



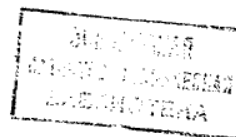
СОЮЗ СОВЕТСКИХ  
СОЦИАЛИСТИЧЕСКИХ  
РЕСПУБЛИК

(19) **SU** (11) **1576125** **A1**

(51) **5** **A 23 B 7/04, A 23 L 2/00**

ГОСУДАРСТВЕННЫЙ КОМИТЕТ  
ПО ИЗОБРЕТЕНИЯМ И ОТКРЫТИЯМ  
ПРИ ГИИТ СССР

## ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К АВТОРСКОМУ СВИДЕТЕЛЬСТВУ



- (21) 4397142/30-13  
(22) 23.03.87  
(46) 07.07.90. Бюл. № 25  
(71) Одесский технологический институт холодильной промышленности  
(72) Л.Ф.Смирнов, И.Г.Чумак, В.Ф.Колыка и Ф.С.Желязко  
(53) 663.813(088.8)  
(56) Авторское свидетельство СССР № 1220614, кл. А 23 L 2/14, 1986.  
(54) СПОСОБ ПЕРЕРАБОТКИ ПЛОДОВОГО, ЯГОДНОГО И ОВОЩНОГО СЫРЬЯ  
(57) Изобретение относится к способам переработки пищевого сырья и получения порошков. Цель изобретения - расширение технологических возможностей способа за счет одновременного получения растворимого и нерастворимого порошков. Сок и выжимки контактируют с гидратообразующим агентом, например хладоном Р-12, и образуют газогидраты. Газогидраты в соке кристаллизуют

2  
при параметрах газогидратной эвтектики и эвтектической концентрации сока 60-70% с отделением кристаллов сухих веществ, отделяя их от агента и выводя в виде растворимого порошка. Влагу выжимок кристаллизуют в лед, а затем в газогидраты, выжимки измельчают с газогидратами, которые затем плавят, а от выжимок повторно отжимают сок. Затем выжимки сушат подогретым хладоном с последующим переводом водяных паров в газогидраты. Выжимки выводят в виде нерастворимого порошка. Использование способа позволяет получить из сырья два продукта - растворимый и нерастворимый порошки, снизить расход электроэнергии в 50-60 раз, осуществить процесс переработки в непрерывном режиме и с большей производительностью, существенно уменьшить продолжительность сушки. 1 з.п.ф-лы, 1 табл., 4 ил.

Изобретение относится к пищевой промышленности, в частности к получению пищевых растворимых и нерастворимых порошков из плодового, ягодного и овощного сырья.

Растворимые порошки приготавливаются из соков этого сырья, а нерастворимые - из их выжимок.

Растворимые порошки могут быть использованы для воспроизводства сока и напитков после хранения, а нерастворимые порошки - в кондитерской промышленности. В качестве сырья приме-

няются яблоки, груши, виноград, апельсины, клубника, свекла, картофель, помидоры, огурцы и другие фрукты, ягоды и овощи.

Изобретение может быть использовано для получения растворимых порошков и из пищевых жидкостей - экстрактов кофе и чая, вина, пива, молока и др., и из других пищевых продуктов - мяса, рыбы и др. например порошка из экстракта мясного сока, кормовой рыбной муки. Изобретение может быть использовано и для переработки растительно-

(19) **SU** (11) **1576125** **A1**

го сырья, используемого в животноводстве (зеленой массы кукурузы, люцерны, хлореллы и др.), для получения растворимых и нерастворимых порошков из силосной массы, пригодных для длительного хранения и употребления в качестве витаминизированных добавок на корм скоту.

Сырье, пригодное для переработки по предлагаемому способу, имеет механическое и термодинамическое ограничения. Согласно первому ограничению это сырье должно быть без твердой скорлупы (например, арбузы, дыни), вычищенное и отмытое от грязи, отделенное от гнили. Косточковое сырье должно быть также отделено от косточек (например, вишни). Для семечкового сырья подход двойной - то сырье, присутствие семечек из которого допустимо в нерастворимом порошке (яблоки, помидоры, огурцы), используется в процессе сразу после мойки и отделения от гнили, сырье, присутствие семечек из которого нежелательно в нерастворимом порошке (арбузы), используется в процессе после отделения последних.

