗ ОБОБЩЕННЫХ КРИВЫХ СУШКИ СЕМЯН ПОДСОЛНУХА ПРИ РАЗЛИЧНЫХ МЕТОДАХ ЭНЕРГОПОДВОДА	
Малежик И.Ф., Берник М.П., Ганя Г.П., Осояну Г., Лупашко А.С.	111
ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ПЛОДОВ И ЯГОД ВО ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ	
Безбах И. В., Бахмутян Н. В.	112
УСТАНОВКА ДЛЯ ВІДСТОЮВАННЯ БЕЗУПИННОЇ ДІЇ	
Ковалевський К.А., Сльозко Г.Ф., Шанін О.Д.	116
ВПЛИВ СОРТУ КАРТОПЛІ НА КІНЕТИКУ СУШІННЯ	
Прядко М.О., Снежкін Є.Ю., Войцишина Н. І., Шапарь Р.О.	118
ИССЛЕДОВАНИЕ АКТИВНЫХ МЕТОДОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ТЕПЛООБМЕНА В ВЕРТИКАЛЬНЫХ ИСПАРИТЕЛЯХ	
Саевич Н.П., Калишук Д.Г.	122
МЕТОДИ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАКЦІЇ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ ЛІКУВАЛЬНОГО ПРИЗНАЧЕННЯ	
Віценко О.М., Марценюк О.С.	125
УСТАТКУВАННЯ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ПАСТОПОДІБНИХ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ	
Шаркова Н.О., Авдєєва Л.Ю., Лопатін О.О.	126
ТЕРМІНОЛОГІЯ РЕЖИМІВ РУХУ РІДИНИ	
Кулик Г.О., Кулик О.П.	127
ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ОБРАБОТКИ ЭКСТРУДИРОВАННЫХ ПРОДУКТОВ	
Остриков А.Н., Глухов М.А., Рудометкин А.С.	129
КРИОКОНЦЕНТРИРОВАНИЕ СОКОВ И ЭКСТРАКТОВ	
Коваленко Е.А., Васылив О.Б., Токарева Л.Н., Реминная Л.П.	130
ПІДВИЩЕННЯ ККД УЛЬТРАЗВУКОВОГО АПАРАТА ДЛЯ РОЗМ'ЯКШЕННЯ М'ЯСНОЇ СИРОВИНИ	
Постнов Г.М., Чеканов М.А., Червоний В.М.	136
ВПЛИВ В'ЯЗКОСТІ ТА ГРАНУЛОМЕТРИЧНОГО СКЛАДУ КРИСТАЛІВ УТФЕЛЮ ОСТАНЬОГО ПРОДУКТУ НА ПРОДУКТИВНІСТЬ ЦЕНТРИФУГ ТА ЯКІСТЬ МЕЛЯСИ	
Миرونчук В.Г., Требін Л.І., Підгорний В.М.	136
ОСОБЛИВОСТІ ЕКСТРАГУВАННЯ ПІД ЧАС КИПІННЯ ПРИ РОЗРІДЖЕННІ	
Віценко О.М., Марценюк О.С.	137
ДОСЛІДЖЕННЯ АДСОРБЦІЇ ПЕКТИНОВИХ РЕЧОВИН ЯБЛУЧНОГО СОКУ ПРИРОДНИМИ МІНЕРАЛАМИ	
Малежик І.Ф., Матко С.В., Манк В.В., Мельник Л.М., Жестерева Н.А.	137

3. МОДЕЛЮВАННЯ І ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ

КИНЕТИКА И ДИНАМИКА ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА ПРИ СУШКЕ СЛОЯ ДИСПЕРГИРОВАННОГО КОЛЛОИДНОГО КАПИЛЛЯРНО-ПОРИСТОГО МАТЕРИАЛА	
Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н.	140

СОЗДАНИЕ ТЕОРЕТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ Сукманов В.А., Щепин Н.Н., Миронова И.А.	146
МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ СУШКИ КАПИЛЛЯРНО-ПОРИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ НА БАЗЕ МОЛЕКУЛЯРНО – РАДИАЦИОННОЙ ТЕОРИИ ТЕПЛОМАСОПЕРЕНОСА Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н.	152
ИСТОЧНИКИ ПЫЛЕВЫДЕЛЕНИЯ ЗЕРНОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИХ ПРЕДПРИЯТИЙ Гапонюк О.И., Опрышко О.В.	161
ТЕПЛО И МАССОПЕРЕНОС ПРИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОМ РАЗДЕЛЕНИИ ЖИДКИХ СИСТЕМ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ Коваленко Е.А.	164
ОПТИМІЗАЦІЯ ПАРАМЕТРІВ ВІДЦЕНТРОВОГО ЕКСТРАГУВАННЯ У ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ОРГАНОПРЕПАРАТІВ Білонога Ю.Л., Кравців Р.Й.	174
МОДЕЛИРОВАНИЕ ЗАДАЧ ТЕПЛОМАСОПЕРЕНОСА ПРИ ВЗАИМОДЕЙСТВИИ ДИСПЕРСНЫХ КОМПОНЕНТОВ В АЭРОЗОЛЬНОМ ПОТОКЕ Терзиев С.Г.	182
ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОТОЧНЫХ ЧАСТЕЙ ОБОРУДОВАНИЯ НА ОСНОВЕ ВИЗУАЛЬНОЙ ДИАГНОСТИКИ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ Арсирий В.А., Баннур Тамер, Макаров В.О., Олексова Е.А.	186
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ НЕІЗОТЕРМІЧНОГО ЖИВЛЕННЯ ОДНОЧЕРВ'ЯЧНОГО ЕКСТРУДЕРА Будзинська О.С., Лукашова В.В., Мікульонюк І.О., Радченко Л.Б.	190
ДЕСУБЛИМЦІЯ ПАРА В ПЛОСКОЙ ЩЕЛИ Иванов Л.Д., Писаренко В.Е.	192
АНАЛОГІЯ МІЖ ЗОВНІШНІМ ТЕПЛООБМІНОМ ТА МАСООБМІНОМ У СТАЦІОНАРНОМУ ШАРІ Атаманюк В.М.	193
АНАЛИТИЧЕСКОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ СУШКИ ПЛОДОВ КИЗИЛА В ПСЕВДОСЖИЖЕННОМ СЛОЕ Лавриненко Н.М., Поперечный А.Н., Варварина Н.М.	194
ОБГРУНТУВАННЯ МОЖЛИВОСТІ РОЗРОБКИ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАГУВАННЯ Гніщевич В.А., Попов І.В.	198
О МОДЕЛИРОВАНИИ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В СИСТЕМЕ «ТВЕРДОЕ ТЕЛО-ЖИДКОСТЬ» ПРИ ИНТЕНСИФИЦИРУЮЩИХ ВОЗДЕЙСТВИЯХ Поперечный А.Н., Боровков С.А.	199
РЕГУЛЮВАННЯ МАСОПРОВІДНОСТІ ПОЛІМЕРНОЇ ОБОЛОНКИ КАПСУЛЬОВАНИХ ДОБРИВ Гумницький Я.М., Люта О.В., Сабадаш В.В.	201
РОЗРОБКА МЕТОДА ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ КОНСТРУКТИВНО – ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРЕСА – ГРАНУЛЯТОРА Риндюк Д.В., Штефан Є.В.	202
О ГЕОМЕТРИЧЕСКОМ ПРЕДСТАВЛЕНИИ ФИЗИЧЕСКИХ ТЕЛ Дыченко А.С.	205
МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ЭКСТРУЗИИ Радченко Л.Б., Лукашова В.В., Микулёнок И.О., Целень Б.Я.	206
