

С.М. Шульга¹, А.И. Глух¹, И.С. Глух², А.Л. Дроздов², О.И. Школа¹

¹ ГУ «Институт пищевой биотехнологии и геномики НАН Украины», Киев

² НИИ медико-биологических проблем ГУ «Днепропетровская медицинская академия
МОЗ Украины», Днепропетровск

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПОЛУЧЕНИЯ СУХОГО ЛЕЦИТИНА ИЗ ФОСФАТИДНОГО КОНЦЕНТРАТА ПОДСОЛНЕЧНИКА



Приведены результаты исследований сорбционно-структурных свойств сухого подсолнечного лецитина. На основе экспериментальных и теоретических исследований установлены оптимальные режимы работы аппаратов, которые используются в разработанной технологии получения лецитина.

Ключевые слова: лецитин, фосфатидный концентрат, экстракция, сушка.

Лецитины – сложные эфиры аминспирта холина и диглицеридфосфорных кислот – являются важнейшими представителями фосфолипидов. По своей природе лецитины относятся к наиболее распространенной группе полярных липидов, из которых состоят клеточные мембраны всех живых организмов.

Лецитин – эффективный поверхностно активный агент. В присутствии двух несмешиваемых жидких фаз лецитин понижает поверхностное натяжение и действует как эмульгатор. Когда необходимо взаимодействие между твердой и жидкой фазой, лецитин действует как смачивающий и диспергирующий агент. При использовании между твердыми фазами вещество выступает как смазочный агент и агент освобождения (неприлипания к формам).

В промышленности лецитин получают из побочных продуктов производства растительных масел, таких, как соевое, подсолнечное, рапсовое, льняное, хлопковое, оливковое. Основными процессами получения лецитина, которые влияют на качество конечного продукта,

являются экстракция ацетоном фосфатидного концентрата (система *жидкость – твердое тело*), фильтрация и сушка готового продукта.

Известна классификация дисперсных материалов [1], где на основе доминирующего показателя – критического радиуса пор (r_{\max}) – материалы делятся на четыре группы в порядке уменьшения r_{\max} . Деление групп на подгруппы осуществляется в соответствии с адгезионно-когезионными свойствами материала и эквивалентными диаметрами. Место, занимаемое конкретным материалом в классификации, определяет необходимый тип установок для его получения.

Изменения содержания ацетона и кривых сорбции/десорбции лецитина определяли методом газохроматографического анализа равновесной паровой фазы (АРП) [2], который представляет собой косвенный метод определения летучих компонентов в жидких или твердых материалах путем газохроматографического анализа паровой фазы, находящейся в термодинамическом равновесии с анализируемой пробой в замкнутой системе [3].

С гранулами и пластинами больших размеров равновесие *газ – твердое тело* устанавливается на протяжении десятка часов [4], поэ-

тому парофазний аналіз твердих матеріалів в рівноважних або близьких до них умовах може проводитися лише для мелкодисперсних порошків і достатньо тонких плінок.

В наших дослідженнях використовували газовий хроматограф з пламенно-іонізаційним детектором.

Умовия хроматографування:

Температура колонки, °С	145
Температура іспарителя, °С	150
Расход газа-носителя, л/час	2
Расход водорода, л/час	2
Расход воздуха, л/час	20
Объем вводимой пробы, мл	0,25

Сущность метода заключається в знаходженні залежності вмісту ацетону в твердій фазі від його концентрації в паровій.

Указана залежність отримана наступним чином. В склянки вмістністю 125 см³ поміщали навески лецитину, термостатували при температурі 50 ± 2 °С в течение 5 час, після чого герметично закривали. В кожену склянку з допомогою мікрошприца вводили від 0,3 до 10 % ацетону по відношенню до маси твердої фази. Витримували в течение 5 час при температурі 50 ± 2 °С при періодическом встряхивании, після чого аналізували вміст ацетону в газовій фазі. Концентрацію ацетону в лецитині визначали як різницю між кількістю ацетону, введенного в пробу, і кількістю ацетону, що міститься в газовій фазі. Останнє визначали по калібрівочному графіку в залежності від площі піка:

$$S = H B_{0,5} M, \quad (1)$$

де H – висота піка, мм; $B_{0,5}$ – ширина піка на половинній висоті, мм; M – масштаб записи сигналу.

Для побудови калібрівочного графіка залежності площі піка від концентрації аце-

тона в газовій фазі в попередньо нагрітій до температурі 50 ± 2 °С і герметично закритій склянці вмістністю 0,5 л вводили від 5 до 300 мг ацетону і після термостатирования в течение двох годин аналізували. При цьому для точності і воспроизводимости результатів ретельно термостатували пробу, шприц, дозуючу петлю і комунікації, через які подавалася аналізована проба.

Залежність площі піка від концентрації ацетону в газовій фазі при температурі 50 ± 2 °С представлена в табл. 1, а експериментальні дані по визначенню вмісту ацетону в лецитині представлені в табл. 2.