Согласно второму ограничению подходит только то сырье, сок из которого представляет эвтектикообразующий раствор, т.е. имеет криоскопическую кривую (кривую замерзания) в диаграмме температура - концентрация и одну либо несколько эвтектических точек. Охлаждение такого раствора приводит к выпадению кристаллов льда и концентрированию сухих веществ в концентрате сока.

Целью изобретения является расширение технологических возможностей способа за счет одновременного получения растворимого и нерастворимого порошков.

На фиг.1 приведена диаграмма температура - концентрация для яблочного сока, на которой изображены криоскопические кривые льдо- и гидратообразования хлада R-12 ( $\text{CF}_2\text{Cl}_2$ ); на фиг.2 - кривые льдообразования для различного пищевого сырья; на фиг.3 - схема установки для получения из сока растворимого порошка, например из яблочного сока; на фиг.4 - линия переработки выжимок для производства нерастворимого порошка из, например, яблочных выжимок.

#### Физические основы способа.

Сухое вещество яблочного сока состоит, в основном, из фруктозы (62,5%), сахарозы (20%) и декстрозы (17,5%). Согласно фиг.1 линия 1 - криоскопическая кривая при льдообразовании, 2 - кривая растворимости. Эвтектическая точка А при льдообразовании имеет координаты 66,6 мас.% сухих веществ, 248 К.

Параметры точки А яблочного сока (разные сорта) лежат в температурном интервале 250-248 К и в интервале концентраций 67-70%. Замораживание яблочного сока при координатах эвтектики (точка А) приводит к выпадению кристаллов льда и кристаллов сухих веществ. Дозэвтектические кривые льдообразования различного пищевого сырья показаны на фиг.2, где линия 1 - сок черной смородины, 2 - клубничный сок, 3 - яблочный сок, 4 - экстракт кофе, 5 - сахар, 6 - желатин, 7 - яйца, 8 - крахмал.

Перевод воды из насыщенного раствора в газогидраты, например хладон R-12, повышает температуру кривой 1 эквидистантно вверх до кривой 3. При охлаждении раствора в среде с хладон R-12 ниже кривой 3 выпадают кристаллы газогидрата (его состав 14,8 моль воды/моль R-12 в точке Э), а система состоит помимо газогидратов еще из насыщенного раствора и газообразного или жидкого агента.

Точка Э называется точкой газогидратной эвтектики, ее координаты (фиг.1) концентрация 69,2% сухих веществ, температура 257,5 К. Точка Э лежит на кривой упругости хладона R-12 при температуре 257,5 К. Давление этой точки 178 кПа. Точка Э - инвариантная, имеет нулевую степень свободы, т.е. она существует при строго определенных концентрации, давлении и температуре. Кристаллизация яблочного сока при параметрах газогидратной эвтектики ведется в условиях существования 5-фазной системы - кристаллов газогидратов и кристаллов сухих веществ, раствора эвтектической концентрации, жидкого и газообразного хладона R-12.

При контактном кипении холодильного агента в растворе эвтектической концентрации кристаллы льда (или кристаллы газогидратов, если холодильный агент - гидратообразователь) и

кристаллы растворенного вещества растут отдельно, причем эти две твердые фазы могут быть разделены в насыщенном растворе, например, отстаиванием вследствие разности плотностей. Для случая, например, яблочного сока имеется следующее распределение плотностей,  $\text{кг/м}^3$ : кристаллы газогидрата хладона R-12 1080, кристаллы сухих веществ яблочного сока  $\sim 2100$ , концентрат яблочного сока (63,7% сухих веществ) при 254,55 К 1295.

Выжимки пищевого сырья, например яблок, после первоначального измельчения, прессования и отвода отжатого сока содержат еще заметное количество остаточной влаги. Опыты, проведенные с выжимками яблок и моркови, показали, что после замораживания этих выжимок (с переводом жидкости в лед), перетирания со льдом, их размораживания и повторного отжима возможно получить дополнительно до 10% сока для яблок и до 20% сока для моркови и тем уменьшить энергозатраты на последующую сушку. Дополнительный эффект дает перевод льда в газогидраты (для этого выжимки необходимо контактировать с кипящим хладоном при температуре льдообразования, но давлении гидратообразования), поскольку плавление газогидрата в области газообразного агента приводит к выделению газа. Газогидраты, плавясь внутри клетки, рвут ее оболочку выделяющимся газом и, тем самым, создают условия для дополнительного выделения сока.