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ТЕПЛОМАСООБМІНУ В ПАРОКОНТАКТНИХ АПАРАТАХ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА	

Матияшук А.М., Немирович П.М., Хомічак Л.М., Матияшук О.В., Жеплінська М.М.	207
О СОВРЕМЕННЫХ КОМПЬЮТЕРНЫХ ТЕХНОЛОГИЯХ ИНЖЕНЕРНОГО АНАЛИЗА Дыченко А.С.....	209
О МЕТОДИКЕ, ЛЕЖАЩЕЙ В ОСНОВЕ СОВРЕМЕННОЙ ТЕОРИИ ТОНКОСТЕННЫХ ОБОЛОЧЕК Дыченко А.С.....	210
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ЗЕРНА В ШАХТНОЙ ЗЕРНОСУШИЛКЕ Шевцов А.А., Бритиков Д.А.	211
ХАРАКТЕРИСТИКИ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ БРУВАК–М ПРИ ВИРОБНИЦТВІ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.	212
ПРОГНОЗИРОВАНИЕ ПРОВОДИМОСТИ НЕОДНОРОДНЫХ СРЕД С ХАОТИЧЕСКОЙ СТРУКТУРОЙ Новиков В. В., Корниенко Я. Н., Пивень А. Н., Нежевенко Е. А., Удовенко Л. Н.	213
КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ НЕОДНОРОДНЫХ СРЕД С ХАОТИЧЕСКОЙ СТРУКТУРОЙ Новиков В. В. Корниенко, Я. Н., Пивень А. Н., Нежевенко Е. А., Удовенко Л. Н.	214
ИССЛЕДОВАНИЕ ДВИЖЕНИЯ И СИЛ ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ КЛУБНЕЙ В ВИБРАЦИОННОЙ МОЕЧНОЙ МАШИНЕ Антропова Л.Н., Гладкая Л.Н., Датьков В.П.	214
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ РАСТВОРИМЫХ ВЕЩЕСТВ ИЗ ПЛОДОВ ШИПОВНИКА Миронова И.А.	217
ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ РОСЛИННИХ МАТЕРІАЛІВ Снежкін Ю.Ф., Шапар Р.О., Боряк Л.А., Дабіжа Н.О.	219
РОЗРОБЛЕННЯ ІНФОРМАЦІЙНИХ ТЕХНОЛОГІЙ ПРОЕКТУВАННЯ МАШИН ТА АПАРАТІВ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ Штефан Є.В.	222
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ДИФУЗІЇ ТВЕРДИХ ЧАСТИНОК У ПСЕВДОРОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ Лавріненко Н.М., Гура А.В.....	223
МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ГЕОМЕТРИЧНИХ ФОРМ І ХАРАКТЕРИСТИК ПЛОДІВ КИЗИЛУ Поперечний А.М., Косова Г.М., Варваріна Н.М.,.....	226
МЕТОДОЛОГИЯ ВЫБОРА РАЦИОНАЛЬНЫХ РЕЖИМОВ ПОДСУШКИ РЫБЫ В ПРОЦЕССЕ ЕЕ КОПЧЕНИЯ Остриков А.Н., Шевцов А.А., Черноусова Н.Ю.	227
ІМІТАЦІЙНА МОДЕЛЬ РОБОТИ ВАКУУМ-АПАРАТУ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ Мирончук В.Г., Коцюбанський А.М.....	228
ВЛИЯНИЕ ПОЛЯ СКОРОСТЕЙ СМЕСИ НА КАЧЕСТВО МОЙКИ ЗЕРНА Гончарук А.А., Остапчук Н.В.	229
МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕМПЕРАТУРНЫХ ПОЛЕЙ В ГРУНТЕ ПОД ОСНОВАНИЯМИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫХ ОБЪЕКТОВ ЦИЛИНДРИЧЕСКОЙ ФОРМЫ Косой Б. В., Потолов Н. М.	234
РАСЧЁТ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕМПЕРАТУРЫ В ПРОДУКТЕ В ПОЛЕ БЕГУЩЕЙ ВОЛНЫ Иванов Л.Д., Писаренко В.Е.....	239
СТРУКТУРА МАТЕМАТИЧНОГО ОПИСУ БАГАТОФАКТОРНИХ ПРОЦЕСІВ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ В ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ	

Корнієнко Я.М., Сачок Р.В.	239
РАЦИОНАЛЬНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА СУШКИ СВЕКЛОВИЧНОГО ЖОМА ПЕРЕГРЕТЫМ ПАРОМ В ВИБРОКИПАЮЩЕМ СЛОЕ Дранников А.В., Дятлов В.А., Фурсова Ю.В.	240
4. КОМБІНОВАНІ ПРОЦЕСИ ТА НАНОТЕХНОЛОГІЇ В АПК	
НАНОТЕХНОЛОГИИ. ФЛАГМАНСКИЕ, ПЕРСПЕКТИВНЫЕ И ФУНДАМЕНТАЛЬНЫЕ ПРОЕКТЫ В АПК Бурдо О.Г.	242
ПОДХОДЫ К РАССМОТРЕНИЮ ПРОЦЕССОВ В НАНОТЕХНОЛОГИЯХ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ Калинин Л.Г.	252
ПОДХОДЫ К РАССМОТРЕНИЮ ПРОЦЕССОВ В КЛЕТОЧНЫХ СТРУКТУРАХ ПРИ МИКРОВОЛНОВОМ ВОЗДЕЙСТВИИ Калинин Л.Г.	253
ТЕПЛОВЫЕ РЕЖИМЫ ПРИ ИЗБИРАТЕЛЬНОМ МИКРОВОЛНОВОМ НАГРЕВЕ ДИЭЛЕКТРИКОВ Бурдо О.Г., Рыбина О.Б.	256
МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОВЫХ РЕЖИМОВ ПРОЦЕССА ПИРОЛИЗА ДРЕВЕСИНЫ Бурдо О.Г., Сталімбовская А.С.	265
ВПЛИВ ВИСОКОГО ТИСКУ НА СПЕКТРАЛЬНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПЕЧІНКОВОГО ПАШТЕТУ Сукманов В.О., Соколов С.А., Севаторов М.М.	271
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ИЗВЛЕЧЕНИЯ ВЛАГИ ИЗ КАПИЛЛЯРНО-ПОРИСТЫХ СТРУКТУР ПОД ВОЗДЕЙСТВИЕМ МИКРОВОЛНОВОГО ЭЛЕКТРОМАГНИТНОГО ПОЛЯ Калинин Л.Г., Бошкова О.Л.	275
ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССА СУШКИ ШАМПИНЬОНОВ С ПРИМЕНЕНИЕМ МИКРОВОЛНОВОЙ ЭНЕРГИИ Малежик И.Ф., Лупашко А.С., Баля В.М., Берник М.П., Казаку О.М.	279
БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРИНЦИПЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНДОГЕННОЙ ФЕРМЕНТНОЙ СИСТЕМЫ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ В РАЗРАБОТКЕ СОВРЕМЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ Безусов А.Т., Пилипенко И.В., Среднецкая З.Ю.	282
ВПЛИВ УМОВ ПЕРІОДИЧНОГО ВАКУУМУВАННЯ СИСТЕМИ НА ЕКСТРАГУВАННЯ З ТВЕРДОЇ ФАЗИ Гумницький Я.М., Сеньків В.М.	284