По отриманим залежностям визначені ізотерми десорбції парів ацетону, представлені на рис. 1. На осі ординат нанесені значення рівноважного вологомісту сухого лецитину (u , %), а на осі абсцис – відповідні значення $\phi = P/P_0 = C_{\text{тек.}}/C_{\text{нас.}}$, де $C_{\text{тек}}$ і $C_{\text{нас}}$ – концентрації (соответственно текущая і насыщения) парів ацетону в потоці газу. Аналогічно визначені ізотерми сорбції.

По отриманим ізотермам десорбції парів ацетону побудовані криві (інтегральні і дифференціальні) розподілу об'ємів пор по радіусам. Побудова кривих проведена по методикі, представленій в роботі [1]. З рівняння Томсона–Кельвіна (2) визначали радіуси пор, відповідні кожному визначеному значенню відносного тиску пари ρ/ρ_0 на експериментально отриманій ізотермі десорбції:

$$r_{\text{max}} = \frac{2\sigma V_{\text{мол}} \cos \theta}{RT \ln \left(\frac{1}{\phi} \right)}, \quad (2)$$

де $V_{\text{мол}} = M/\rho_{\text{ж}}$ – молярний об'єм рідини; θ – кут смачивания; σ – коефіцієнт поверхневого натяження.

Таблиця 1

Залежність площі піка (S) від концентрації ацетону (C)

$C_{\text{ацет.}}$, г/см ³	0,1	1	2	5	10	20	50	80	120
S , мм ²	2,4	24,1	48,2	116,9	230	482,1	1213,75	1927	2764

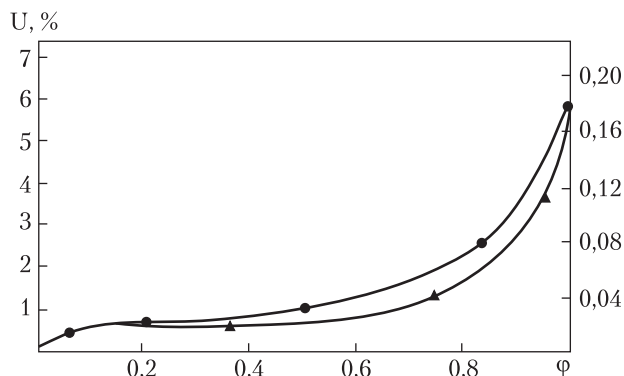


Рис. 1. Изотермы сорбции (▲) и десорбции (●) паров ацетона

Для тех же значений ρ/ρ_0 по изотерме десорбции находили величины сорбированного пара α , которые использовали для расчета объемов пор V , заполненных сорбированной жидкостью:

$$V = \alpha \cdot V_{\text{мол}} \quad (3)$$

На основании полученных данных строили интегральные $V = f(r)$ и дифференциальные $dV/dr = f(r)$ кривые распределения объемов пор по радиусам (рис. 2).

Анализ полученных экспериментальных данных свидетельствует о наличии ультрамикropор в частицах лецитина. Максимумы дифференциальных кривых указывают на преобладание пор диаметром 3–5 нм и 6–10 нм.

Согласно работе [1] адгезионно-когезионные свойства материалов характеризуются рангом

адгезионно-когезионного коэффициента K_{a-k}^* , который определен как функция степени подвижности материала и угла внутреннего трения:

$$\frac{2}{K_{a-k}^*} = 1 + 2f^2 - 2f\sqrt{1+f}, \quad (4)$$

где f – коэффициент внутреннего трения.

Коэффициент внутреннего трения вычисляли как

$$F = \text{tg } \varphi_r, \quad (5)$$

где φ_r – угол внутреннего трения мелкодисперсного сыпучего материала, определенный по закону Кулона, который при наличии аутогезионного взаимодействия частиц в плоскости сдвига записывается следующим образом:

$$\tau = \text{tg } \varphi_r (T + \sigma_{\text{н}}), \quad (6)$$

где τ – сила сопротивления сдвигу; $\sigma_{\text{н}}$ – сжимающая нагрузка; T – прочность на разрыв.

Величину f определяли как тангенс угла наклона графической зависимости предельных касательных напряжений τ от давления σ в толще насыпного груза по результатам испытаний на трибометре. Величины σ и τ рассчитывали по формулам

$$\sigma = G/F, \quad (7)$$

$$\tau = T - T_p/F, \quad (8)$$

где G – суммарная масса прижимных пластин и материала в подвижной рамке трибометра; T – сила сдвига; T_p – сопротивление подвижной рамки трибометра, F – площадь среза.

Таблица 2

Содержание ацетона в лецитине

Масса лецитина, г	Масса ацетона, мг	Площадь пика, мм ²	Концентрация ацетона, г/см ³	Количество ацетона в паровой фазе, мг	Содержание ацетона в лецитине	
					мг	%
0,5948	0,3945	48,2	2,0	0,250	0,1445	0,024
0,5333	0,7890	105,2	4,5	0,562	0,2270	0,043
0,7210	1,9720	253,0	11,0	1,375	0,5970	0,083
0,9227	3,9450	458,0	19,0	2,375	1,5700	0,170
0,8995	7,8900	971,0	40,0	5,000	2,8900	0,321
0,6729	15,7800	1951,0	81,0	10,125	5,6550	0,840
0,5948	31,5600	3144,0	136,5	17,060	14,5000	2,440
0,5333	47,3400	3761,0	163,5	20,420	26,9200	5,050
0,7210	63,1500	3836,0	166,5	20,830	42,3200	5,870

Для сухого лецитина значение f равно 1,41. После подстановки значения f в формулу (4) получим величину адгезионно-коэгизионного коэффициента $K_{a-к} = 3,34$.