Выжимки после повторного прессования сушат парами хладона R-12, предварительно подсушенными от водяных паров (например, сжатием - с повышением давления влагосодержание газа понижается). При сушке выжимок при температуре, например, 303 К парциальное давление насыщения водяных паров составляет 4,24 кПа. При гидратообразовании при 278 К парциальное давление водяных паров 0,87 кПа. Таким образом, водяные пары, выделяющиеся при сушке под давлением 4,24 кПа, перетекают в зону пониженного давления 0,87 кПа - в зону гидратообразования этих же водяных паров. Другими словами, производится отсос водяных паров (в среде другого газа - хладона R-12 они ведут себя согласно закону Дальтона независимо) путем их гидратообразования в другом месте.

В линии переработки выжимок, в которой в непрерывном режиме производится последовательность операций с разными давлениями (от вакуума до 600 кПа), используется эффект газозатвора. Выжимки переталкиваются из одного аппарата в другой шнеком, зона прессования выжимок которого служит барьером от выравнивания давлений в этих аппаратах.

В опыте, проведенном на колонне диаметром 80 мм, снабженной шнеком, давление воздуха над кристаллами льда, спрессованными шнеком, на 150-200 кПа выше, чем давление воздуха под льдом (даже при небольшой разности давлений  $\Delta P$  на прессование, обусловленной непрочной стенкой лабораторной колонны). При разности давлений на прессование  $\Delta P \approx 2-3$  МПа эффект газозатвора промышленных шнеков обеспечивает газоплотность смежных аппаратов.

В качестве гидратообразующего агента при данном способе помимо хладона R-12 можно использовать и другие агенты, инертные по отношению к пищевому сырью, например углекислоту и др. Применение R-12 и  $\text{CO}_2$  в пищевой промышленности допустимо ввиду их нетоксичности. Известно, например, что R-12 используется фирмой Дю Понт для контактного замораживания мяса.

Установка непрерывного действия для производства из сока сухого растворимого порошка по предлагаемой технологии состоит из двух ступеней: опреснительной I и разделительной (эвтектической) II. В ступени I исходный сок предварительно концентрируется до 30-40%, при этом также производится опресненная вода с остаточным содержанием сухих веществ до 0,1%. В ступени II концентрат из ступени I концентрируется до эвтектической концентрации 60-70% и обезвоживается до конечного продукта - растворимого сухого порошка.

Ступень I (фиг.3) состоит из деаэратора 1 исходного сока, теплообменника 2, испарителя 3, контактного кристаллизатора 4, отстойника 5, сепарационно-промывочной колонны 6, контактного плавителя-конденсатора 7, под которым совмещенно с ним расположен отстойник 8, водоотделителя 9, компрессора 10 и дополнительного компрессора 11, дополнительного конден-

сатора 12, воздухоотделителя 13, ресивера 14 и дегазатора 15.

Ступень II состоит из контактного кристаллизатора 16, отстойника 17, сепарационно-промывочной колонны 18, сепаратора 19 кристаллов сухих веществ, встроенного в отстойник компрессора 20 и компрессора 21 дегазации, водоотделителя 22 и продувочной камеры 23.

В схему установки входят также вакуум-насос 24 и насосы 25-31. Компрессоры 10, 11, 20 и 21 выполнены с сухими парами трения и предназначены для сжатия хладона R-12 без загрязнения его маслом.

Деаэратор 1, дегазатор 15 и плавитель газогидратов - конденсатор 7 агента представляет собой обечайки, заполненные насадкой. Кристаллизаторы 4 и 16 газогидратов представляют собой обечайки, снабженные перемешивающими устройствами.