АНАЛИЗ ОБОБЩЕННЫХ КРИВЫХ СУШКИ ШАМПИНЬОНОВ ПРИ РАЗЛИЧНЫХ ЭНЕРГОПОДВОДАХ Малежик И. Ф., Берник М. П., Казаку О. М., Баля В. М., Лупашко А. С.	285
ВИДАЛЕННЯ ВОСКОВИХ РЕЧОВИН З СОНЯШНИКОВОЇ ОЛІЇ Осадчук П. І.	287
ПРЕДПОСЫЛКИ ОСУЩЕСТВЛЕНИЯ КОМБИНИРОВАННОЙ ТЕПЛОВОЙ ОБРАБОТКИ РУБЛЕННЫХ КУЛИНАРНЫХ ИЗДЕЛИЙ Михайлов В.М., Бабкина И.В., Дьяков А.Г., Шевченко А.А.	288
ВЛИЯНИЕ СПОСОБА НАГРЕВА СОРИЗА НА ЕГО КИНЕТИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА СУШКИ Лупашко А.С., Дикусар Г.К., Додон А.Г.	289

ЗАКОНОМЕРНОСТИ ВЛАГООБМЕНА ПРИ СУШКЕ СЕМЯН ПОДСОЛНУХА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ТВЧ НАГРЕВА Берник М.П., Ганя Г.П., Осояну Г., Лупашко А.С.	291
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ІНФРАЧЕРВОНИМИ ПРОМЕНЯМИ МОРКВЯНИХ ВИЧАВОК Левківська Т.М., Косоголова Л.О., Малежик І.Ф., Луцик Ю.П., Безусов А.Т.	294
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ МАССОПЕРЕНОСА В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ ПРИ ЭКСТРАГИРОВАНИИ ИЗ КОФЕЙНЫХ ЗЕРЕН Ряшко Г.М.	297

5. НОВІ НЕЕНЕРГОЄМНІ ТЕХНОЛОГІЇ ТА ПРОДУКТИ

ВИКОРИСТАННЯ ВОДОРОЗЧИННИХ ПОЛІСАХАРИДІВ ОБОЛОНКИ НАСІННЯ ЛЬОНУ У ТЕХНОЛОГІЇ ФРУКТОВИХ СОУСІВ Малюк Л.П., Зіolkовська А.В.	305
АЛЬТЕРНАТИВНІ ТЕХНОЛОГІЇ У МОЛОЧНОМУ ВИРОБНИЦТВІ Сукманов В.О., Малигіна В.Д., Кійко В.В.	308
О ВОЗМОЖНОСТИ ПРОИЗВОДСТВА ЙОДИРОВАННОГО МАРГАРИНА Десятникова О.И., Рубцова С.Л., Стурза Р.А., Попович К., Харитонов С.	313
ОТРИМАННЯ МАЛЬТОЗНИХ СИРОПІВ ІЗ КРОХМАЛЮ Гордійчук Н.І., Грабовська О.В., Штангесєва Н.І.	318
НОВАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА КОНЦЕНТРИРОВАННОГО ПРОДУКТА НА ОСНОВЕ ПЛОДОВО — ЯГОДНОГО СЫРЬЯ Маяк В.И., Михайлов В.М., Смилык М.М.	319
ВИРОБНИЦТВО ЗГУЩЕНИХ МОЛОЧНИХ КОНСЕРВІВ ІЗ ГІДРОЛІЗОВАНОЮ ЛАКТОЗОЮ Калініна О.Д., Романчук І.О., Афанасенко С.Ю.	321
ТЕХНОЛОГИИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ НАТУРАЛЬНЫХ АРОМАТИЗАТОРОВ ДЫМА В МЯСНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ Буляева И.М., Мазур Т.Ю.	323
ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ КОРЕНЯ ЯТРИШНИКА НА СТРУКТУРНО-МЕХАНІЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ЯГІДНИХ МАС Малюк Л.П., Давидова О.Ю., Балацька Н.Ю.	324
ДОСЛІДЖЕННЯ ЯКОСТІ СМАЖЕНОГО ПРОДУКТУ НА ОСНОВІ ГРИБІВ Черевко О.І., Єфремов Ю.І., Михайлов В.М.	325