Гранулометрический состав лецитина определяли методом микроскопического анализа [2] с помощью микроскопа «Biolar». Пределы увеличения (с бинокулярной насадкой – 15,5X–2000X; с монокулярной насадкой – 12,5X–1600X; чувствительность тонкого передвижения 1 мкм/1 деление) позволяли определять диаметр частицы до 0,2 мкм.

Полученные экспериментальные данные по гранулометрическому составу лецитина представлены на рис. 3 и в табл. 3.

Эквивалентный диаметр частиц лецитина рассчитывали как

$$d_{\text{экв}} = d_{3,2} = \frac{\sum \delta_i^3 \Delta n_i}{\sum \delta_i^2 \Delta n_i}, \quad (9)$$

где $d_{3,2}$ – средний объемно-поверхностный диаметр полудисперсной смеси.

В результате расчета получили $d_{\text{экв}} = 432$ мкм.

Таким образом, полученные экспериментальные результаты свидетельствовали об ультрамикropористой структуре лецитина с эквивалентным диаметром частиц менее 1 мм и $K_{a-к} \geq 3$. На основании результатов исследований лецитин отнесен к первой подгруппе четвертой группы материалов. Поэтому для его производства требуются аппараты с активными гидродинамическими режимами. В первую очередь это касается аппаратного оформления процессов экстракции фосфатидного концентрата ацетоном, фильтрации обезжиренных фосфатидов и сушки конечного продукта. С учетом сформулированных требований к оборудованию создана лабораторная установка, на которой отработаны технологические параметры производства сухого подсолнечного лецитина.

Для опытов использовали подсолнечный фосфатидный концентрат производства Запорожского МЖК со следующими характеристиками: массовая доля фосфатидов – 65,2 %; массовая доля масла – 32,8 %; массовая доля влаги

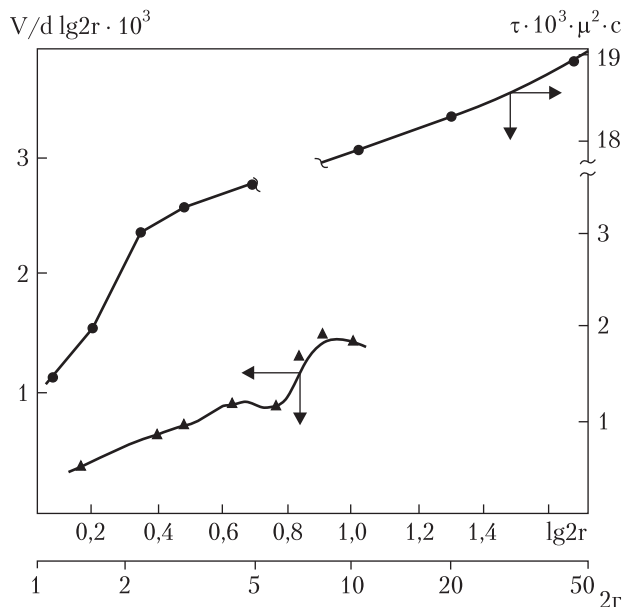


Рис. 2. Интегральные $V = f(\lg 2r)$ (●) и дифференциальные $dV/d\lg 2r = f(\lg 2r)$ (▲) десорбционно-структурные характеристики сухого лецитина

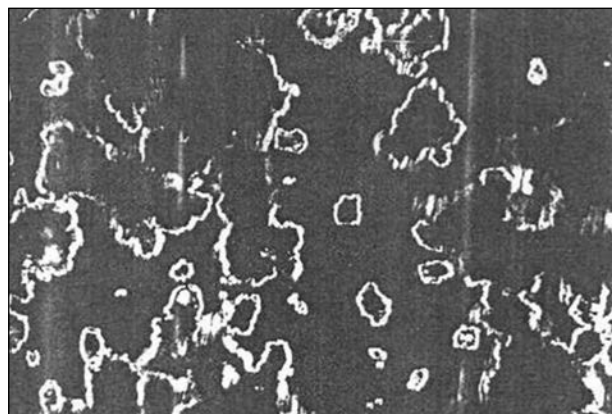


Рис. 3. Фотография частиц сухого лецитина (с увеличением 500X)

и летучих веществ – 0,8 %; массовая доля веществ, не растворимых в этиловом эфире, – 1,2 %; кислотное число масла, выделенного из концентрата, – 8 мг КОН/г; перекисное число – 10 ммоль/кг $\frac{1}{2}$ O₂.