Сепарационно-промывочные колонны 6 и 18 предназначены для отделения и промывки газогидратов от концентрата сока и имеют в средней части на боковой поверхности фильтрующие сетки 32 и 33 с размерами ячеек 100-200 мкм, охваченные карманами 34 и 35. В верхней части этих колонн имеются скреперы 36 и 37 для отвода газогидратной массы. Колонны 6 и 18 при работе полностью затоплены, представляют собой вытеснительные аппараты, работающие с противодавлением.

Сепаратор 19 кристаллов сухих веществ - аппарат непрерывного действия, предназначен для отделения кристаллов сухих веществ от жидкого хладона, отвода парообразного хладона R-12 компрессором 21, вакуумирования кристаллов сухих веществ и вывода их в атмосферу без заноса воздуха в установку. Сепаратор 19 представляет собой шнековое отжимное устройство, работающее с использованием эффекта газозатора. Сепаратор 19 имеет в корпусе 38 шнек 39, охваченный в концевой части фильтрующими сетками 40 и 41, в свою очередь охваченными карманами 42 и 43. Фильтрующая сетка 40 с карманом 42 служит для отвода пара агента компрессором 21. Фильтрующая сетка 41 с карманом 43 служит для вакуумирования кристаллов с помощью вакуум-насоса 24. Правый концевой торец сепаратора 19 прижимает запорный

конус 44, герметизирующий аппарат при его остановке и отодвигаемый при его работе выдавливаемыми кристаллами. В средней части сепаратора 19 имеется фильтрующая сетка 45 с карманом 46.

Установка работает следующим образом (на примере яблочного сока).

Исходный сок, получаемый после измельчения яблок, их прессования, отжима (выход сока 45-55%) и фильтрации, направляют в деаэратор 1, в котором вакуумированием с помощью вакуум-насоса 24 до давления 4 кПа понижают растворимость воздуха в соке до  $10^{-4}$  %, удаляя большую часть воздуха из исходного сока. Затем исходный сок охлаждается в теплообменнике 2 и испарителе 3 до температуры порядка 286 К вследствие теплообмена сначала с опресненной водой, выводимой из установки, а затем и вследствие кипения хладона R-12. Эта температура определяется из теплового расчета колонны 18 так, чтобы нагрев газогидратов после сепарационно-промывочной колонны 18 в результате их смешения с исходным соком не повысил их температуры выше 284 К и не привел к их разложению. Деаэрированный и охлажденный исходный сок направляют в верхнюю часть сепарационно-промывочной колонны 18 для предварительной промывки газогидратов из ступени II от сока эвтектической (60-70%) концентрации (процесс в колонне 18 ведется при переменных параметрах, т.е. снизу вверх:  $T = 260-283$  К и  $P = 520-450$  кПа), откуда в составе газогидратной суспензии (10-15% газовых гидратов + исходный сок) выводят насосом 28 и после смешения с газогидратной суспензией из кристаллизатора 4 (после насоса 29) направляют в отстойник 5 и далее через сепарационно-промывочную колонну 6 и ее карман 34 в кристаллизатор 4.

В кристаллизаторе 4 при температуре порядка 275 К и давлении 312 кПа при контакте сока с жидким хладон R-12 при перемешивании образуются газогидраты хладона R-12. Теплоты гидратообразования отводят за счет кипения агента. Для этого в кристаллизатор 4 подают жидкий агент из отстойника 8 через регулирующий вентиль 47, а пары агента отсасывают через водоотделитель 9 компрессором 10 и

направляют под давлением 515 кПа в плавитель-конденсатор 7. Из кристаллизатора 4 газогидратную суспензию, содержащую часть непрореагировавшего жидкого агента, насосом 29 под давлением 600 кПа направляют в отстойник 5 для отделения жидкого агента от суспензии и возврата его в кристаллизатор 4. При этом газогидратную суспензию из отстойника 5 направляют в колонну 6 на сепарацию и промывку от концентрата (процесс в колонне 6 ведется при переменных параметрах, т.е. снизу вверх:  $T = 277 \rightarrow 284$  К и  $P = 590 \rightarrow 515$  кПа), откуда большую часть концентрата через карман 34 рециркулируют в кристаллизатор 4, а меньшую часть направляют на дальнейшее концентрирование при параметрах газогидратной эвтектики (давлении 178 кПа и температуре 257,5 К) в кристаллизатор 16. В реальном процессе рабочие параметры в кристаллизаторе 4 несколько ниже параметров газогидратной эвтектики, что необходимо для создания движущих сил, а именно разности температур на гидратообразование  $\Delta T_1 = 2$  К и разности температур  $\Delta t_1 = 2$  К при теплопередаче для отвода теплоты гидратообразования кипящим агентом, с учетом этих движущих сил температура суспензии 255,5 К, а давление кипения 150 кПа (что соответствует температуре кипения агента 253,5 К).