ВИКОРИСТАННЯ ПРИРОДНИХ ГІДРОКОЛОЇДІВ ПРИ РОЗРОБЛЕННІ НОВИХ ВИДІВ ФРУКТОВИХ СОУСІВ Марчук О.М., Бандуренко Г.М.	327
ПРОИЗВОДСТВО КОНДИТЕРСКИХ ИЗДЕЛИЙ С НАТУРАЛЬНЫМ ПОДСЛАСТИТЕЛЕМ ЭКСТРАКТА СТЕВИИ Макаренко Л.И., Давыдова В.Р., Татаринова Е.В.	329
ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ СТРУКТУРОФОРМУЮЧОЇ ДОБАВКИ НА СТРУКТУРНО – МЕХАНІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ЯГІДНИХ СИСТЕМ Малюк Л.П., Давидова О.Ю., Балацька Н.Ю.	329
УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИИ УТИЛИЗАЦИИ ПОДСЫРНОЙ СЫВОРОТКИ Коваленко Н.А.	331
ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ДИФУЗІЙНОГО ПРОЦЕСУ ПРИ ВИКОРИСТАННІ НОВОГО ПІНОГАСНИКА «ФОАМСОЛЬ» Дубовець О.В., Савич А.Н., Клименко Л.С.	336

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ СКЛАДУ СУМІШІ НА ОСНОВІ БІЛКОВО-ВУГЛЕВОДНОЇ МОЛОЧНОЇ СИРОВИНИ НА М'ЯКЕ МОРОЗИВО МЕТОДОМ МАТЕМАТИЧНОГО ПЛАНУВАННЯ	
Дейниченко Г.В., Золотухіна І.В.	337
АМИНОКИСЛОТНЫЙ СОСТАВ ЯБЛОЧНОГО ПОРОШКА	
Карабуля Б.В.	337
СВЕКЛА – ЦЕННЫЙ ИСТОЧНИК НАТУРАЛЬНОГО ПИЩЕВОГО КРАСИТЕЛЯ	
Мотрюк С. Д.	339
БЛОК І БІЛКОВІ ФРАКЦІЇ СИРОВАТКИ КРОВІ КУРЕЙ ТА ХІМІЧНИЙ СКЛАД ЯЄЦЬ ПРИ СТИМУЛЯЦІЇ КУРЕЙ—НЕСУЧОК БАР РОСЛИННОГО ПОХОДЖЕННЯ	
Костюк С.С., Кравців Р.Й, Бінкевич В.Я., Семанюк В.І.	340
ПІНОУТВОРЮЮЧА ЗДАТНІСТЬ І СТІЙКІСТЬ ПІН МОЛОЧНО-РОСЛИННИХ СИСТЕМ	
Коршунова А.Ф., Никифоров Р.П.	342
ТЕХНИКО – ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ИСПОЛЬЗОВНИЯ ДИАТОМИТА В ПРОИЗВОДСТВЕ ЯБЛОЧНОГО СОКА	
Короленко В.А., Стоянова О.В., Власенко Н.А.	343
РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ КОМБИКОРМОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ПОБОЧНЫХ ПРОДУКТОВ МАСЛОЭКСТРАКЦИОННОГО ПРОИЗВОДСТВА	
Лыткина Л.И., Еремченко В.В., Чибисов С.А.	344
РЕЗУЛЬТАТЫ АНКЕТНОГО ОПРОСА ПО СОСТОЯНИЮ ФАКТИЧЕСКОГО ПИТАНИЯ ШКОЛЬНИКОВ ГОРОДА ДОНЕЦКА	
Нелепа А.Е., Коршунова А.Ф.	345
РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЙ ПРОДУКТІВ ХАРЧУВАННЯ З ВИКОРИСТАННЯМ ПРЕБІОТИКІВ	
Коршунова Г.Ф., Ільдїрова С.К., Стїборовський С.Е.	345
МІКРОБІОЛОГІЧНІ ПОКАЗНИКИ ЯКОСТІ ПЮРЕ НА ОСНОВІ ТОПІНАМБУРА	
Гладка А.Д., Васильєва О.О.	346
АНАЛИЗ АНАЛОГА РЫБНОЙ МУКИ МЕТОДОМ ИК – СПЕКТРОСКОПИИ	
Е.С.Шенцова, Л.И. Лыткина, Е.В. Фомина	346
ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОФІЗИЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ М'ЯСНИХ І РИБНИХ МОДЕЛЬНИХ ФАРШІВ З ТОПІНАМБУРОМ	
Гніцевич В.А., Слащева А.В.	347
РОЛЬ ФУНКЦИОНАЛЬНЫХ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ В СТИМУЛЯЦИИ ФИЗИЧЕСКОЙ РАБОТОСПОСОБНОСТИ	
Симакова О.А.	348
РАЗРАБОТКА РАЦИОНОВ ПИТАНИЯ ДЛЯ ДЕТСКИХ ЛЕТНЕ—ОЗДОРОВИТЕЛЬНЫХ ЛАГЕРЕЙ	
Нелепа А.Е., Коршунова А.Ф.	348
ЗАЛЕЖНІСТЬ ВОЛОГОУТРИМУЮЧОЇ ЗДАТНОСТІ М'ЯСА ВІД ТИСКУ	
Коршунова Г.Ф., Сабіров О.В.	349
ВИВЧЕННЯ ВПЛИВУ СТУПЕНЮ ГІДРАТАЦІЇ АМАРАНТУ НА ФІЗИКО – ХІМІЧНІ ПОКАЗНИКИ МОДЕЛЬНИХ КОВБАСНИХ ФАРШІВ	
Мартинюк І.О.	349
РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЧНИХ РЕЖИМІВ ОДЕРЖАННЯ ЕКСТРАКТУ З ПРЯНО-АРОМАТИЧНОЇ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ	
Попова Н.В., Косоголова Л.О., Зав'ялов В.Л., Малежик І.Ф.	350
ТЕХНОЛОГІЯ НАПІВФАБРИКАТУ НА ОСНОВІ ТОПІНАМБУРА ТА КИЗИЛУ	
Гладка А.Д., Гніцевич В.А., Васильєва О.О.	353

КОМПЛЕКСНАЯ ОБРАБОТКА ПЛОДОВЫХ КОСТОЧЕК КИЗИЛА Поперечный А.Н., Миронова Н.А.	356
ИССЛЕДОВАНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПОВЕРХНОСТНО-АКТИВНЫХ ВЕЩЕСТВ ПРИ ОЧИСТКЕ КЛЕРОВОК САХАРА СЫРЦА И СИРОПОВ РАФИНАДНОГО ПРОИЗВОДСТВА Михайлик Т.А.	358
РОЗПИЛЮВАЛЬНИЙ СПОСІБ ЗНЕВОДНЕННЯ РІДИННИХ ПРОДУКТІВ БАКТЕРІАЛЬНИХ ПРЕПАРАТІВ: ТЕПЛОТЕХНОЛОГІЧНІ ОСОБЛИВОСТІ ТА ТЕХНІЧНІ РІШЕННЯ Переяславцева О.О.	361
ЦУКРОВЕ СОРГО – ПЕРСПЕКТИВНА СИРОВИНА ДЛЯ ЦУКРОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ Григоренко Н.О., Савич А.Н.	363
КОНТРОЛЬ КАЧЕСТВА ПРЕМИКСОВ С НОВЫМ ПРЕПАРАТОМ ХОЛИНХЛОРИДА ПРИ ХРАНЕНИИ Шевцов А.А., Шенцова Е.С., Дранников А.В., Барышников С.А.	364
ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ПОЛУФАБРИКАТА НА ОСНОВЕ ПАХТЫ В ПРОИЗВОДСТВЕ ВЗБИТЫХ МОЛОЧНЫХ ДЕСЕРТОВ Дейниченко Г.В., Юдина Т.И., Ветров В.Н.	364
ТЕХНОЛОГІЧНА ОЦІНКА ХІМІЧНОГО СКЛАДУ ЯЛОВИЧНИНИ ПРИ ЗАСТОСУВАННІ МІКРОЕЛЕМЕНТНИХ ДОБАВОК Кравців Р.Й., Паска М.З., Личук М.Г.	365
НАУЧНОЕ ОБОСНОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИИ НАСТОЕВ ПРЯНО – АРОМАТИЧЕСКИХ РАСТЕНИЙ ДЛЯ ФУНКЦИОНАЛЬНЫХ НАПИТКОВ Осипова Л.А.	366
ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРАТАЦИИ САХАРОЗЫ Михайлик В.А.	370

6. ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ. ВИКОРИСТАННЯ ТЕПЛОВИХ ТРУБ, ТЕПЛОВИХ НАСОСІВ, ХОЛОДИЛЬНИХ МАШИН. АВТОМАТИЗАЦІЯ.