Экстракцию проводили при температуре $(35-55) \pm 1$ °C и интенсивном перемешивании (частота вращения мешалки составляла 200–300 об./мин). Анализ конечного продукта на содержание

основного вещества и примесей проводили аналогично [5]. В результате определили оптимальный технологический процесс выделения фосфолипидов [6], проходящий в 3 стадии:

- ★ *первая* – масло из фосфатидного концентрата экстрагировали ацетоном в соотношении *фосфатидный концентрат : ацетон* как 1 : (3,7–4,0) массовых частей с последующей фильтрацией;
- ★ *вторая* – масло и свободные жирные кислоты из выделенных фосфолипидов экстрагировали ацетоном в соотношении *фосфолипиды : ацетон* как 1 : (5,6–6,6) массовых частей с последующей фильтрацией;
- ★ *третья* – промывка фосфолипидов ацетоном в соотношении *фосфолипиды : ацетон* как 1 : (0,8–0,94) массовых частей с последующей фильтрацией.

Следует подчеркнуть, что фильтрация раствора триглицеридов и свободных жирных кислот в ацетоне на каждой из вышеперечисленных стадий позволила получить лецитин высокого качества.

Сравнительные характеристики лецитина из подсолнечника и сои, проведенные фирмой «Лукас Майер» (Lucas Mayer), показали, что по основным показателям они идентичны, а некоторые показатели (содержание триглицеридов и свободных жирных кислот) лецитина из подсолнечника превосходят аналогичные показатели соевого лецитина [7].

Отработку режимов фильтрации и подбор фильтровальной ткани проводили на лабораторной стаканчиковой центрифуге ТВ-600 (рис. 4.) с такими характеристиками:

рабочая емкость фильтрующих стаканов, см ³	190
высота, мм	190
частота вращения, об./мин	1650, 2050, 2350, 2380

фактор разделения F_p фильтрующая основа	660, 830, 1440, 1900 сетка СД-56, ткань ЛТФ-5, бельтинг, стеклоткань
электрический привод масса, кг	ЭКТ-2Д 25/380-50УХЛ4 500

Эксперименты проводили следующим образом. В стаканчики устанавливали фильтрующую перегородку и заливали суспензию с $t = 50 \pm 2^\circ\text{C}$ (твердая фаза – фосфатиды, жидкая фаза – раствор подсолнечного масла в ацетоне, соотношение твердой фазы к жидкой варьируется в пределах от 1 : 3 до 1 : 5). После включения центрифуги и ее работы в течение трех минут доливали суспензию. Циклы повторяли до визуального определения момента, когда жидкая фаза оставалась в стаканчике. После этого измеряли толщину слоя и массу осадка. Фактор разделения рассчитывали по формуле

$$F_p = \frac{\omega^2 D}{2g}, \quad (10)$$

где $\omega = 2\pi(n/60)$ – угловая скорость вращения ротора, n – число оборотов ротора в минуту, $D = 630$ мм – диаметр ротора.

Частота вращения замерялась на валу электродвигателя с помощью тахометра ИО-30 и пересчитывалась для ротора центрифуги по передаточному отношению.

Анализ полученных результатов показал, что для фильтрации предпочтительно использовать ткани ЛТФ-5, а частота вращения не должна превышать 600 об./мин., фактор разделения должен составлять 126,6.

Особенность процесса сушки лецитина – его термолабильность, что требует ограничения температуры теплоносителя, исключения температурных неоднородностей, местных перегревов материала. Предпочтительными для лецитина с точки зрения соответствия требованиям процесса сушки являются сушилки с

Таблица 3

Гранулометрический состав сухого лецитина

Размер пор, мкм	10	11–25	25–50	50–100	100–200	200–500	500
Количество пор, %	24,96	8,03	9,25	14,31	14,66	13,44	15,35

режимом виброаэрокипящего слоя [1]. В наибольшей степени сформулированным требованиям соответствует конструкция сушилки [8], которая обеспечивает устойчивую виброаэрокипящую зону по всей высоте сушильной камеры с постоянно обновляющейся поверхностью контактирования материала с газообразным теплоносителем.

Процесс сушки лецитина обрабатывали на опытно-промышленной установке, представленной на рис. 5. Сушилка представляла собой вертикальный цилиндр (диаметр – 100 мм, высота – 800 мм) из двух царг стекла «Simax», имеющих рубашки обогрева. Последние дополняли царгами (диаметр – 100 мм, высота – 70 мм), выполненными из стали X18H10T, куда вваривали два штуцера диаметром 50 мм для ввода и вывода материала. Насадку, секционирующую сушилку по высоте, изготовили из проволоки, материал – сталь 07X25H13.

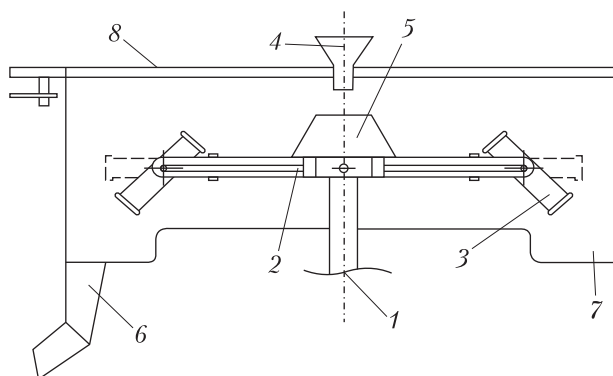


Рис. 4. Стаканчиковая центрифуга: 1 – вал ротора; 2 – крестовина; 3 – фильтрующие стаканы; 4 – верхняя воронка; 5 – питающий патрубок; 6 – сливной патрубок; 7 – корпус центрифуги; 8 – крышка центрифуги