Газогидраты, отсепарированные от концентрата сока, из верхней части колонны направляют в плавитель-конденсатор 7 и плавят в нем при  $T = 287,5$  К и  $P = 515$  кПа за счет теплоты конденсации газообразного агента с образованием жидкого агента и пресной воды. После отделения пресной воды от жидкого агента в отстойнике 8 (плотности пресной воды  $1000 \text{ кг/м}^3$  и жидкого хладона R-12  $1400 \text{ кг/м}^3$ ) часть пресной воды направляют встречным потоком в колонне 6 для промывки газогидратов, а другую часть пресной воды направляют через теплообменник 2 на дегазацию от растворенного агента в дегазатор 1 (при давлении 4–10 кПа) и затем выводят из установки. Эта вода, содержащая около 0,1% растворимых сухих веществ, может быть в дальнейшем использована для производства напитков типа "Нектар" и др. При необходимости содержание растворенных

веществ в опресненной воде может быть повышено (до 0,3–0,5% и более).

Из кристаллизатора 16 газогидратную суспензию (кристаллы газогидратов и сухих веществ, эвтектический концентрат с содержанием сухих веществ около 70%, жидкий остаточный хладон) направляют насосом 30 в отстойник 17. При этом пары испарившегося при отводе теплоты гидратообразования агента откачиваются через водоотделитель 22 компрессором 20 и направляются при давлении 515 кПа в плавитель-конденсатор 7.

Избыточное количество парообразного агента сверх того количества, которое может быть сконденсировано в плавителе-конденсаторе 7, сжимают компрессором 11 до давления 660 кПа и направляют в дополнительный конденсатор 12. Этот аппарат служит для компенсации теплового баланса установки. В нем конденсируют остаточный газообразный агент при  $T = 298$  К и 660 кПа при помощи циркуляции через трубное пространство аппарата охлаждающей воды. Жидкий агент из дополнительного конденсатора 12 направляют в ресивер 14, а несконденсировавшуюся часть агента вместе с воздухом направляют в воздухоотделитель 13, предназначенный для удаления из установки воздуха, попавшего в него при неполном извлечении в деаэраторе 1. Наличие воздуха повышает давление аппаратов и увеличивает расход энергии на работу компрессоров. Удаление воздуха производят путем охлаждения паровоздушной смеси в межтрубном пространстве воздухоотделителя за счет кипения жидкого агента при 265 К в трубном пространстве аппарата. Из воздухоотделителя 13 конденсирующийся при 275 К жидкий агент направляют в ресивер 14, а паровоздушную смесь выводят в атмосферу.

Из ресивера 14 жидкий агент распределяется через регулирующий вентиль 48 и в испаритель 3 для охлаждения исходного сока, через регулирующий вентиль 49 в воздухоохладитель 13 для конденсации агента из паровоздушной смеси, через регулирующий вентиль 50 в кристаллизатор 4, через регулирующий вентиль 51 в кристаллизатор 16.

Пары агента из испарителя 3 откачивают компрессором 10, а пары агента

та из воздухоотделителя 13 - компрессором 20.

Из отстойника 17 газогидратную суспензию, отделенную от жидкого агента и кристаллов сухих веществ, направляют в сепарационно-промывочную колонну 18, а суспензию из жидкого агента и кристаллов сухих веществ - в сепаратор 19 кристаллов сухих веществ. Концентрат из кармана 35 колонны 18 рециркулирует в кристаллизатор 16, а газогидраты предварительно промывают исходным соком и транспортируют этим же соком (гидротранспортом) в отстойник 5 и далее после смешивания с газогидратной суспензией, поступающей из кристаллизатора 4, направляют в сепарационно-промывочную колонну 6.