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНА ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА КОМБІКОРМОВОЇ ПРОДУКЦІЇ З ВИКОРИСТАННЯМ КОРМОВИХ ТРАВ Сгоров Б.В., Бурдо О.Г., Хоренжий Н.В.	375
КОМБИНИРОВАННОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ КОНДЕНСАТОРОВ ХОЛОДИЛЬНЫХ УСТАНОВОК ХОЛОДИЛЬНЫХ КАМЕР И ВИТРИН Грандов А.А., Гоголь М.М., Кологривов М.М.	381
АНАЛИЗ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЙ КОНСЕРВНОГО ПРОИЗВОДСТВА Васылив О.Б.	382
DEVELOPMENT OF ECOLOGICALLY EFFECTIVE MULTIPURPOSE COMBINED TECHNOLOGIES FOR WASTE PROCESSING Barsky L.A., Bodyul O.I., Kosoy B.V., Bodyul E.S.	386
СИСТЕМНЫЙ АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ КРИОКОНЦЕНТРИРОВАНИЯ Милинчук С.И., Шиянов А. И., Светличный П.И.	391
КРИОГЕННАЯ ВАКУУМ—СУБЛИМАЦИОННАЯ УСТАНОВКА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ТЕПЛОВОГО НАСОСА Антипов С.Т., Добромиров В.Е., Шахов С.В., Моисеева И.С., Кумицкий А.С., Бокадаров С.А.	394
МАЛОГАБАРИТНА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧА СУШИЛЬНА УСТАНОВКА Михайлов В. М., Северин О.А.	395

СПОСОБ КОНТРОЛЯ ПРОЦЕССА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ САХАРА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ СРЕДСТВ РАСПОЗНАВАНИЯ ОБРАЗОВ	
Никифоров Ю.А., Яворский А.М.	396
ОБГРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ КОЛОН БРУВАК–М	
Міхненко Є.О., Журавський І.М., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.....	398
РОЗРОБЛЕННЯ, ДОСЛІДЖЕННЯ ТА ВПРОВАДЖЕННЯ ДЕФЛЕГМАТОРА ПОВІТРЯНОГО ОХОЛОДЖЕННЯ В СИСТЕМУ КОНДЕНСАЦІЇ БРУ	
Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.....	399
РЕЗЕРВЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ТЕХНОЛОГИИ КОМБИКОРМОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ТЕПЛОНАСОСНОЙ УСТАНОВКИ	
Лыткина Л.И.	401
ИСПАРИТЕЛЬНО-ПАРОКОМПРЕССИОННЫЕ ОХЛАДИТЕЛИ	
Федоров А.Г., Дорошенко А.В.	401
МАЛОЕНЕРГОВИТРАТНІ РЕГУЛЯРНІ НАСАДКИ З ЗУБЧАСТИМИ ОТВОРАМИ	
Марценюк О.С.	402
НИЗЬКОІНВЕСТИЦІЙНА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧА БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНА УСТАНОВКА БРУВАК-М	
Журавський І.М., Міхненко Є.О., Кизюн Г.О., Міщенко О.С.....	403
МОКРО-СУХИЕ ГРАДИРНИ С НАСАДКОЙ ИЗ ПОЛИМЕРНЫХ МАТЕРИАЛОВ	
Дорошенко А.В., Бузань А.В.	404
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АУДИТ ВИНЗАВОДА	
Семков С.В.....	404
АЛГОРИТМ АДАПТАЦИИ РЕГУЛЯТОРА НА БАЗЕ РАСШИРЕННОГО МЕТОДА ТИПОВОЙ СТАТИСТИЧЕСКОЙ ИДЕНТИФИКАЦИИ	
Жигайло А.М., Хобин В.А.	408
ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ УПРАВЛІННЯ СУШАРКАМИ ЗАСТОСУВАННЯМ МАЛОІНЕРЦІЙНИХ ДАТЧИКІВ ТЕМПЕРАТУРИ	
Воїнова С. О.....	413
ПОВЫШЕНИЕ ЭКОЛОГИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ СИСТЕМ ПАРО–ТЕПЛОСНАБЖЕНИЯ НА ПРЕДПРИЯТИЯХ ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ	
Воинова С.А., Воинов А.П.....	415