Диаметр проволоки для цилиндрической пружины составлял 4 мм, для спиралей Архимеда – 2 мм, диаметр цилиндрической пружины – 960 мм, высота – 800 мм. Газораспределитель-

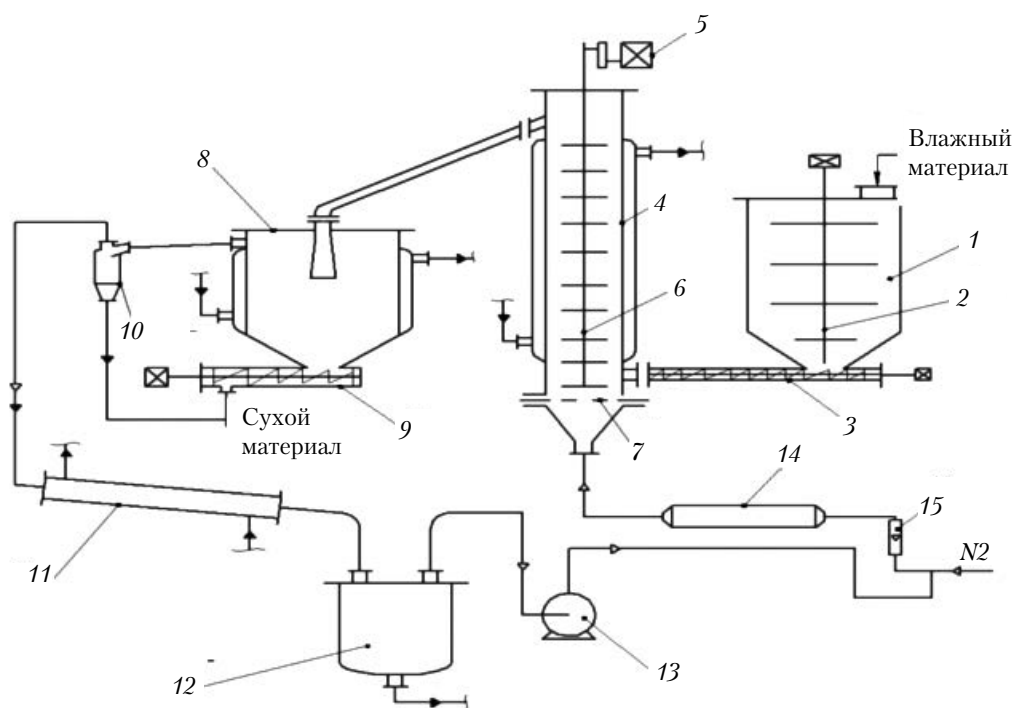


Рис. 5. Принципиальная схема опытно-промышленной установки сушки лецитина: 1 – бункер-дозатор; 2 – ворошитель; 3, 9 – шнеки; 4 – виброаэросушилка; 5 – привод; 6 – пружинная насадка; 7 – газораспределительная решетка; 8, 12 – приемники; 10 – циклон; 11 – холодильник; 13 – вакуум-насос; 14 – электрокалорифер; 15 – ротаметр

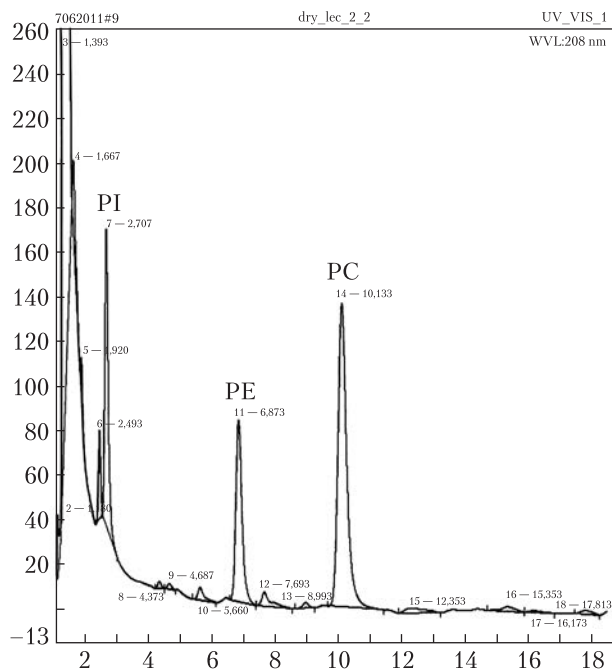


Рис. 6. Хроматограмма состава сухого подсолнечного лецитина: PI – фосфатидилинозитол, PE – фосфатидилэтанолламин, PC – фосфатидилхолин

ная решетка сушилки провального типа выполнена из фторопласта-4; свободное сечение составляло 5 %, диаметр отверстий – 2 мм.