Совмещенные отстойник 17 и сепаратор 19 кристаллов сухих веществ работает следующим образом.

Газогидратная суспензия (кристаллы газогидратов и кристаллы сухих веществ, 70%-ный концентрат сока, жидкий хладон), подаваемая насосом 30 в среднюю часть отстойника 17, разделяется в нем ввиду разности плотностей: внизу - кристаллы сухих веществ в жидком хладоне, вверху - газогидраты в жидком концентрате. Плотности веществ следующие,  $\text{кг/м}^3$ : кристаллы сухих веществ 2100; концентрат 129,5; жидкий хладон 1400; кристаллы газогидратов 1080. Объем проточного отстойника 17 подбирается таким, что время пребывания компонентов суспензии (3-5 мин) достаточно для их разделения. Газогидраты с концентратом сока отводятся сверху по линии 52 в сепарационно-промывочную колонну 18. Жидкий агент отводится по линии 53 в кристаллизатор 16. Кристаллы сухих веществ, накапливаясь внизу в среде жидкого хладона, перемещаются шнеком 39 (обороты шнека малые - 8-10 об/мин, не препятствующие осаждению кристаллов сухих веществ) в среднюю часть корпуса 38. Здесь кристаллы уплотняются, а основная часть жидкого агента при этом выдавливается обратно в отстойник 17. Эффект выдавливания жидкости из несжимаемой твердой дисперсной среды обратим - при прессовании твердой фазы жидкость выдавливается из нее, при снятии давления жидкость возвращается в промежутки между частицами твердой фазы. В области фильт-

рующей сетки 45 кристаллы уплотняются дальнейшим прессованием. При этом жидкий агент выдавливается через фильтрующую сетку 45 в карман 46 и далее отводится в кристаллизатор 16. При поступлении кристаллов в зону действия фильтрующей сетки 40 кристаллы сухих веществ опрессованы до 3-4 МПа так, что объем межкристаллических пустот составляет 5-10% от объема твердой фазы, в результате чего из кристаллов уже отжата основная масса жидкого агента. Удаление остаточного агента происходит через фильтрующие сетки 40 и 41 дегазацией сначала компрессором 21, а затем вакуумным насосом 24 до давления порядка 1 кПа. При дальнейшем движении кристаллов сухих веществ к выходу из сепаратора 19 происходит последнее постепенное уплотнение опрессованной массы кристаллов между коническим торцом сепаратора 19, валом шнека 39 и запорным конусом 44, создающее газовый затвор, препятствующий проникновению воздуха в сепаратор. Масса кристаллов выходит из сепаратора в виде плотно спрессованного кольцевого слоя через щелевой зазор между торцом корпуса 38 сепаратора и запорным конусом 44. Необходимая степень прессования кристаллов обеспечивается регулировкой пружин, прижимающих запорный конус 44 к торцу корпуса 38. Эти же пружины обеспечивают герметичный прижим запорного конуса к торцу корпуса 38 перед началом работы сепаратора. Процесс в сепараторе ведется при  $T = 225,5 \rightarrow 260 \text{ К}$  и  $P = 520 \rightarrow 150 \text{ кПа}$ . Затем кристаллы сухих веществ (растворимый порошок с размерами кристаллов 10-20 мкм) в продувочной камере 23 продуваются азотом и в среде его расфасовываются в герметичную упаковку.

Примеры режимов работы установки по фиг. 3 на некоторых других видах сырья (виноградного сока, экстракта кофе, клубничного сока, вина, пива и чая) приведены в таблице. Для различного сырья параметры процессов в кристаллизаторах 4 и 16 I и II ступеней отличаются, что объясняется различным положением криоскопических кривых для различных веществ (фиг. 1) и различными оптимальными коэффициентами извлечения пресной воды в опреснительной ступени  $\epsilon_{I \text{ опт}}$ . Однако параметры процессов в других аппара-

тах приблизительно одинаковы, что объясняется применением одного и того же гидратообразующего агента - хладона R-12. В плавителе-конденсаторе 7, например, для всех видов сырья одна и та же система - агент + вода, процесс в которой один и тот же ( $P, T = \text{const}$ ). Процесс в сепарационно-промывочной колонне 6 жестко стыкуется по давлению с процессом в плавителе-конденсаторе 1 и также по этому параметру независим от вида сырья, что касается температуры в колонне 6, то она может на входе суспензии в колонну 6 незначительно изменяться, соответствуя (с учетом теплопритоков из-за несовершенства изоляции) температуре суспензии, выходящей из кристаллизатора 4. На выходе из колонны 6 температура не должна, во избежание расплавления газтригидратов, превышать температуру верхней инвариантной точки (ВИТ)  $T_{\text{ит}} = 285,41 \text{ K}$ .