Работа установки заключалась в следующем: лецитин с 20%-ым содержанием ацетона через люк загружался в бункер-дозатор 1 с выполненным в виде многорядной мешалки ворошителем 2. Из бункера-дозатора лецитин шнеком 3 постоянно подавался на газораспределительную решетку 7 виброаэросушилки 4. Корпус сушилки 4 термостатировался подачей воды с $t = 60 \pm 2^\circ\text{C}$ в рубашку обогрева. Одновременно под газораспределительную решетку 7 через ротаметр 15 и электрокалорифер 14 в сушилку поступал азот с $t = 60 \pm 2^\circ\text{C}$. Вибрация пружинной насадки 6 осуществлялась электродвигателем с кривошипно-шатунным механизмом (частота вращения – 25 Гц, амплитуда – 3 мм), от которого энергия передавалась насадке при помощи штанги. Горизонтальные спирали Архимеда вибрировали благодаря жесткому креплению к внутренней

поверхности витка цилиндрической пружины. Материал и газ-теплоноситель перемещались вверх к разгрузочному устройству. Таким образом, процесс осуществлялся при прямоточном однонаправленном движении газообразного теплоносителя и материала, что создавало условия «бережной» сушки: теплоноситель с максимальной температурой контактировал с наиболее влажным материалом, что особенно важно для термолабильных веществ.

Высушенный лецитин вместе с теплоносителем через выпускную трубу поступал в приемник 8, снабженный рубашкой обогрева и шнеком для выгрузки продукта, который термостатировался подачей воды с $t = 65 \pm 2^\circ\text{C}$ в рубашку для предотвращения конденсации паров ацетона. Частицы лецитина дополнительно улавливались в циклоне 10, куда поступала запыленная парогазовая смесь из приемника 8. Пары ацетона из циклона 10 вместе с газом-теплоносителем прокачивались вакуум-насосом 13 через холодильник 11, в котором ацетон конденсировался. Конденсат собирался в сборнике 12.

На установке отработаны технологические режимы сушки лецитина. Основные показатели работы:

- ✦ удельная производительность по сухому материалу и испаренной влаге – 1116 и 196 кг/м³ · ч соответственно;
- ✦ удельная материалоемкость – 24 кг/кг·ч;
- ✦ потребление электроэнергии на 1 кг сухого лецитина – 0,6 кВт · ч/кг;
- ✦ содержание ацетона в лецитине <0,02 мг/кг, влаги – 0,8 %.

В результате эксплуатации лабораторной и опытно-промышленной установок получены образцы сухого лецитина из подсолнечного фосфатидного концентрата, состав которого представлен на рис. 6.

Наличие фосфолипидов в «сыром» нерафинированном масле в количестве 0,6–1,2 % приводит к образованию значительного количества баковых отстоев – фузистого масла, которое, практически, не имеет рентабельного сбыта, а при длительном хранении становится прак-

тически не востребуемым. Рафинация же масел с высоким содержанием фосфатидов на перерабатывающих предприятиях приводит к значительным потерям масла с гидратационным осадком, который, как правило, смешивается с соапстоками, что значительно снижает потребительскую ценность последних. Экономически целесообразным решением этой проблемы является гидратация масел с последующим получением фосфатидного концентрата.

Масложирова промышленность выпускает фосфатидные концентраты с разным содержанием фосфатидов и масла (см. табл. 4).

Как видно из табл. 4, содержание масла в фосфатидных концентратах различных марок заметно отличаются. Поэтому при использовании в качестве сырья кормового фосфатидного концентрата невозможно получить качественный сухой лецитин. Это объясняется тем, что хотя после первой экстракции (соотношение массовых частей фосфатидный концентрат : ацетон – 1 : (3,7–4,0)) фазы разделялись, однако фосфолипиды выделялись в виде вязкой резиноподобной субстанции, что делало невозможным дальнейшее проведение процесса фильтрации.

С целью определения возможности использования фосфатидного концентрата любой марки дополнительно была исследована экстракция первой стадии получения лецитина. В результате разработана универсальная технология выделения фосфолипидов [9], заключающаяся в том, что на первой стадии масло фосфатидного концентрата экстрагируют ацетоном в соотношении *масло* (содержащееся в фосфатидном концентрате) : *ацетон* как 1 : (9,25–10,00) массовых частей с последующей фильтрацией.

На основании проведенных исследований была спроектирована и создана опытно-промышленная установка получения лецитина из подсолнечного фосфатидного концентрата, упрощенная технологическая схема которой представлена на рис. 7.

Работа установки заключалась в следующем. Из сборника 1 предварительно нагретый до температуры 50 ± 2 °C фосфатидный кон-

центрат шестиренчатым насосом 2 подавался в экстрактор первой ступени 3, снабженный обратным холодильником 5. Экстрактор представлял собой емкостной аппарат с мешалкой и рубашкой обогрева. В экстрактор 3 из сборника подавался ацетон. Сырье в экстрактор 3 подавалось в соотношении *масло* (содержащееся в фосфатидном концентрате) : *ацетон* как 1 : 9,6 массовых частей. Экстракцию проводили в течение 30 ± 2 мин при температуре 35 ± 5 °C и интенсивном перемешивании, которое обеспечивалось мешалкой и вихревым насосом 4. Последний обеспечивал постоянную рециркуляцию суспензии в экстракторе 3. По окончании процесса суспензия подавалась в фильтрующую центрифугу первой ступени 9, где проходило разделение фаз. Жидкая фаза (раствор масла в ацетоне) направлялась в сборник 11, а твердая (фосфолипиды) – в экстрактор второй ступени 7. Экстрактор второй ступени 7 полностью аналогичен экстрактору 3. В экстрактор 7 из сборника подавался ацетон. Сырье в экстрактор 7 подавалось в соотношении *фосфолипиды* : *ацетон* как 1 : 6 массовых частей. Экстракцию проводили в течение 20 ± 2 мин при температуре 35 ± 5 °C и интенсивном перемешивании, которое обеспечивалось мешалкой и вихревым насосом 8. По окончании процесса суспензия подавалась в фильтрующую

Таблица 4

Содержание фосфолипидов и масла в фосфатидном концентрате [5]

Физико-химические показатели	Наименование			
	Марки пищевых концентратов			Марки кормовых концентратов
	C _n X-1, C _n BX-1 CX-1	C _n X-2, C _n BX-2 CX-2	C _n X-3, CX-3	C _n К, СК
Массовая доля фосфатидов, %, не менее	60,0	55,0	50,0	40,0
Массовая доля масла, %, не более	40,0	45,0	50,0	60,0

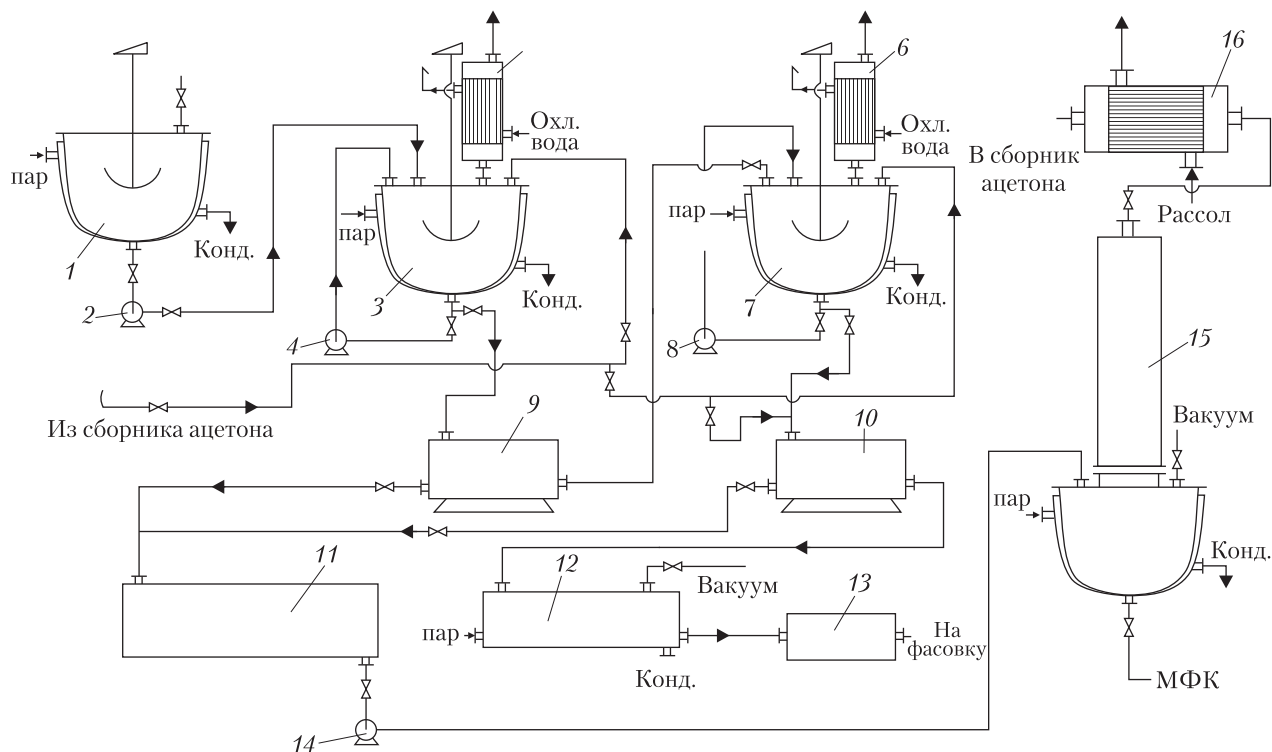


Рис. 7. Упрощенная технологическая схема производства сухого лецитина: 1 – сборник фосфатидного концентрата; 2 – насос шестеренчатый; 3 – экстрактор I-ой ступени; 4, 8 – вихровые насосы; 5, 6 – обратные холодильники; 7 – экстрактор II-ой ступени; 9, 10 – центрифуги; 11 – сборник раствора масла в ацетоне; 12 – сушилка; 13 – измельчитель; 14 – центробежный насос; 15 – ректификационная колонна; 16 – холодильник