Аналогичны соображения относительно параметров процесса в сепарационно-промывочной колонне 18. Давление в ней изменяется от 520 до 450 кПа, а температура - от температуры суспензии после кристаллизатора 16 (с учетом повышения ее на 3-4 K из-за теплопритоков) до 283 K. В сепараторе кристаллов сухих веществ давление жидкого концентрата при его фильтрации через фильтрующую сетку 52 снижается от 520 кПа до давления в кристаллизаторе 16 (разного для различного сырья). Давление твердой фазы - кристаллов сухих веществ для всех видов сырья возрастает от 520 кПа до 3 МПа, а затем снижается до атмосферного (100 кПа) при выводе растворимого порошка в атмосферу.

Линия переработки выжимок (фиг. 4) состоит из последовательности четырех однотипных шнековых герметичных аппаратов непрерывного действия: пресса 54 ввода, кристаллизатора-измельчителя 55, плавителя-сепаратора 56 и сушителя-пресса 57 вывода.

Пресс 54 ввода предназначен для прессования исходного сырья, отжима из него сока, вакуумирования выжимок и ввода их в линию переработки выжимок без заноса в нее атмосферного воздуха. Аппарат состоит из цилиндрического корпуса 58, выходная часть 59 которого коническая и имеет фильтрую-

щие сетки 60 (для отвода сока) и 61 (для дегазации воздуха), охваченные карманами 62 и 63. Торцевой корпус 58 прижимает запорный конус 64, помещенный в герметичной камере 65. Электродвигатель 66 служит приводом для шнека 67. Сырье загружается в пресс ввода через патрубок 68, сок отводится по линии 69, воздух отводится вакуум-насосом по линии 70.

Кристаллизатор-измельчитель 55 предназначен для кристаллизации влаги выжимок в лед и газогидраты, прессования выжимок вместе с газогидратами и их измельчения. Элементы этого аппарата (как и аппаратов 56 и 57) аналогичны элементам аппарата 54. По линиям 71 и 72 производится отвод паров агента. Перед запорным конусом 64 в этом аппарате на валу жестко размещены ножи 73.

Плавитель-сепаратор 56 предназначен для плавления газогидратов, образованных в выжимках, прессования отепленных выжимок и отжатия из них вторичного сока. Теплый пар хладона вводится по линии 74, вторичный сок - по линии 75.

Сушитель-пресс 57 вывода предназначен для окончательной сушки выжимок, дегазации их от агента, вывода их в атмосферу без заноса атмосферного воздуха в линию переработки выжимок и продувки азотом нерастворимого порошка.

Все аппараты линии используют эффект газозатора для поддержания различных давлений на стыках между ними, а также компрессорное оборудование установки, приведенной на фиг. 3, и связаны коммуникациями с ней.

Линия для переработки выжимок работает следующим образом.

Исходное сырье (например, мытые яблоки) загружаются через патрубок 68 в пресс 54 ввода и измельчаются прессованием. Сок направляют в деаэратор 1 (фиг. 3). Выжимки деаэрируются вакуум-насосом 24 и затем проталкиваются принудительно в камеру 65.