Таблица 5

Органолептические и физико-химические характеристики лецитина

Наименование показателей	Лецитин	Диетическая добавка «Лецитин»
Внешний вид	Сыпучая порошкообразная масса без посторонних включений	
Запах	Без запаха, безвкусный, едва заметный специфический вкус и запах используемого масла; не допускается какой-либо другой вкус и запах	
Цвет	От желтовато-серого до желтовато-коричневого	
Массовая доля влаги, %, не более	1,4	1,4
Массовая доля масла, %, не более	1,5	1,5
Перекисное число выделенного масла, ммоль/кг ½ O ₂ , не более	10,0	7,0
Кислотное число мг КОН/г, не более	32,0	24,0
Массовая доля веществ, не растворимых в этиловом эфире %, не более	2,0	1,5
Массовая доля фосфолипидов, %, не менее	95,1	95,6
pH 1%-ого водного раствора	6–7	6–7

центрифугу другої ступені 10, где проходило розділення фаз. Жидка фаза (раствор масла и свободных жирных кислот в ацетоне) направлялась в сборник 11, а твердая (фосфолипиды) – оставалась в центрифуге 10. В последнюю из сборника подавали ацетон для промывки в соотношении *фосфолипиды : ацетон* как 1 : 0,85 массовых частей. Затем включали центрифугу 10 и разделяли фазы. Жидкую фазу (раствор остатков масла и свободных жирных кислот в ацетоне) направляли в сборник 11, а твердую – в сушилку 12. Процесс сушки проводили при температуре 55 ± 5 °С в течение 6 час. Высушенный лецитин направляли в измельчитель 13, откуда подавали на фасовку. Раствор масла и свободных жирных кислот из сборника 11 центробежным насосом 14 подавали в куб ректификационной колонны 15. Пары ацетона конденсировали в холодильнике 16, откуда направляли в сборник ацетона для дальнейшего использования, а масло фосфатидного концентрата из куба колонны 15 подавали на дальнейшую переработку.

Результаты эксплуатации опытно-промышленной установки полностью подтвердили выводы и технологические решения, разработанные на стадиях лабораторных исследований. Органолептические и физико-химические показатели полученного лецитина представлены в табл. 5. В таблице приведены показатели как лецитина, используемого в пищевой промышленности, так и диетической добавки «Лецитин», используемой в рационе питания населения.

В настоящее время разработаны технические условия и исходные данные на проектирование промышленного производства лецитина из подсолнечного фосфатидного концентрата в количестве 30 т в месяц.

ЛИТЕРАТУРА

1. *Сажин Б.С.* Основы техники сушки. – М.: Химия, 1984. – 319 с.
2. *Глух И.С., Школа О.И., Отченашев О.Д.* Анализ химических реактивов как объектов сушки. – В кн.: Но-

вые процессы и оборудование получения веществ реактивной квалификации. Днепропетровск, 1995, ч. 1 – с. 14–15.

3. *Хахенберг Х., Шмидт А.* Газохроматографический анализ равновесной паровой фазы. – М.: Мир, 1979. – 159 с.
4. *Витенберг А.Г., Иоффе Б.В.* Газовая экстракция в хроматографическом анализе. – Ленинград: «Химия», Ленинградское отделение, 1982. – 279 с.
5. *Концентрати* фосфатидні. Технічні умови СОУ 15.4-37-212:2004.
6. *Патент* на винахід № 81822. Спосіб виділення фосфоліпідів із фосфатидного концентрату. Бюл. № 3, 11.02.2008.
7. *Глух И.С., Школа О.И., Клочкова В.Е. и др.* Аспекты применения подсолнечного лецитина в пищевой промышленности. Наукові праці. – Одеса, 2009. – випуск 36, т. 2, с. 177–179.
8. *А. с. СССР 1210030* Установка для сушки мелкодисперсных материалов в виброаэрокипящем слое Б.И. № 5, 1985. Глух И.С., Солодовников В.В., Шевченко Ю.Л. и др.
9. *Патент* на корисну модель № 54922. Спосіб виділення фосфоліпідів із фосфатидного концентрату. Бюл. № 22, 26.11.2010.

С.М. Шульга, А.І. Глух, І.С. Глух, О.Л. Дроздов, О.І. Школа

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ОТРИМАННЯ СУХОГО ЛЕЦИТИНУ З ФОСФАТИДНОГО КОНЦЕНТРАТУ СОНЯШНИКА

Наведені результати досліджень сорбційно-структурних властивостей сухого соняшникового лецитину. На основі експериментальних та теоретичних досліджень встановлені оптимальні режими роботи апаратів, які використовуються у розробленій технології отримання лецитину.

Ключові слова: лецитин, фосфатидний концентрат, екстракція, сушіння.

S.M. Shulga, A.I. Glukh, I.S. Glukh, O.L. Drozdov, O.I. Shkola

THE DEVELOPMENT OF TECHNOLOGY OF DRY LECITHIN OBTAINING FROM SUNFLOWER PHOSPHATIDE CONCENTRATE

The results of sorption and structural properties studies of dry sunflower lecithin are presented. Based on experimental and theoretical studies optimal operation conditions of devices used in the developed technology of lecithin are determined.

Key words: lecithin, phosphatide concentrate, extraction, drying.

Стаття надійшла до редакції 20.02.12