В этой камере они контактируют с жидким хладоном R-12, подаваемым в линии 76, и вместе с ним загружаются в следующий аппарат - кристаллизатор-измельчитель 55. Здесь выжимки перемещаются шнеком в среде жидкого хладона, кипящего при температуре льдообразования (для внутриклеточной влаги

с концентрацией сухих веществ, равной примерно для яблочных выжимок 12%, эта температура составляет 270 К). При этом влага выжимок сначала кристаллизуется в лед (кристаллы размером порядка 100-200 мкм), а затем перекристаллизовывается в газогидраты (кристаллы размером порядка 50 - 150 мкм). Затем загидратированные выжимки прессуются вместе с газогидратами в концевой части аппарата 55, измельчаются ножами 73 и принудительно проталкиваются через камеру 65 в аппарат 56. Теплоты льдо- и гидратообразования отводятся вследствие кипения хладагента, пары которого выводятся из аппарата 55 по линии 71.

В плавителе-сепараторе 56 выжимки контактируют с нагретым до 293-303 К паром хладагента R-12, подаваемым по линии 73 и отводимым по линии 72 в установку по фиг. 3. Гидраты плавятся. Газ, выделяющийся при плавлении гидратов, разрывает межклеточные оболочки выжимок, которые уже предварительно повреждены операциями в аппарате 55 (льдообразованием, перетиранием выжимок с гидратами, измельчением их ножами). В дальнейшем выжимки прессуются (в конической части аппарата 56) с выделением вторичного сока, отводимого через фильтрующую сетку 60 и карман 61 по линии 69 в установку по фиг. 3.

Дополнительно обезвоженные и выжатые принудительно из аппарата 56 выжимки попадают в сушитель-пресс 57 вывода, в котором они обдуваются перегретым паром хладагента R-12, имеющим температуру 293-303 К и давление порядка 312 кПа, подсушенным от водных паров, подаваемым по линии 77 и отводимым по линии 76. При сушке выжимок водяные пары переходят в газобразный хладагент, направляемый затем в кристаллизатор I ступени (фиг. 3), в котором водяные пары при охлаждении паров агента до 273-278 К переходят в газогидраты. Затем выжимки прессуются, дегазируются вакуум-насосом и принудительно выталкиваются в камеру 65, в которой они обдуваются инертным газом азотом и в виде нерастворимого порошка (с размерами частиц порядка 1-2 мм) направляются на герметичную упаковку.

Растворимый порошок из сока и нерастворимый из выжимок получают в

двух отдельных линиях. Технологически эти линии связаны друг с другом, т.е. линии по фиг. 3 и 4 работают одновременно. Сырье поступает в линию по фиг. 4, исходный сок из нее поступает в установку по фиг. 3. Холодильное оборудование установки по переработке сока (фиг. 2) служит и для линии по переработке выжимок (фиг. 4). Жидкий хладагент, который поступает для кристаллизации гидратов в линию переработки выжимок (фиг. 4), по трубе 76 отбирается из ресивера 14 установки переработки сока (фиг. 3). Пар хладагента, отбираемый из линии переработки выжимок по трубам 71, 72 и 76, конденсируется на газогидратах в плавителе-конденсаторе 7 либо в дополнительном конденсаторе 12 установки переработки сока (фиг. 3).

Пар хладагента, подаваемый для сушки в аппараты 56 и 57 линии переработки выжимок (фиг. 4), готовится в установке переработки сока (фиг. 3). Он отбирается там после компрессора 11.

Совместная одновременная работа двух сопряженных установок, имеющих общее оборудование (холодильное - компрессоры для сжатия хладагента без загрязнения его маслом, конденсаторы хладагента, вакуум-насос, азотные баллоны), общий агент, одинаковый принцип обезвоживания путем кристаллизации газогидратов, единый персонал, позволяет организовать одновременную комплексную, безотходную и энергосберегающую переработку сырья.

Использование предлагаемого способа позволяет получить из плодового, ягодного и овощного сырья два продукта - растворимый и нерастворимый порошки при значительном уменьшении энергозатрат. Удельные расходы энергии на работу установки для получения растворимого порошка составляют 15 - 18 кВт/ч/т удаленной воды. Энергозатраты на работу линии обезвоживания выжимок меньше, поскольку в ней нет температур ниже 273 К, а для сушки используется нагретый агент, получаемый после сжатия в установке по фиг. 3. Таким образом, по сравнению с известным способом расходы электроэнергии снижаются примерно в 50-60 раз.

Предлагаемый способ позволяет осуществить переработку сырья в непрерывном процессе с большей производительностью, уменьшить объем загрузоч-